

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Національний університет «Львівська політехніка»
Міністерство освіти і науки України

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

Семенюк Микола Віталійович

УДК 621.928.93

ДИСЕРТАЦІЯ
ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ПОТОКІВ У ВІДЦЕНТРОВИХ ФІЛЬТРАХ

05.17.08 – Процеси та обладнання хімічної технології
161 - Хімічні технології та інженерія

Подається на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело

_____М.В.Семенюк

Науковий керівник: Бойко Тетяна Владиславівна, к. т.н., доцент

Київ – 2018 р.

АНОТАЦІЯ

Семенюк М.В. Очищення газових потоків у відцентрових фільтрах.

Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08 «Процеси й обладнання хімічної технології». – Національний університет «Львівська політехніка». Львів, 2018.

Дисертаційна робота присвячена розробці і дослідженням апарата нової конструкції – відцентрового фільтра з системою каналів із замкненими контурами, в якому поєднані два принципи очищення: відцентрової сепарації і багаторазової фільтрації через динамічний пиловий шар.

Виконаний аналіз основних напрямків розвитку і вдосконалення технології відцентрової очистки полідисперсних потоків від твердих часток показав, що ефективність вловлювання типових пиловловлюючих апаратів не відповідає сучасним нормам викидів, а модернізація призводить до підвищення металоємності та аеродинамічного опору конструкції, а також ускладнює експлуатацію. Високих показників ефективності вловлювання можна досягти в апаратах, заснованих на системі каналів із замкненими контурами, що дозволяють у 2...5 разів скоротити викиди у повітря твердих часток у порівнянні з типовими відцентровими пиловловлювачами. Проте, проведені дослідження даних апаратів не в повній мірі відображають процеси, що в них протікають, про що свідчать результати розрахунків по створених математичних моделях.

На основі проведеного аналітичного огляду відцентрової очистки полідисперсних потоків від твердих часток розроблено концепцію та конструкцію нового 8-ми канального відцентрового фільтра, що відрізняється від аналогів тим, що кожна пара каналів з'єднана з ізольованим бункером через днище каналу та кільцеву щілину.

Розроблено методику розрахунку аеродинамічного опору відцентрового фільтра, що являє собою суму двох складових – аеродинамічного опору каналів та центральної області сепараційної камери.

На основі енергетичного принципу, за даними лабораторно-експериментальних досліджень та характеристик матеріалів були отримані розрахункові залежності з постійними a й n .

Проведені багатоваріантні чисельні розрахунки ефективності очистки димових газів від SO_2 дозволили встановити, що при часі контакту $Ca(OH)_2$ з газовим середовищем 3,6 с та константі швидкості 47 с^{-1} досягається ефективність очистки до 50%.

Створено трьохвимірну модель відцентрового фільтра та проведено її числове та аналітичне дослідження. Падіння тиску в центральній області системи каналів складає від 40 до 42 %; від загального аеродинамічного опору апарата.

В результаті проведення експериментальних досліджень встановлено, що ефективність вловлювання часток для більшості експериментальних матеріалів зростає від першої до другої пари каналів на 20%, від другої до третьої пари практично не змінюється та від третьої до четвертої пари каналів зменшується на 25...30 %.

Експериментально доведено, що медіанний діаметр твердих часток по елементах апарату змінюється в межах: для першого – третього бункерів – від 2 до 5%, для четвертого бункера від 10 до 15%. Таким чином у системі каналів відцентрового фільтра відбувається усереднення дисперсного складу твердих часток по елементах системи.

В результаті проведеного аналізу отриманих даних математичного моделювання, експериментальних досліджень, комп'ютерного моделювання та існуючих методик розрахунку підтверджено адекватність математичної моделі. За рахунок удосконалення конструкції відцентрового фільтра у вигляді послідовно з'єднаних криволінійних каналів з відводом часток в окремі герметично ізольовані один від одного бункери вдалося знизити винесення твердих часток у 2-3 рази в порівнянні з аналогом.

Було виготовлено та змонтовано систему очистки у складі відцентрових фільтрів на підприємстві АТ «ЕВРОЦЕМЕНТ- УКРАИНА», м. Балаклія. В результаті проведених випробувань системи аспірації ТШМ № 8...10 було

встановлено, що ефективність вловлювання цементного пилу у відцентровому фільтрі в середньому склала 93% при аеродинамічному опорі близько 800 Па. В результаті проведеної модернізації системи аспірації цементних млинів досягнуто збільшення їх продуктивності на 10% без зростання енерговитрат на подрібнення.

Ключові слова: сепарація, відцентровий фільтр, аеродинамічний опір, ефективність вловлювання, діоксид сірки.

Список публікацій здобувача

1. Семенюк М.В. Дослідження розподілу концентрації та дисперсного складу твердих часток в газових потоках в системі каналів з замкненими контурами / Семенюк М.В., Серебрянський Д.О., Плашихін С.В. // Міжнародний науково-прикладний журнал “Промислова теплотехніка” – Інститут технічної теплофізики НАН України – Київ 2013 – Т. 35, №6 - С. 83-92. *(Особистий внесок: розглянуто закономірності руху твердих частинок, газу і конструктивні способи інтенсифікації процесу сепарації в апаратах з системою каналів із замкненими контурами).*
2. Семенюк М.В. Двухуровневый центробежный фильтр / Серебрянський Д.О., Горголюк В.В., Плашихін С.В., Семенюк, М.В. // Науково-виробничий журнал “Екологія і промисловість”, ГП «УкрНТЦ «Енергосталь». – Харків 2014 рік – №2 – С. 34-38. *(Особистий внесок: проведено експериментальні та промислові дослідження процесу вловлювання пилу в відцентровому фільтрі).*
3. Семенюк М.В. До питання побудови математичної моделі одновимірного об’єкту / Бойко Т. В., Абрамова А. О., Серебрянський Д. О., Семенюк М. В. // Технологічний аудит і резерви виробництва – Харків 2015 – № 2/5 (22) – С. 16-21. *(Особистий внесок: розроблено математичну модель розрахунку аеродинамічного опору в апарат із системою каналів із замкненими контурами).*
4. Семенюк М.В. Исследование величины аэродинамического сопротивления восьмиканального центробежного фильтра / Семенюк М.В., Серебрянський Д.О., Плашихін С.В. // Інженерно-фізичний журнал, Інститут тепло- і

- масообміну імені А.В. Ликова НАН Білорусії –Білорусія, Мінськ 2015 – Т. 88, № 2 – С. 455-463. *(Особистий внесок: проведено стендові випробування відцентрового фільтру і виконано обробку одержаних результатів).*
5. Семенюк Н.В. Методика расчета эффективности улавливания твердых частиц в центробежных аппаратах пылеочистки / Плашихин С.В., Семенюк Н.В., Бойко Т.В. // Экология и промышленность – 2016. - №3. – С. 62-66. *(Особистий внесок: розробка алгоритму розрахунку ефективності вловлювання часток у відцентровому фільтрі на базі енергетичного принципу).*
 6. Semeniyuk. N. Analysis of the efficiency of purification of gas flows in a centrifugal filter / T.Boyko, D.Skladanyu, A.Abramova, S.Plashykhin, N.Semeniyuk. //Восточно-европейский журнал передовых технологий ISSN 1729-3774 – 2016. - №2/10(80). – С. 4-9. *(Особистий внесок: проведено аналіз адекватності розробленої методики розрахунку ефективності очистки газових потоків).*
 7. Семенюк М.В. Патент на винахід UA 100913 C2 «Відцентровий класифікатор» / Серебрянський Д.О., Семенюк М.В. // Номер заявки а 2011 03390, дата подання заявки: 22.03.2011, дата, з якої є чинними права на корисну модель: 11.02.2013, публікація відомостей про видачу патенту: 11.02.2013, бюлетень №3. *(Особистий внесок: проведено патентний огляд та прийнята участь в розробці нового фільтра – відцентровий класифікатор).*
 8. Семенюк М.В. Патент на корисну модель UA 110464 U «Відцентровий фільтр з жалюзійною решіткою» / Плашихін С.В., Семенюк М.В. // Номер заявки и 2016 03659, дата подання заявки: 06.04.2016, дата, з якої є чинними права на корисну модель: 10.10.2016, публікація відомостей про видачу патенту: 10.10.2016, бюлетень №19. *(Особистий внесок: проведено патентний огляд, прийнята участь в розробці вдосконалення відцентрового фільтра у вигляді жалюзійної решітки на вході в апарат).*

9. Семенюк М.В. Патент на корисну модель UA 111538 U «Дворівневий відцентровий фільтр» / Плашихін С.В., Семенюк М.В. // Номер заявки u 2016 05634, дата подання заявки: 25.05.2016, дата, з якої є чинними права на корисну модель: 10.11.2016, публікація відомостей про видачу патенту: 10.11.2016, бюлетень №21. *(Особистий внесок: проведено патентний огляд, прийнята участь в розробці вдосконалення відцентрового фільтра у вигляді дворівневої сепараційної головки).*
10. Семенюк М.В. Комп'ютерне моделювання гідродинамічних процесів циклонних пиловловлювачів / Серебрянський Д.О., Плашихін С.В., Семенюк, М.В. // IV Міжнародна науково-практична конференція молодих вчених і спеціалістів в області проектування підприємств гірничо-металургійного комплексу, енерго- і ресурсозбереження, захисту навколишнього природного середовища. – Харків 2015. – С. 171-178.
11. Семенюк М.В. Очистка запиленого повітря при помелі клінкеру в трубних кульових млинах / Плашихін С.В., Семенюк, М.В. // V Міжнародна науково-практична конференція молодих вчених і спеціалістів в області проектування підприємств гірничо-металургійного комплексу, енерго- і ресурсозбереження, захисту навколишнього природного середовища, ГП «УкрНТЦ «Енергосталь» – Харків 2016 – С. 81-84.
12. Семенюк М.В. Комп'ютерне моделювання аеродинамічних процесів та ефективності вловлювання твердих часток у відцентрованому фільтрі / Бойко Т.В., Семенюк М.В., Плашихін С.В.// Комп'ютерне моделювання в хімії і технологіях та системах сталого розвитку – КХМТ-2016: Збірник наукових статей П'ятої міжнар. наук.-практ. конференції. – Київ:НТУУ «КПІ», 2016, ISBN 978-617-696-461-2. – С. 187-192.
13. Семенюк М.В. Очищення димових газів від діоксиду сірки та золи, що утворюються під час спалювання твердого органічного палива / Плашихін С.В., Семенюк, М.В. // VI Міжнародна науково-практична конференція молодих вчених і спеціалістів в області проектування підприємств гірничо-металургійного комплексу, енерго- і ресурсозбереження, захисту

навколишнього природного середовища, ГП «УкрНТЦ «Енергосталь» – Харків 2017 – С. 94-101.

14. Семенюк М.В. Ефективність вловлювання твердих часток у відцентрованому фільтрі / Т.В. Бойко, М.В. Семенюк // Chemical Technology and Engineering (Хімічна технологія та інженерія): збірка тез доповідей Міжнародної науково-практичної конференції. – 26-3- червня 2017 року, м. Львів. – Львів: Видавництво Львівської політехніки.- 2017 – С. 38-39 –ISBN 978-966-241-068-9.

ANNOTATION

Semeniuk M. Cleaning gas flows in centrifugal filters.

Thesis for obtaining a degree of candidate of technical sciences on specialty 05.17.08 – Processes and equipment of chemical technology, Lviv Polytechnic National University. Lviv, 2018.

The thesis is dedicated to the development and research of the apparatus of a new construction - a centrifugal filter with the channels system of closed contours, which combines two principles of purification: centrifugal separation and multiple filtration through the dynamic dust layer.

The analysis of the basic directions of development and improvement of centrifugal purification technology of polydisperse streams from solid particles showed that the capture efficiency of typical dust collectors does not provide modern emission standards, but modernization leads to both: increasing of metal capacity and aerodynamic resistance of the construction and complicating the operation. The high capture efficiency can be achieved by using apparatuses with the channels system of closed contours that allow to reduce the air emissions of solid particles in 2 ... 5 times in comparison with typical centrifugal dust collectors. However, the results of calculations based on the created mathematical models shown that studies of these devices do not fully reflect the processes occurring in them.

On the basis of the analytical review of centrifugal purification of polydisperse streams from solid particles, the concept and construction of a new 8-channel centrifugal filter had been developed. The device differs from the analogs by the fact

that each pair of channels is connected to an isolated bunker through the bottom of the channel and the annular gap.

The method for calculating aerodynamic resistance of the centrifugal filter had been developed, that include the sum of two components: aerodynamic resistance of channels and the central area of the separation chamber.

On the basis of the energy principle, the calculated dependencies with constant a and n had been obtained according to the data of laboratory-experimental studies and characteristics of materials.

Multivariate numerical calculations of flue gas cleaning efficiency from SO_2 had been performed and cleaning efficiency up to 50% at the contact time $Ca(OH)_2$ with gas environment equal to 3,6 s and the rate constant equal to 47 s^{-1} had been achieved.

A three-dimensional model of the centrifugal filter had been created and numerical and analytical research had been carried out. The pressure drop in the central area of the channel system is from 40 to 42% from the general aerodynamic resistance of the apparatus.

The result of experimental research shown that the efficiency of particle capture for most experimental materials increases from the first to the second pair of channels by 20%, from the second to the third pair of channels does not change significantly and from the third to fourth pair of channels decreases by 25 ... 30%.

There had been experimentally proved that the median diameter of solid particles in elements of the apparatus varies within: from the first to the third bunkers – 2 - 5%, for the fourth bunker – 10 - 15%. Thus, the averaging of the disperse composition of solid particles in the system elements occurs in the system of channels of a centrifugal filter.

Based on the analysis of obtained mathematical modeling data, experimental research, computer modeling and existing calculation methods the adequacy of the mathematical model had been confirmed. The passing of solid particles by 2-3 times compared with the analogue had been reduced due to the improvement of centrifugal filter construction in the form of successively connected curvilinear channels with the removal of particles in separate bunkers really insulated from each other.

The purification system consisting of centrifugal filters at the enterprise «EUROCEMENT-UKRAINE» (Balakliia city) had been manufactured and installed. The testing of the aspiration system TBM № 8...10 shown that the efficiency of catching of cement dust in the centrifugal filter is in average 93% at an aerodynamic resistance of about 800 Pa. The increase in productivity by 10% without additional energy consumption for grinding had been achieved at the modernization of the aspiration system of cement mills.

Key words: separation, centrifugal filter, aerodynamic resistance, capture efficiency, sulfur dioxide.

List of publications of the applicant

1. Semenyuk N. The investigation of the concentration distribution and dispersion of solid particles in gas flows in the system of channels with closed contours / Semenyuk N., Serebryansky D., Plashykhin S. // International scientific and applied journal “Industrial Heat Engineering” – Institute of Engineering Thermophysics NAS of Ukraine – Kyiv 2013 – V. 35, №6 - PP. 83-92. *(Personal contribution: the regularities of motion of solid particles, gas and constructive methods of the separation process intensification in devices with a system of channels with closed contours had been considered.).*
2. Semenyuk N. Two-level centrifugal filter / Serebryansky D., Horholyul V., Plashykhin S., Semenyuk N. // Scientific and production magazine “Ecology and Industry”, SE «UkrRTC «Energostal» – Kharkiv 2014 – №2 – PP. 34-38. *(Personal contribution: experimental and industrial studies of the process of dust capture in the centrifugal filter had been performed).*
3. Semenyuk N. On the question of constructing a mathematical model of one-dimensional object / Boyko T., Abramova A., Serebryansky D., Semenyuk N. // Journal “Technology audit and production reserves” – Kharkiv 2015 – № 2/5 (22) – PP. 16-21. *(Personal contribution: the mathematical model of aerodynamic resistance calculation in the apparatus with a system of channels with closed contours had been developed).*

4. Semenyuk N. The investigation of the magnitude of the aerodynamic resistance of an eight-channel centrifugal filter / Semenyuk N., Serebryansky D., Plashykhin S. // The journal of engineering physics and thermophysics, A.V. Luikov Heat and mass transfer institute NAS of Belarus – Belarus, Minsk 2015 – T. 88, № 2 – PP. 455-463. *(Personal contribution: the booth testing of the centrifugal filter had been carried out and the received results had been processed).*
5. Semenyuk N. The method of calculating the efficiency of particulate trapping in centrifugal dust cleaning apparatuses / Plashykhin S., Semenyuk N., Boyko T. // Ecology and Industry – 2016. - №3. – PP. 62-66. *(Personal contribution: the algorithm of calculation the efficiency of particle capture in the centrifugal filter based on the energy principle had been developed).*
6. Semenyuk. N. Analysis of the efficiency of purification of gas flows in a centrifugal filter / Boyko T., Skladanyy D., Abramova A., Plashykhin S., Semenyuk N. // Eastern-European journal of enterprise technologies ISSN 1729-3774 – 2016. - №2/10(80). – PP. 4-9. *(Personal contribution: the analysis of adequacy of the developed method for calculating the efficiency of gas streams cleaning had been realized).*
7. Semenyuk N. The patent for invention UA 100913 C2 «Centrifugal classifier» / Serebryansky D., Semenyuk N. // Application number a 2011 03390, filing date: 22.03.2011, the date from which the rights to the utility model are valid: 11.02.2013, publication of information about the issuance of a patent: 11.02.2013, bulletin №3. *(Personal contribution: the patent review had been performed and the participation in the development of a new filter - the centrifugal classifier had been accepted).*
8. Semenyuk N. Patent for utility model UA 110464 U «Centrifugal filter with louvre grille» / Plashykhin S., Semenyuk N. // Application number u 2016 03659, filing date: 06.04.2016, the date from which the rights to the utility model are valid: 10.10.2016, publication of information about the issuance of a patent: 10.10.2016, bulletin №19. *(Personal contribution: the patent review had been*

performed and the improvement of the centrifugal filter in the form of a louvre grille at the entrance to the apparatus had been investigated).

9. Semenyuk N. Patent for utility model UA 111538 U «Two-level centrifugal filter» / Plashykhin S., Semenyuk N. // Application number u 2016 05634, filing date: 25.05.2016, the date from which the rights to the utility model are valid: 10.11.2016, publication of information about the issuance of a patent: 10.11.2016, bulletin №21. *(Personal contribution the patent review had been performed and the participation in the perfection of the centrifugal filter in the form of a two-level separation head had been accepted).*
10. Semenyuk N. Computer modeling of hydrodynamic processes of cyclonic dust collectors / Serebryansky D., Plashykhin S., Semenyuk N. // IV International scientific and practical conference of young scientists and specialists in the field of designing enterprises of the mining and metallurgical complex, energy and resource conservation, environmental protection. – Kharkiv 2015. – PP. 171-178.
11. Semenyuk N. Cleaning of polluted air during clinker milling in tubular ball mills / Plashykhin S., Semenyuk N. // V International scientific and practical conference of young scientists and specialists in the field of designing enterprises of the mining and metallurgical complex, energy and resource conservation, environmental protection. – Kharkiv 2016 – PP. 81-84.
12. Semenyuk N. Computer simulation of aerodynamic processes and the capture efficiency of solid particles in a centrifugal filter / Boyko T., Semenyuk N., Plashykhin S.// Computer modeling for chemistry, technologies and sustainable development systems – CMCT-2016: Collection of scientific articles of 5th International scientific-practical conference. – Kyiv: NTUU «KPI», 2016, ISBN 978-617-696-461-2. – PP. 187-192.
13. Semenyuk N. Cleaning of flue gases from sulfur dioxide and ash produced during combustion of solid organic fuel / Plashykhin S., Semenyuk N. // VI International scientific and practical conference of young scientists and specialists in the field of designing enterprises of the mining and metallurgical complex, energy and

resource conservation, environmental protection, SE «UkrRTC «Energostal» – Kharkiv 2017 – PP. 94-101.

14. Semenyuk N. The catching efficiency of solid particles in a centrifugal filter / Boyko T, Semenyuk N. // Chemical Technology and Engineering: Abstracts of International scientific and practical conference. – June 26-3, 2017, Lviv. – Lviv: Publishing House of Lviv Polytechnic National University.- 2017 – PP. 38-39 – ISBN 978-966-241-068-9.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ.....	15
ВСТУП.....	16
РОЗДІЛ 1. СУЧАСНИЙ СТАН ТЕХНІКИ ТА ТЕХНОЛОГІЙ ОЧИСТКИ ДИМОВИХ ТА ТЕХНОЛОГІЧНИХ ГАЗІВ.....	23
1.1 Очистка запилених потоків від твердих часток в різних галузях промисловості.....	23
1.2 Конструкції апаратів очистки димових та технологічних газів від пилу та золи	26
1.3 Системи очистки димових газів від діоксиду сірки	36
1.4 Очистка газів від твердих часток у відцентрових фільтрах	47
1.5 Висновки до розділу 1	54
РОЗДІЛ 2. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ВІДЦЕНТРОВОГО ФІЛЬТРА	55
2.1 Лабораторно-експериментальний стенд.....	55
2.2 Методика експериментальних досліджень	58
2.3 Дослідження аеродинамічних характеристик восьмиканального відцентрового фільтра	61
2.4 Експериментальні дослідження ефективності вловлювання та розподілу твердих часток.....	64
2.5 Висновки до розділу 2	81
РОЗДІЛ 3. ЧИСЕЛЬНІ РОЗРАХУНКИ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ ВІДЦЕНТРОВОГО ФІЛЬТРА.....	83
3.1 Чисельні розрахунки аеродинамічних характеристик потоку в каналах відцентрового фільтра.....	83
3.2 Чисельні розрахунки аеродинамічних характеристик течії потоку в центральної області системи каналів відцентрового фільтра	87
3.3 Чисельні розрахунки руху твердих часток в системі каналів із замкненими контурами відцентрового фільтра	99

3.4 Чисельний розрахунок часу перебування твердої частинки у відцентровому фільтрі	105
3.5 Висновки до розділу 3	119
РОЗДІЛ 4. МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ ВІДЦЕНТРОВОГО ФІЛЬТРА.....	121
4.1 Алгоритм розрахунку основних параметрів роботи відцентрового фільтра.....	121
4.2 Методика розрахунку аеродинамічного опору відцентрового фільтра.....	124
4.3 Методика розрахунку ефективності очистки газових потоків від твердих часток у відцентровому фільтрі	131
4.4 Методика розрахунку процесу очистки димових газів від діоксиду сірки у відцентровому фільтрі.....	139
4.5 Перевірка адекватності розроблених методик та проведених чисельних розрахунків	149
4.6 Висновки до розділу 4	150
РОЗДІЛ 5. ПРОМИСЛОВЕ ВИПРОБУВАННЯ ТА ВПРОВАДЖЕННЯ ВІДЦЕНТРОВОГО ФІЛЬТРА У ВИРОБНИЦТВО	152
5.1 Очистка високотемпературних димових газів від золи при спалюванні твердого палива	152
5.2 Очистка високотемпературних димових газів від діоксиду сірки при спалюванні твердого палива	164
5.3 Системи очистки технологічних газів від пилу цементу трубних кульових млинів	177
5.4 Техніко-економічне обґрунтування вибору відцентрового фільтра	187
5.5 Висновки до розділу 5	190
ВИСНОВКИ.....	192
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	196
ДОДАТКИ.....	204

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

- a – ширина вхідного патрубку, м;
 b – висота вхідного патрубку, м;
 d – внутрішній діаметр вихідної труби, м;
 D – діаметр апарата, м;
 H – висота відцентрового фільтра, м;
 C – концентрація пилу в потоці, г/м³;
 V – об'єм димових газів, м³/год;
 Q – витрати повітря, м³/год;
 m – маса пилу, кг;
 $v(U)$ – швидкість в перерізі апарата, м/с;
 $\delta(d_{50})$ – медіанний діаметр частинок пилу, мкм;
 ΔP – аеродинамічний опір апарата, Па;
 ξ – коефіцієнт аеродинамічного опору;
 η – ефективність вловлювання твердих частинок, %;
 F – фракційна ефективність, %;
 Ψ – коефіцієнт виносу, %;
 σ – дисперсність;
 λ – коефіцієнт гідравлічного тертя;
 μ – коефіцієнт динамічної в'язкості повітря, Па·с;
 ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря, м²/с;
 t – температура середовища, °С;
 ρ – густина пилу, кг/м³;
 ρ_v – густина газового потоку, кг/м³;
 τ – час, с;
 r, φ, z – вісі циліндричної системи координат.

ВСТУП

Серед проблем захисту довкілля найбільш актуальною є охорона повітряного басейну, так як забруднене повітря погіршує екологічні умови, призводить до передчасного зносу основних фондів промисловості, об'єктів житлово-комунального господарства і т. д.

Закон України “Про охорону атмосферного повітря” Вводиться в дію Постановою ВР N 2708-XII (2708-12) від 16.10.92. Прийняття Україною директиви ЄС 2001/80"Про обмеження викидів деяких забруднюючих повітря речовин від великих установок спалювання" щодо охорони атмосферного повітря від шкідливих речовин, спонукає у багатьох промислових технологічних процесах знизити викиди твердих часток у навколишнє середовище до рівня $50 \text{ мг} \cdot \text{м}^3/\text{год}$. Багато підприємств останнім часом здійснюють модернізацію своїх газоочисних установок з встановленням фільтраційного обладнання, однак в багатьох процесах значення початкової заповиленості потребує встановлення додаткової попередньої очистки у відцентрових пиловловлювачах.

У багатьох галузях промисловості в якості першого ступеня очищення технологічних газів від твердих частинок застосовують відцентрові пиловловлювачі, засновані на відцентровій силі. Різке зниження ефективності очищення газових потоків від твердих частинок в даних апаратах не дозволяє їх застосовувати в якості єдиної ступені очищення в системах з високою початковою запиленістю. Високої ефективності очищення газового потоку від твердих частинок можна домогтися шляхом поєднання двох принципів очищення в одному апараті: відцентрової сепарації і багаторазової фільтрації через саморегенеруючий динамічний пиловий шар.

У 2000 роках був отриманий патент на винахід –“відцентровий фільтр” заснований на системі каналів із замкненими контурами, який дозволяє у 2...5 разів скоротити викиди у повітря твердих часток у порівнянні з типовими відцентровими пиловловлювачами. Конструкція даного апарату захищена міжнародними патентами та патентами України, а результати роботи та досліджень системи каналів із замкненими контурами відображені водній

докторській дисертації (Буров О.І.) та двох кандидатських (Буров О.О., Серебрянський О.О.).

Проте, проведені дослідження не в повній мірі відображають процеси, що протікають у апаратах з системою каналів із замкненими контурами при очистці газових потоків від твердих часток. Про це свідчать результати розрахунків по створеним математичним моделям коефіцієнта вловлювання та аеродинамічного опору апаратів даного типу.

Обґрунтування вибору теми дослідження. Актуальність теми полягає в удосконаленні, дослідженні та розробці методики розрахунку відцентрового фільтра з відводом вловлених часток з кожної пари каналів в герметично ізольовані один від одного бункери для підвищення ефективності вловлювання.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дисертаційна робота виконувалась в рамках: договору про співпрацю між НТУУ «КПІ ім. І Сікорського», та ІТТФ НАН України, наукових досліджень кафедри кібернетики хіміко-технологічних процесів Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» - «Пріоритетні напрями розвитку науки в Україні» у відповідності до Державних програм України, що стосуються збереження навколишнього середовища (довкілля) та сталий розвиток, новітні технології та ресурсозберігаючі технології в енергетиці, промисловості та агропромисловому комплексі у рамках закону України № 2623/III від 11.07.2001 р. «Про пріоритетні напрями розвитку науки і техніки».

Дисертаційна робота виконувалася згідно до завдань держбюджетної теми № 2719п «Розроблення, вдосконалення, керування і оцінювання екологічної сталості та безпеки промислових і територіальних утворень як систем із замкненими циклами» (№ держреєстрації 0111U008950, наказ МОН молодьспорт України № 1367 від 28.10. 2015 р.).

Результати наукових досліджень, що представлені в дисертації, отримані в Інституті технічної теплофізики Національної академії наук України за підтримки Інституту промислової екології в рамках виконання держбюджетної науково-

дослідницької роботи «Розроблення та апробація установки для очищення димових газів від діоксиду сірки та золи, що утворюються під час спалювання твердого органічного палива» № ДЗ/451-2013.

Мета і завдання дослідження. Метою роботи є проведення комплексу досліджень процесу розділення в полі відцентрових сил пилогазових потоків, створення методики розрахунку процесу очищення та удосконалення пиловловлюючих апаратів. Для цього необхідно розробити:

- провести експериментальні дослідження для встановлення закономірностей масового та дисперсного розподілу часток різного матеріалу в елементах системи каналів з замкненими контурами;
- розробити фізичну модель процесу очистки газового потоку від твердих часток у системі каналів відцентрового фільтра;
- розробити математичну модель визначення аеродинамічного опору та ефективності вловлювання твердих часток у відцентровому фільтрі;
- провести комп'ютерне моделювання відцентрового фільтра за допомогою сучасних програмних комплексів;
- дослідити аеродинамічні властивості запиленого газового потоку у центральній області каналів відцентрового фільтра;
- оцінити адекватність розроблених моделей;
- розробити нову конструкцію відцентрового фільтра з відводом вловлених часток з кожної пари каналів в герметично ізольовані один від одного бункери.

Об'єктом дослідження є процес відцентрової сепарації полідисперсних порошків у відцентровому фільтрі.

Предметом дослідження є відцентрові апарати з системою каналів із замкненими контурами.

Методи дослідження

Фізичне моделювання на лабораторному устаткуванні, комп'ютерне моделювання структури потоків в системі каналів відцентрового фільтра, математичне моделювання процесу розділення в полі відцентрових сил

пилогазових потоків, теорія подібності для отримання критеріальної залежності ефективності процесу, математична статистика для встановлення залежностей між ефективністю на характеристиками пилогазовго потоку розробленої конструкції апарата.

Наукова новизна одержаних результатів.

У дисертації одержано такі наукові результати:

- розроблено нову конструкцію відцентрового фільтру, що заснована на багатоступінчастому принципу відведення полідисперсних часток з криволінійних каналів в окремі герметично ізольовані один від одного бункери;
- вперше теоретично доведено принцип вловлювання полідисперсних твердих часток з криволінійних каналів в окремі ізольовані один від одного бункери;
- вперше експериментально встановлено закономірності розподілу дисперсного та масового складу твердих часток по елементам відцентрового фільтру;
- вперше досліджено стриктуру швидкостей газових потоків по елементам відцентрового фільтру та центральній області системи каналів;
- вперше обґрунтовано та чисельно розраховано можливість очистки димових газів від твердих часток та діоксиду сірки у відцентрових фільтрах із системою каналів з замкненими контурами;
- вперше розроблено математичну модель для визначення аеродинамічного опору та ефективності вловлювання твердих часток у відцентровому фільтрі удосконаленої конструкції.

Практичне значення отриманих результатів.

Розроблено та виготовлено принципово новий апарат з системою каналів із замкненими контурами для вловлювання полідисперсних порошків, який захищено патентом України. Розроблені в роботі методики дозволяють знаходити оптимальні умови експлуатації і компонування відцентрових фільтрів при мінімальних енерговитратах, забезпечуючи необхідний ступінь очищення газів.

Розроблений апарат може бути використаний на підприємствах металургійної, цементної, коксохімічної та інших галузях промисловості.

Впровадження результатів роботи:

- виготовлено та впроваджено на ПАТ “Авдіївський коксохімічний завод”, м. Авдіївка два відцентрових фільтри, продуктивністю до 30000 м³/год кожен, що дозволило зменшити викиди твердих часток коксового пилу більш ніж в 10 разів;
- виготовлено та впроваджено на АТ “Євроцемент-Україна”, м. Балаклія три відцентрових фільтри, продуктивністю до 16000 м³/год кожен, що дозволило зменшити викиди твердих часток цементного пилу більш ніж в 8 разів;
- виготовлено одну секцію установки для очищення димових газів від діоксину сірки та золи, що поставлена на підприємство ДП “Макіїввугілля”, шахта Бутівська.
- результати дисертаційної роботи використовуються в навчальному процесі кафедри кібернетики хіміко-технологічних процесів Національного технічного університету України “Київський політехнічний інститут”.

Особистий внесок здобувача полягає у проведенні аналітичних досліджень, аналізуванні та обробленні одержаних результатів, впровадженні результатів досліджень і відображенні у наукових працях:

- розглянуто закономірності руху твердих частинок, газу і конструктивні способи інтенсифікації процесу сепарації в апаратах з системою каналів із замкненими контурами. Розглянуто фізичну модель очистки неоднорідних газових систем у відцентровому пиловловлювачі;
- проведено комп’ютерне CFD моделювання аеродинаміки та ефективності вловлювання полідисперсного пилу у відцентровому фільтрі;
- розроблено математичну модель розрахунку аеродинамічного опору в апараті з системою каналів із замкненими контурами;
- проведено стендові випробування відцентрового фільтру і виконано обробку одержаних результатів;

– виготовлено пиловловлюючий апарат та проведено експериментальні та промислові дослідження процесу вловлювання пилу в відцентровому фільтрі, який призначений для комплексної очистки газів;

– проведений патентний огляд та прийнята участь в розробці нового апарату пиловловлення.

Апробація результатів дисертації. Основні результати роботи доповідались і обговорювались на: VII Всеукраїнській науково-практичній конференції студентів, аспірантів і молодих вчених “Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів”, (м. Київ, 2013); VIII Всеукраїнській науково-практичній конференції студентів, аспірантів і молодих вчених “Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів”, (м. Київ, 2013); IX Всеукраїнській науково-практичній конференції студентів, аспірантів і молодих вчених “Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів”, (м. Київ, 2014); XIII Міжнародній науково-практичній конференції “Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження” (м. Київ, 2015), IV-VI Міжнародних науково-практичних конференціях молодих вчених і спеціалістів в області проектування підприємств гірничо-металургійного комплексу, енерго- і ресурсозбереження, захисту навколишнього природного середовища (м. Харків, 2015-2017), V Міжнародній науково-практичній конференції “Комп’ютерне моделювання в хімії і технологіях та системах сталого розвитку” (м. Київ, 2016), Міжнародній науково-практичній конференції “Chemical Technology and Engineering” (м. Львів, 2017).

Публікації. Основний зміст дисертаційної роботи викладено в 14-ти опублікованих роботах, у тому числі: 6 статей у наукові фахові видання України, 5 публікаціях тез доповідей міжнародних конференцій та наукових семінарах, 1 патенту України на винахід та 2 патентів України на корисну модель.

Структура й обсяг роботи. Дисертація викладена на 179 сторінках друкованого тексту основної частини, яка складається із вступу, п’яти розділів та висновків. Повний обсяг дисертації становить 225 сторінок і включає 106

рисунків, 47 таблиць, список використаних джерел із 87 найменувань та 5 додатків.

Автор виражає глибоку подяку і вдячливість за підтримку та допомогу при виконанні роботи науковому керівнику Т.В. Бойко, колегам з кафедри Кібернетики хіміко-технологічних процесів, ХТФ, НТУУ “КПІ, ім. І. Сікорського” Ю.А. Безносику, С.В. Плашихіну, Інституту технічної теплофізики НАН України (м. Київ) О.І. Сігалу, Д.О. Серебрянському та ін., підприємствам АТ «Євроцемент-Україна» (м. Балаклея), ПАТ «Авдіївський коксохімічний завод», ДП «Макіїввугілля».

РОЗДІЛ 1. СУЧАСНИЙ СТАН ТЕХНІКИ ТА ТЕХНОЛОГІЙ ОЧИСТКИ ДИМОВИХ ТА ТЕХНОЛОГІЧНИХ ГАЗІВ

1.1 Очистка запыленных потоков від твердих часток в різних галузях промисловості

Значна частина сучасних технологічних процесів у хімічній та нафтохімічній промисловості пов'язана з виготовленням, переробкою та застосуванням порошкоподібних матеріалів і супроводжується інтенсивним виділенням пилу.

Удосконалення технічного обладнання промислових підприємств та постійне підвищення норм на викиди твердих часток та аерозолів в атмосферу призводить до необхідності удосконалення існуючих та розробки нових, більш ефективних апаратів.

Основними шляхами боротьби з пиловими викидами в атмосферу залишаються вдосконалення технологічних процесів і створення безвідходних замкнених циклів. Однак у тих, поки ще численних, випадках, коли ці завдання не можуть бути вирішені, необхідно застосовувати найбільш ефективні та економічні засоби очищення повітря і газів від пилу перед викидом їх в атмосферу.

Проблема зниження пилових викидів з метою забезпечення концентрацій пилу в повітряному басейні промислового виробництва і населених місць може бути вирішена, якщо для кожного конкретного випадку можна буде обґрунтовано вибрати економічний і досить ефективний пиловловлювач. При цьому необхідно виходити з умов раціональної технології, правильної експлуатації пиловловлюючих пристроїв і ефекту розсіювання пилу в атмосфері.

Найефективнішим методом захисту повітряного басейну від забруднення шкідливими речовинами є впровадження перспективних безвідходних ресурсо- й енергозберігаючих технологічних процесів. Такі технології дозволяють виключити або суттєво знизити викиди шкідливих речовин в атмосферу. Але це

не завжди технологічно можливо й економічно доцільно. Тому для більшості підприємств очищення газів є одним із заходів захисту атмосферного повітря від забруднення [1].

Значна різноманітність джерел забруднювачів атмосферного повітря, що відрізняються за природою й концентрацією шкідливих речовин, температурою, тиском, періодичністю й часом викиду визначає вибір раціонального обладнання для очищення газових викидів. Залежно від типу забруднювачів та їх фізико-хімічних властивостей використовують різні методи осадження твердих частинок, абсорбційне та адсорбційне очищення газів від паро- й газоподібних забруднень, каталітичне, термічне, електричне та магнітне очищення газових викидів. Вирішення актуальної проблеми - зниження забруднення атмосферного повітря за рахунок підвищення ефективності очищення вентиляційних і технологічних газів перед викидом їх в атмосферу - можливо через застосування нового технологічного обладнання, доцільність якого повинна бути економічно обґрунтована.

Технологічні проники очищення газових викидів сухими пиловловлювачами ґрунтуються на фізичних та хімічних властивостях забруднювачів та використанні основних фізичних закономірностей, внаслідок яких відбувається пиловловлювання. Удосконалення технологічних процесів та розробка нових мало- й безвідходних технологій, що дозволяють вловлювати й утилізувати газові відходи, базується на використанні одного або декількох механізмів осадження завислих в газах частинок. Основними механізмами осадження завислих частинок є дія сил гравітації, інерції, дифузії, відцентрових сил та за рахунок сил зчеплення [2].

В даний час на більшості промислових підприємствах в системах золо- та пиловловлення експлуатуються циклони, електрофільтри, рукавні фільтри, зернисті фільтри, встановлені двадцять і більше років тому.

Виробництво цементу супроводжується надходженням в атмосферу і робочу зону підприємства значної кількості тонко дисперсного пилу. Найбільша кількість пилу (більше 80%) надходить в навколишнє середовище від печі – з

газами, що відходять в холодному її кінці, і з повітрям з холодильника в гарячому кінці, особливо при так званому клінкерному пиловиділенні [3].

Гарячий клінкер з печі направляється в холодильник, де охолоджується повітрям, що нагнітається вентиляторами. Повітря, нагріте завдяки теплоті, відібраній від клінкеру («вторинне» повітря), надходить у піч у кількості, необхідній для спалювання палива в суміші з розпилюючим холодним («первинним») повітрям, а надлишок з холодильника клінкеру як правило очищають за допомогою одно- та двоступеневих систем очищення, представлених, як правило, циклонами і рукавними фільтрами [4]. На першій ступені очищення, як правило, використовують циклони Крейзеля або батарейні циклони, ефективність уловлювання яких становить 75 – 80%. Недостатня ефективність цих пиловловлювачів призводить до зайвого виносу цементного пилу на другий ступінь очищення - рукавний фільтр. Надлишкова запиленість газового потоку веде до швидкого зносу рукавів рукавного фільтра.

Аналогічна проблема спостерігається і в системах аспірації цементних млинів. З літературних джерел [5–10] відомо, що за рахунок аспірації з млина при помелі клінкеру виноситься від 6 до 15% цементу, при цьому концентрація цементу в аспіраційному повітрі знаходяться в межах 180-560 г/м³.

В даний час помольні агрегати (млини) проектуються в основному з двох- та триступеневою схемою очищення аспіраційного повітря.

Відомо, що при одноступінчастій схемі очищення аспіраційного повітря застосовуються циклони. При двоступеневій – на першій ступені застосовуються циклони, а на другій - електричні або рукавні фільтри. При триступеневому очищенні – на першій ступені застосовуються аспіраційні камери, на другій – циклони, на третій – рукавні фільтри або електрофільтри [11...13].

Сучасні конструкції електрофільтрів здатні забезпечити високий ступінь очищення при малому гідравлічному опорі і відсутності абразивного зносу. При цьому, враховуючи обмеженість площ для розміщення нових апаратів при реконструкції діючих виробництв, перевагу слід віддати електрофільтрам з вертикальним ходом газу. Зокрема, вибухобезпечні електрофільтри, широко

використовуються для уловлювання вугільного та вуглеграфітового пилу, принципово придатні і для уловлювання коксового пилу. При цьому внаслідок малих швидкостей газу, що очищається, виключається абразивна дія на конструктивні елементи апарата, немає необхідності в періодичній заміні фільтруючого шару (як у зернистому фільтрі), малий гідравлічний опір полегшує роботу вентиляторів. У той же час істотною перешкодою до застосування цих електрофільтрів є відкритий вихлоп в атмосферу, тобто вони не можуть працювати під розрідженням, а при їх роботі в нагнітальній мережі запилений потік буде проходити через вентилятори, викликаючи їх прискорений абразивний знос.

Сучасні конструкції тканинних фільтрів характеризуються високою ефективністю пиловловлення. Вони призначені для сухого промислового очищення неагресивних, невибухонебезпечних, негорючих і не схильних до злипання і утворення конденсату газопилових сумішей від твердих частинок. Проте їх застосування, для уловлювання коксового пилу, проблематично, через абразивний знос ворсу фільтрувальної тканини. Термін експлуатації фільтр-елементів при цілодобовому використанні фільтра складає 1 рік, але «важкі» умови експлуатації призводять до необхідності більш ранньої їх заміни.

Провівши аналіз існуючих систем аспірації діючих промислових підприємств можна зробити висновок про те, що відомі циклони, недостатньо ефективні. Цей недолік призводить до нестабільності роботи, до збільшення енергетичних і капітальних витрат на експлуатацію всієї системи аспірації. У зв'язку з цим постає питання про розробку нового вискоефективного пиловловлюючого устаткування.

1.2 Конструкції апаратів очистки димових та технологічних газів від пилу та золи

Серед засобів сухого інерційного очищення газових викидів від пилу найбільш поширені циклони, які застосовуються для виділення з газового потоку

частинок порівняно великого розміру. Залежно від якостей пилу і його дисперсного складу та вимог до очищення газу циклони застосовуються як апарати першого ступеня очищення або в сполученні з іншими пиловловлювачами. Вони ефективно вловлюють з газу частинки пилу діаметром 5 мкм і більші. Допустима початкова концентрація пилу в пило-газовому потоці, що очищується в циклонах, залежить від якостей забруднених газів, конструкції й розмірів циклона. В середньому вона не повинна перевищувати $400 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}^3$ [14].

Перевагою циклонів є:

- відсутність рухомих частин в апараті;
- надійне функціонування при температурах газів майже до 500°C ;
- можливість вловлювання абразивних матеріалів при захисті спеціальним покриттям внутрішньої поверхні;
- простота виготовлення конструкції;
- незалежність роботи апарата від тиску газу;
- незалежність фракційної ефективності очищення від зростання запиленості газів;
- висока продуктивність при порівняно низькій вартості.

Недоліком є те, що значний гідравлічний опір 1250... 1500 Па високо-ефективних циклонів призводить до поганого вловлювання частинок розміром менше 5 мкм [15].

Отже, постає необхідність в розробці нового обладнання зі зниженим гідравлічним опором, що забезпечить покращення ефективності вловлювання часток.

В різних галузях промисловості залежно від умов виробництва та вимог очищення використовують типи циклонів: ЦП-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24 конструкції НДІОГАЗу. При небезпеці налипання шару пилу в корпусі та значній абразивності пилу використовуються спіральні-конічні циклони СК-ЦН-34, спіральні довгоконічні циклони СДК-ЦН-33.

Технічні характеристики сучасних закордонних та найбільш поширених на Україні засобів інерційного очищення газів від пилу наведені в таблиці 1.1 та таблиці 1.2.

Таблиця 1.1

Технічні характеристики закордонних пиловловлювачів

Тип пиловловлювача	Продуктивність, м ³ /год	Гідравлічний опір, Па	Ефективність очищення, %
D1-D1У Польща	800...10000	1350	92
TGL Німеччина	800...5760	1200	90
SGA Чехія	800...10000	1650	91
SHA Англія	800...10000	1730	91
TOSHIBA Японія	800...10000	850	94

Таблиця 1.2

Технічні характеристики поширених на Україні циклонів

Тип циклона	Продуктивність, м ³ /год	Коефіцієнт гідравлічного отру	Ефективність очищення, %
ЦН-11	600...45000	6,1	74
ЦН-15	700...50000	7,6	72
ЦН-15У	650...45000	8,2	67
ЦН-24	1500...10000	1,4	65
СИОТ	1500...10000	6,0	73
ЛИОТ	1500...12000	4,2	68
ВЦНИИОТ	130...7000	9,3	73
УЦ-38	2200...14400	10,2	98
"Матрешка"	200...8000	7,1	58

Значне застосування для очищення промислових газових викидів отримали циклони конструкції НДІОгазу ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24. Конструктивні схеми та типові розміри циліндричних й конічних циклонів НДІОГАЗу наведені на рис. 1.1.

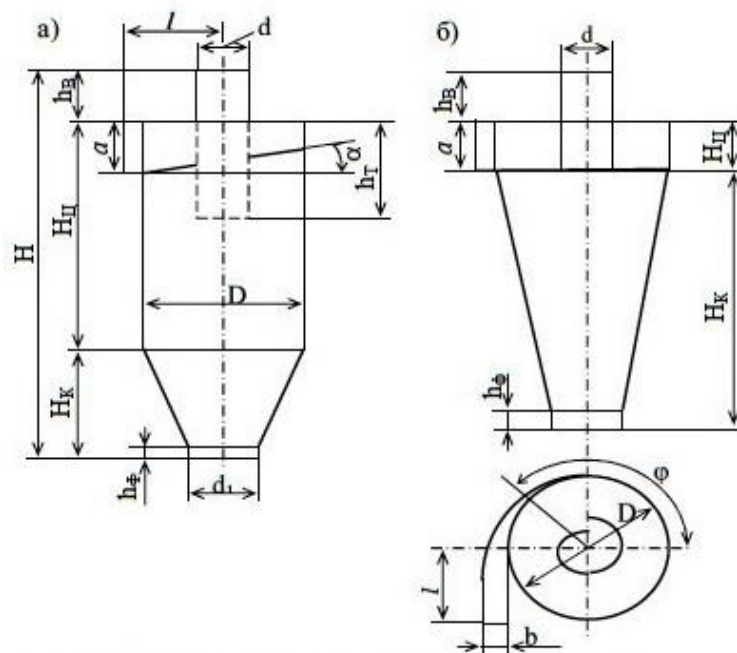


Рис. 1.1 Конструктивні схеми циліндричних (а) та конічних (б) циклонів НДІОгазу

Циклони конструкції СИОТ не мають циліндричної частини, а вхідний патрубок виконано у вигляді штуцера трикутної форми (рис. 1.2). Циклони надійно працюють при очищенні пилогазової суміші від сухого незлиплого та не волокнистого пилу. За ефективністю очищення вони наближаються до циклонів ЦН-11 та ЦН-15, але при однакових з ними продуктивності й гідравлічному опорі передбачають для розміщення в 2...2.5 рази меншої площі.

Перевагою циклонів конструкції СИОТ є їх менша на 30% висота порівняно з циклонами ЦН-11 та ЦН-15. Коефіцієнт опору, що віднесений до швидкості газів на вхідному штуцері, дорівнює 4,2. Максимальний тиск в циклоні до 5 кПа.

Недоліком таких конструкцій є підвищення виносу часток з пилевідвідного отвору за рахунок менших розмірів та турбулентних вихрів всередині фільтра.

Циклони конструкції Гипродревпрому призначені для вловлення відходів деревообробної промисловості. Вони виконуються двох модифікацій: типа Ц й типа УЦ-38. Циклони характеризуються подовженим конусом та сепаратором, що встановлений всередині циклона на центральній трубі. Циклони можуть виготовлятися для встановлення на всмоктувальній або нагнітальній стороні вентилятора.

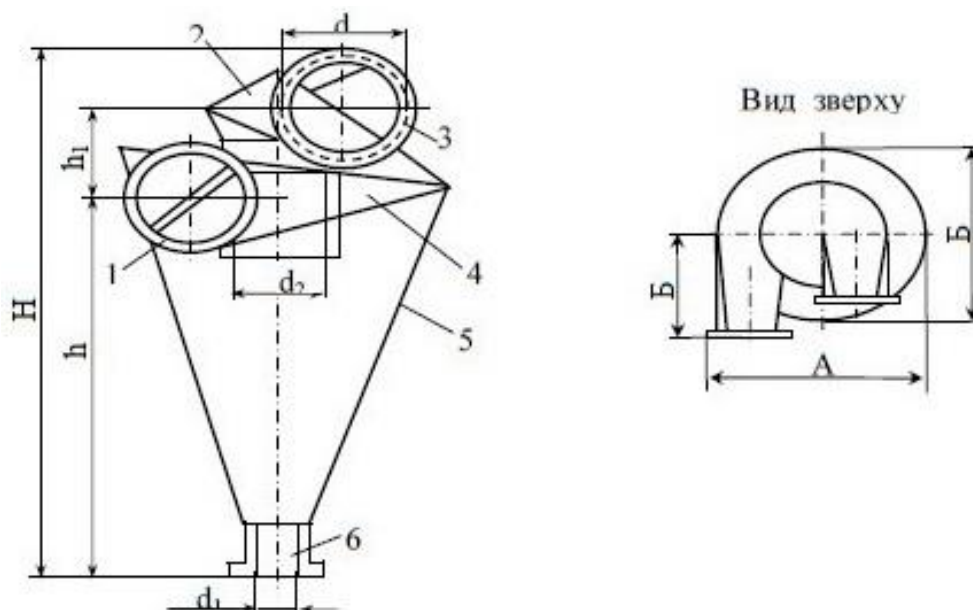


Рис. 1.2 Циклони конструкції СИОТ

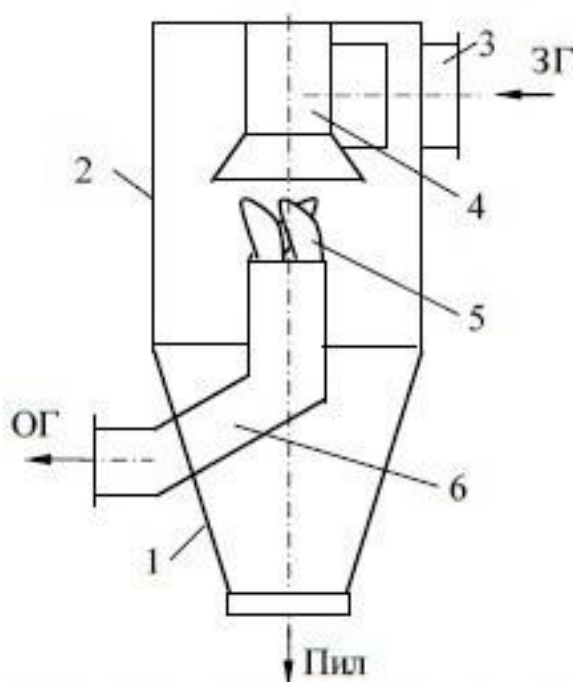
Особливістю цих циклонів є прямоточний, тобто без зміни напрямку, рух газового потоку. Вхід та вихід газів в таких апаратах відбувається з протилежних кінців. Перевагою прямоточних циклонів є малий гідравлічний опір та можливість виконувати футеровку зсередини діабазом або камінним матеріалом, що підвищує їх захист стиранню абразивами. Недоліком є мала ефективність очищення. Тому їх використовують як перший ступінь для грубого очищення газів від великих частинок пилу.

Встановлення попереднього відцентрового вловлення твердих часток більших розмірів перед апаратами тонкої очистки дозволяє позбутися декількох проблем, а саме: зменшити концентрацію потоку, знизити вологість матеріалу, підвищити зносостійкість апаратів другого ступеня очистки. Тому, підвищення ефективності роботи відцентрових фільтрів має велике значення в процесі очистки.

Закручування газу в прямоточних циклонах відбувається як за рахунок тангенціального вводу запиленого газу, так і за рахунок встановлення направляючих апаратів у вигляді розеток. Найбільша ефективність роботи прямоточних циклонів при очищенні газів з велико-дисперсним тілом та може бути збільшена шляхом підбору оптимального відношення розмірів окремих вузлів та деталей. Якщо вміст мілко-дисперсної фази в газовому потоці незначний, то

прямоточні циклони можливо використовувати в якості самостійних пиловловлювачів. Швидкість газового потоку в апараті 5...6 м/с.

Прямоточний циклон конструкції ЦКТИ наведено на рис. 1.3.



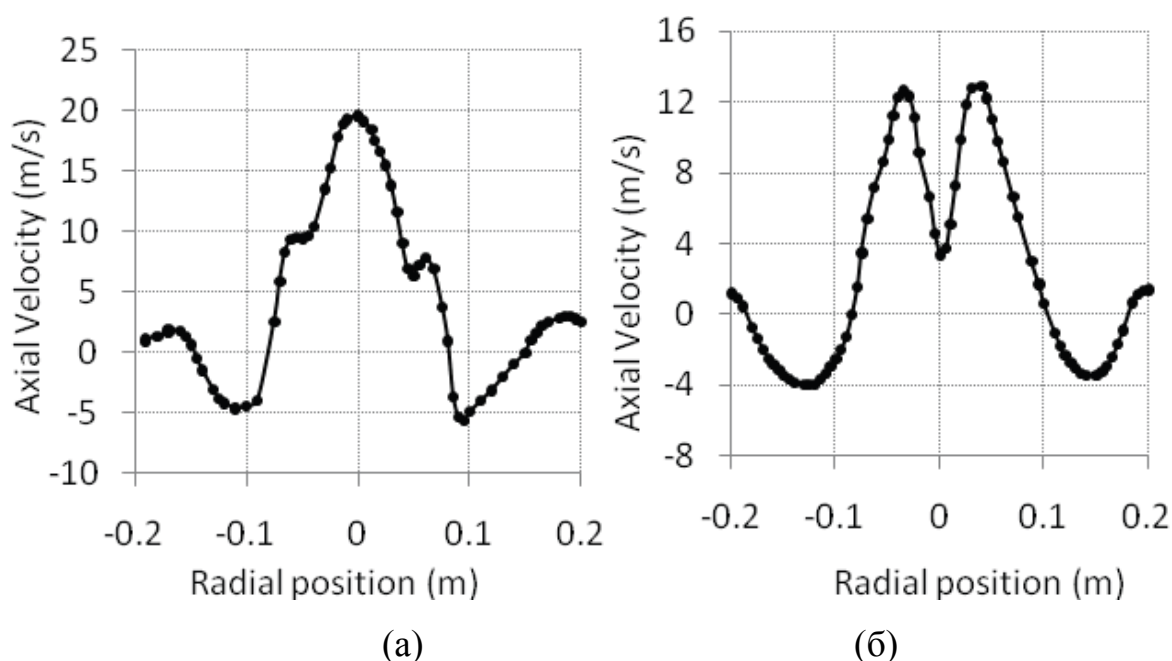
1 – конусна частина; 2 – циліндрична частина; 3 – тангенціальний штуцер; 4 – вставка, навколо якої газ виконує обертання; 5 – розкручувач очищеного газу; 6 – газохід очищеного газу

Рис. 1.3 Конструктивна схема прямого циклона типу ЦКТИ

Закручування газу в прямоточних циклонах відбувається як за рахунок тангенціального вводу запиленого газу, так і за рахунок встановлення направляючих апаратів у вигляді розеток. Найбільша ефективність роботи прямоточних циклонів при очищенні газів з велико-дисперсним тілом та може бути збільшена шляхом підбору оптимального відношення розмірів окремих вузлів та деталей [16...19]. Якщо вміст мілко-дисперсної фази в газовому потоці незначний, то прямоточні циклони можливо використовувати в якості самостійних пиловловлювачів. Швидкість газового потоку в апараті 5...6 м/с .

На рис. 1.4 показано профіль осьової швидкості в циклонному сепараторі в горизонтальному положенні на 0,125 м нижче пристрою завихрення в двох (De/D) співвідношеннях 0,3 і 0,375, відповідно. Видно, що при відносно невеликій

різниці безрозмірних параметрів довжини, осьова швидкість у внутрішній вихровій області переходить від V візерунка до візерунка W [20...24].



а – співвідношеннях 0,3; б – співвідношеннях 0,375

Рис. 1.4 Профіль осьової швидкості в циклонному сепараторі

Типовий приклад поля радіальної швидкості показаний на рис. 1.5. Профіль радіальної швидкості в перерізі $D-D$ частини циклона має спіральну форму. Вісь вихору злегка зігнута і не збігається з геометричною віссю циклону. Як видно з рис. 1.5, розподіл радіальної швидкості позитивний на одній стороні і негативний на іншій стороні. Це пов'язано з несиметричною формою звичайного тангенціального входу циклону [25...27].

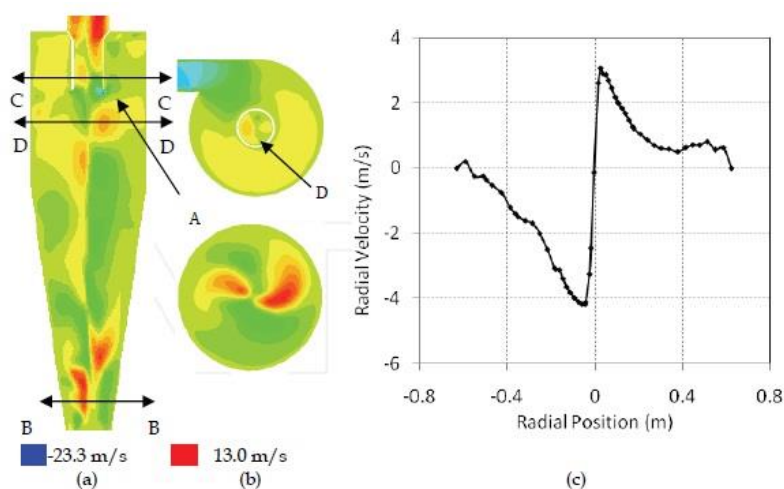


Рис. 1.5 Профіль радіальної швидкості в циклонному сепараторі

Типові залежності контуру тангенціальної швидкості у вертикальній і горизонтальній площинах та порівняння розрахункових і експериментальних даних для тангенціальних швидкостей показані на рис. 1.6. Циклон має асиметричну форму і, як можна бачити, вісь циклону не точно збігається з віссю вихору.

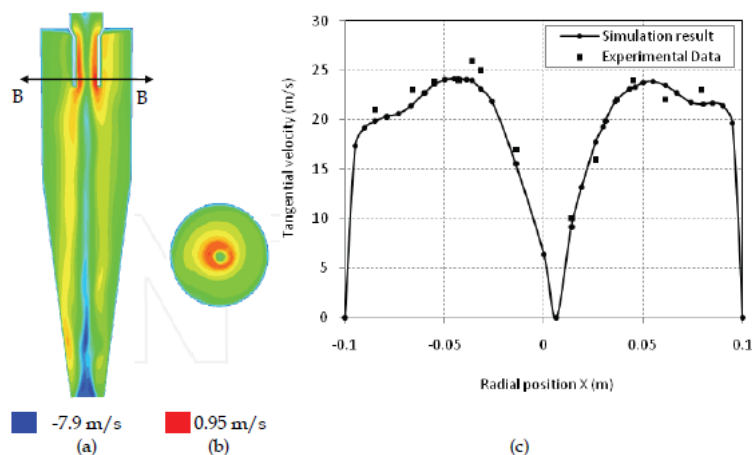


Рис. 1.6 Профіль тангенціальної швидкості в циклонному сепараторі

Падіння тиску на циклоні є значущою змінною, так як це безпосередньо пов'язано з експлуатаційними витратами. Перепад тиску визначається як різниця між статичним тиском на вході і виході. Звичайна операція тангенціального вхідного отвору циклону індукувати обертовий рух, який створює радіальний градієнт тиску, що забезпечую кривизну для потоку газу. Частинки звичайно проходять траєкторії, спрямовані на стінки циклону. Падіння тиску в циклоні, сприяють як місцеві втрати так і втрати на тертя [27...31].

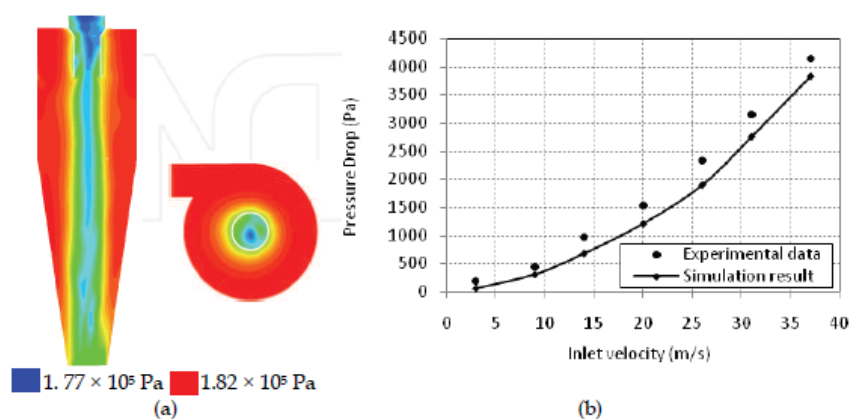


Рис. 1.7 Контур загального тиску

Рис. 1.7 показує контури загального тиску і порівняння перепаду тиску між RSM модельних передбачень і експериментальних даних для циклону [32] для різних вхідних швидкостей газу, відповідно. Сумарні тиски зростають в радіальному напрямку від центру до стінки циклону. Реверсування потоку в циклоні пов'язано з центром низького тиску. Як видно з рис. 1.7, моделювання *CFD* передбачає падіння тільки статичного тиску через циклон, а динамічним тиском нехтують.

Робоча температура і тиск буде впливати на щільність газу і в'язкості та їх вплив на силу тертя. Таким чином, для цих галузей, робочі температури і тиск є важливими параметрами, які визначають падіння тиску в циклоні (рис. 1.8).

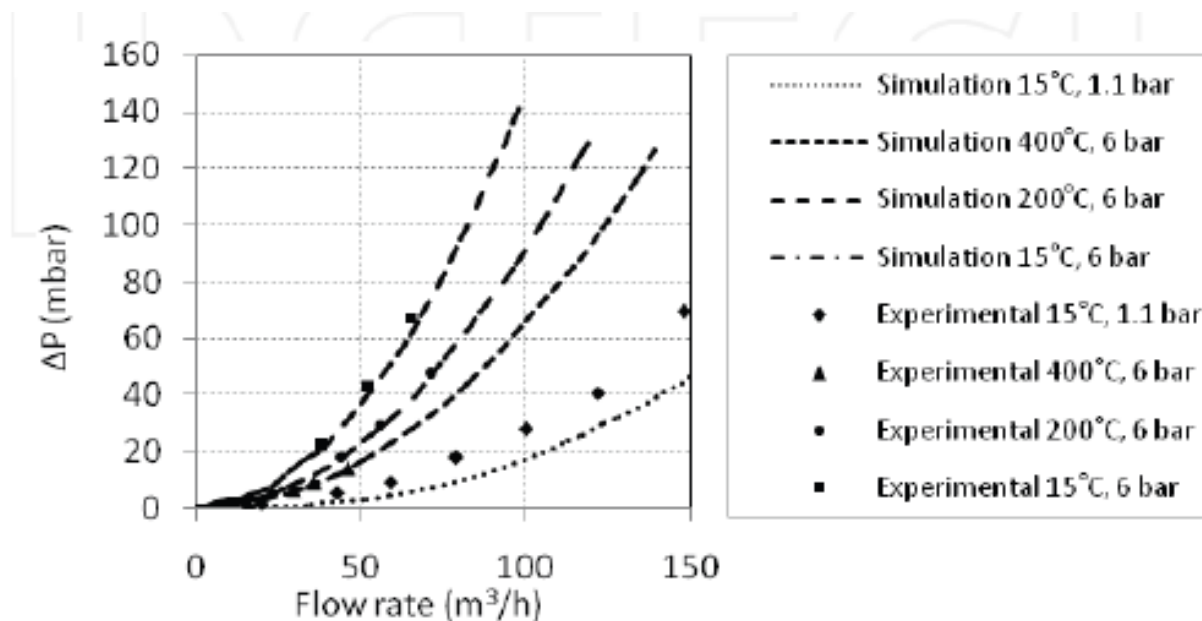


Рис. 1.8 Порівняння експериментальних і розрахункових результатів для падіння тиску при заданій витраті

Частина твердих частинок, відокремлених на виході визначається як ефективність вловлювання. Оскільки циклони зазвичай обробляють різні розміри частинок, то ефективність визначається відповідно до безперервного вузького інтервалу, зокрема частинок розміру групи.

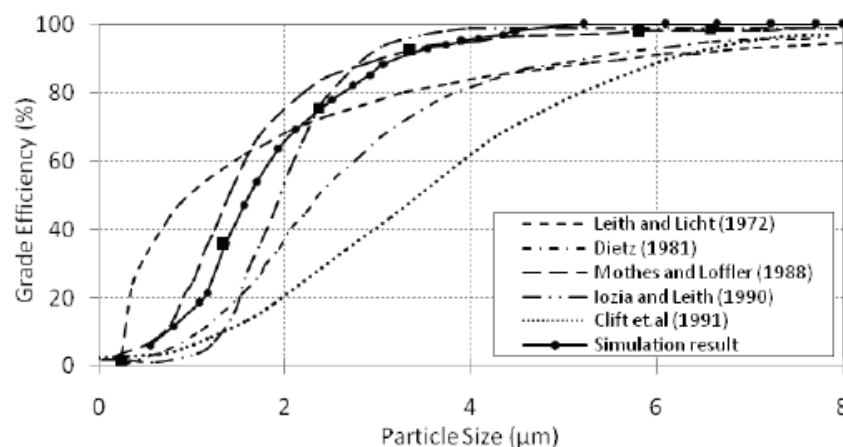


Рис. 1.9 Порівняння моделей ефективності вловлювання: теоретичної, чисельної та експериментальної

Типове порівняння відносної продуктивності обчислювальних моделей і звичайних моделей в прогнозуванні ефективності циклону показано на рис. 1.9. Ефективність вловлювання в циклоні зі звичайним входом і спіральною подвійною конфігурацією входу оцінюється за допомогою нестационарного *RANS* моделі з моделлю турбулентності *RSM*. Обидва профілі показують *S* форму з більш низькою ефективністю збору для більш дрібних частинок і майже повного вловлювання великих часток. Ефективність вловлювання є основним показником виконання циклонного сепаратора і залежить від умов експлуатації та геометричних характеристик.

Геометрична конфігурація, мабуть, найважливіший аспект впливу на продуктивність циклонного сепаратора. Продуктивність циклонного сепаратора чутлива до найменших з геометричних змін. Через ретельне експериментування, були запропоновані оптимальні конструкції циклонних сепараторів. Одним з найбільш часто використовуваних конструкцій є висока ефективність циклону *Stairmand* [33...38].

Завихрення надає ще один шлях для оптимізації конструкції циклону. Розмір пристрою завихрення має вирішальне значення, оскільки він визначає внутрішній і зовнішній шаблон закрученого потоку в рамках встановленого циклонного сепаратора. *CFD* моделювання відкрило шлях для економічно ефективної оптимізації геометрії циклону. Багато геометричних конструкцій були

запропоновані за допомогою дослідження *CFD*, які можна використовувати для поліпшення продуктивності циклонних сепараторів.

Провівши аналіз стану сучасного пиловловлюючого обладнання, можна зробити висновок, що з одночасним підвищенням норм на викиди постає необхідність до модернізації та заміни апаратів на більш ефективні та енергоощадні. При всій різноманітності існуючих типів сепаруючого обладнання, одним з перспективних видів устаткування для сепарації тонких і особливо тонких порошків є відцентрові апарати з системою каналів з замкненими контурами.

1.3 Системи очистки димових газів від діоксиду сірки

Десульфуризація димових газів займає ключове місце в області охорони навколишнього середовища. У більшості країн з високим рівнем розвитку промисловості десульфуризація димових газів стала галуззю господарства зі значними капіталовкладеннями, управлінським, науково-технічним і виробничим апаратом, з законодавствами, нормативами в області проектування і експлуатації установок очистки газів від оксидів сірки. З'явилися десятки потужних машинобудівних і приладобудівних фірм, які розробляють та виробляють обладнання та прилади для цих цілей.

Класифікація методів десульфуризації димових газів, що містять SO_2 , може здійснюватися за різними ознаками: за типом і характером процесу, типом вживаного сорбенту, типом одержуваного продукту і т.д. Прийнята в ЄЕК ООН класифікація розбиває всі методи десульфуризації по одному з характерних ознак процесів – не регенераційні (не циклічні) і регенераційні (циклічні) [39]. На наш погляд, найбільш раціональною класифікацією методів є така, яка дозволяє охарактеризувати фізико-хімічну сутність процесу і підкреслити його технологічні особливості. З цієї точки зору класифікаційна схема методів десульфуризації димових газів може бути представлена в наступному вигляді (рис. 1.10).



Рис. 1.10 Класифікаційна схема процесів десульфурації димових газів

В початковій постановці вирішення проблеми десульфурації газів, в тому числі і димових газів ТЕЦ і ТЕС, виходили насамперед з задачі зниження викидів SO_2 в промислових районах .

Такий односторонній підхід до проблеми призвів до того, що для досягнення поставленої мети в країнах Центральної Європи, США , а також в Японії найбільшу підтримку та поширення набули технології десульфурації, в основі яких використовувалися рідкофазні методи простий абсорбційної очистки газів. Такі тенденції характерні для кінця 60- першої половини 70-х рр., які в свою чергу привели до виникнення нових проблем, пов'язаних з охороною навколишнього середовища. Застосування методів лужної, подвійної лужний, вапнякового чи вапняної очищення (установки першого покоління) тягне за собою утворення великих кількостей твердих і рідких відходів, для яких необхідно відводити спеціальні площі, а в деяких випадках одержувані продукти - піддавати похованню, що може призвести до отруєння ґрунтових вод.

При десульфурації димових газів електростанцій за допомогою рідкофазних методів можна отримувати різні продукти залежно від типу технології. Наприклад, на установці потужністю 500 МВт, що працює на вугіллі, при вмісті сірки - 3,5% зі ступенем вилучення сірки з газу 95%, утворюється [40]: 90 т сульфітно-сульфатної пульпи або 45 т гіпсу, або 31 т сульфату амонію, або 23 т сірчаної кислоти, або 15 т діоксиду сірки, або 7,5 т сірки на годину.

У світлі нового підходу до проблеми десульфуризації газів, можливість використання цих продуктів визначає, яка з традиційних технологій очищення димових газів може бути застосована в конкретній ситуації.

В даний час не дивлячись на велику кількість робіт, що проводяться у всьому світі з очищення газів від діоксиду сірки, найбільшого поширення для очищення димових газів отримали рідкофазні (мокрі) технології, це насамперед не регенераційний вапняний метод і регенераційний сульфід-бісульфід натрієвий метод [41].

Розглянуті нижче процеси засновані на застосуванні різних абсорбентів без їх регенерації після поглинання діоксиду сірки, що зумовлює простоту технологічних схем у порівнянні з регенераційними методами. Однак враховуючи те, що подібні технології традиційні і багаторазово обговорювалися в науковій і технічній літературі, розглянемо їх особливості досить коротко.

Для очищення невеликих за обсягом димових газів SO_2 як абсорбент часто використовують водні розчини лужних солей натрію. Багаторазовість використання абсорбенту визначається його концентрацією і концентрацією діоксиду сірки в очищуваному газі. Потреба в електроенергії, необхідній для даного процесу, становить 2 - 3% від вироблюваної котлоагрегатом (включаючи підігрів очищеного газу) [39].

Процеси подвійний лужного очищення [39, 42] засновані на застосуванні в якості абсорбенту розчину гідроксиду натрію з наступною обробкою розчину, що містить абсорбований діоксид сірки, гідроксидом кальцію. В результаті очищення може бути отримана суміш сухих солей кальцію або гіпс (після додаткової обробки осаду).

Серед традиційних методів десульфуризації низько концентрованого по SO_2 промислових газів безперечними лідерами за кількістю побудованих установок є технології із використанням вапняку або вапна. Дані методи застосовують більш ніж на 80% установках десульфуризації, що діють в світі [39, 41, 43, 44, 45, 46].

На рис. 1.11. представлено типову схему системи мокрого способу десульфурації димових газів з використанням вапна/вапняку.

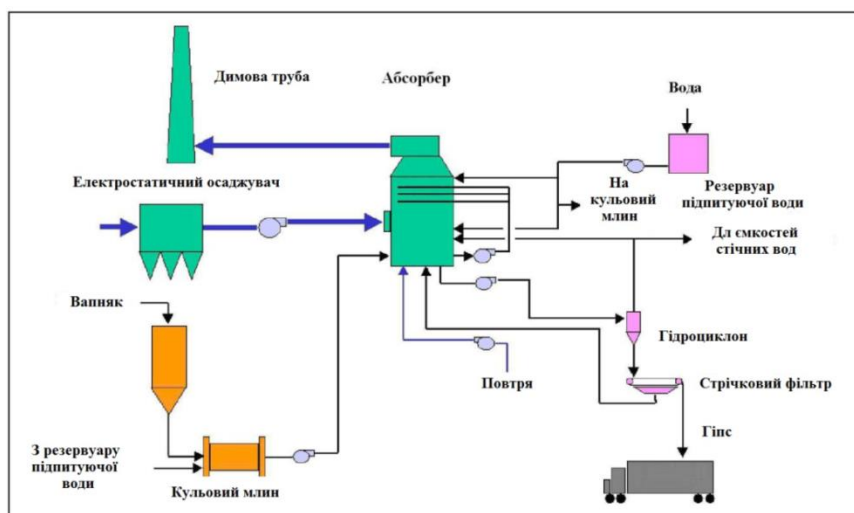


Рис. 1.11 Схема потоків мокрого скруберного процесу десульфурації з вапном

Слід зазначити, що в перших системах десульфуризації в якості сорбенту використовували вапно як більш лужний і, отже, більш ефективний реагент в порівнянні з вапняком (CaCO_3). Надалі було показано, що досить ефективну очистку газу від SO_2 можна отримати, застосовуючи набагато дешевший сорбент - вапняк.

У застосуванні обох хемосорбентів є багато спільного: хімізм, технологічні схеми, характеристика твердих продуктів газоочистки, ідентичні штучні добавки до абсорбенту, що підвищують його ефективність, і т.д. Разом з тим можна відзначити відмінні риси.

Переваги вапняної суспензії: висока реакційна здатність, що забезпечує ефективну абсорбцію при малому співвідношенні абсорбент/газ; невеликі розміри абсорберів і капітальних витрат; менший обсяг твердого осаду відпрацьованого абсорбенту; більш низьке споживання води.

Переваги вапнякової суспензії: дешевизна і доступність хемосорбентів; невелике споживання енергії (з урахуванням вузла випалу вапняку на вапно).

Мокрі системи десульфурації, що використовують вапняк, страждають від агресивних властивостей середовища, що призводять до корозії, ерозії та абразивного зносу. Прохід топкових газів від входу до виходу абсорбера в димову трубу повинен бути захищений, наприклад, шляхом використання гуми або футеровки, що забезпечує захист від кислоти, що утворюється в результаті

адіабатичного охолодження і насичення газів. Компоненти конкретної схеми - це вхідний канал, абсорбер, вихідний канал, система нагріву і канали димової труби. Всі частини пристроїв подачі суспензії схильні до корозії і абразивного зносу. Це відноситься до розпилювальних сопел абсорбера, резервуарів, насосів, труб, клапанів та всього устаткуванню дегідратації.

Напівсуха абсорбція або напівсухі методи десульфуризації газів як нові технології з'явилися наприкінці 80-х рр. Вони були особливо привабливі при використанні мало-сірчистого вугілля і помірних вимогах до ефективності уловлювання SO_2 на рівні 70-80%. Більшість рідкофазних (скрубєрних) установок десульфуризації газів, побудованих до 1978 р., були запроектовані також на ефективність очищення 70-80 %. Законодавчі стандарти на норми викидів діоксиду сірки залишилися в силі до кінця 1990 р. в США і в більшості країн Європейського Союзу (ЄС) [45]. Враховуючи реалії тих років цілком закономірним є поява нових напівсухих технологій, що дозволяють зменшувати капітальні витрати на будівництво установок, зберігаючи при цьому ступінь уловлювання SO_2 .

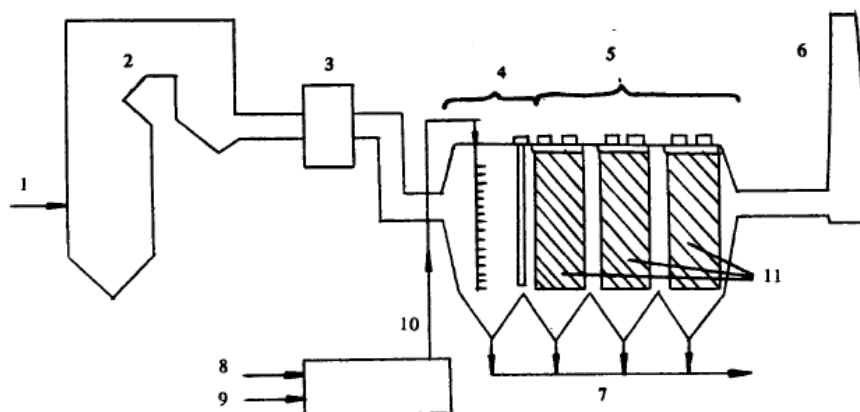
Переваги напівсухих систем перед мокрими полягають у можливості використання дешевших конструкційних матеріалів, меншій витраті води, простіших в експлуатації та ремонті. З іншого боку, вартість реагенту в напівсухих системах зазвичай вище, а ступінь уловлювання SO_2 нижче (на одиницю сорбенту, що витрачається), ніж в мокрих.

Сутність даних процесів полягає в тонкому розпиленні високоактивного абсорбенту (суспензія дрібнопомеленого вапна, розчин соди, розчин гідроксиду натрію і т.д.) в потоці гарячого газу, що очищається. При цьому поряд з очищенням газів від діоксиду сірки відбувається повне випаровування вологи з абсорбенту за рахунок тепла димових газів. Частина води переходить в тверду фазу у вигляді кристалогідратів сульфату і сульфату кальцію. Сухі солі, що утворюються, відокремлюють у електрофільтрі або рукавному фільтрі [39].

Основні витрати енергії при очищенні газів припадає на розпорошення абсорбенту, так як необхідний розмір крапель становить 30-50 мкм. В установках

застосовують два види розпилювачів - механічний обертовий, що використовує відцентровий ефект, і пневматичний із застосуванням стисненого повітря. Вибір типу розпилювача залежить від розмірів реактора, тобто визначається обсягом очищаються газів [39].

Метод *E-SOx* [45, 47]. Схема технології десульфуризації газів, розроблена Бабкок-Вілкокс Макдермонтт компанії (м. Алланс, шт. Огайо) на основі напівсухого процесу, представлена на рис. 1.12.



1 – вугілля; 2 – котел; 3 – повітряпідігрівач; 4 – реактор; 5 – електрофільтр; 6 – димова труба; 7 – сухі відходи; 8 – вапно; 9 – вода; 10 – суспензія; 11 – електрополя

Рис. 1.12 Схема процесу *E-SOx*

При її реалізації частина електрофільтру використовують як камеру для розбризкування сорбенту. Це можливо, тому що багато електрофільтрів в подібних системах виконані з великим запасом, що дозволяє використовувати простір одного з електричних полів.

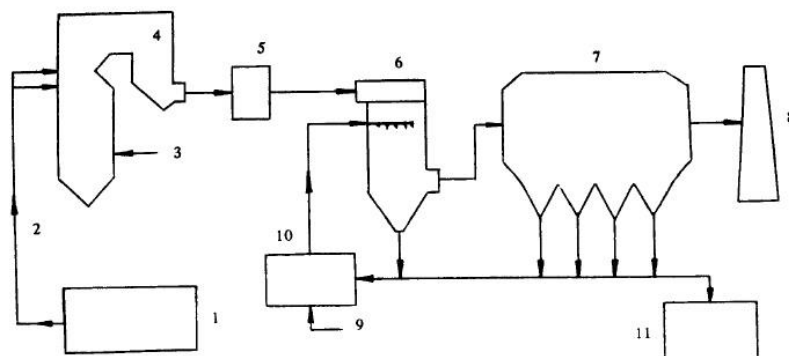
В об'єм, створений після видалення першого поля, інжектуються вапняна суспензія. Діоксид сірки зв'язується вапном, наявним в краплях цієї суспензії, краплі потім висушують, а сухі частки осідають на полях електрофільтру.

При демонстрації процесу *E-SOx* на *TEC P.E.* Бюргер компанії (штат Огайо, Едісон) було досягнуто заплановане вловлювання більше 50 % сірки [47].

Метод *LIDS* [45, 48] об'єднує елементи технології *LIMB*, що представляє із себе комбінацію технологій, що включає модифікацію паливників, введення вапна в топку і зволоження потоку димових газів, із зміненим напівсухим процесом.

Метод *LIDS* так само, як метод *E-SOx* розроблений Бабкок-Віллокс Макдермонтт компанії.

Технологічна схема процесу показана на рис. 1.13.



1 – отримання та приготування вапняку; 2 – топка, введення вапняку та кальцинування; 3 – вугілля; 5 – повітряпідігрівач; 6 – реактор напівсухої очистки; 7 – золовловлювач; 8 – димова труба; 9 – вода; 10 – система подачі суспензії; 11 – відходи на зберігання

Рис. 1.13 Система *LIDS*. Введення вапняку (*LIMB*) та напівсуха сірко очистка (*E-SOx*)

Вапняк розпорошуючи вводять у верхню частину топки, де він кальцинується в оксид кальцію і частково реагує з SO_2 . Ефективність вловлювання SO_2 становить при цьому 25-40%. Оксид кальцію і безводний сульфат кальцію проходять з димовими газами через котел, економайзер і повітряпідігрівач в напівсухий реактор, де сухі частки CaO реагують з водяною парою і SO_2 . Ці сухі частки зв'язують від 6 до 20 % SO_2 , наявного в газі. Потім димові гази надходять в пиловловлювач, де уловлюється летюча зола, сухі продукти сіркоочищення та не прореагований CaO . В якості золовловлювача виступає рукавний фільтр, тому що значна кількість SO_2 може бути зв'язано надмірною кількістю осілого на поверхні рукавів вапна (спостерігалось вловлювання 70% SO_2 при відносній вологості близько 50%). Однак у більшості випадків пиловловлювачами є електрофільтри, які дозволяють вловлювати до 20% SO_2 .

Останньою операцією в цьому процесі є збір уловленого твердого матеріалу і його гасіння. Гашену золу потім направляють в напівсухий реактор, де тонко

розпорошують. Загальна ступінь вловлювання SO_2 в технології *LIDS* при використанні електрофільтра може становити 85% і більше при відношенні $Ca/S = 2$ і вихідній температурі приблизно на $10^\circ C$ більше температури точки роси водяної пари. З рукавним фільтром досягається вловлювання більше 92% SO_2 при аналогічній стехіометрії і температурі [48]. Розглянуті технології *E-SOx* і *LIDS* - приклади нових систем, розроблених з метою реконструкції рідиннофазних установок десульфуризації, що працюють за вапняним або вапняковий методам. Вони зв'язують SO_2 при істотно меншій вартості тонни вловленого SO_2 , ніж у звичайних системах рідиннофазної вапнякової очищення. Поряд з меншими витратами на одиницю вловленої сірки ці технології вимагають також менших капітальних витрат.

Метод фірми "Лургі" [43] з циркулюючим киплячим шаром сорбенту розроблений в якості альтернативи методу розпилювальної абсорбції. Спосіб полягає в пропусканні димових газів зі звичайною температурою $140 - 160^\circ C$ через циркулюючий киплячий шар подрібненого реагенту, в якості якого застосовують гідрат оксиду кальцію.

Основна перевага способу перед напівсухим розпилювальної абсорбцією полягає в зменшенні габаритів обладнання. При діаметрі реактора з циркулюючим киплячим шаром сорбенту 9 м, через нього можна пропускати понад 600 тис. $m^3/год$. Ступінь очищення становить 95%.

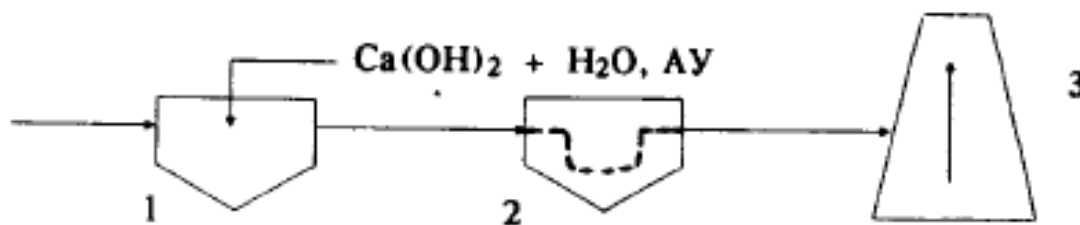
При використанні циркулюючого киплячого шару для очищення газу від SO_2 гідравлічний опір апарата становить 2-3 кПа. Знепилювання перед подачею газу в реактор визначають вимогами до продукту. Введення вапна може здійснюватися як у вигляді суспензії, так і в сухому вигляді з подальшим додаванням води.

У цілому можна відзначити, що спроби зниження капітальних витрат при десульфуризації газів привели до створення в багатьох країнах систем напівсухого очищення. Подібні процеси розроблені, перевірені і впроваджені рядом фірм: "Ніро Атомайзер" (Данія, Швеція); "Флект" (Фінляндія, Швеція);

"Лургі" (Німеччина); "Роквелл Інтернешнл" (США); "Джой Манафактурінг" (США); "Дженерал Електрик" (США) та ін [39].

Абсорбційно-адсорбційні методи відрізняються від розглянутих методів напівсухої абсорбції додатковою стадією, що полягає у проведенні адсорбції супутніх SO_2 домішок таких, як HCl , HF , діоксинів і т.п.

"Semi- Dry" процес [49-55], запропонований фірмою "*Lurgi Energie und Umwelt GmbH*" (Франкфурт, Німеччина), являє собою поєднання напівсухого абсорбційного методу з застосуванням вапняку і адсорбційного методу з використанням в якості сорбенту активованого вугілля (АУ). Відмінною рисою даного процесу є те, що з димових газів поряд з SO_x вловлюють сполуки ртуті, хлору, фтору і діоксини. Робочі температури процесу 120 – 150 °С. Час контакту 6-25 с, діаметр крапель сорбційної суспензії 20 - 80 мкм. Кінцеві продукти - суха суміш солей кальцію і зола. Відповідно до технологічної схеми процесу, представленої на рисунку 1.14, вона включає два основних апарату: реактор розпилювальної сухої сорбції, де відбувається атомізація суспензії, і барабанний матерчатий фільтр фірми "*Lurgi*", де виділяється сухий залишок.



1 – розпилюючий абсорбер; 2 – матерчатий фільтр; 3 – димова труба

Рис. 1.14 Принципова технологічна схема розпилювання сухої сорбції

Матерчатий фільтр виконує не тільки функції фільтруючого пристрою, але і дозволяє збільшити час контакту газу та сорбенту, що підвищує ефективність абсорбції. В цілому весь технологічний процес складається з наступних стадій: розчинення сорбенту, стадія абсорбції, окиснення сульфїту, стадія осадження, стадія адсорбції.

Основні переваги Semi-Dry-процесу: вільно протікає процес, що не вимагає обробки газу водою, легкодоступні сорбенти $Ca(OH)_2$ і активоване вугілля, одночасне видалення HCl , ET , твердих часток, важких металів, діоксинів, низькі

капітальні та експлуатаційні витрати, можливість подальшого поліпшення процесу очищення за рахунок використання рідинного скрубера (з упарюванням рідини в абсорбері), тобто процес залишається напівсухим, можливість тривалої експлуатації установки.

NID процес ґрунтується на абсорбції SO_2 сухим реагентом, що містить вапно (CaO) або суху гашенню вапно $Ca(OH)_2$. Може бути використаний будь-який з цих реагентів або, наприклад, летюча зола, що містить відповідну кількість луґу [56].

В існуючому напівсухому процесі десульфуризації вапно подається в очищаються гази у вигляді суспензії, в той час як в *NID* технології використовується зола з кількома відсотками вмісту вологи (рис. 1.15).

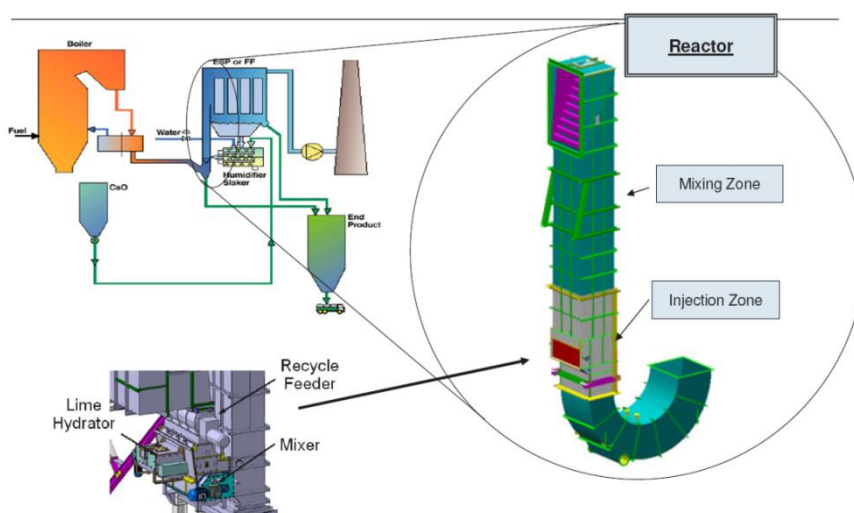


Рис. 1.15 *NID* процес компанії Alstom

Цього змісту вологи достатньо для того щоб активізувати вапно для абсорбції SO_2 при звичайній для напівсухого методу температурі на $10-20^{\circ}C$ вище точки насичення, на практиці діапазон температури становить $65-75^{\circ}C$. Вода додається в реагент в зволожувачі, до його надходження в очищаються гази. Зволожена зола реціркулює забезпечує швидке охолодження і зволоження, під час ефективного розподілу в гарячих очищаються газах. Обсяг реактора зменшений до мінімуму і являє собою інтегрований дифузор пиловловлювача. У порівнянні з реактором для існуючого напівсухого методу і реактора з аераційним днищем обсяг реактора менше на 20 %. При такому розміщенні час присутності або час

реакції складає менше 2 секунд. Проте, в наслідок величезної активної поверхні, ефективність охолодження та абсорбції така ж, як і для напівсухого методу. Після етапу сушки висушена зола вловлюється у високоефективному пиловловлювачі. Після цього зола знову прямує в зволожувач, в який додається свіжа вапно.

Унікальною особливістю *NID* технології є той факт, що всі реагенти надходять в зволожувач роздільно для зволоження, що приводить до максимального використання ре циркулюючого абсорбенту та мінімального абразивного зносу зволожувача. Запатентований змішувач /зволожувач є найбільш важливим елементом *NID* процесу. Рівноважна вологість золи після пиловловлювача збільшується на кілька відсотків шляхом постійного впорскування води у вхідний потік.

Твердий порошок, зволожений в змішувачі утворює нелипку суміш, що забезпечує рівномірний розподіл зволоженого порошку в димовому газі для абсорбції SO_2 . Зола містить до 5 % води при змішуванні з гарячими газами. Після проходження через дифузори і пиловловлювач вологість золи становить менш 3 %. У цьому сенсі процес значно більш «сухий», ніж існуючий напівсухий метод сіркоочищення, такий як *Drypac*.

Реагентом є вапно (CaO) яке гаситься в гідратне вапно сухим способом - $Ca(OH)_2$. Оскільки рециркуляційний матеріал складає 95 % і більше у змісті твердої речовини, тим самим досягається дуже високий ступінь рециркуляції, в 30...50 разів вище традиційної, забезпечуючи високий ступінь використання вапна.

На основі проведеного аналітичного огляду методів очищення димових газів від SO_2 , найбільш доступним та доцільним способом є напівсухий. Експлуатаційну вартість очищення димових газів даним методом можна досягти на рівні 0,2...06 грн./КВт.

Досягти високих показників ефективності можна за рахунок поєднання напівсухого способу очистки в апарті, що забезпечить максимальний час для зв'язування часток діоксиду сірки з адсорбентом. За рахунок багаторазової сепарації та фільтрації через саморегенеруючий пиловий шар цього можна

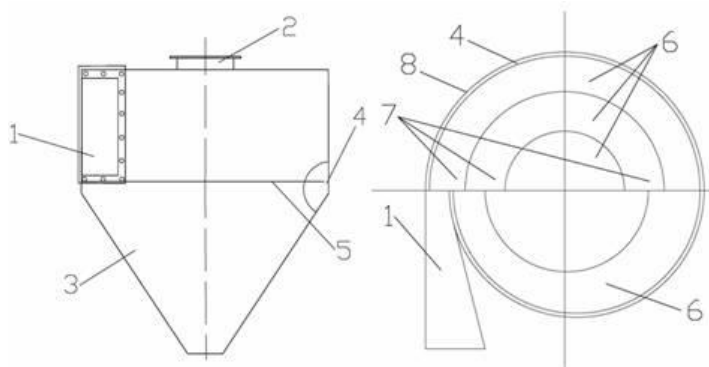
досягти у відцентрових фільтрах з системою послідовно розташованих криволінійних каналів [57].

1.4 Очистка газів від твердих часток у відцентрових фільтрах

Останнім часом отримують широке розповсюдження в різних галузях промисловості відцентрові пиловловлюючі апарати з системою каналів з замкненими контурами [57], що якісно відрізняються від стандартних апаратів відцентрової дії. Дані апарати можуть мати різну кількість каналів, в залежності від дисперсного складу часток, що вловлюються та необхідної ефективності їх вловлювання.

Винахід відноситься до установок для аеродинамічної відцентрової сепарації сипких матеріалів і може бути використаний в гірській, хімічній, металургійній, будівельній і інших галузях промисловості.

У основі апарату лежить система послідовно розташованих криволінійних каналів з однаковими кутами повороту (90) і рівними площами поперечних перерізів [57]. Канали утворюються двома плоскими стінками і циліндричними напівобичайками різної кривизни. Замкнутий контур виникає в двох сусідніх каналах за наявності ексцентриситету між осями обертання непарних і парних напівобичайок рис. 1.16.



1 – вхідний патрубок; 2 – вихідний патрубок; 3 – конічний бункер; 4 – кільцева щілина; 5 – днище сепараційної головки; 6 – криволінійні канали; 7 – рециркуляційні щілини; 8 – сепараційна камера

Рис. 1.16 Відцентровий фільтр

Відцентровий фільтр працює наступним чином: запилений газовий потік по тангенціальному вхідному патрубку 1 надходить у сепараційну камеру 8. Внаслідок руху по криволінійній траєкторії тверді частинки концентруються на периферії кожного з каналів 6 і виводяться через зазори 7 в попередній по ходу руху потоку канал. З першого і другого по ходу потоку каналів 6 пил, разом з частиною газу, надходить через кільцеву щілину 4 в циліндричний бункер - пилозбірник 3, де велика маса частинок осідає, а ті, що продовжують витати, найбільш легкі (дрібні) фракції повертаються через щілини 7 в зону активної сепарації і знову сепаруються. У результаті організації внутрішніх циркулюючих потоків у системі каналів утворюється динамічний газопилової шар, який і є фільтром для частинок, що знову надходять на очищення газу.

Відсутність надійної теоретичної бази розрахунку циклонів призвело до того, що, як правило, реальні апарати розраховують із залученням емпіричних методів, в основі яких лежать способи аеродинамічного моделювання та теорія розмірності. В.М. Теверовський та ін [58] відзначають, що коефіцієнт очищення газу в циклоні залежить від двох критеріїв, пов'язаних з числами Фруда і Стокса.

При розгляді питання про очищення газів від зважених частинок пилу необхідно знати закономірності процесу. Тобто необхідно знати залежність транспортуючої здібності потоку від властивостей самого потоку і у зважених у ньому частинок пилу. В [59] дано аналіз транспортуючої здатності газового потоку з використанням гравітаційної теорії і запропоновано критерій транспортуючої здатності турбулентного газового потоку B у вигляді безрозмірної комбінації характеристик потоку

Найбільш поширений підхід для оцінки ефективності циклонних апаратів - імовірнісний підхід [58, 60]. Базується на законі логарифмічного нормального розподілу частинок пилу за розмірами і залежності ефективності пиловловлення в циклоні від діаметра вловлених частинок. Використовує інформацію про наступні параметри: d_{η}^{50} - діаметрі частинок, уловлених в циклоні з ефективністю 50%; σ_{η} - дисперсії розподілу фракційного ступеня очищення; σ_n і d_m (дисперсія розподілу частинок пилу за розмірами і медіанний діаметр для даного розподілу).

На основі дослідних даних, які узгоджуються з результатами розрахунків автором [61] була виведена залежність визначення коефіцієнта опору:

$$\xi_n = (n - 1)^2 \quad (1.1)$$

і виносу пилу очищеним газом

$$\varepsilon = \frac{1}{1+2^{n-1}} \quad (1.2)$$

Згідно розрахунковому відношенню (1.1 та 1.2) при $n > 10$ вміст золи або пилу в очищеному газі знижується порівняно з початковою запиленістю більш ніж на три порядки і досягається порівняння з циклонами газоочистка. Залежність отримана при допущенні дихотомічного ділення ($\eta_i = \varepsilon_i = 0,5$) маси золи або пилу на виході з кожного каналу системи з замкнутими контурами .

Система послідовно сполучених криволінійних каналів із замкненими контурами і сумарним кутом повороту транзитного потоку $\varphi = n\pi$ інтерпретується ланцюгом Маркова з $n + 2$ станами $\{\varepsilon\}_0^{n+1}$. Поглинаючі стани ε_0 і ε_{n+1} відповідають виключенню розглянутої частинки з системи при її осадженні в бункері або віднесенні очищеним газом. Перехідні ймовірності задаються рівностями: $P_{i,i+1} = \varepsilon_i$ і $P_{i,i+1} = \eta_i$ при $\varepsilon_i + \eta_i = 1$. У загальному випадку коефіцієнт вловлювання полідисперсної золи або пилу визначається відношенням (1.3):

$$\eta = \frac{\eta_1}{\eta_1 + \prod_{i=1}^n \varepsilon_i} \quad (1.3)$$

з якого при $\varepsilon_i + \eta_i = 0,5$ випливає рівність (1.4):

$$C_K = \frac{C_H}{1+2^{n-1}} \quad (1.4)$$

Згідно з останнім відношенням, запиленість очищеного газу C_K визначається вихідною запиленістю газу C_H і числом замкнутих контурів (каналів) в системі. Це наслідок негативного зворотного зв'язку, що виникає в системі з сполученими виходами і входами в ній.

Дана залежність має імовірнісний характер розподілу часток і не може повною мірою описувати процеси, що відбуваються у відцентровому фільтрі. За результатами експериментів, проведених на матеріалах різного медіанного

діаметра і розрахункових значень було встановлено межу використання залежності (1.2).

Так, для часток медіанним діаметром $d_{50} > 50$ мкм, похибка між експериментом і розрахунком становить не більше 1%. При зменшенні медіанного діаметра частинок похибка зростає, а отримані дані можуть відрізнятися в 14 разів.

Також, не досліджено залежність вкладу кожної пари каналів в загальну ефективність вловлювання апарату та ефективність вловлювання твердих часток в системі каналів при зміні дисперсного складу в елементах системи. Отже, необхідно провести більш детальні дослідження даних апаратів, для виявлення відсутніх залежностей.

Можна відзначити, що в літературі є рекомендації до розрахунку та співставлення циклонів НДІОГАЗ [62], які можна вважати повними, достатньо точними, надійними і з логічної точки зору бездоганними. Розрахунок циклонів НДІОГАЗ заснований на використанні емпіричних імовірнісних функцій, що описують фракційні ефективності пиловловлювання для кожного апарата, і представляється двома методами: аналітичним і графоаналітичним. Крім того тут же наводяться дані, які можна зіставити або по ефективності при рівних перепадах тиску в апаратах, або за питомими енерговитратами на очищення повітря в кожному апараті при однаковій ефективності, відзначаючи, що основним внеском у вартість очищення газів є витрати на електроенергію, що досягають 90 % і більше загальних витрат. Однак, ці дані представлені окремо для кожного типу циліндричних і конічних циклонів НДІОГАЗ, відповідно, застосування для інших видів пиловловлювачів неможливо.

Для розрахунку параметра пофракційного ступеня золоуловлювання ($d_{\mu 50}$) на основі аналізу 20 найбільш відомих пиле та золоуловлювачів, автором [63] була запропонована залежність виду:

$$d_{\eta 50} = 33 \left[\Phi_{\text{ЖВХ}}^{\Gamma} \left(\frac{\bar{H}_{\text{об}}}{\bar{D}_e} \right)^{2/3} \right]^{-0,78} \quad (1.5)$$

де $\Phi_{\text{ЖВХ}}^{\Gamma}$ – параметр інтенсивності закрутки потоку;

$\bar{H}_{06}$ – загальна висота циклона (в частках від діаметра циклону), м;

$\bar{D}_e$ – діаметр вихлопного патрубку (в частках від діаметра циклону), м.

Для циклонів з тангенціальним входом параметр інтенсивності закрутки потоку становить:

$$\Phi_{\text{жвх}}^{\Gamma} = 0,785 \cdot \frac{1-\bar{a}}{\bar{a}\bar{b}} \quad (1.6)$$

Для циклонів з тангенціально-равликових входом параметр інтенсивності закрутки потоку становить:

$$\Phi_{\text{жвх}}^{\Gamma} = 0,785 \cdot \frac{1+\bar{a}}{\bar{a}\bar{b}} \quad (1.7)$$

де $\bar{a}$ – ширина вхідного патрубку (в частках від діаметра циклону), м;

$\bar{b}$ – висота вхідного патрубку (в частках від діаметра циклону), м.

Проте, даний розрахунок не сумісний з апаратами, заснованими на системі криволінійних каналів з рециркуляційними щілинами, оскільки параметр інтенсивності закрутки $\Phi_{\text{жвх}}^{\Gamma}$ не відображає реальної картини перебігу процесу у сепараційній камері відцентрового фільтра. Тому, за параметр інтенсивності закрутки потоку обраний Россбі [64, 65].

Для характеристики ступеня закрутки потоку дослідниками пропонувалися різні параметри. Так, для характеристики інтенсивності закрутки обертових потоків в [64,65] вводиться параметр Россбі як відношення витрати середовища до добутку циркуляції на характерний радіус. Наприклад, для вихрової камери радіусом R_k цей параметр має вигляд:

$$R_o = \frac{Q}{R_k \Gamma_k}, \quad (1.8)$$

де Q – витрата, м³/год;

R_k – радіус камери, м;

Γ_k – циркуляція.

В якості циркуляції на вході прийнято відношення вхідної швидкості в апараті до абсолютної величини радіальної швидкості:

$$\Gamma_k = \frac{v_{\text{вх}}}{|u_k|}. \quad (1.9)$$

Вхідна швидкість в апараті розраховується через площу поперечного перерізу та кутом між віссю вхідного патрубку і радіусом апарату:

$$v_{\text{вх}} = \left(\frac{Q}{f_{\text{вх}}} \right) \cdot \sin \psi_{\text{вх}}, \quad (1.10)$$

де $f_{\text{вх}}$ – площа перерізу вхідного патрубку апарату, м^2 ;

$\psi_{\text{вх}}$ – кут між віссю вхідного каналу і радіусом, град.

Величина радіальної швидкості за виразом:

$$u_{\text{к}} = \frac{Q}{2\pi R_{\text{к}}}. \quad (1.11)$$

Отже, вираз (1.5) набуває вигляду:

$$d_{\eta_{50}} = 33 \left[R_o \left(\frac{\bar{H}_{06}}{\bar{D}_e} \right)^{2/3} \right]^{-0,78} \quad (1.12)$$

Вираз (1.12) дійсне за таких умов роботи апарату: $D_{\text{ц}} = 0,6$ – діаметр циклона, м; $V_{\text{г}} = 3,5$ – середньо-витратна швидкість газового потоку в горизонтальному перетині, м/с; $\rho_{\text{м}} = 1930$ – густина пилу, кг/м^3 ; $\mu_{\text{г}} = 22,2 \cdot 10^{-6}$ коефіцієнт динамічної в'язкості, $\text{кг/м} \cdot \text{с}$).

У випадку інших умов роботи величина $d_{\mu_{50}}$ перераховується за формулою:

$$d_{\eta_{50}}^* = 33 \left[R_o \left(\frac{\bar{H}_{06}}{\bar{D}_e} \right)^{2/3} \right]^{-0,78} \sqrt{\frac{D_{\text{ц}}}{0,6} \cdot \frac{1930}{\rho_{\text{м}}} \cdot \frac{\mu_{\text{г}}}{22 \cdot 10^{-6}} \cdot \frac{3,5}{V_{\text{г}}}} \quad (1.13)$$

При використанні цього методу потрібні відомості про три параметри:

$\sigma_{\text{п}}$ – дисперсія розподілу часток пилу за розмірами;

σ_{η} – дисперсія розподілу фракційних ефективностей очищення;

d_{50} – середній медіанний діаметр пилу, мкм.

За цими параметрами визначають величину параметра t :

$$t = \frac{\lg d_{50} - \lg d_{\eta=50}}{\sqrt{\lg^2 \sigma_{\text{п}} + \lg^2 \sigma_{\eta}}} \quad (1.14)$$

Тоді ступінь очищення газового потоку від пилу остаточно розраховується по залежності:

$$\eta_{06}^p = \Phi(t) = \frac{100}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^t e^{-\frac{t^2}{2}} dt \quad (1.15)$$

Порівнюючи отримані розрахункові дані ефективності вловлювання твердих часток на прикладі суміші коксу та вапна восьмиканального

відцентрового фільтра з експериментально отриманими даними, можна зробити висновок, що даний метод не відображає реальної картини перебігу процесу.

Вперше М.І. Шиляєвим і співробітниками [66...69] було сформульовано математичний вираз принципу порівняння пиловловлюючого обладнання, в основі якого лежали необхідні і достатні умови зіставлення ефективності апаратів і питомі енергозатрати на очистку газу. Таким чином, роботами авторів був виведений енергетичний принцип порівняння пиловловлюючих апаратів і систем. Математичне формулювання принципу виражає співвідношення між витратами енергії на очищення одиниці об'єму газу із заданою ефективністю в порівнюваних апаратах і системах в залежності від їх режимно-геометричних параметрів пилу і газу.

В працях [66...69] отримано математичний вираз принципу порівняння як одиночних апаратів, так і загальне математичне формулювання цього принципу, що дозволяє порівнювати каскади послідовно встановлених пиловловлювачів одного типу з окремими високоефективними апаратами довільного типу.

Отже, за основу розрахунку ефективності вловлювання у відцентрових фільтра з системою каналів візьмемо енергетичний принцип, розроблений М.І. Шиляєвим.

Виконаний аналіз основних напрямків розвитку і вдосконалення технології відцентрової очистки полідисперсних потоків від твердих часток показав, що ефективність вловлювання даних апаратів не забезпечує сучасних норм на викиди, а модернізація призводить до підвищення металоємності та аеродинамічного опору конструкції, а також ускладнює експлуатацію. Високих показників ефективності вловлювання можна досягти в апаратах, заснованих на системі каналів із замкненими контурами, що дозволяють у 2...5 разів скоротити викиди у повітря твердих часток у порівнянні з типовими відцентровими пиловловлювачами. Проте, проведені дослідження даних апаратів не в повній мірі відображають процеси, що в них протікають, про що свідчать результати розрахунків по створеним математичним моделям.

1.5 Висновки до розділу 1

1. На основі проведеного літературного огляду та сформульованих висновків, було визначено, що проблема дослідження відцентрової сепарації полідисперсних порошків є досить актуальною, а існуючі методики розрахунку ефективності вловлювання твердих часток у відцентрових пиловловлювачах в не повній мірі відображають процес, що відбувається в апаратах.

2. Розглянуто основні напрями розвитку і вдосконалення техніки і технології повітряної сепарації порошків. Встановлено, що при всій різноманітності існуючих типів сепаруючого обладнання, одним з перспективних видів устаткування для сепарації тонких і особливо тонких порошків є відцентрові апарати з системою каналів з замкненими контурами.

3. Відзначено, що незважаючи на давнє та широке застосування відцентрових апаратів, робочий процес у них вивчений недостатньо. Не виявлено вплив визначальних режимних і конструктивних параметрів на характеристики роботи. Немає теоретично обґрунтованої методики розрахунку.

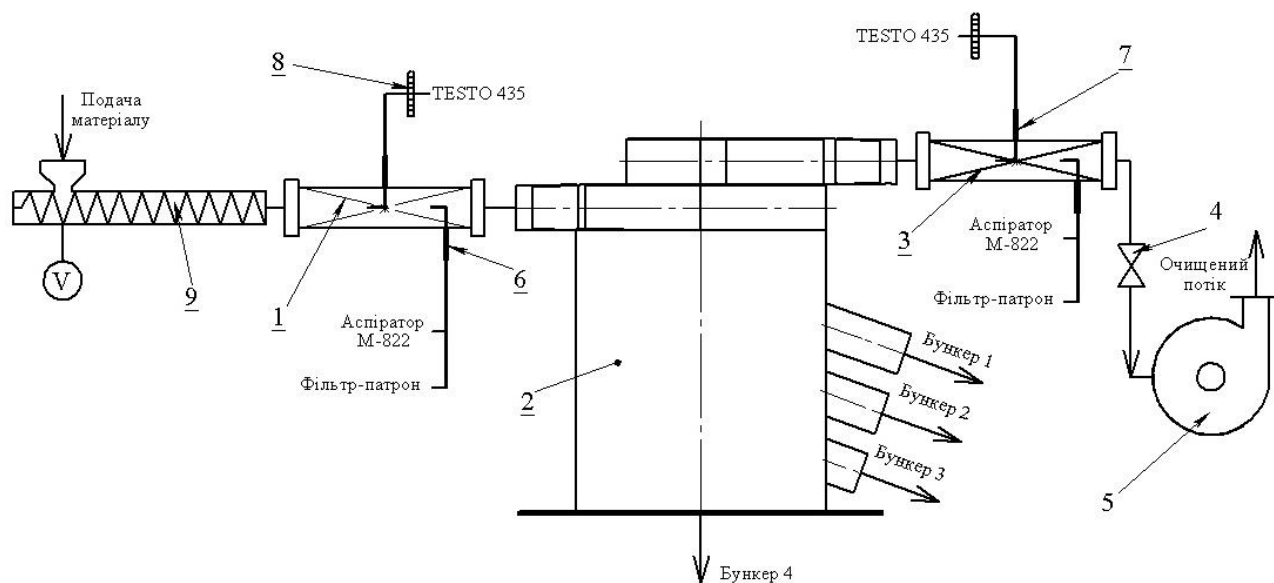
4. Визначено, що найбільш підходящим методом розрахунку ефективності вловлювання відцентрових фільтрів є енергетичний, оскільки містить в собі як характеристики матеріалу так і конструктивні особливості апаратів.

5. Запропоновано нову конструкцію відцентрового фільтра для поділу тонких і надтонких порошків, засновану на системі криволінійних каналів.

РОЗДІЛ 2. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ВІДЦЕНТРОВОГО ФІЛЬТРА

2.1 Лабораторно-експериментальний стенд

Для проведення аеродинамічних випробувань відцентрового фільтра в лабораторії Інституту технічної теплофізики НАН України відділу «Теплофізичних процесів в котлах» під керівництвом завідуючого відділом Сігала О.І. був змонтований лабораторно-експериментальний стенд (рис. 2.1).

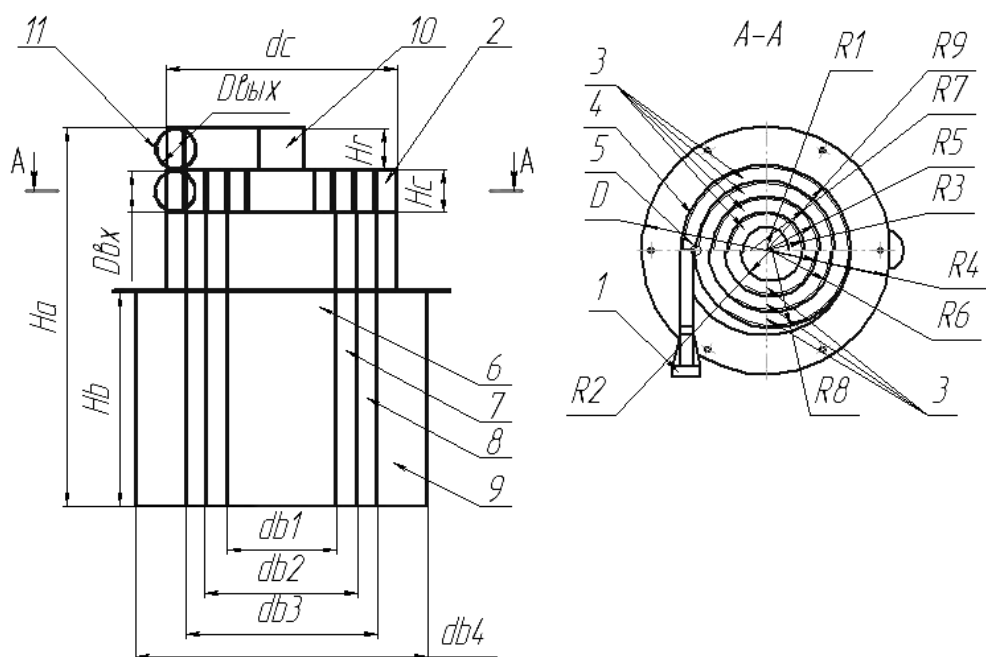


1,3 – вимірювальні газоходи; 2 – відцентровий фільтр; 4 – шибер; 5 – відцентровий вентилятор; 6,7 – носи́ки для заміру експериментальних даних; 8 – термометр; 9 – шнековий живильник

Рис. 2.1 Схема лабораторної установки

Робота лабораторної установки здійснювалась наступним чином: для проведення випробувань включався відцентровий вентилятор 5, подача матеріалу здійснювалась за допомогою шнекового живильника 9. Матеріал, що подавався до живильника поступав у вимірювальний газохід 1, де перемішувався з повітрям. Утворений пилогазовий потік потрапляв у відцентровий фільтр 2 де тверді частки вловлювались в системі каналів та розділялись по ізолюваним бункерам, що з'єднані з парами каналів системи, а очищений газовий потік через газохід 3 та відцентровий вентилятор 5 потрапляв у навколишнє середовище. Лабораторна

установка працювала під розрідженням, що створювалося відцентровим вентилятором. На рис. 2.2 приведений восьмиканальний відцентровий фільтр.



1 – вхідний патрубок; 2 – сепараційна камера; 3 – криволінійні канали; 4 – кільцеві щілини; 5 – рециркуляційні зазори; 6, 7, 8, 9 – бункери; 10 – розкручувач потоку; 11 – вихідний патрубок

Рис. 2.2 Відцентровий фільтр

Основою відцентрового фільтра є сепараційна камера 2, де внаслідок руху по криволінійній траєкторії тверді частки концентруються на периферії кожного з каналів 3 і виводяться через зазори 5 з даного каналу в попередній по ходу руху потоку. Зі всіх криволінійних каналів полідисперсний порошок разом з частиною газу поступає через кільцеві щілини 4 у відповідних даним двом каналам бункер – збирач (6, 7, 8, 9), де велика маса часток осідає, а ті фракції, що продовжують витати, повертаються через щілину в зону активної сепарації (канали) і знову сепаруються. У бункер 6 потрапляють найбільш грубі частки - з першого і другого каналів, в бункер 7 дрібніші частки з третього і четвертого каналів, в бункер 8 – з п'ятого і шостого каналів, в бункер 9 – найбільш дрібні частки з сьомого і восьмого каналів зони сепарації відцентрового класифікатора. Газовий потік, очищений від порошку, через розкручувач потоку 10 виводиться з апарату через патрубок 11.

Тверді частки, що вловлюються в системі каналів відводяться через кільцеві щілини усіх чотирьох пар каналів восьми каналного відцентрового пиловловлювача у окремі ізольовані один від одного бункери. Розміри відцентрового фільтра представлені в таблиці 2.1.

Таблиця 2.1

Розміри відцентрового фільтра

Позначення	Назва позначення	Відношення до діаметру ($D = 650\text{мм}$)
H_a	Висота апарату	1,126
H_c	Висота сепараційної камери	0,126
H_b	Висота бункерів	0,633
$D_{вх}$	Діаметр вхідного патрубку	0,123
$D_{вих}$	Діаметр вихідного патрубку	0,116
d_c	Діаметр сепараційної камери	0,689
H_r	Висота розкручуваля	0,126
d_{b1}	Діаметр бункера 1	0,326
d_{b2}	Діаметр бункера 2	0,449
d_{b3}	Діаметр бункера 3	0,566
d_{b4}	Діаметр бункера 4	0,898

На рис. 2.3 показаний загальний вигляд експериментальної.



Рис. 2.3 Лабораторний стенд з відцентровим фільтром

2.2 Методика експериментальних досліджень

При проведенні експериментальних досліджень через апарат пропускався потік повітря з витратою 100...200 м³/год та подачею твердих часток 150...350 г/хв. Дослідження проводились при стаціонарній концентрації суміші 100 г/м³. Вловлювання часток відбувалося в 4 парах каналів різного радіуса кривизни. Ефективність визначалася для 3 режимів роботи апарату 100, 150 та 200 м³/год. Визначення ефективності здійснювалось шляхом зважування кількості матеріалу, що потрапляє в бункер та сумарної кількості матеріалу, поданого за час експерименту.

В якості експериментальних матеріалів в дослідженнях були використані тверді частинки коксу, каоліну, вапна, цементу, лігніну та піску, характеристики яких зображені в таблиці 2.2. Матеріали, що застосовувались при проведенні експериментальних досліджень, мають діапазон медіанного діаметра (d_{50}) 12...50 мкм і густини (ρ_n) 1800...3450 кг/м³.

Таблиця 2.2

Характеристики матеріалів, що використовувались в експериментальних дослідженнях

Параметр	кокс	каолін	вапно	цемент	лігнін	пісок
Густина (ρ_n), кг/м ³	3450	3300	3260	3200	2300	1800
Медіанний діаметр часток (d_{50}), мкм	12	15	17	20	30	50
σ	2,8	2,92	3,12	3,1	2,2	2,9
Маса частинки, гр.	0,00051	0,00077	0,00098	0,00133	0,00216	0,00471

В розрахунках маси частинки приймалися припущення, що всі частинки мають сферичну форму, а коефіцієнт форми складає 1.

В процесі експериментальних випробувань визначалися: аеродинамічний опір апарата, температура газового потоку на вході і виході з апарата, витрата газового потоку, концентрація пилу в газовому потоці на вході і виході з апарата за стандартною методикою МВВ-081/12- 0161-05 [82], дисперсний склад пилу.

Витрата повітря, що проходить через апарат, регулювалася за допомогою шибера. Вимірювання тисків проводилось у газоходах на вході і виході з пиловловлювача за допомогою трубки НДІОГАЗ і диференціального мікроманометра «TESTO 435». Вимірювання температури проводилися електронним міні термометром фірми «TESTO». Концентрацію твердих часток в потоці на вході та виході з апарату визначали гравіметричним методом за допомогою імпактора або фільтр-патрона з базальтовим волокном, під'єднаного за допомогою силіконового шланга до трубки-носику для пиловідбору і аспіратора М-822. Технічні характеристики приладів представлені в таблиця 2.3.

Таблиця 2.3

Характеристики пристроїв для проведення вимірювань

TESTO 435	Аспіратор М-822
Температура - 200...1370 °C Швидкість повітря - 0...60 м/с Відносна вологість - 0...100% Диференційний тиск - 0...25 мБар Абсолютний тиск - 0...2 атм Концентрація CO ₂ в повітрі - 0...10 000 ppm Концентрація СО в повітрі - 0...500 ppm Освітленість - 0...100 000 люкс	Кількість проб повітря, що відбираються одночасно: з витратою повітря від 0,2 до 1 - 2 л/хв з витратою повітря від 1 до 20 - 2 л/хв Ціна поділки ротаметрів: з витратою повітря від 0,2 до 1 - 0,1 л/хв з витратою повітря від 1 до 20 - 1 л/хв Розрідження, створюване повітродувкою - 4 кПа
Тип зонда Тип К: діапазон вимірювань -200 ... +1370 °C похибка ± 0.3 °C (-60 ... +60 °C)	Межа основної допустимої похибки вимірювань: 5% для діапазону 1-20 л/хв, $\pm 7\%$ для діапазону 0,2-1 л/хв.

Концентрацію пилу в газовому потоці на вході і виході з циклонного пиловловлювача визначали за допомогою пиловідбірної трубки, що під'єднувалася за допомогою силіконового шланга до алонжу з фільтром АФА

усередині, а потім до аспіратора моделі М-822. Фільтри АФА попередньо зважувалися на аналітичних вагах з точністю до 0,0001 г. Потім вмикався аспіратор і при заданій витраті повітря певний період часу проводився відбір проби.

Об'єм необхідної проби обчислювався за формулою

$$q = \frac{\pi d_n^2 \times 60}{1000 \times 4} \cdot 10^6 \vartheta_g = 47100 d_n^2 \vartheta_g, \text{ (л/хв)} \quad (2.1)$$

де: d_n – діаметр носика пиловідбірної трубки, м; ϑ_g – швидкість газу в місці відбору проби, м/с.

Аналіз дисперсного складу пилу проводився із застосуванням лазерного аналізатора дисперсності «SK Lazer Micron Sizer PRO-7000». Ефективність циклонного пиловловлювача визначалася балансовим методом на основі вимірювання ваги поданого живильником пилу та вловленого циклонним пиловловлювачем пилу, з точністю до 1 г, та за відношенням зміни концентрації пилу в газовому потоці між входом і виходом з циклонного пиловловлювача до концентрації пилу в газовому потоці на вході в циклонний пиловловлювач.

За допомогою пневмометричної трубки знаходився динамічний тиск повітря як різниця діючого в напрямку руху потоку повного тиску $P_{\text{полн}}$ та діючого в нормальному до нього напрямку статичного тиску P .

$$P_d = P_{\text{полн}} - P, \text{ Па.} \quad (2.2)$$

Швидкість газопилового потоку обчислюється за формулою

$$\vartheta = \sqrt{\frac{2P_d}{\rho_g}}, \text{ м/с.} \quad (2.3)$$

де P_d - динамічний тиск, Па ρ_g - щільність газу при робочих умовах.

Витрата газового потоку визначається за формулою

$$Q = 3600 \cdot \vartheta \cdot S \quad (2.4)$$

де S - площа перерізу газоходу, м², ϑ - швидкість газу в газоході, м / с.

Визначався діаметр змінного наконечника пиловідбірної трубки

$$d_n = d_{\text{тр}} \sqrt{\vartheta_{\text{тр}} / \vartheta_v}, \text{ мм} \quad (2.5)$$

при підтримці значення швидкості повітря в каналі пиловідбірної трубки не менше 15 м / с.

Знаходилась необхідна для відбору проб витрата запиленого повітря

$$q = \frac{\pi d_H^2}{4} \cdot 10^4 \vartheta_B = 47100 d_H^2 \vartheta_B \frac{T_P P_B}{T_B P_P} \sqrt{\frac{\rho_P}{\rho_K}}, \text{ л/хв.} \quad (2.6)$$

Розраховувався час відбору пилової проби

$$\tau = \frac{1000 \cdot M_{min}}{c_{пр} q}, \text{ мин} \quad (2.7)$$

достатню для мінімальної привіски фільтра $M_{min} \cong 1$ мг, при передбачуваній запиленості $c_{пр}$, мг/м³.

Обчислювалася шукана запиленість повітря за масою фільтра АФА, одержаними до і після запилення.

$$c = \frac{1000(m_2 - m_1)}{q\tau}, \text{ гр/м}^3 \quad (2.8)$$

Достовірні результати вимірювань пневмометричної трубкою виходять при довжині початкової ділянки близько 10 калібрів до перетину для вимірів, що забезпечувалося аеродинамічним стендом.

Термодинамічні параметри (температура, тиск) повітря в приміщенні лабораторії з аеродинамічним стендом під час досліджень з невеликими відхиленнями були близькі до їх значень, що прийняті для нормальних умов (температура 20 °С; тиск 10⁵ Па).

2.3 Дослідження аеродинамічних характеристик восьмиканального відцентрового фільтра

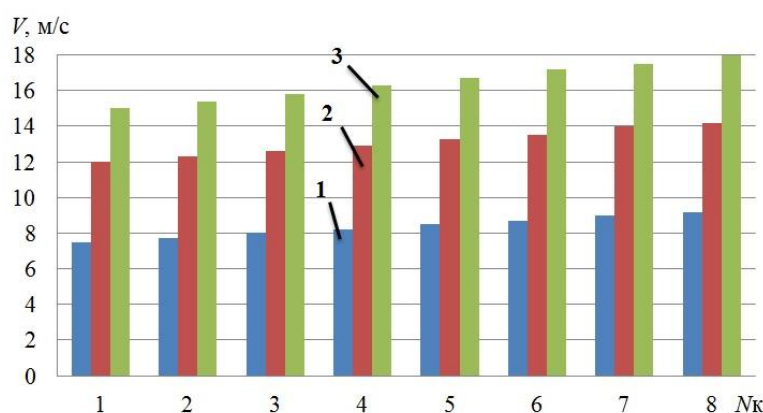
За результатами експериментальних досліджень, було визначено аеродинамічні характеристики восьмиканального відцентрового фільтра (таблиця 2.4) та загальну ефективність вловлювання часток. В якості пилу використовувались матеріали різного медіанного діаметру часток та густини.

Аеродинамічні характеристики восьмиканального відцентрового фільтра

N _к	Швидкість потоку у вхідному патрубку; V, м/с			Аеродинамічний опір; ΔP , Па		
	Режим 1	Режим 2	Режим 3	Режим 1	Режим 2	Режим 3
1	7,5	12	15	45	145	254
2	7,7	12,3	15,4	38	120	214
3	8	12,6	15,8	33	93	167
4	8,2	12,9	16,3	26	80	133
5	8,5	13,3	16,7	22	64	115
6	8,7	13,5	17,2	18	53	83
7	9	14	17,5	15	45	66
Центральна	1,7	2,5	3,3	130	400	688
Сумарно				327	1000	1720

З таблиці 2.4 спостерігається лінійна залежність підвищення загальної швидкості від 1 до 7 каналу. В центральній області системи каналів значення швидкості приводиться відносно площі перченого перерізу $S = 0,0166 \text{ м}^2$. Також видно, що втрата енергії в центральній області системи каналів не залежить від режиму роботи апарату і складає 40% від загального рівня втрати енергії в апараті в цілому.

На рис. 2.4 зображено розподіл загальної швидкості по криволінійним каналам апарату та в центральній області восьмиканального відцентрового фільтра.

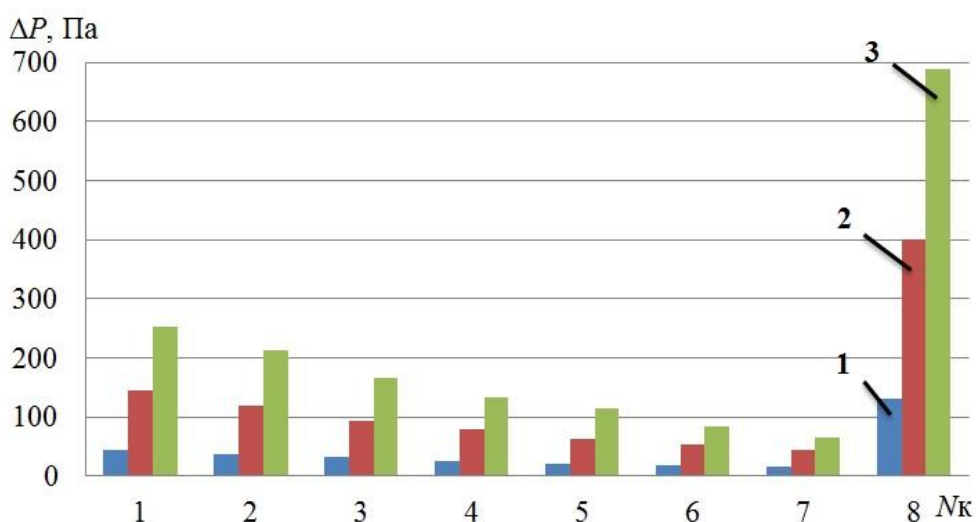


1 – 100 м³/год; 2 – 150 м³/год; 3 – 200 м³/год

Рис. 2.4 Значення швидкості потоку в каналах апарату та в центральній області при різних витратах газового потоку

З рис. 2.4 видно, що середній приріст швидкості по каналах відцентрового фільтра складає 0,2...0,4 м/с в залежності від режиму роботи. Підвищення швидкості в каналах апарата зумовлене зменшенням радіуса кривизни каналів.

На рисунку 2.5 показаний розподіл значень аеродинамічного опору потоку в каналах апарата та центральній області системи каналів восьмиканального відцентрового фільтра.

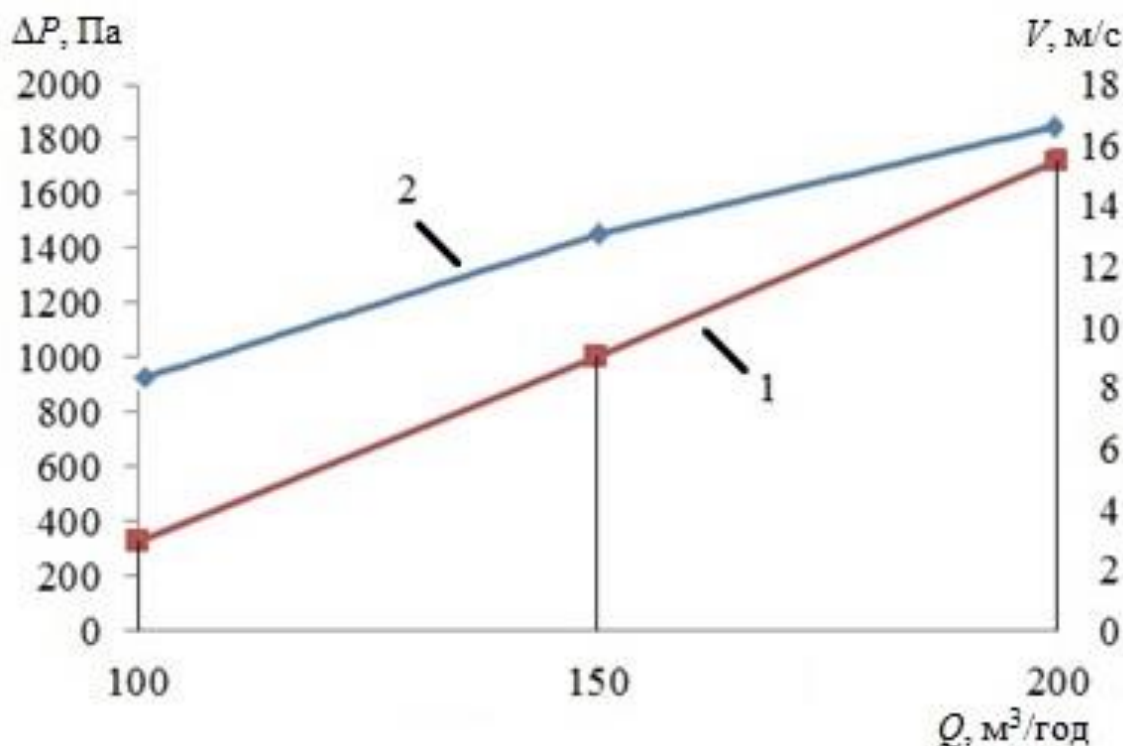


1 – 100 м³/год; 2 – 150 м³/год; 3 – 200 м³/год.

Рис. 2.5 Значення аеродинамічного опору потоку в каналах апарата та центральній області системи каналів при різній витраті

З рис. 2.5 можна зробити висновок про те, що аеродинамічний опір в криволінійних каналах нерівномірний, проте його значення має загальну тенденцію розподілу для різних режимів роботи апарата. Кількісний показник аеродинамічного опору в каналах апарата знижується зі збільшенням числа каналів. Це пов'язано з переважаючим значенням таких параметрів як радіус кривизни каналів ($r_{\text{канала}}$) та довжина каналів ($l_{\text{канала}}$).

На рис. 2.6 зображено розподіл загальної швидкості потоку та аеродинамічного опору в апараті в залежності від витрати у восьмиканальному відцентровому фільтрі.



1 – аеродинамічний опір; 2 – швидкість потоку

Рис. 2.6 Розподіл загальної швидкості потоку та аеродинамічного опору в апараті в залежності від витрати

З рис. 2.6 видно, що при збільшенні витрат газового потоку з $100 \text{ м}^3/\text{год}$ до $200 \text{ м}^3/\text{год}$, аеродинамічний опір зростає в 5,5 разів, тобто з 327 Па до 1720 Па.

2.4 Експериментальні дослідження ефективності вловлювання та розподілу твердих часток

Наступний етап досліджень відцентрових апаратів, заснованих на системі криволінійних каналів з замкненими контурами полягає у визначенні ефективності вловлювання твердих часток, дослідженні дисперсного розподілу по елементам сепараційної камери та фракційної ефективності твердих часток різних характеристик.

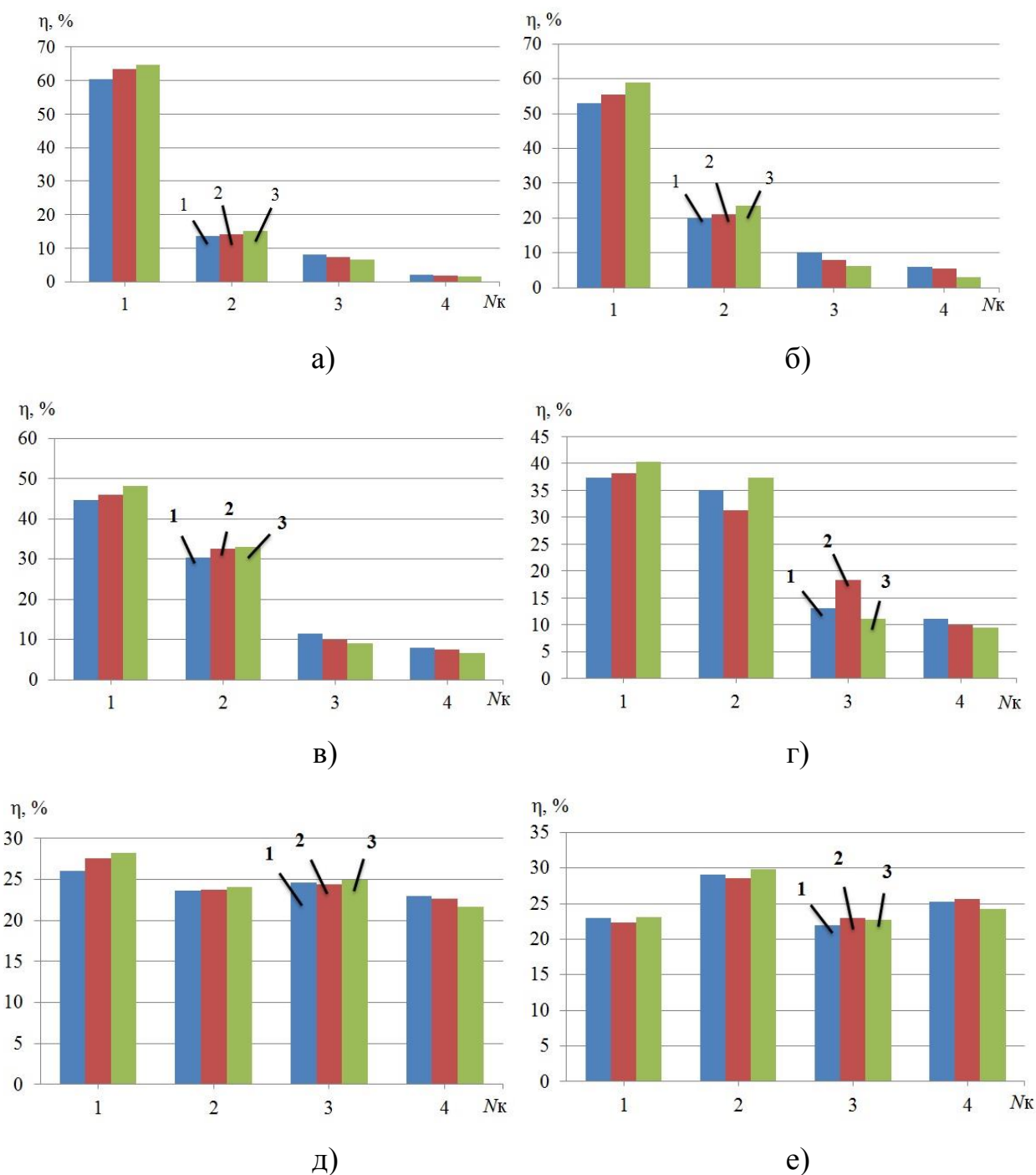
В таблиці 2.5 наведено результати експериментальних досліджень ефективності вловлювання твердих часток у восьмиканальному відцентровому фільтрі на однорідних матеріалах.

**Результати експериментальних досліджень ефективності вловлювання
твердих часток у восьмиканальному відцентровому фільтрі**

Матеріал	Витрата повітря;	Ефективність по елементам апарату				Загальна ефективні
		1 Пара	2 Пара	3 Пара	4 Пара	
Кокс	100	60,3	13,7	8	2	84
	150	63,5	14	7,4	1,7	86,6
	200	64,8	15,1	6,6	1,5	88
Каолін	100	53	20,2	10,2	6	89,4
	150	55,5	21	8	5,5	90
	200	59	23,5	6,2	3	91,7
Вапно	100	44,6	30,5	11,4	8	94,5
	150	46,1	32,7	10	7,4	96,2
	200	48,3	33	9,1	6,6	97
Цемент	100	37,4	35	13	11	96,4
	150	38,2	31,2	18,3	10	97,7
	200	40,3	37,3	11	9,4	98
Лігнін	100	26	23,6	24,6	23	97,2
	150	27,6	23,8	24,4	22,7	98,5
	200	28,2	24,1	25	21,7	99
Пісок	100	23	29,1	22	25,2	99,3
	150	22,3	28,6	23	25,6	99,5
	200	23,1	29,8	22,7	24,2	99,8

Для кожного з експериментальних матеріалів проводились не менше 6 дослідів по кожному значенню витрати повітря та розраховувались узагальнені значення ефективності вловлювання часток. Похибка між експериментальними значеннями дослідів не перевищувала 20 %.

На рис. 2.7 зображено ефективність вловлювання часток різного матеріалу кожною парою каналів.



1 – 100 м³/год; 2 – 150 м³/год; 3 – 200 м³/год

а) кокс; б) каолін; в) вапно; г) цемент; д) лігнін; е) пісок

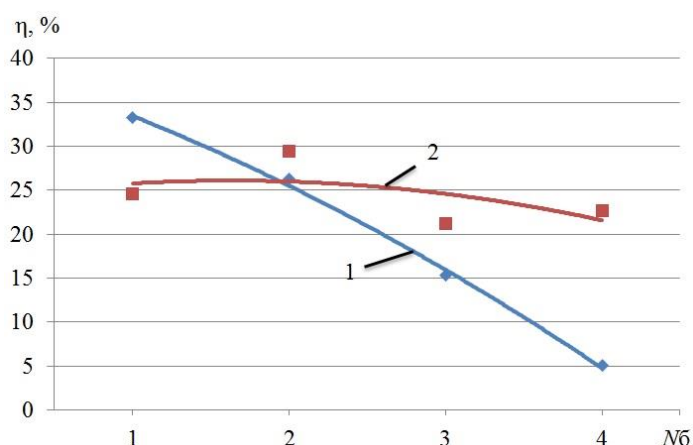
Рис. 2.7 Ефективність вловлювання часток різного матеріалу кожною парою каналів

З приведених даних в таблиці 2.5 та рис. 2.7 можна зробити висновок про те, що осадження крупно дисперсних часток річного піску ($d_{50} > 50$ мкм) та тонко дисперсних часток коксу ($d_{50} = 12$ мкм) мають різний характер вловлювання по елементам системи відцентрового фільтра. Частинки коксу ($d_{50} = 12$ мкм та $\rho_{\pi} =$

3450 кг/м³) переважно вловлюються в першій парі каналів – 60...65 %, частинки цементу ($d_{50} = 20$ мкм та $\rho_{\text{ц}} = 3200$ кг/м³) вловлюються першою та другою парами каналів 30...40 %, а частинки річного піску ($d_{50} > 50$ мкм та $\rho_{\text{п}} = 1800$ кг/м³) рівномірно розподіляються по каналах восьмиканального відцентрового фільтра і вловлюються з ефективністю 20...30 %.

Відносно рівномірний розподіл матеріалу по елементах системи каналів для лігніну та піску пов'язаний з більшою одиничною масою їх частинок (таблиця 2.5) в порівнянні з іншими. Цим самим на частинки більшої маси сильніший вплив має відцентрова складова, що збільшує час витання часток по елементах сепараційної камери. За рахунок наявності рециркуляційних щілин частинки перемішують в об'ємі апарату і рівномірно розподіляються по каналах.

Для порівняння ефективності вловлювання часток матеріалу різної маси на рис. 2.8 зображено розподіл вловлених часток цементу та піску по бункерах восьмиканального відцентрового фільтра.



1 – цемент; 2 – пісок

Рис. 2.8 Середні значення ефективності вловлювання цементу та піску по бункерах відцентрового фільтра

З рис. 2.8 видно, що матеріал з медіанним діаметром часток $d_{50} \approx 50$ мкм та густиною $\rho = 2800$ кг/м³ рівномірно вловлюється по елементах відцентрового фільтра, а середні значення ефективності становлять 22,3 % – 1 бункер, 28,6 % – 2 бункер, 20,5 % – 3 бункер та 25,8 – 4 бункер. Для матеріалу з медіанним діаметром часток $d_{50} \approx 20$ мкм та густиною $\rho = 3200$ кг/м³ спостерігається зниження ефективності вловлювання від 1 бункера – 38,2% до 4 бункера – 10 %.

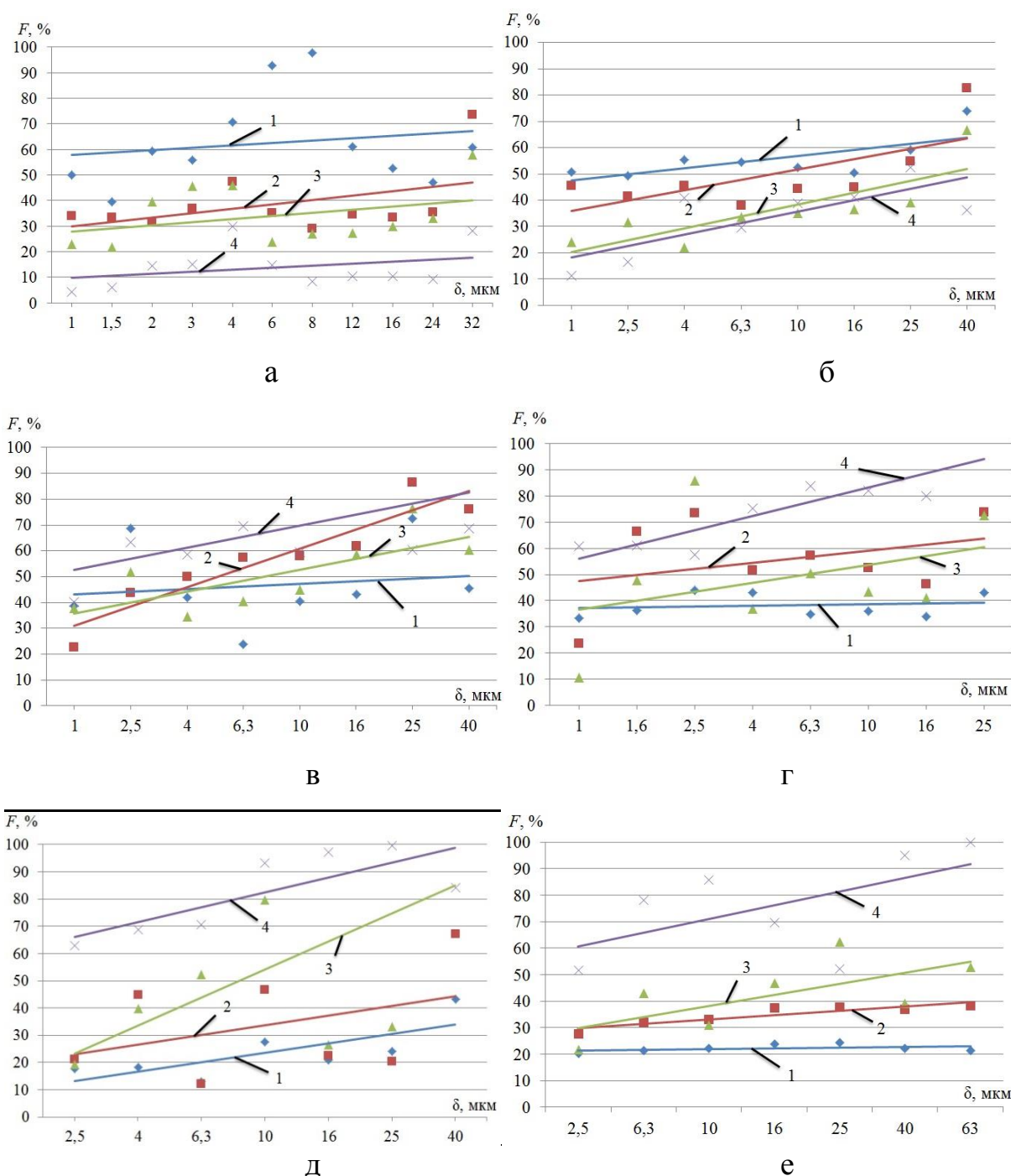
Важливим фактором є точка перетину кривих функцій, де ефективність вловлювання часток цементу для 1 пари каналів збільшується, а для 2 пари каналів досягає того ж рівня, що й ефективність вловлювання часток піску.

Для визначення розподілу дисперсного складу матеріалу, що вловлюється кожною парою каналів, було проведено ряд досліджень з використанням лазерного аналізатора *SK LASER MICRON SIZER* та представлені у виді інтегральних кривих на логарифмічно-імовірнісній сітці координат (додаток А).

З додатка А видно, що розподіл дисперсного складу часток по елементам системи каналів з замкненими контурами не залежить від дисперсних характеристик матеріалу, що вловлюється (d_{50} , ρ_p , σ). Медіанний діаметр твердих часток по елементам апарату в порівнянні з медіанним діаметром твердих часток вхідного потоку змінюється в межах 10...15.

В досліджуваному апараті ширина рециркуляційної щілини складає 14% від загальної ширини сепараційного каналу і є незмінною для всієї системи каналів. Зворотній потік з рециркуляційних щілин пар каналів змішується з запиленним потоком, що потрапляє на вхід до пари каналів. Таким чином у системі каналів відцентрового пиловловлювача відбувається усереднення дисперсного складу твердих часток по елементах системи. Даний висновок базується на багаточисельних експериментальних дослідженнях, що проводилися не тільки з матеріалами, що приводяться в таблиці 2.5, а й з багатьма іншими. Прикладом є експериментальні дослідження, що проводилися на доломітовій пилі, яка має в своєму складі крупні частки, медіанного діаметру $d_{50} \approx 2$ мм та дрібні з $d_{50} \approx 100$ мкм. В результаті проведення досліджень було підтверджено рівний розподіл вловлених часток різних фракцій по елементах системи каналів з замкненими контурами відцентрового фільтра.

Фракційна ефективність відцентрового фільтра на однорідних матеріалах кокс, каолін, вапно, цемент, лігнін та пісок представлена на рис. 2.9.



а) кокс; б) каолін; в) вапно; г) цемент; д) лігнін; е) пісок

1 – перша пара каналів; 2 – друга пара каналів; 3 – третя пара каналів; 4 – четверта пара каналів

Рис. 2.9 Фракційна ефективність відцентрового фільтра

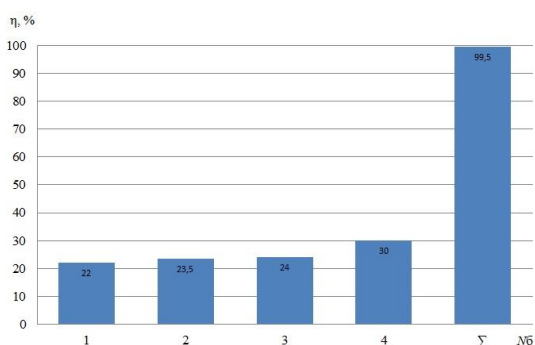
Експериментальні дані фракційної ефективності, що представлені на рис. 2.9 узгоджуються с даними представленими на рис. 2.7. З рис. 2.9 випливає, що фракційна ефективність тонко дисперсних часток ($d_{50} < 30$ мкм та $\rho_{\text{п}} > 3000$ кг/м³) вища в першій та другій парі каналів і становить для 1 пари каналів – 50...70 %, для 2 пари каналів – 40...60 %, для 3 пари каналів – 30...50 %, для 4 пари каналів – 20...40 %.

для 2 пари каналів – 30...60 %. Для крупно дисперсних часток ($d_{50} > 50$ мкм та $\rho_p < 3000$ кг/м³) фракційна ефективність має обернену залежність, при якій третя та четверта пари каналів працюють найефективніше і складають для 3 пари каналів – 30...60 % а для 4 пари каналів – 60...90 %.

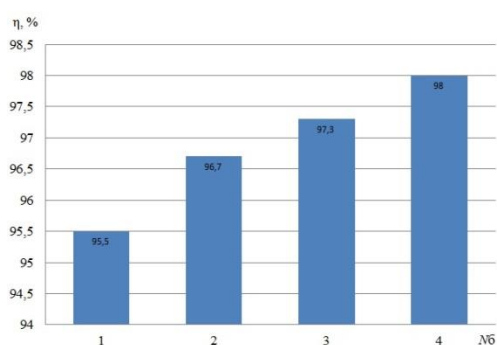
Результати отриманих експериментальних даних по фракційній ефективності мають практичний характер для конструювання відцентрових фільтрів та організації елементів системи каналів апарата.

Загальна фракційна ефективність, незалежно від кількості пар каналів, зростає зі збільшенням медіанного діаметру часток.

Для визначення ефективності вловлювання часток окремими елементами системи апарата були проведені експериментальні дослідження роботи ізольованих пар каналів на матеріалі кварцовий пісок з $d_{50} = 0...200$ мкм. Для цього у відцентровому фільтрі закривались щілини відводу часток у відповідні бункери-збирачі.



а



б

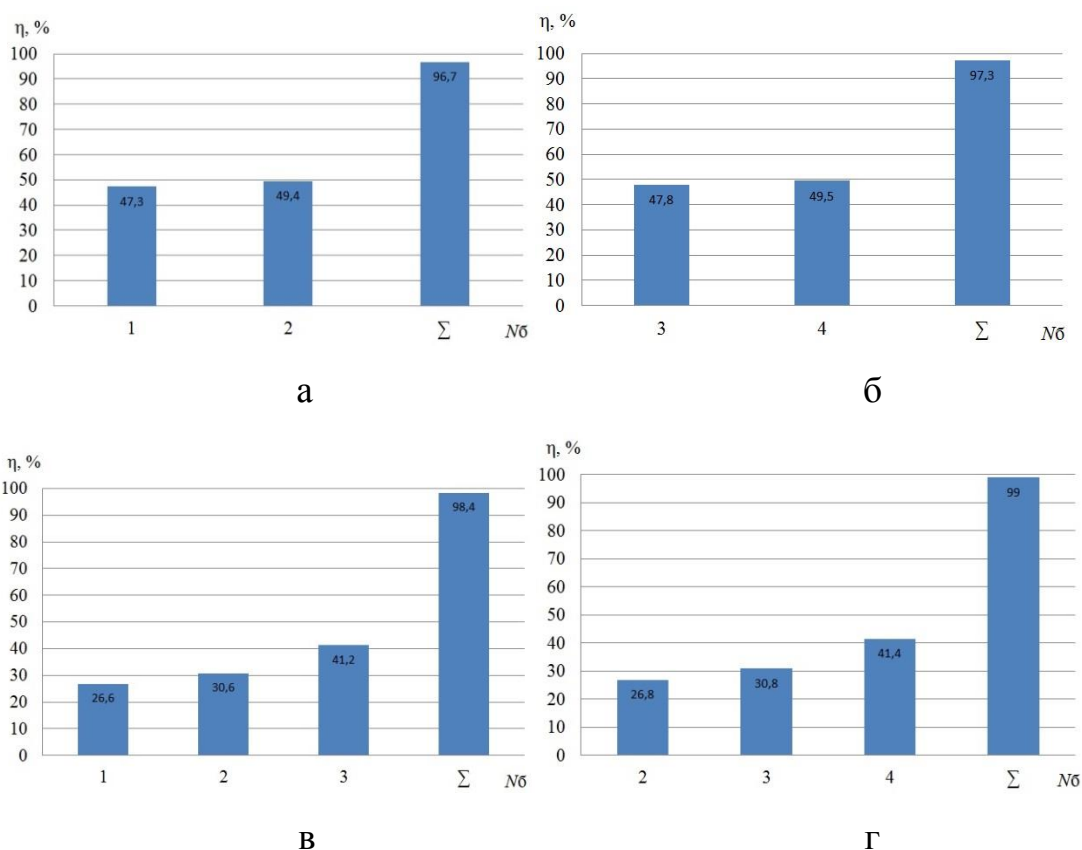
- а) загальна ефективність вловлювання часток у відцентровому фільтрі;
 б) ефективність вловлювання часток окремими ізольованими парами каналів

Рис. 2.10 Ефективність вловлювання часток у відцентровому фільтрі

На рис. 2.10 зображено ефективність вловлювання часток кварцового піску у відцентровому фільтрі при загальній ефективності вловлювання часток з повністю відкритими щілинами (а) та ефективності вловлювання часток окремими ізольованими парами каналів (б).

З рис. 2.10 видно, що організація відведення часток кварцового піску з 4 пари каналів в окремий ізольований бункер дозволила знизити коефіцієнт виносу пилу в 4 рази, з 2 % до 0,5 %.

На рис. 2.11 приведено ефективність вловлювання часток у відцентровому фільтрі спарених пар каналів. Для визначення ефективності вловлювання часток каскадом пар каналів, по чергово закривалися пилевідвідні отвори в днищі сепараційної камери.



а) ефективність вловлювання 1-2 пари каналів; б) ефективність вловлювання 3-4 пари каналів; в) ефективність вловлювання 1-3 пари каналів; г) ефективність вловлювання 2-4 пари каналів

Рис. 2.11 Ефективність вловлювання часток у відцентровому фільтрі спарених пар каналів

З рис. 2.11 видно, що вклад кожної пари каналів в загальну ефективність вловлювання часток знижує винесення пилу в 2...2,5 рази. Для часток кварцового піску найвищу ефективність вловлювання мають останні пари каналів, де

відцентрова сила має найбільше значення з найменшим діаметром кривизни напівобичайок.

Наступним етапом експериментальних досліджень відцентрового фільтра з системою послідовно розташованих каналів є розділення багатокомпонентних, неоднорідних по дисперсному складу сумішей. Дослідження проводилися при витратах повітря 100...200 м³/год, що дало змогу дослідити ефективність апарата в широкому діапазоні швидкостей в каналах відцентрового фільтра 7...15 м/с.

Поділу піддавалися суміші порошків цемент і вапно, пісок і вапно та кокс і вапно, що змішувались у співвідношенні 1/1. Результати випробувань відцентрового фільтра на суміші цемент і вапно, пісок і вапно та кокс і вапно наведені в таблицях 2.6, 2.7 та 2.8.

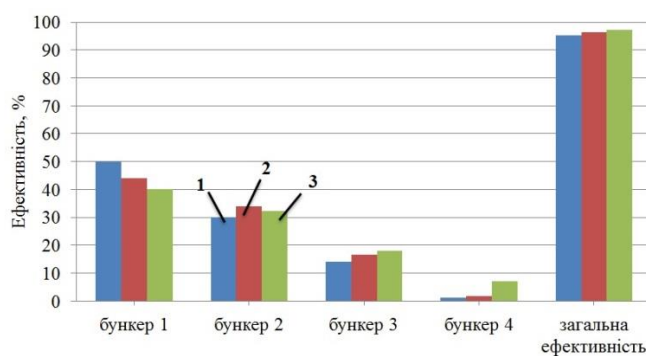
Таблиця 2.6

Результати випробувань відцентрового фільтра на суміші цемент і вапно

№ п/п	Параметр	Q = 100 м ³ /год		Q = 150 м ³ /год		Q = 200 м ³ /год	
		Вхід	Вихід	Вхід	Вихід	Вхід	Вихід
1	$P_{ст}$, Па	72	404	195	1170	345	2088
2	$v_{ап}$, м/с	7,3	7,5			14,7	15,6
3	$\eta_{Б1}$, %	50,0		44,5		40,0	
4	$\eta_{Б2}$, %	30,0		37		32,3	
5	$\eta_{Б3}$, %	14,2		16,7		18,0	
6	$\eta_{Б4}$, %	1,2		1,8		7,0	
7	Заг. еф.	95,4		96,5		97,3	

На рисунку 2.12 представлено ефективність вловлювання часток суміші цементу та вапна по бункерах відцентрового фільтра в залежності від витрати повітря.

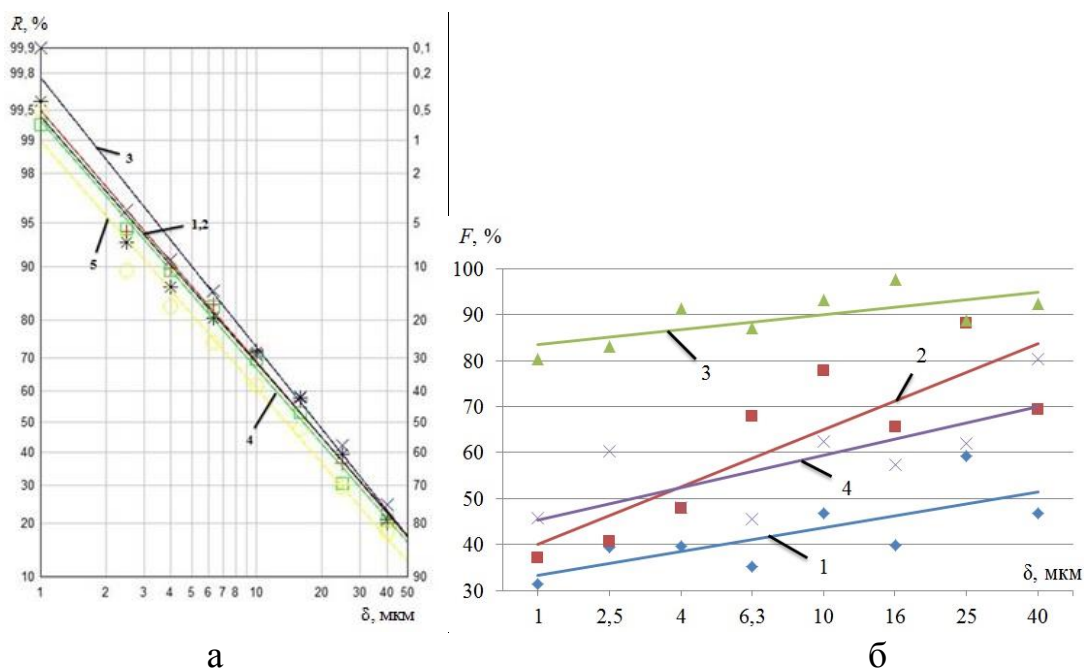
З рис. 2.12 видно, що близько 45% маси суміші осідає в першому бункері, порядку 37% у другому бункері, 16% у третьому, а маса частинок, що осіли в четвертому бункері є незначною і складає 1...7%. Різниця статичного тиску при витраті повітря 150 м³/год становить 975 Па, швидкість потоку в апараті в середньому складає 15 м/с.



1 – 100 м³/год; 2 – 150 м³/год; 3 – 200 м³/год

Рис. 2.12 Ефективність вловлювання часток суміші цементу та вапна по бункерах відцентрового фільтра в залежності від витрати повітря

Дисперсний розподіл та фракційна ефективність відцентрового фільтра на суміші цемент та вапно по бункерам апарату представлено на рис. 2.13.



а) дисперсний розподіл часток; б) фракційна ефективність вловлювання часток

1 – вхід; 2 – 1 бункер; 3 – 2 бункер; 4 – 3 бункер; 5 – 4 бункер

I – перша пара каналів; II – друга пара каналів; III – третя пара каналів; IV – четверта пара каналів

Рис. 2.13 Дисперсний розподіл та фракційна ефективність вловлювання часток суміші цементу та вапна по бункерах відцентрового фільтра

Дисперсний розподіл часток суміші цементу та вапна (рис. 2.13 а) має схожий характер розподілу з однокомпонентними матеріалами. Медіанний діаметр часток по бункерах змінюється в межах 5 мкм, що свідчить про інтенсивне перемішування часток та їх пропорційний розподіл по каналах відцентрового фільтру.

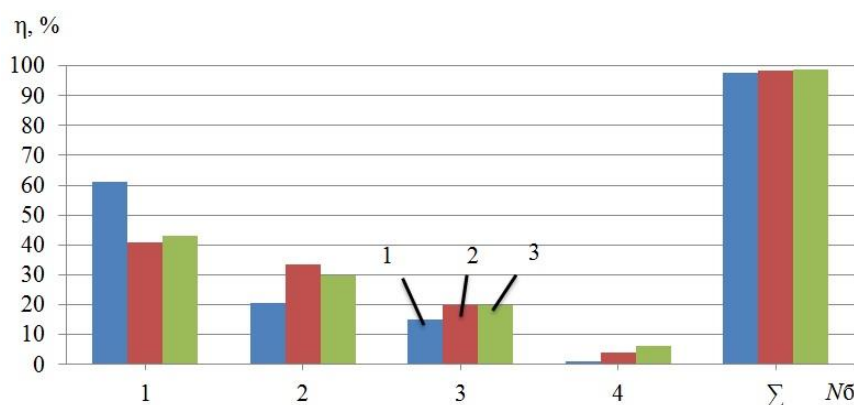
З рис. 2.13 б видно, що найвищу фракційну ефективність має третя пара каналів та складає 80...95 %. Фракційна ефективність 1...3 пари каналів становить 30...80 % та має схожий характер розподілу.

Таблиця 2.7

Результати випробувань відцентрового фільтру на суміші пісок та вапно

№ п/п	Параметр	Q = 100 м ³ /год		Q = 150 м ³ /год		Q = 200 м ³ /год	
		Вхід	Вихід	Вхід	Вихід	Вхід	Вихід
1	$P_{ст}$, Па	72	404	189	1209	345	2088
2	$v_{ап}$, м/с	7,3	7,5	11	12,3	14,7	15,6
3	$\eta_{Б1}$, %	61		41		43	
4	$\eta_{Б2}$, %	20,6		33,4		29,7	
5	$\eta_{Б3}$, %	15,2		20		20	
6	$\eta_{Б4}$, %	1		3,9		6	
7	Заг. еф.	97,8		98,3		98,7	

На рис. 2.14 представлена ефективність вловлювання часток піску та вапна в залежності від витрати потоку.

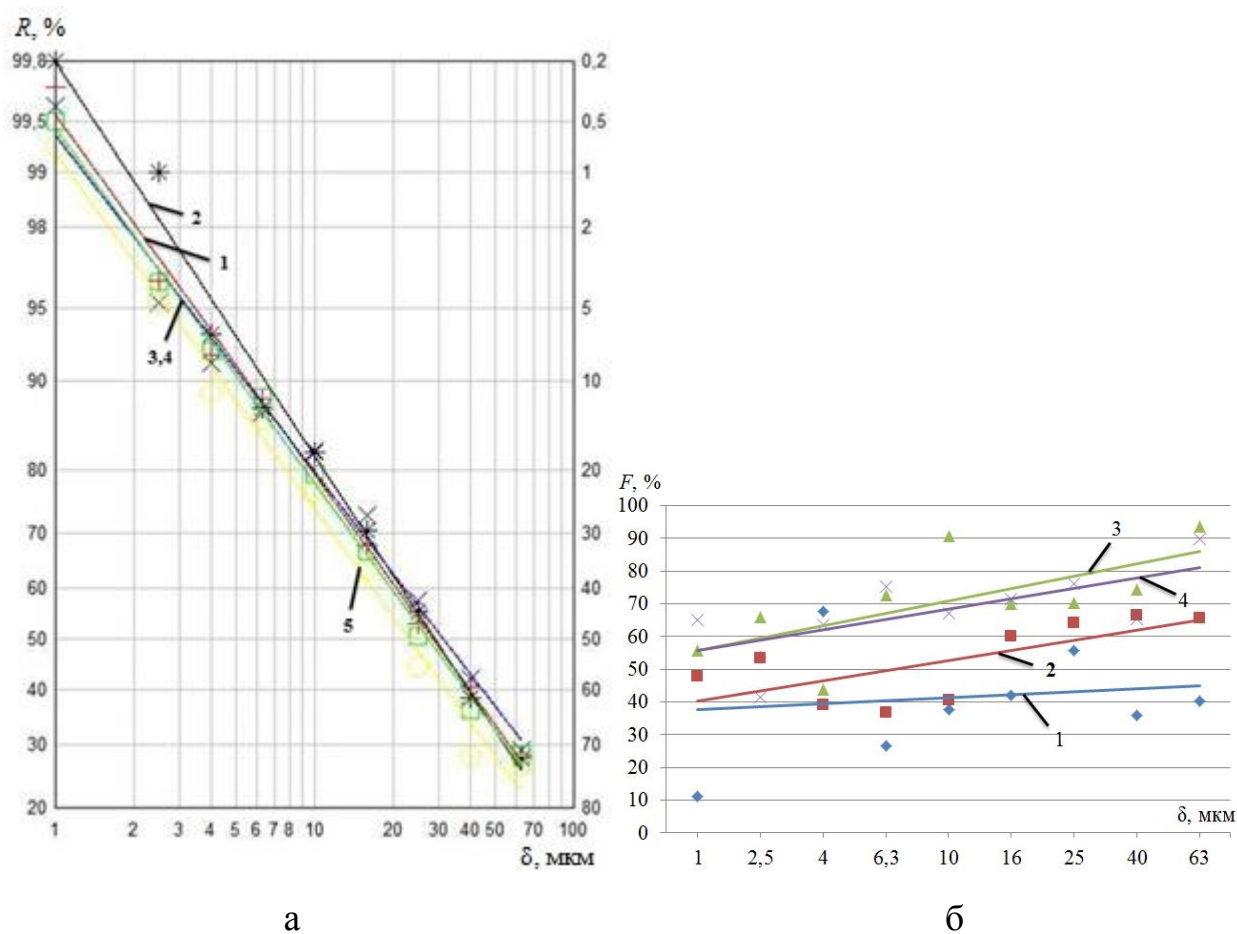


1 – 100 м³/год; 2 – 150 м³/год; 3 – 200 м³/год

Рис. 2.14 Ефективність вловлювання часток суміші піску та вапна по бункерах відцентрового фільтру в залежності від витрати повітря

Ефективність вловлювання часток суміші піску та вапна по бункерах відцентрового фільтра корелюється з показниками ефективності вловлювання тонкодисперсних часток малої маси (рис. 2.7 а, б, в, г та рис. 2.9) та становить 40...60 % для першої пари каналів, 20...30 % для другої пари каналів, 15...20 % для третьої та 2...7 % для четвертої пари каналів.

Дисперсний розподіл та фракційна ефективність відцентрового фільтра на суміші пісок та вапно по бункерам апарату представлено на рис. 2.15.



а) дисперсний розподіл часток; б) фракційна ефективність вловлювання часток

1 – вхід; 2 – 1 бункер; 3 – 2 бункер; 4 – 3 бункер; 5 – 4 бункер

I – перша пара каналів; II – друга пара каналів; III – третя пара каналів; IV – четверта пара каналів

Рис. 2.15 Дисперсний розподіл та фракційна ефективність вловлювання часток суміші піску та вапна по бункерам відцентрового фільтра

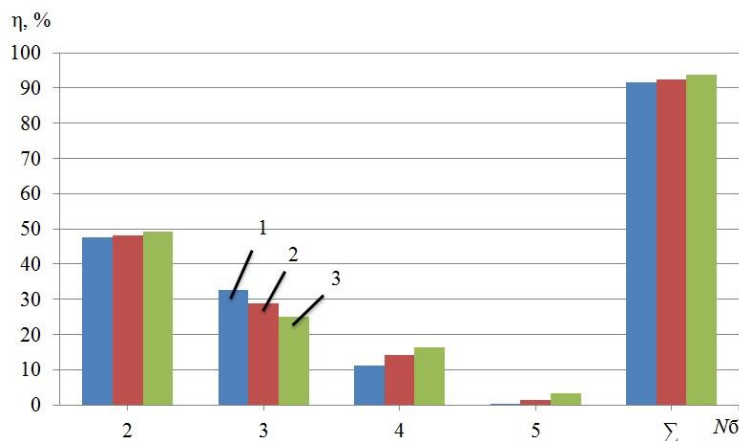
Дисперсний розподіл часток суміші піску та вапна по бункерам відцентрового фільтра (рис. 2.15а) має такий же характер як і на рис. 2.13а, а медіанний діаметр часток змінюється в межах 7 мкм. Фракційна ефективність вловлювання часток суміші піску та вапна коливається в межах 40...90 % по елементам системи відцентрового фільтра.

Таблиця 2.8

Результати випробувань відцентрового фільтра на суміші кокс та вапно

№ п/п	Параметр	Q = 100 м ³ /год		Q = 150 м ³ /год		Q = 200 м ³ /год	
		Вхід	Вихід	Вхід	Вихід	Вхід	Вихід
1	P _{ст} , Па	70	392	191	1199	329	2023
2	v _{ап} , м/с	7,4	7,7	11,6	12,2	15,1	15,7
3	η _{Б1} , %	47,5		48		49,3	
4	η _{Б2} , %	32,6		28,8		25	
5	η _{Б3} , %	11,1		14,2		16,3	
6	η _{Б4} , %	0,3		1,4		3,2	
7	Заг. еф.	91,5		92,4		93,8	

На рис. 2.16 представлена ефективність вловлювання часток суміші коксу та вапна в залежності від витрати потоку.



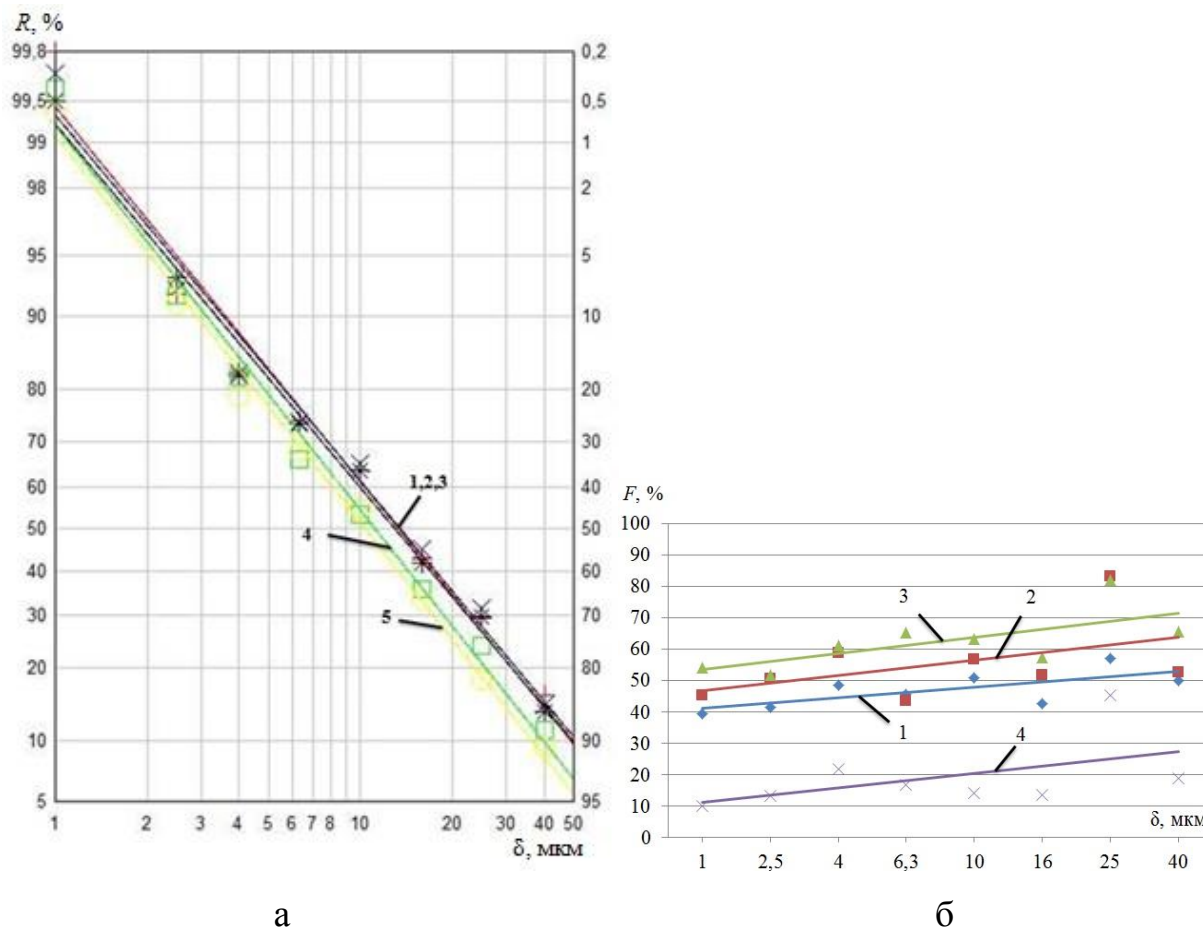
1 – 100 м³/год; 2 – 150 м³/год; 3 – 200 м³/год

Рис. 2.16 Ефективність вловлювання часток суміші коксу та вапна по бункерах відцентрового фільтра в залежності від витрати потоку

На рис. 2.16 зображена ефективність вловлювання часток суміші коксу та вапна по бункерах відцентрового фільтра в залежності від витрати повітря. Масове співвідношення для бункерів складає: для першого – 45-50 %, для другого

– 25-40% для третього і четвертого 15 % і 2 % відповідно. Помітно нерівномірну характеристику масового розподілу зі зміною витрати потоку.

Дисперсний розподіл та фракційна ефективність відцентрового фільтра на суміші пісок та вапно по бункерам апарату представлено на рис. 2.17.



а) дисперсний розподіл часток; б) фракційна ефективність вловлювання часток

1 – вхід; 2 – 1 бункер; 3 – 2 бункер; 4 – 3 бункер; 5 – 4 бункер

I – перша пара каналів; II – друга пара каналів; III – третя пара каналів; IV – четверта пара каналів

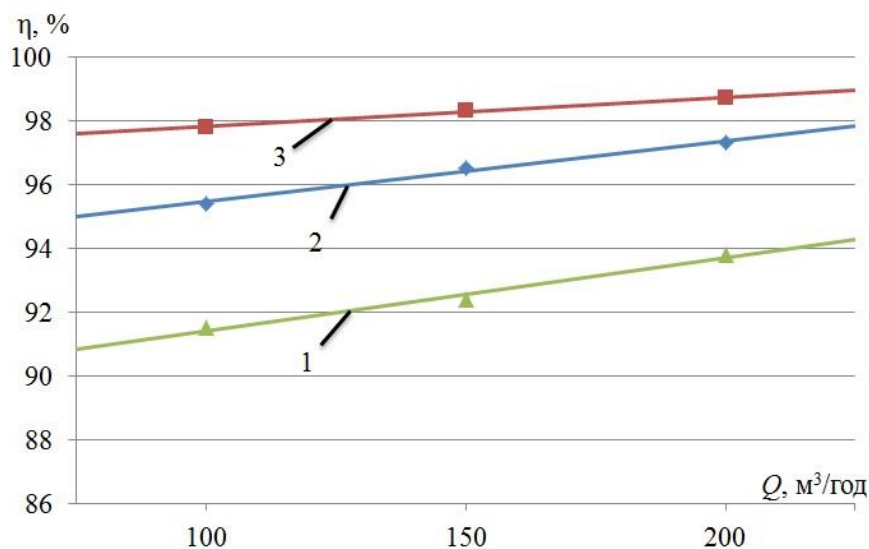
Рис. 2.17 Дисперсний розподіл та фракційна ефективність вловлювання часток суміші коксу та вапна по бункерам відцентрового фільтра

З рис. 2.17 видно, що дисперсний розподіл часток не змінний по елементам системи каналів, а медіанний діаметр часток коливається в межах 5 мкм, про що свідчать вище вказані дослідження матеріалу різної дисперсності та густини

(дод. 1, рис. 2.13а, 2.15а). Отже в апараті відбувається інтенсивне перемішування та усереднення дисперсного складу часток по каналам.

Фракційна ефективність вловлювання часток суміші коксу та вапна (рис. 2.17б) має схожий характер з фракційною ефективністю вловлювання часток суміші цементу та вапна (рис. 2.13б). Фракційна ефективність 1...3 пари каналів коливається в межах 40...70 %. 4 пара каналів істотно відрізняється від попередніх пар каналів і становить 10...30 % фракційної ефективності для часток розміром < 40 мкм.

На рис. 2.18 зображено загальну ефективність вловлювання часток у відцентровому фільтрі в залежності від витрати повітря на сумішах цемент і вапно, пісок і вапно та кокс і вапно.



1 – суміш коксу та вапна; 2 – суміш цементу та вапна; 3 – суміш піску та вапна

Рис. 2.18 Загальна ефективність вловлювання часток у відцентровому фільтрі в залежності від витрати повітря на сумішах цемент і вапно, пісок і вапно та кокс і вапно

З рис. 2.18 видно, що при зміні витрати потоку від 100 до 200 м³/год спостерігається незначна зміна ефективності для сумішей. Коефіцієнт виносу часток суміші піску та вапна з апарату складає 0,5...1 %, для часток суміші цемент та вапно – 2...5 % та часток суміші кокс і вапно становить 6...9 %.

Для підвищення ефективності вловлювання часток у відцентровому фільтрі проводилися дослідження із діафрагмуванням вихідного патрубку насадками діаметром 50...75 мм. Діаметр вихідного отвору складає 80 мм.

Експериментальні дослідження проводились на восьмиканальному двоповерховому відцентровому фільтрі (рис. 2.19). Апарат має дві сполучені горизонтальні сепараційні камери, що дозволяє суттєво зменшити його габарити без підвищення енергозатрат.

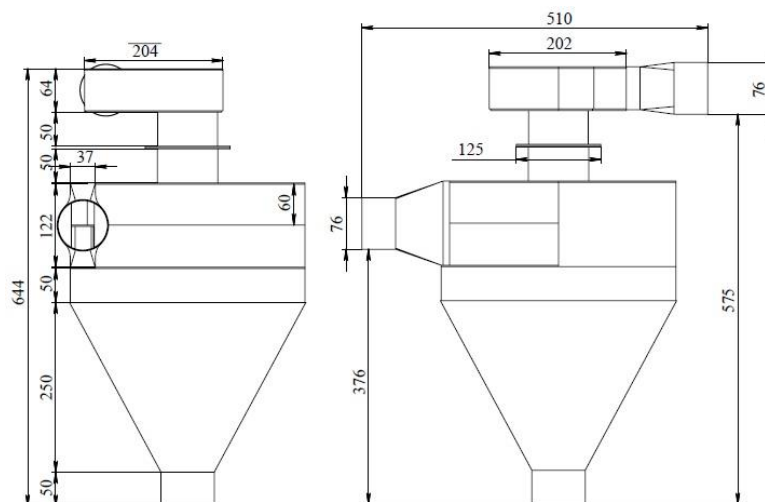


Рис. 2.19 Основні габаритні розміри двоповерхового відцентрового фільтра ЦФ2-8-02

Результати експериментальних досліджень проведені на двоповерховому відцентровому фільтрі представлені в таблицях 2.9 та 2.10.

Таблиця 2.9

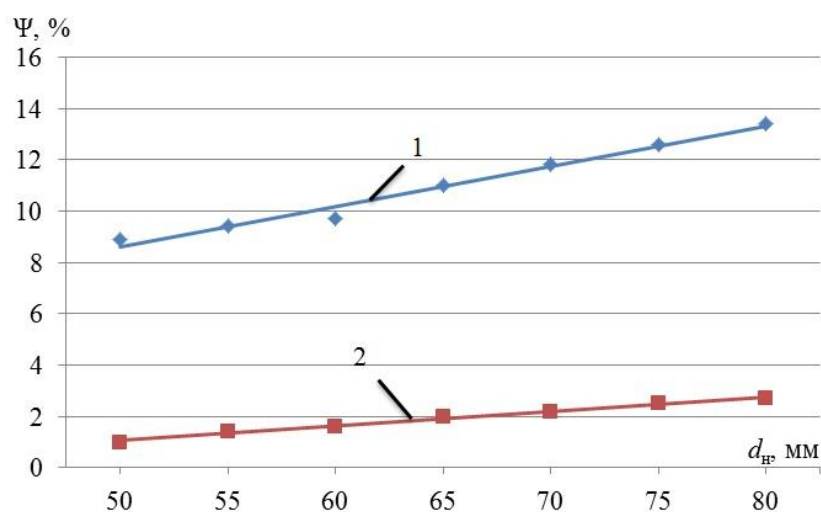
Експериментальні дослідження відцентрового фільтра на матеріалі - кокс

№п/п	Параметри	Кокс						
1	Діаметр насадок, мм	50	55	60	65	70	75	80
2	$\Delta P_{ст}$, Па	2880	2560	2275	1930	1750	1460	1240
3	Питомі енергозатрати, кВт	432	384	341,3	289,5	262,5	219	186
4	$\eta_{Б1}$, %	62,5	64	65,5	65,2	64,7	62,8	63,5
5	$\eta_{Б2}$, %	15,5	14,7	15	13,3	15,2	15	14
6	$\eta_{Б3}$, %	9,4	8,5	7	9	6,3	8,4	7,4
7	$\eta_{Б4}$, %	3,7	3,4	2,8	1,5	2	1,2	1,7
8	Коефіцієнт виносу, %	8,9	9,4	9,7	11	11,8	12,6	13,4

Експериментальні дослідження відцентрового фільтра на матеріалі - цемент

№п/п	Параметри	Цемент						
1	Діаметр насадок, мм	50	55	60	65	70	75	80
2	$\Delta P_{ст}$, Па	2880	2560	2275	1930	1750	1460	1240
3	Питомі енергозатрати, кВт	432	384	341,3	289,5	262,5	219	186
4	$\eta_{Б1}$, %	40,4	39,3	37	40,3	39,8	38	38,5
5	$\eta_{Б2}$, %	36,6	35	37	37,3	36,3	36,5	36
6	$\eta_{Б3}$, %	13	14,8	12,4	11	12	12	12,4
7	$\eta_{Б4}$, %	9	9,5	12	9,4	9,7	11	10,4
8	Коефіцієнт виносу, %	1	1,4	1,6	2	2,2	2,5	2,7

На рис. 2.20 представлено узагальнену залежність ефективності вловлювання часток коксу та цементу від діаметра насадки.



1 – кокс; 2 – цемент

Рис. 2.20 Залежність коефіцієнту виносу часток коксу і цементу від діаметра насадок

З рис. 2.20 спостерігається зниження винесення часток з апарата в 2...5 раз при діафрагмуванні вихідного патрубку з 80 мм до 50 мм не залежно від властивостей матеріалу.

Діафрагмування вихідного патрубку відцентрового фільтра в з 80 мм до 50 мм призводить до підвищення питомих енергозатрат в 2,3 рази. Для коксу з

медіанним діаметром часток 12 мкм коефіцієнт виносу часток знижується в 1,5 разів, для цементу з медіанним діаметром часток 20 мкм коефіцієнт виносу часток знижується в 2,7 разів.

2.5 Висновки до розділу 2

1. За результатами експериментальних досліджень, було визначено аеродинамічні характеристики восьмиканального відцентрового фільтра. Середній приріст швидкості по каналам відцентрового фільтра складає 0,2...0,4 м/с в залежності від режиму роботи. Аеродинамічний опір в криволінійних каналах нерівномірний, кількісний показник аеродинамічного опору в каналах апарата знижується із числом каналів. При збільшенні витрат газового потоку з 100 м³/год до 200 м³/год, аеродинамічний опір зростає в 5,5 разів, тобто з 327 Па до 1720 Па, а швидкість потоку в аераційній камері від 7 до 15 м/с.

2. Близько 45% маси матеріалу вловилось в системі першої пари каналів, порядку 25% у системі другої пари каналів та 16% у третій парі. Маса частинок, що вловились в четвертою парою є незначною і складає 2-6%. Ця закономірність залежить від дисперсного складу та густини матеріалу. Для матеріалу з $d_{50} \geq 30$ мкм та $\rho_m < 2000$ кг/м³ ефективність вловлювання від першої пари каналів до останньої майже не змінюється та коливається в межах 10-15 %.

3. Медіанний діаметр твердих часток по елементам апарату змінюється в межах: для першого – третього бункерів – 2...5%, для четвертого бункера – 10...15%, що пов'язано зі змішуванням потоків послідовно з'єднаних пар каналів через рециркуляційні щілини. Таким чином у системі каналів відцентрового пиловловлювача відбувається усереднення дисперсного складу твердих часток по елементах системи. Дисперсія розподілу часток пилу незмінна по елементах системи.

4. Організація відведення часток матеріалу в окремі ізольовані один від одного бункері дозволила знизити коефіцієнт виносу пилу в 4 рази, з 2 % до 0,5

%. А вклад кожної пари каналів в загальну ефективність вловлювання часток знижує винесення пилу в 2...2,5 рази.

5. За результатами дослідження ефективність вловлювання твердих часток різного дисперсного складу на густини, а також сумішей було встановлено, що осадження крупно дисперсних часток річного піску ($d_{50} > 50$ мкм) та тонко дисперсних часток коксу ($d_{50} = 12$ мкм) мають різний характер вловлювання по елементам системи відцентрового фільтра. Загальна ефективність вловлювання твердих часток у восьми канальному відцентровому фільтрі становила 84...99 %

6. При діафрагмуванні вихідного патрубку з 80 мм до 50 мм спостерігається зниження винесення часток з апарата в 2...5 раз не залежно від властивостей матеріалу.

7. Проведена перевірка адекватності розроблених методик встановила, що розбіжність розрахунків аеродинамічного опору становить 16..22%, а ефективності вловлювання твердих часток 3%.

РОЗДІЛ 3. ЧИСЕЛЬНІ РОЗРАХУНКИ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ ВІДЦЕНТРОВОГО ФІЛЬТРА

3.1 Чисельні розрахунки аеродинамічних характеристик потоку в каналах відцентрового фільтра

Необхідним етапом сучасних наукових досліджень є застосування новітніх комп'ютерних технологій, що забезпечують визначення необхідних характеристик апаратів на стадії проектування.

Комп'ютерне моделювання аеродинамічних характеристик апаратів є необхідним інструментом для проектування та створення сучасних очисних технологічних об'єктів. Одним із можливих шляхів математичного моделювання фізичних процесів очистки димових газів від сірки та твердих часток є використання систем автоматизованого проектування та інженерного аналізу – CAD/CAE-систем (*Computer Aided Engineering*). У цьому аспекті важливими є програмні системи, які інтегруються у геометричні САПР (системи автоматизованого проектування), а також дають змогу досліджувати складні теплофізичні та аеродинамічні процеси в багатокомпонентних анізотропних середовищах.

До класу таких систем належить *Flow Simulation*, як додатковий модуль інженерного аналізу, який базується на сучасних досягненнях обчислювальних методів та інтегрується із автоматизованою системою геометричного проектування *SolidWorks*, надаючи такі можливості: моделювання течії рідин і газів, управління розрахункової сіткою, використання різних фізичних моделей рідин і газів.

Для моделювання течії застосовувалася фізична модель руху текучого середовища - рівняння Нав'є-Стокса, яке в загальній векторній формі має вигляд [80]:

$$\frac{d\bar{\vartheta}}{dt} = \bar{F} - \frac{1}{\rho} \text{grad} p + \nu \Delta \bar{\vartheta}, \quad (3.1)$$

де: $\vec{v}$ – вектор швидкості повітря; $\vec{F}$ – вектор масової сили; ρ – щільність повітря; p – тиск повітря в будь-якій точці; ν – кінематична в'язкість повітря.

Рівняння Нав'є-Стокса описують в нестационарній постановці закони збереження маси, імпульсу та енергії цього середовища. Цими рівняннями моделюються турбулентні, ламінарні та перехідні течії. Для моделювання турбулентних течій рівняння Нав'є-Стокса усереднюються за Рейнольдсом, тобто використовується середній за малим масштабом часу вплив турбулентності на параметри потоку, а великомасштабні тимчасові зміни середніх складових газодинамічних параметрів потоку за малими масштабами часу (тиску, швидкості, температури) враховуються введенням відповідних похідних за часом.

В результаті рівняння отримують додаткові члени - напруга за Рейнольдсом, а для замикання цієї системи рівнянь використовуються рівняння переносу кінетичної енергії турбулентності і її дисипації в рамках k - ϵ моделі турбулентності.

Для знаходження шуканого чисельного рішення задачі безперервна нестационарна математична модель фізичних процесів дискретизується як у просторі, так і за часом. Щоб виконати дискретизацію в просторі, вся розрахункова область апарату, що зайнята текучим середовищем і твердими частинками, покривається розрахунковою сіткою, грані осередків якої, паралельні координатним площинам X , Y і Z . Для аеродинамічного розрахунку багатоблокова структурована сітка будувалася шляхом розбиття об'єму апарату по осі Ox - 40-ма, Oy - 60-ти, Oz - 40-ма площинами. При розрахунку поведінки текучого середовища в обмеженій стінками області моделі, використовується так званий метод фіктивних областей, тобто формально розрахункова сітка будується в паралелепіпедоподібній області, яка покриває модель з текучим середовищем всередині. Але розрахунки проводяться тільки в комірках, що потрапили в розрахункову область, тобто в простір, заповнений відповідно до постановки завдання поточним середовищем. Оскільки грані розрахункових комірок не апроксимують дотичні з текучим середовищем поверхні твердих тіл, то на криволінійних ділянках апарату використовували локальне дроблення комірок

сітки. Критерій дроблення комірок, пов'язаний з кривизною поверхні, склав два, тобто комірки, що знаходяться біля криволінійних поверхонь відцентрового фільтра, ділилися на два. В кінцевому результаті побудови сітки було отримано 1234568 комірок.

В якості граничних умов на вході задавалася: витрата повітря $Q_{\text{вх}}$, м³/год, температура газового потоку t , °C, щільність газового потоку ρ , кг/м³, динамічна в'язкість газового потоку $\mu \cdot 10^{-5}$, Па·с, а на виході - атмосферний тиск $P_{\text{вих}}$, Па.

Вихідні умови для *CFD* розрахунку наведені в таблиця 3.1.

Таблиця 3.1

Вихідні умови для розрахунку

Параметр	Значення
Витрата газу $Q_{\text{вх}}$, м ³ /год	100, 150, 200
Температура середовища t , °C	20
Щільність газу $\rho_{\text{газа}}$, кг/м ³	1,293
В'язкість газу $\mu_{\text{газа}} \cdot 10^{-5}$, Па·с	18,2
Загальний тиск на виході $P_{\text{полн.вих}}$, Па	101325

Інтегральні значення повного тиску на вхідному і вихідному патрубку однакового поперечного перерізу розрахункової моделі апарата залежно від режиму роботи наведені в таблиця 3.2.

Таблиця 3.2

Перепад повного тиску на вхідному і вихідному патрубках відцентрового фільтра

№	Режими	Вхід, $P_{\text{полн}}$ (Па)	Вихід, $P_{\text{полн}}$ (Па)	Перепад напору, ΔP (Па)
1	100 м ³ /год	101915	101407	508
2	150 м ³ /год	102638	101513	1125
3	200 м ³ /год	103667	101667	2000

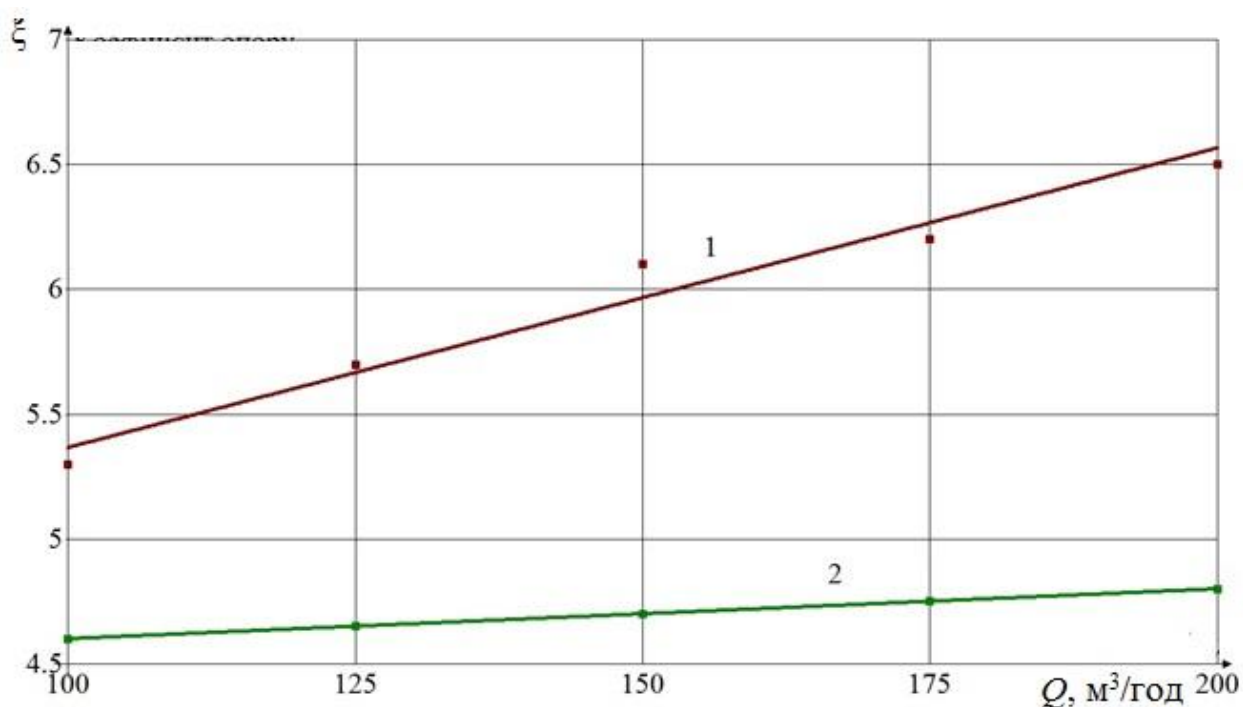
Отримані значення розподілу швидкостей і перепаду повного тиску дозволили визначити значення коефіцієнта аеродинамічного опору потоку у відцентровому фільтрі по залежності (1), результати наведені в таблиця 3.3.

Таблиця 3.3

Коефіцієнт аеродинамічного опору за даними *CFD*.

Режим 1 (100 м ³ /год)			Режим 2 (150 м ³ /год)			Режим 3 (200 м ³ /год)		
v , м/с	ΔP , Па	ξ	v , м/с	ΔP , Па	ξ	v , м/с	ΔP , Па	ξ
13	508	4,6	19,2	1125	4,7	25,4	2000	4,8

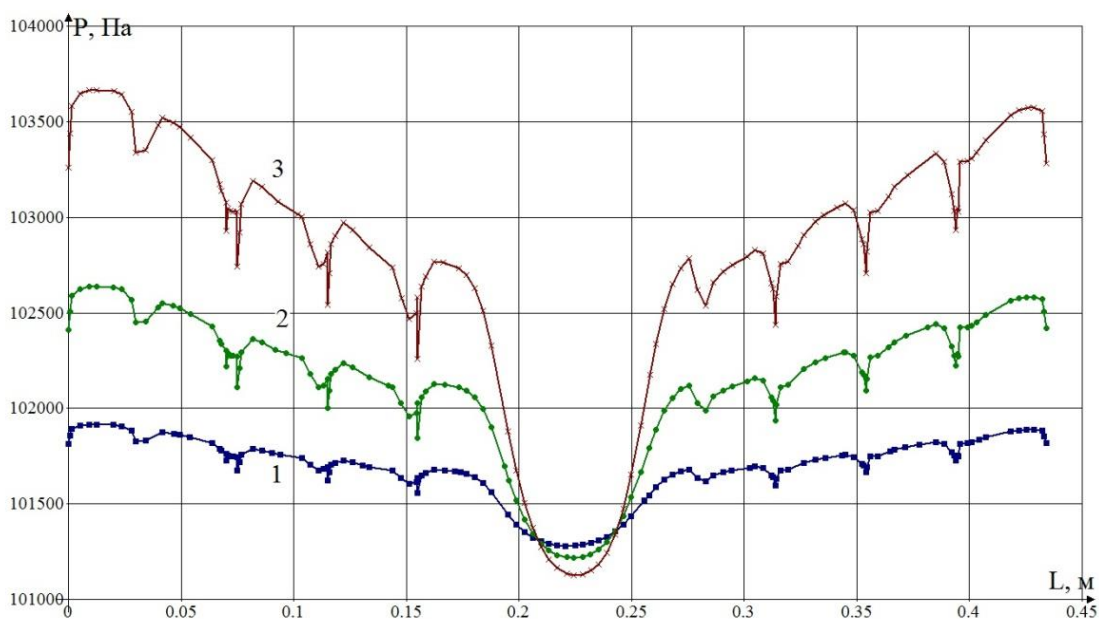
На рис. 3.1 зображена залежність коефіцієнта аеродинамічного опору ξ від витрати потоку у відцентровому фільтрі по розрахунковим формулам і *CFD* моделюванню.



1) за розрахунковою залежністю (1); 2) по *CFD* моделюванню

Рис. 3.1 Залежність коефіцієнта аеродинамічного опору від витрати потоку у восьмиканальному відцентровому фільтрі

Розподіл значень повного тиску по лінії, проведений у поперечному перерізі відцентрового фільтра приведено на рис. 3.2.



1 – 100 м³/год; 2 – 150 м³/год; 3 – 200 м³/год

Рис. 3.2 Розподіл повного тиску в поперечному перерізі відцентрового фільтра

Наведений розподіл тиску по довжині поперечної лінії у перерізі відцентрового фільтра (рис. 3.2) ілюструє внесок кожного елемента відцентрового фільтра (канали, центральна область системи каналів). Діапазон значень по осі абсцис від 0 до 0,15 м. та від 0,27 до 0,43 м. відповідають розташуванню криволінійних каналів відцентрового фільтра, область 0,15...0,27 м. відповідає центральній області системи каналів.

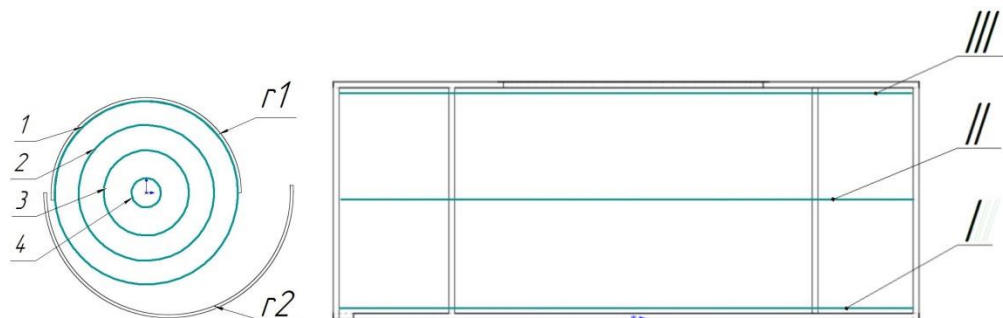
Чисельний аналіз наведених на рис. 3.2 даних дозволяє оцінити вклад падіння тиску у центральній області системи каналів щодо сукупності криволінійних каналів. Так, при 100 м³/год - 40%; при 150 м³/год - 41%; при 200 м³/год - 42% від загального аеродинамічного опору апарату.

У зв'язку з цим виникає необхідність більш детального аналізу структури руху потоку у центральній області системи каналів.

3.2 Чисельні розрахунки аеродинамічних характеристик течії потоку в центральній області системи каналів відцентрового фільтра

Для більш детального аналізу структури руху потоку було проведено аеродинамічне моделювання центральної області системи каналів. При моделюванні течії застосовувалася фізична модель руху, розрахована для чисельних розрахунків аеродинамічних характеристик потоку в каналах відцентрового фільтра.

Для цього у розрахунковій моделі апарату побудовано 3 площини по висоті сепараційної камери, де розміщувався ряд розрахункових кіл (рис. 3.3).



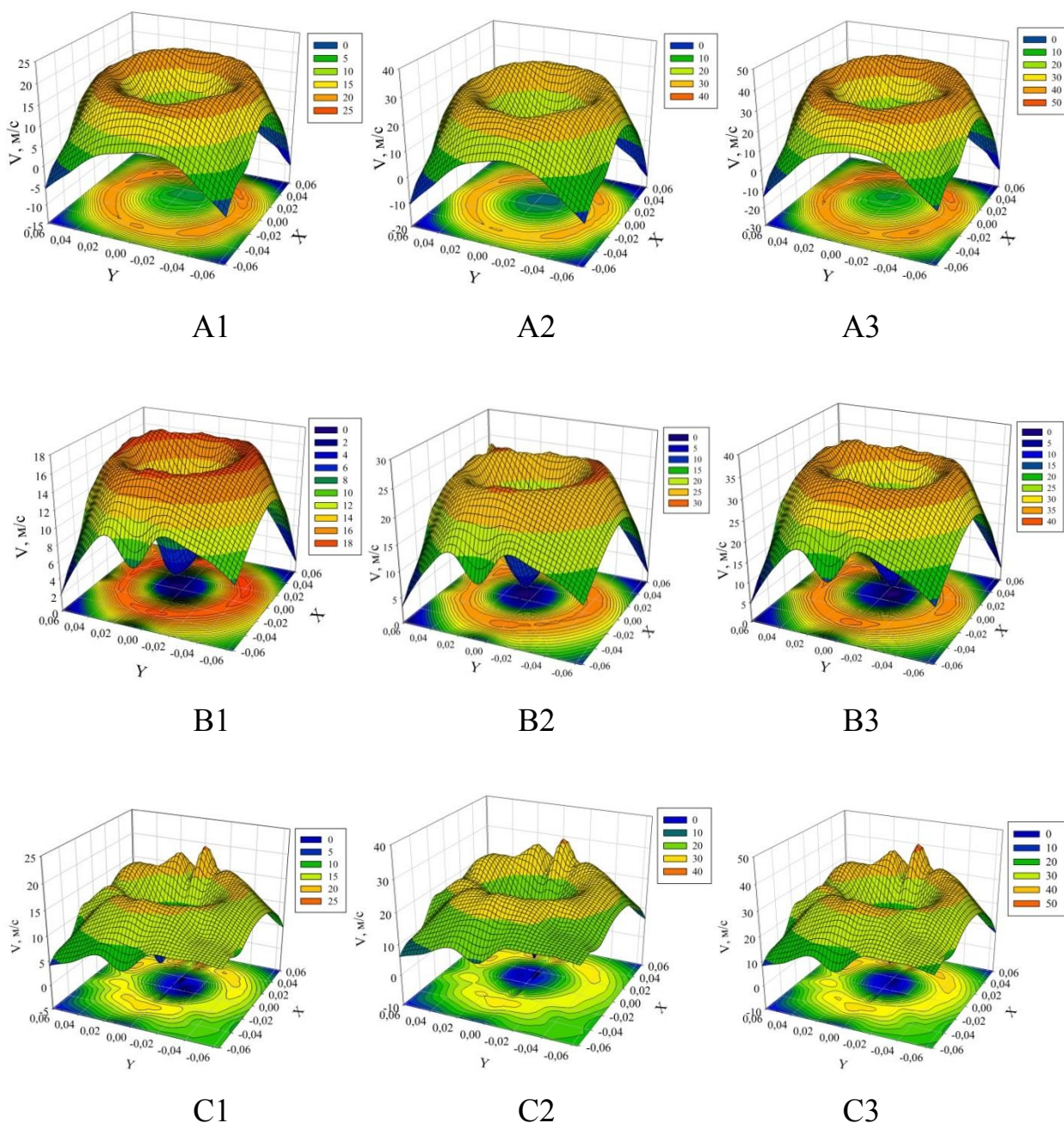
1...4 - розрахункові окружності у центральній області системи каналів;

I, II, III - розрахункові площини

Рис. 3.3 Схематичне зображення розміщення кіл та площин

На рис. 3.4...3.7 зображені 3D графіки розподілу значень загальних швидкостей, тангенціальних і радіальних складових швидкостей та повного тиску в об'ємі центральній області системи каналів сепараційної камери. Координати осей X і Y вказують на місцезнаходження розрахункової точки на площині перерізу сепараційної камери, а Z - значення параметра. Площина 1 відповідає днищу сепараційної камери, площина 2 - відповідає центру сепараційної камери, площина 3 знаходиться біля вихідного отвору і відповідає кришці сепараційної камери центральній області системи каналів.

На рис. 3.4 наведені розподіли значень загальних швидкостей у об'ємі центральній області системи каналів сепараційної камери у трьох площинах при різних режимах роботи відцентрового фільтра.



A1-A3 – кришка; B1-B3 – центр; C1-C3 – днище

A1, B1, C1 – 100 м³/год; A2, B2, C2 – 150 м³/год; A3, B3, C3 – 200 м³/год

Рис. 3.4 Графік розподілу значень загальних швидкостей в об'ємі центральної області системи каналів сепараційної камери

На рис. 3.4 зображено профіль розподілу значень загальної швидкості у площинах 1, 2 і 3. Загальна швидкість потоку знижується у стінок напівобичайок та в центрі камери і має найвищі показники у межах окружності 3, що сягають значень 50 м/с при витраті 200 м³/год у площині 3. В площині 2 помітна зміна області зворотних токів і осциляція ядра потоку. Так, зі зміною витрати потоку у

два рази, збільшується і площа ядра потоку спрямованого протилежно осьовому руху, що призводить до збільшення аеродинамічного опору. Загальні види профілю швидкості у центральній області системи каналів мають однакову форму при різних витратах потоку і відрізняються структурою перехідної області значень напрямків потоку. В площині 2 ядро закрученого потоку має найбільший градієнт значень, що досягає 50 м/с.

Падіння тиску у відцентрових пиловловлювачах є значущою змінною, так як це безпосередньо пов'язано з експлуатаційними витратами. Перепад тиску визначається як різниця між повним тиском на вході і виході. Падінню тиску сприяють як місцеві втрати, так і втрати на тертя.

В таблиці 3.4 наведено розподіл загальних значень швидкостей при різних розрахункових режимах восьмиканального відцентрового фільтра у його центральній області системи каналів.

Таблиця 3.4

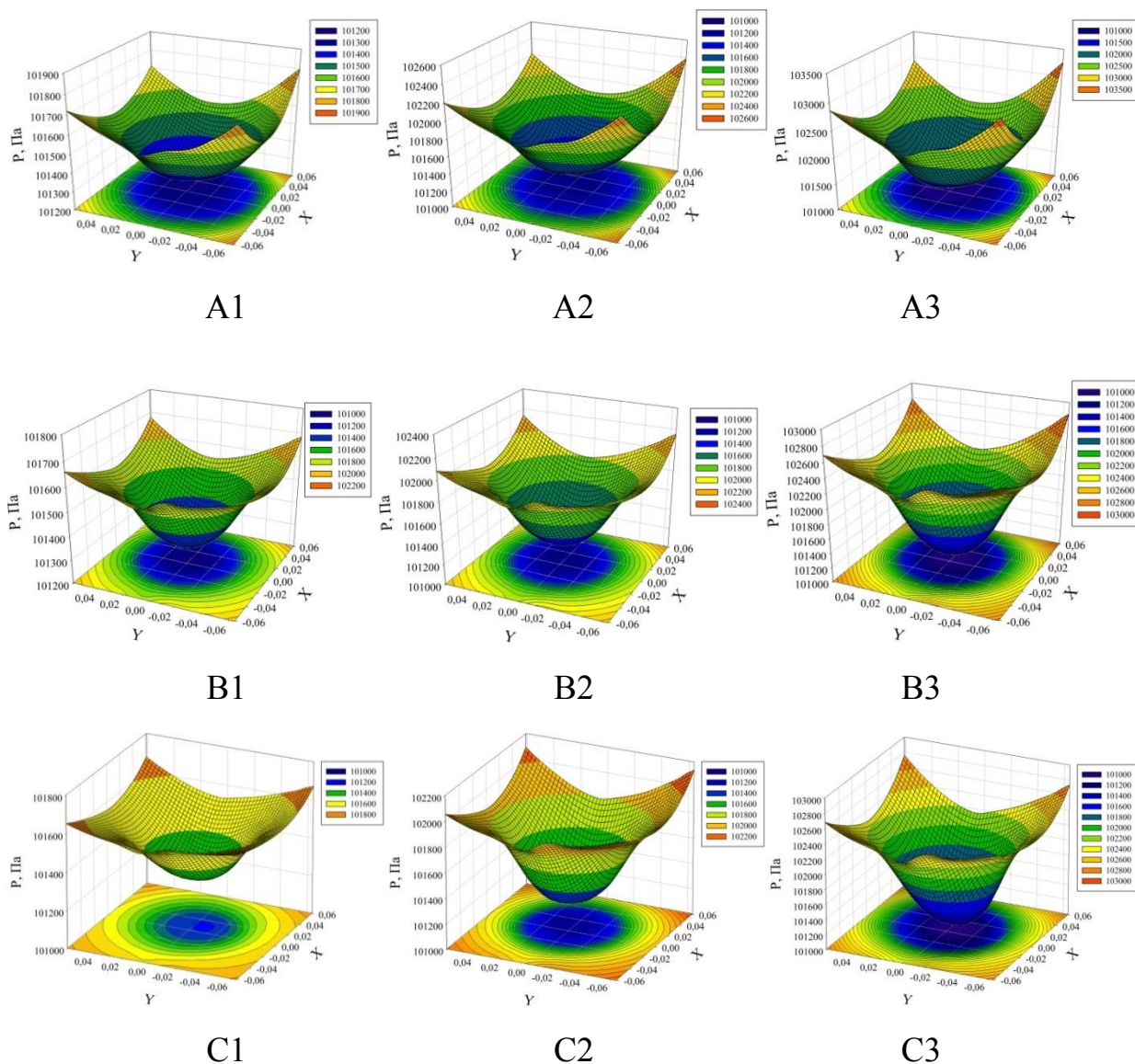
Розподіл значень загальної швидкості у центральній області системи каналів відцентрового фільтра

Витрата, м³/год	Площина 1(дно)		Площина 2(центр)		Площина	
	Швидкість м/с					
	0...10	10...25	0...8	8...18	0...5	5...25
Режим 1 - 100	10 %	90 %	7 %	93 %	4 %	96 %
	0...10	10...40	0...10	10...30	0...10	10...40
Режим 2 - 150	10 %	90 %	14 %	86 %	10 %	90 %
	0...10	10...50	0...15	15...40	0...10	10...50
Режим 3 - 200	10 %	90 %	16 %	84 %	4 %	96 %

Розподіл значень загальних швидкостей для площини 1 має однаковий характер при різних досліджуваних режимах, де 10% площі графіка у центрі і пристінній області мають значення діапазону швидкостей від 0 до 10 м/с, а 90% площі у області розрахункових кіл 2 і 3 займають значення діапазону швидкостей 10...50 м/с (таблиця 3.4).

З наведених даних (таблиця 3.4) видно тороїдальний характер руху газового потоку у центральній області системи каналів, інтенсивність якого збільшується з витратою потоку від $100 \text{ м}^3/\text{год}$ до $200 \text{ м}^3/\text{год}$.

На рис. 3.5 зображено графік розподілу значень повного тиску у об'ємі центральної області системи каналів відцентрового фільтра.



A1-A3 – кришка; B1-B3 – центр; C1-C3 – днище

A1, B1, C1 – $100 \text{ м}^3/\text{год}$; A2, B2, C2 – $150 \text{ м}^3/\text{год}$; A3, B3, C3 – $200 \text{ м}^3/\text{год}$

Рис. 3.5 Графік розподілу повного тиску в об'ємі центральної області системи каналів відцентрового фільтра

У всіх площинах загальний тиск зменшується від стінок до осі центральної області системи каналів, і різниця значень тиску досягає 2500 Па . Ядро зниженого

тиску збільшується від днища до кришки і займає площу пропорційну площі вихідного патрубка.

При витраті потоку $100 \text{ м}^3/\text{год}$ максимальний градієнт тиску знаходиться у площині 2, тобто у середині по висоті центральної області системи каналів і становить 1200 Па. При витратах 150 і $200 \text{ м}^3/\text{год}$ у площині 3, тобто на виході, значення повного тиску становлять відповідно 1600 і 2500 Па. Це може бути наслідком зміни інтенсивності закрутки потоку, яку можна оцінити за допомогою розподілу значень тангенціальної компоненти швидкості у центральній області системи каналів. В таблиця 3.5 наведені відсоткові співвідношення площ підвищеного «*max*» і зниженого «*min*» повного тиску при різних значеннях витрати на площинах 1, 2 і 3.

Таблиця 3.5

**Розподіл значень повного тиску у центральній області системи каналів
відцентрового фільтра**

Витрата, $\text{м}^3/\text{год}$	Площина 1(дно)		Площина 2(центр)		Площина 3(кришка)	
	« <i>min</i> », КПа	« <i>max</i> », КПа	« <i>min</i> », КПа	« <i>max</i> », КПа	« <i>min</i> », КПа	« <i>max</i> », КПа
Режим 1	101-101,2	101,2-101,8	101-101,4	101,4-102,2	101-101,5	101,5-101,9
100	15 %	85 %	45 %	55 %	60 %	40 %
Режим 2	101-101,4	101,4-102,2	101-101,6	101,6-102,4	101-101,8	101,8-102,6
150	30 %	70 %	45 %	55 %	55 %	45 %
Режим 3	101-102	102-103	101-101,8	101,8-103	101-102	102-103,5
200	50 %	50 %	45 %	55 %	65 %	35 %

З таблиці 3.5 видно, що співвідношення площ «*min*» і «*max*» значень повного тиску для площини 1 змінюються зі зростанням витрати. Для режиму-1 площа зони «*min*» тиску становить 15% у центрі і 85% площа «*max*» тиску у області розрахункових кіл 1, 2 і 3 Для режиму -2 співвідношення площ змінюється до 30% «*min*» тиску в області розрахункових ліній 3, 4 і 70% «*max*» значень тиску в області розрахункових кіл 1 і 2 При режимі -3 співвідношення площ стає рівним

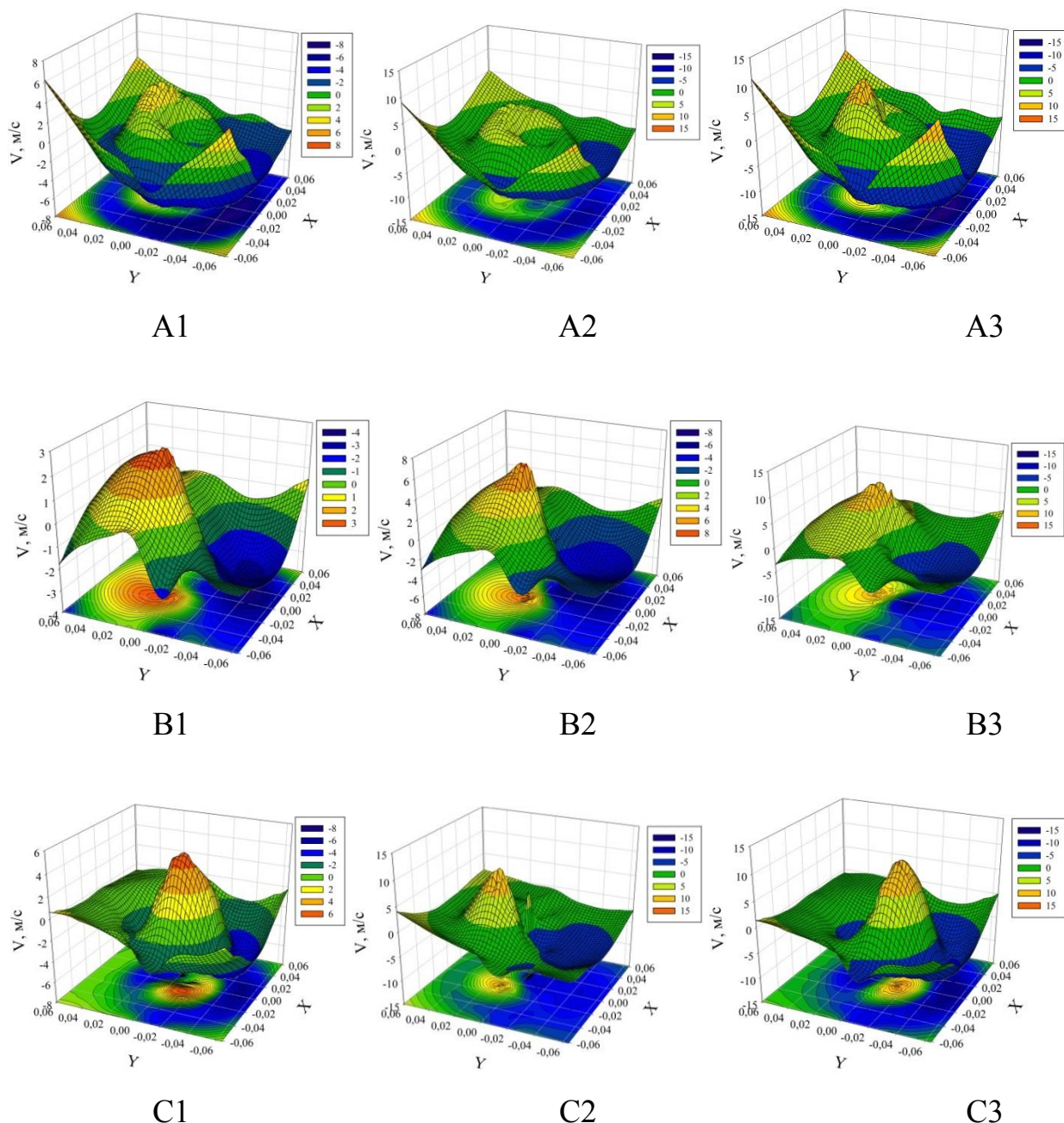
50/50% для «*min*» 101...102 КПа і «*max*» 102...103 КПа значень тиску у області розрахункових окружностей 3, 4 та 1 і 2 відповідно.

В площині 2, розподіл значень повного тиску має однаковий характер при різних витратах (100...200 м³/год), де 45% площі графіка в області розрахункових кіл 3 і 4 має діапазон значень 101...101,8 КПа, а 55% площі у області розрахункових кіл 1 і 2 значення тисків змінюється у діапазоні 101,8...103 КПа.

Для площини 3 співвідношення площ значень «*min*» і «*max*» значень тиску варіюється зі зміною витрати. При режимі -1 співвідношення площі значень «*min*» тиску (101...101,5 КПа) в межах розрахункових кіл 2, 3 і 4 до «*max*» тиску (101,5...101,9 КПа) у області розрахункової окружності 1 і пристінної області становить 60/40%. При режимі - 2, співвідношення площ становить 55% для «*min*» значень тиску в області розрахункових окружностей 3, 4 і 45% для «*max*» значень тиску в області розрахункових кіл 2 і 3 і пристінній області. Площа з тиском 101...102 КПа, для режиму -3 збільшується в області розрахункових кіл 2, 3 і 4 до 65%, а площа з тиском 102 ... 103,5 зменшується до 35% у області розрахункової окружності 1 і пристінної області, порівняно з показниками витрат режиму 1 і 2.

З наведених даних (таблиця 3.5) звертає на себе увагу сталість розподілу значень повного тиску у всьому діапазоні досліджуваних витрат газового потоку. Це може бути наслідком низьких швидкостей потоку у даному поперечному перерізі центральній області системи каналів.

Радіальна швидкість потоку впливає на рух частинок і є важливим чинником при аналізі ефективності апарату. Часто, радіальна швидкість має набагато менші показники, ніж інші компоненти швидкостей. Однак, це справедливо тільки поблизу завихрювача, де радіальна швидкість швидко збільшується в напрямку до вихору. На рис. 3.6 наведені профілі радіальної компоненти швидкості у центрі сепараційної камери відцентрового фільтра у трьох площинах.



A1-A3 – кришка; B1-B3 – центр; C1-C3 – днище

A1, B1, C1 – 100 м³/год; A2, B2, C2 – 150 м³/год; A3, B3, C3 – 200 м³/год

Рис. 3.6 Графік розподілу значень радіальної компоненти швидкості в об'ємі центральній області системи каналів відцентрового фільтра

Радіальна компонента швидкості відповідає за рух у напрямку напівобичайок центральної області сепараційної камери. Рух потоку у площині 1 і 2 схожий і має типовий для відцентрових апаратів розподіл, де з одного боку сепараційної камери позитивна швидкість, а з іншого негативна. В таблиці 3.6 показано відсоткове співвідношення площ максимальної та мінімальної

радіальної компоненти швидкості при різних значеннях витрати у площинах 1, 2 і 3.

Таблиця 3.6

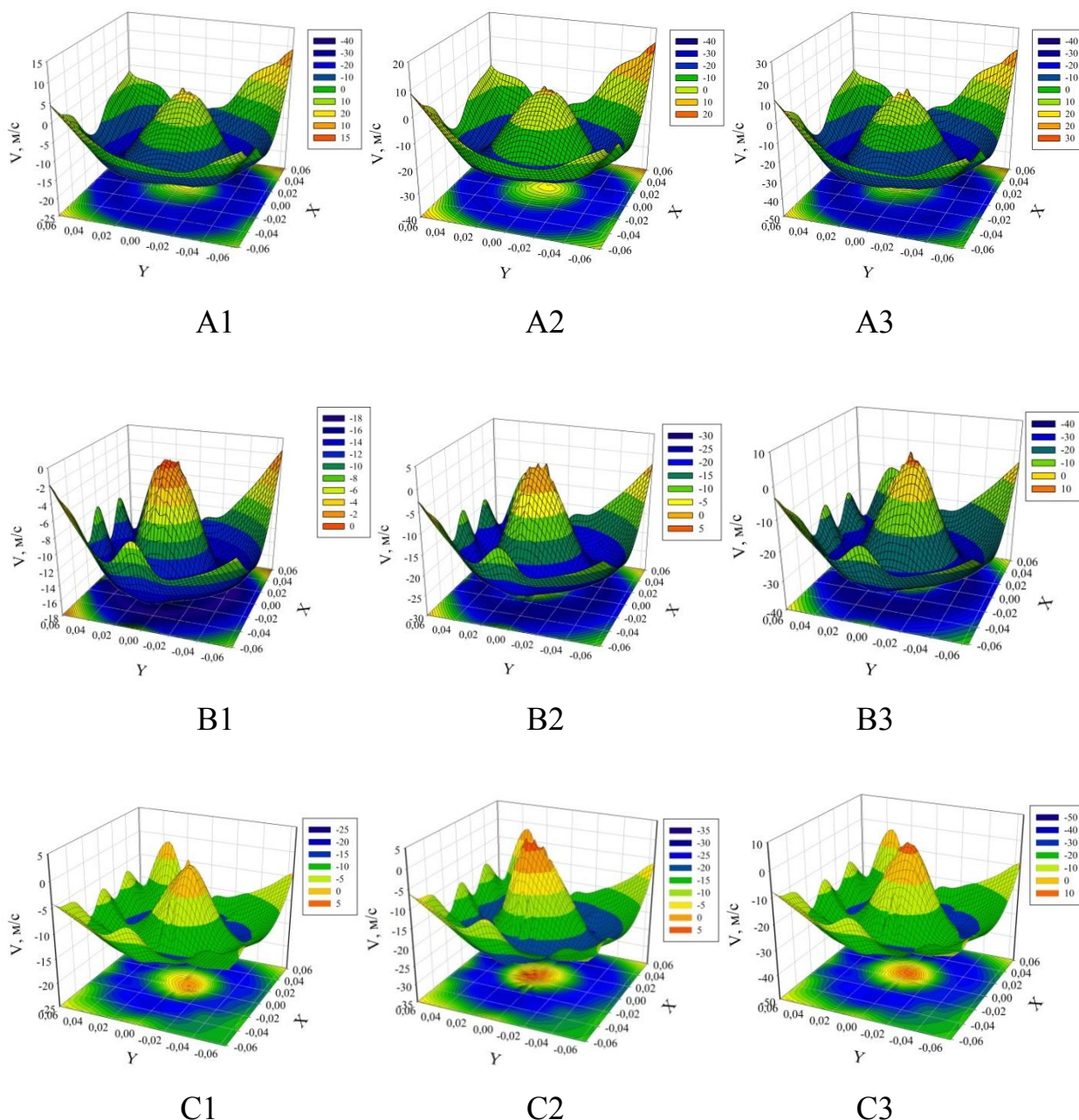
Розподіл значень радіальної компоненти швидкості у центральній області системи каналів відцентрового фільтра

Витрата, м ³ /год	Площина 1(дно)		Площина 2(центр)		Площина 3(кришка)	
	<i>min</i> , м/с	<i>max</i> , м/с	<i>min</i> , м/с	<i>max</i> , м/с	<i>min</i> , м/с	<i>max</i> , м/с
	-8...0	0...6	-4...0	0...3	-8...0	0...8
Режим 1- 100	50 %	50 %	50 %	50 %	65 %	35 %
	-15...0	0...15	-8...0	0...8	-15...0	0...15
Режим 2- 150	70 %	30 %	55 %	45 %	55 %	45 %
	-15...0	0...15	-15...0	0...15	-15...0	0...15
Режим 3- 200	60 %	40 %	45 %	55 %	65 %	35 %

З таблиці 3.6 видно, що співвідношення площ позитивних і негативних значень радіальної компоненти швидкості варіюється зі зміною витрати на різних площинах. В площині 3, при режимі -1 співвідношення площ радіальних швидкостей «*min*» і «*max*» значень становить 50/50% для області розрахункових кіл 2, 3 з переважним розподілом потоку біля обичайки r_1 та центру з пристінною областю біля обичайки r_2 . Для режиму -2, площа з негативними значеннями радіальної швидкості має найбільші значення (70%) у області r_1 і входу потоку, а діапазону з радіальною швидкістю 0...15 м/с відповідає площа 30% у центрі та області r_2 . При режимі -3 для діапазону -15...0 м/с радіальної компоненти швидкості площа центральної області системи каналів займає 55% даного діапазону швидкості, а для діапазону 0...15 м/с - 45%. Для площини 3 співвідношення площ значень мінімальної та максимальної компоненти радіальної швидкості однакове для режиму 1 і 2 і становить 65% у центрі й області розрахункової окружності 2 з переважним розподілом у області r_1 і 35% у пристінній області r_2 та області розрахункової окружності 3. Для режиму 2 площа негативних значень радіальних швидкостей (-15...0 м/с) зменшується до 55% у центрі та області розрахункової окружності 2 з переважним розподілом біля r_1 , а

позитивні значення швидкостей (0...15 м/с) збільшуються до 45% у пристінній області r_2 і розрахунковій окружності 3.

На рис. 3.7 приведений профіль розподілу значень тангенціальної компоненти швидкості в об'ємі центральної області системи каналів сепараційної камери при різних режимах роботи апарата.



A1-A3 – кришка; B1-B3 – центр; C1-C3 – днище,

A1, B1, C1 – 100 м³/год; A2, B2, C2 – 150 м³/год; A3, B3, C3 – 200 м³/год

Рис. 3.7 Графік розподілу значень тангенціальної компоненти швидкості в об'ємі центральної області системи каналів відцентрового фільтра

Потік в циклонних апаратах знаходиться під дією переважно тангенціальної швидкості і сильним зміщенням у радіальному напрямку, що призводить до відцентрової сили, яка визначає поділ частинок. Тангенціальна швидкість сильно залежить від геометричної конструкції вихрової камери, значення сили тертя потоку на стінки і концентрації частинок. Відцентрова сила пропорційна квадрату тангенціальної швидкості.

На рис. 3.7 спостерігається схожий профіль розподілу значень тангенціальної швидкості для всієї центральної області сепараційної камери і коливається в межах -40...30 м/с. На відміну від профілю в типових циклонах характер розподілу має зріст тангенціальної швидкості біля вісі апарату утворюючи ядро в напрямку вихідного отвору.

Оскільки сепараційна камера має асиметричну форму, то вісь відцентрового фільтра не збігається з віссю вихору. В таблиці 3.7 показане відсоткове співвідношення площ максимальної та мінімальної тангенціальної компоненти швидкості при різних значеннях витрати на площинах 1, 2 і 3.

Таблиця. 3.7

Розподіл значень тангенціальної компоненти швидкості в центральній області системи каналів відцентрового фільтра

Витрата, м ³ /год	Площина 1(дно)		Площина 2(центр)		Площина 3(кришка)	
	<i>min</i> , м/с	<i>max</i> , м/с	<i>min</i> , м/с	<i>max</i> , м/с	<i>min</i> , м/с	<i>max</i> , м/с
	-25...-15	-15...5	-18...-10	-10...0	-40...0	0...15
Режим 1- 100	50 %	50 %	75 %	25 %	85 %	15 %
	-35...-20	-20...5	-30...-15	-15...5	-40...-20	-20...20
Режим 2- 150	60 %	40 %	80 %	20 %	82 %	18 %
	-50...-30	-30...10	-40...-20	-20...10	-40...0	0...30
Режим 3- 200	60 %	40 %	85 %	15 %	85 %	15 %

Розподіл значень тангенціальної компоненти швидкості для площини 1 має однаковий характер при режимі 2 і 3, де 60% площі графіка в області розрахункових кіл 2 і 3 має діапазон швидкостей від -50 до -20 м/с, а 40% площі в

області розрахункових окружностей 1 і 4 займають значення діапазону швидкостей -20...10 м/с (табл. 8). При режимі 1 співвідношення площ «*min*» і «*max*» значень швидкості порівнюються для області розрахункових кіл 2, 3 і 4.

Для площини 2 співвідношення площ «*min*» і «*max*» значень тангенціальної компоненти швидкості змінюються зі зростанням витрати потоку. Для центральної площини 2 відсоток «*min*» значень тангенціальних швидкостей в межах розрахункових кіл 1, 2 і 3 збільшується з 75% до 85% при збільшенні витрати, а відсоток «*max*» значень тангенціальних швидкостей в центрі та області розрахункової окружності 4 з невеликою площею біля окружності 1, відповідно зменшується з 25 до 15%.

Для площини 3 значення співвідношень площ «*min*» і «*max*» тангенціальної компоненти швидкості збігаються для режиму 1 та 3 і складають 85% в області розрахункових кіл 1, 2 і 3 та 15% в центрі та області розрахункової окружності 4 з невеликою площею біля окружності 1. Для режиму 2 площа «*min*» швидкостей (-40...-20 м/с) незначно зменшується до 82% в області розрахункових кіл 2 і 3, а «*max*» значень (-20...20 м/с) збільшується до 18% в центрі та області розрахункових кіл 1 і 4.

Уявлення про степінь закрутки струменя дає параметр крутки [81]. За параметр крутки вибрано відношення значень тангенціального і осьового компонента швидкості в камері апарату:

$$n_p = U_{\phi m} / U_{xm}, \quad 3.2$$

де: $U_{\phi x}$, U_{xm} - значення осьової і тангенціальної компоненти швидкості, звідки:

$$N = (n_p/2)/(1-n_p/2). \quad 3.3$$

Підставляючи у вираз (3.3) [81] значення осьової і тангенціальної компоненти швидкості, отриманих за допомогою *CFD* моделювання апарата, розраховуємо значення інтенсивності крутки в центральній області системи каналів відцентрового фільтра по розрахунковим окружностям 1-4. Результати розрахунку параметра крутки наведені в таблиці 3.8.

Розрахункові значення параметра крутки в центральній області системи каналів відцентрового фільтра

№ Площини	Режим -1 (100 м ³ /год)				
	Окружність	Окружність	Окружність 3	Окружність 4	Середнє
1	1,033	0,970	0,993	0,869	0,96
2	0,874	0,881	0,855	1,197	0,95
3	0,933	0,656	0,657	0,689	0,72
Режим -2 (150 м ³ /год)					
1	1,012	0,948	0,981	1,285	0,99
2	0,875	0,900	0,855	1,291	0,98
3	0,938	0,676	0,574	0,736	0,73
Режим -3 (200 м ³ /год)					
1	1,035	0,965	0,998	1,157	1,1
2	0,858	0,891	0,865	1,503	1
3	0,943	0,658	0,633	0,765	0,75

В результаті проведених чисельних розрахунків аеродинамічних параметрів потоку в центральній області системи каналів відцентрового фільтра і їх візуалізації за допомогою 3D графіків виявлено, що потік в центральній області відцентрового фільтра знаходиться під дією переважно тангенціальної швидкості і сильним зміщенням у радіальному напрямку, що призводить до відцентрової сили, яка і визначає поділ частинок.

Руху газового потоку має тороїдальний характер, ступінь крутки потоку в якому змінюється від 0,87 до 0,95 зі збільшенням витрати потоку від 100 м³/год до 200 м³/год. Коефіцієнт опору центральній області системи каналів має лінійний характер зростання в залежності від числа Рейнольдса. При збільшенні Re від 2631 до 5263 коефіцієнт опору центральній області системи каналів змінюється від 5,3 до 6,5.

3.3 Чисельні розрахунки руху твердих часток в системі каналів із замкненими контурами відцентрового фільтра

Наступним етапом дослідження відцентрового фільтру є комп'ютерне моделювання руху твердих часток в апараті для визначення їх розподілу по елементам системи та ефективності вловлювання.

При моделюванні через апарат пропускався потік повітря з витратою 100, 150 та 200 м³/год та подачею твердих часток 300 г/хв. Дослідження проводились при стаціонарній концентрації матеріалу 100 г/м³. Вловлювання часток відбувалося в 4 парах каналів різного радіуса кривизни. В якості моделі використовувався восьмиканальний відцентровий фільтр з системою каналів з відводом часток в окремі ізольовані один від одного бункери (рисунок 2.1).

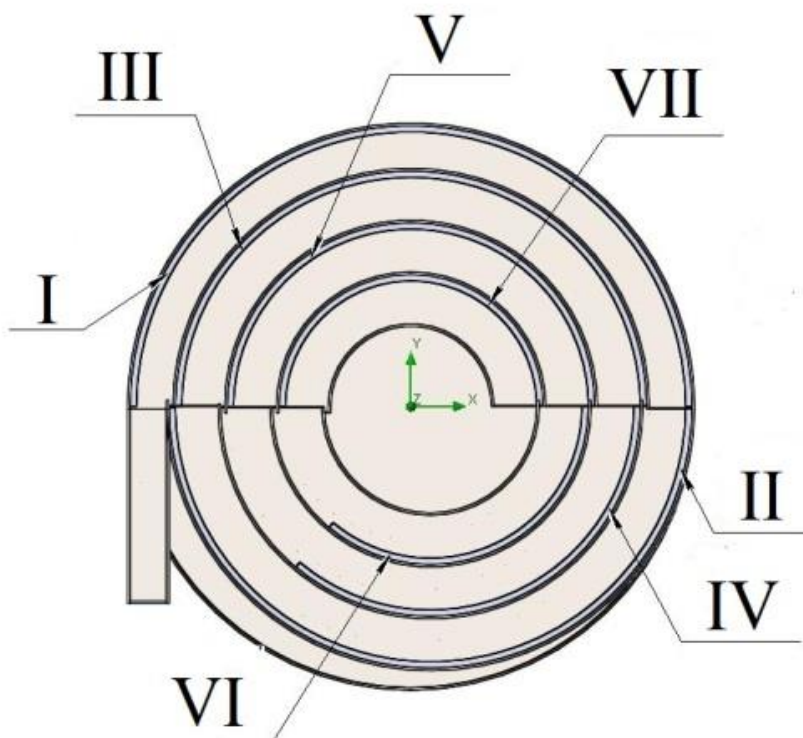
В якості матеріалів в моделюванні були використані тверді частинки коксу, каоліну, вапна, цементу, лігніну та піску. Матеріали, що використовувались при проведенні комп'ютерного моделювання, мають діапазон медіанного діаметра (d_{50}) 12...50 мкм і густини (ρ_p) 1800...3450 кг/м³. В таблиці 3.9 показано характеристики матеріалів.

Таблиця 3.9

Характеристики матеріалів, що використовувались у моделювання часток

Параметри	Матеріал					
	кокс	каолін	вапно	цемент	лігнін	пісок
Густина, кг/м ³	3450	3300	3260	3200	2300	1800
Медіанний діаметр часток, мкм	12	15	17	20	30	50
Питома теплоємність, Дж/(кг·К)	1000	850	840	800	2700	880
Коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К)	0,5	0,6	1,7	1,2	0,2	0,97

Для отримання даних по розподілу твердих часток по елементам відцентрового фільтру у розрахунковій моделі апарату побудовано 7 пробок в об'ємі сепараційної камери (рис. 3.8).



I...VII – розрахункові пробки

Рис. 3.8 Схематичне зображення розміщення пробок

На рис. 3.8 зображено схематичне розміщення пробок, що відповідають пилевідвідним щілинам кожного з каналів восьмиканального відцентрового фільтра.

Таблиця 3.10

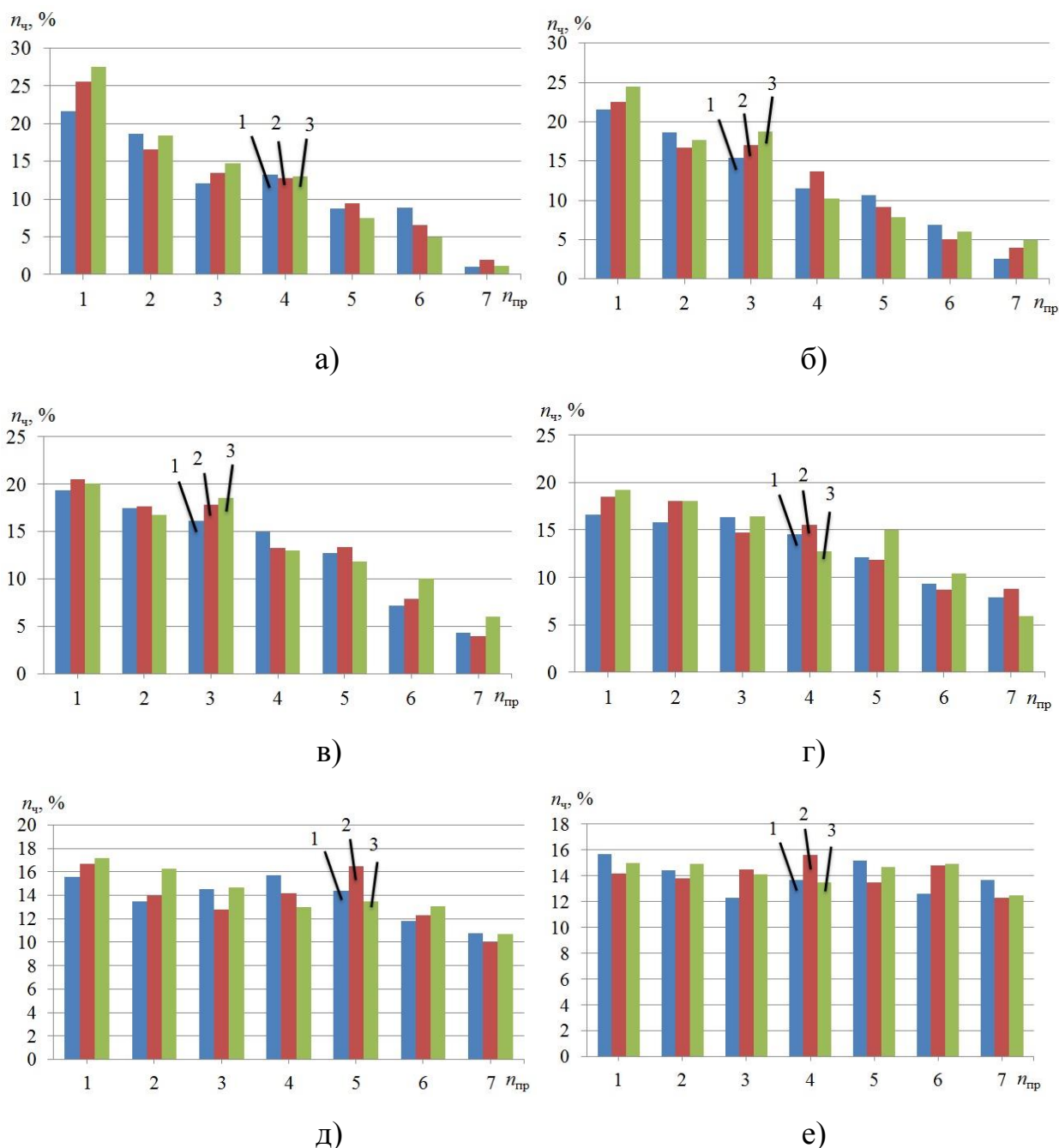
Розподіл часток різного матеріалу по елементах системи відцентрового фільтра

Номер пробки, $n_{пр}$	Витрата, $\text{м}^3/\text{год}$	Матеріал, %					
		кокс	каолін	вапно	цемент	лігнін	пісок
1	2	3	4	5	6	7	8
I	100	21,6	21,6	19,3	16,6	15,6	15,7
	150	25,5	22,5	20,5	18,5	16,7	14,2
	200	27,5	24,5	20,0	19,2	17,2	15,0
II	100	18,6	18,6	17,4	15,8	13,5	14,4
	150	16,6	16,7	17,6	18,0	14,0	13,8
	200	18,4	17,6	16,7	18,0	16,3	14,9

1	2	3	4	5	6	7	8
III	100	12,1	15,4	16,1	16,3	14,5	12,3
	150	13,5	17,0	17,8	14,7	12,8	14,5
	200	14,7	18,8	18,5	16,4	14,7	14,1
IV	100	13,2	11,5	14,9	14,5	15,7	13,7
	150	12,7	13,7	13,2	15,5	14,2	15,6
	200	13,0	10,2	13,0	12,7	13,0	13,5
V	100	8,7	10,7	12,7	12,1	14,4	15,2
	150	9,4	9,1	13,3	11,8	16,5	13,5
	200	7,5	7,8	11,8	15,0	13,5	14,7
VI	100	8,8	6,9	7,2	9,3	11,8	12,6
	150	6,6	5,0	7,8	8,7	12,3	14,8
	200	5,0	6,0	10,0	10,4	13,1	14,9
VII	100	1,0	2,6	4,3	7,8	10,8	13,7
	150	2,0	4,0	3,9	8,8	10,0	12,3
	200	1,2	4,9	6,0	5,9	10,7	12,5
Сумарно	100	84,0	87,3	91,9	92,4	96,3	97,6
	150	86,3	88,0	94,1	96,0	96,5	98,7
	200	87,3	89,9	96,0	97,6	98,5	99,6

З таблиці 3.10 видно, що при збільшенні медіанного діаметра часток від 12 до 50 мкм і густини від 1800 до 3450 кг/м³, ефективність вловлювання твердих часток зростає від 84 % до 99,9 %. Висока ефективність вловлювання часток відбувається за рахунок розвиненої площі осадження в сепараційній камері та рециркуляції матеріалу між каналами відцентрового фільтра.

На рис. 3.9 зображено кількість вловлених часток різного матеріалу кожною пробкою.



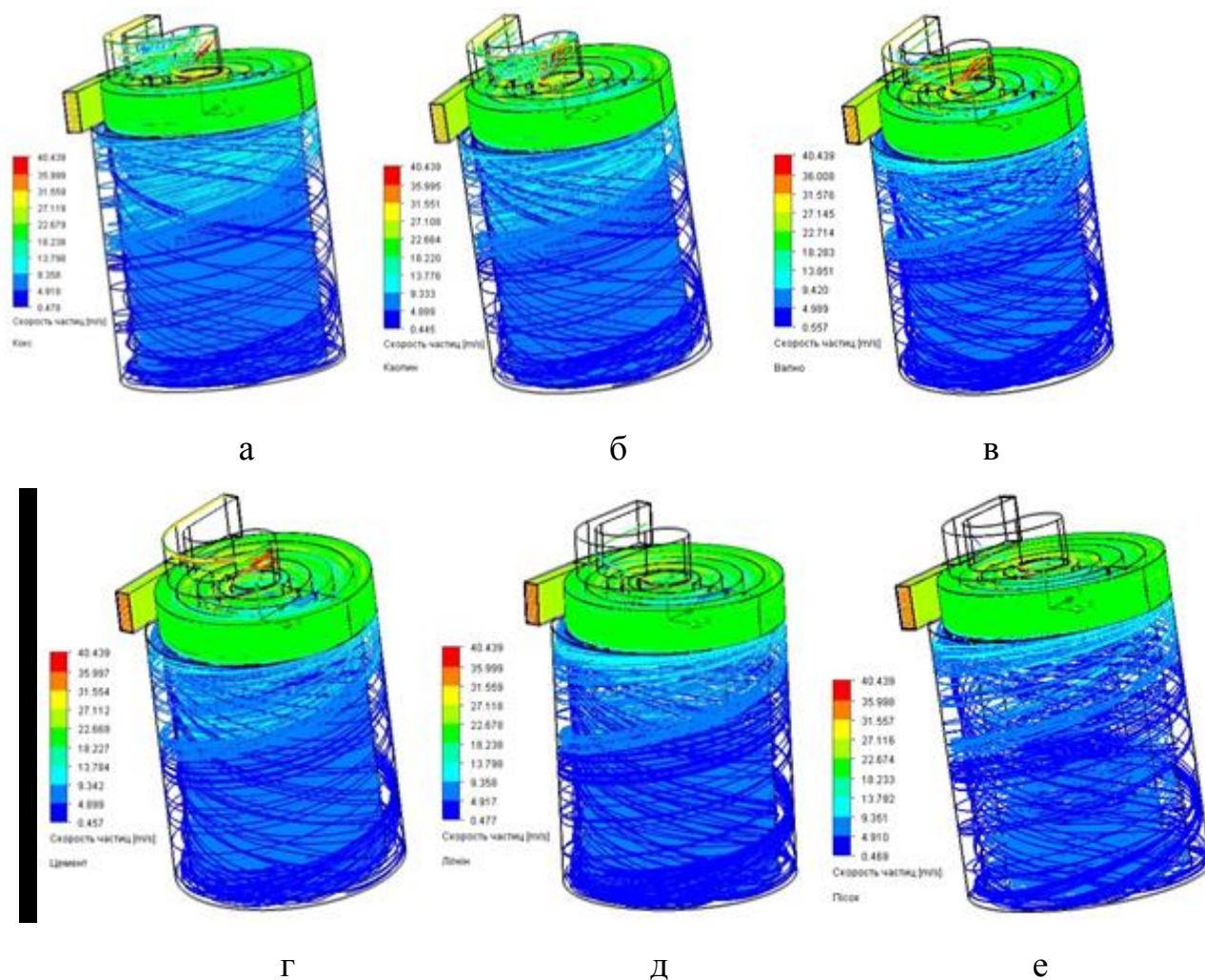
1 – 100 м³/год; 2 – 150 м³/год; 3 – 200 м³/год

а) кокс; б) каолін; в) вапно; г) цемент; д) лігнін; е) пісок

Рис. 3.9 Кількість вловлених часток різного матеріалу кожною пробкою

Як показують результати комп'ютерного моделювання твердих часток різного матеріалу у восьми канальному відцентровому фільтрі (рис. 3.9), осідання пилу приймає різний характер. Так, частинки коксу з медіанним діаметром $d_{50} = 12$ мкм розподіляються в порядку зниження ефективності вловлювання від першої пробки до останньої, а частинки піску з медіанним діаметром $d_{50} = 50$ мкм рівномірно розподіляються по пробках всіх каналів фільтра.

На рис. 3.10 показано міграцію та швидкість руху твердих часток в об'ємі восьмиканального відцентрового фільтра при витраті потоку 200 м³/год.

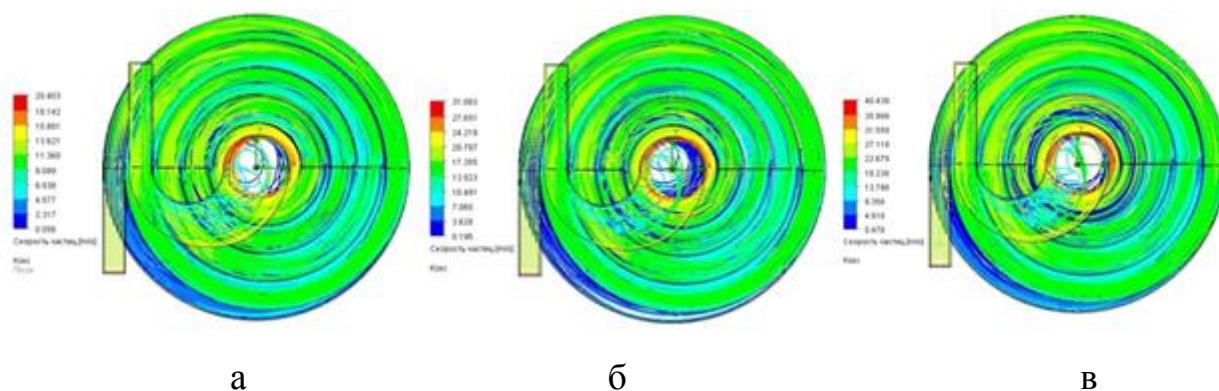


а) кокс; б) каолін; в) вапно; г) цемент; д) лігнін; е) пісок

Рис. 3.10 Міграція та швидкість руху часток різного матеріалу в об'ємі апарату при 200 м³/год

На рис. 3.10 показано міграцію та розподіл швидкості часток різного матеріалу в об'ємі відцентрового фільтра при оптимальній роботі апарату 200 м³/год. Як видно з рисунку, потік твердих часток рівномірно розподіляється по елементам апарату. Швидкість руху твердих часток вапна в сепараційній камері майже не змінюється і складає 18...25 м/с. Досягаючи бункеру, частинки різко втрачають швидкість до 5...10 м/с і осідають під дією сили тяжіння. На виході частинки розкручуються і мають швидкість 30...40 м/с. Чітко простежується різниця винесення пилу з відцентрового фільтра в атмосферу у часток коксу та піску.

На рис. 3.11 зображено розподіл швидкості часток цементу в перерізі сепараційної камери при витраті повітря 100, 150 та 200 м³/год.



а – 100 м³/год; б – 150 м³/год; в – 200 м³/год

Рис. 3.11 Розподіл швидкості часток цементу в перерізі сепараційної камери

Як видно з рис. 3.11, при зміні витрати повітря від 100 до 200 м³/год, швидкість потоку в перерізі сепараційної камери відцентрового фільтру змінюється в межах 10-30 м/с. Для 100 м³/год швидкість часток цементу сягає 20 м/с, для 150 м³/год – 31 м/с та при 200 м³/год досягає 40 м/с в найбільш турбулентних областях апарату.

Провівши чисельні розрахунки руху твердих часток в системі каналів із замкненими контурами у восьмиканальному відцентровому фільтрі можна зробити висновок, що зі зростанням медіанного діаметра та зниженням густини матеріалу відбувається рівномірний розподіл вловленої пилу по бункерам апарата.

3.4 Чисельний розрахунок часу перебування твердої частинки у відцентровому фільтрі

Метою аеродинамічного моделювання є вибір типу конструкції двоканального відцентрового апарата з системою каналів з замкненими контурами для очистки димових газів від діоксиду сірки, та золи. Оскільки, вилучення з димових газів діоксиду сірки пов'язане з часом контакту часток сорбенту з газовим середовищем, необхідно розглянути декілька варіантів конструкції апарату.

Провести чисельний розрахунок часу перебування та довжини шляху для твердих часток $\text{Ca}(\text{OH})_2$ та золи різного медіанного діаметру в середині апарату.

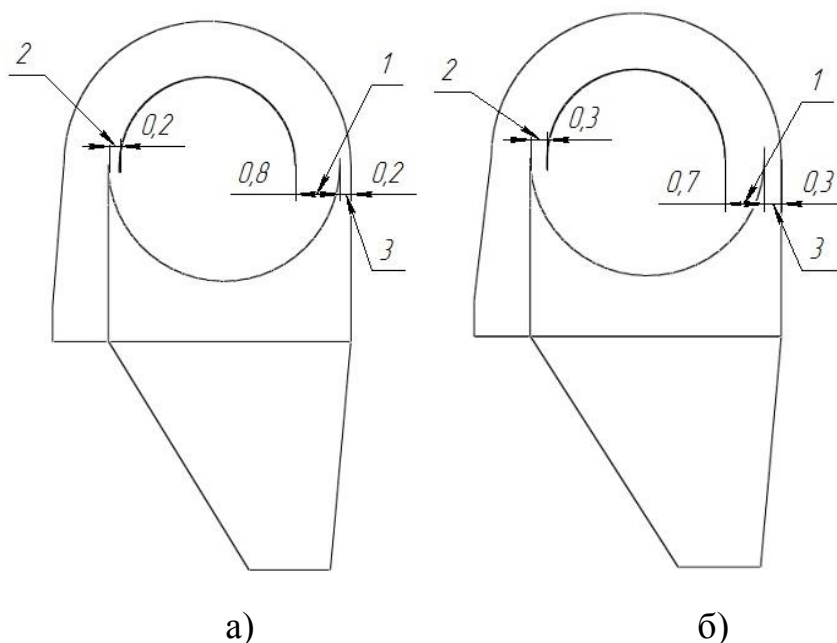
За допомогою чисельного розрахунку моделі апарата очистки визначити його аеродинамічний опір. Дослідити характеристики зміни опору та швидкостей в зазорах між криволінійними каналами та в об'ємі апарату в цілому. Визначити показники витрати потоку та відсоток, що додатково циркулює в об'ємі криволінійних каналів.

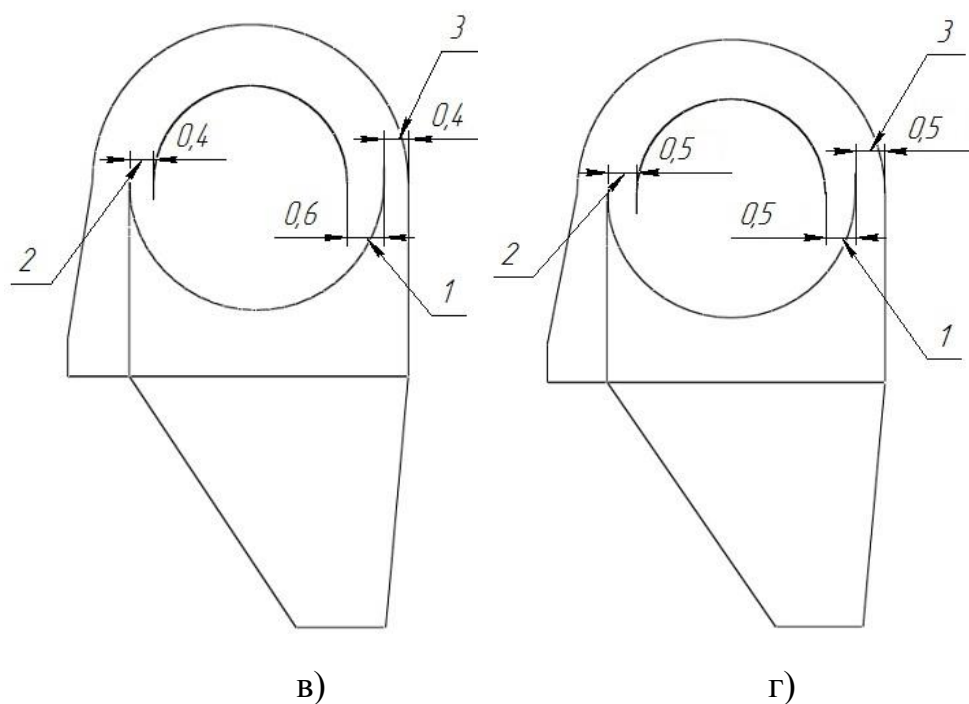
Провести аналіз отриманих результатів та обрати оптимальний варіант конструкції апарата, що дозволить би ефективно видаляти сірку та тверді частки з димових газів.

Для аеродинамічних розрахунків використовувалась створена модель апарата, що відповідає реальному конструкторському виконанню апарату. Для визначення оптимального варіанту співвідношень транзитного та рециркуляційного потоків розрахунок здійснювався для чотирьох варіантів співвідношень K_p/K_{tr} : 0,2, 0,3, 0,4 та 0,5 розташування каналів.

Модель апарата складається з криволінійного каналу ($K_{кр}$), транзитного каналу ($K_{тр}$), рециркуляційного каналу (K_p) та каналу переходу потоку в бункер (K_6).

На рис. 3.12 та 3.13 зображено геометричні розміри моделей апарата та каналів для чотирьох варіантів моделювання.

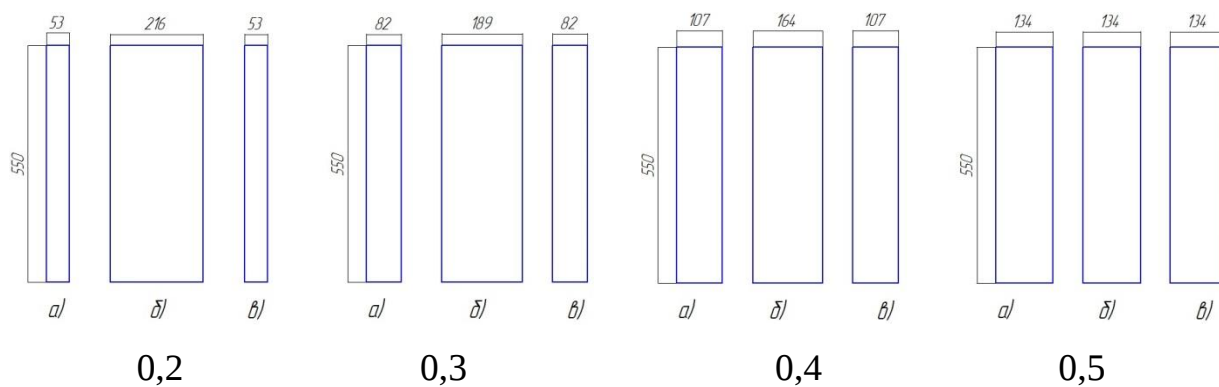




1 – канал транзитного потоку, 2 – канал рециркуляційного потоку, 3 – канал переходу потоку в бункер

- а) співвідношення рециркуляційного та транзитного каналу 0,2,
 б) співвідношення рециркуляційного та транзитного каналу 0,3,
 в) співвідношення рециркуляційного та транзитного каналу 0,4,
 г) співвідношення рециркуляційного та транзитного каналу 0,5

Рис 3.12 Геометричні розміри моделі апарата



а – канал рециркуляційного потоку, б – канал транзитного потоку, в – канал переходу в бункер

Рис. 3.13 Геометричні розміри каналів при різних співвідношеннях транзитного і рециркуляційного потоків

З рис. 3.12 видно, що геометричні розміри каналів визначають варіант виконання конструкції апарата. Канал переходу потоку в бункер пропорційний каналу рециркуляційного потоку.

Після створення 3D-моделі апарата у середовищі *SolidWorks*, використовуємо процес автоматизованого розрахунку аеродинаміки у апараті. Для початку автоматизованого розрахунку в *Flow Simulation* необхідно задати вихідні дані та початкові і граничні умови:

- 1) обираємо систему одиниць вимірювання – SI;
- 2) обираємо тип задачі – внутрішня (Internal). Внутрішня задача, це коли обчислюються зміни в середині моделі;
- 3) вибираємо складові потоку в середині моделі: димові гази – NO_2 , SO_2 , CO_2 , тверді частинки $Ca(OH)_2$ та золи.
- 4) наступним кроком задаємо теплофізичні параметри поверхонь моделі. Наприклад, коефіцієнти теплопровідності, температури зовнішнього повітря та інші характеристики;
- 5) визначаємо точність отримуваних результатів, тобто наскільки точними вони будуть, але тут варто пам'ятати, що чим більша точність результатів, тим більший час та апаратний ресурс затрачається на обчислення моделі.

Для моделювання течії застосовувалась фізична модель руху текучого середовища – рівняння Нав'є-Стокса, яке у загальній векторній формі має вигляд:

$$\frac{d\bar{g}}{dt} = \bar{F} - \frac{1}{\rho} \text{grad}p + \nu \Delta \bar{g} \quad 3.4$$

де: $\bar{g}$ - вектор швидкості повітря,

$\bar{F}$ - вектор масової сили,

ρ - густина повітря,

p - тиск повітря у будь-якій точці,

ν - кінематична в'язкість повітря.

Рівняння Нав'є-Стокса описують в нестационарній постановці закони збереження маси, імпульсу та енергії цього середовища. Цими рівняннями

модуються турбулентні, ламінарні та перехідні течії. Для моделювання турбулентних течій рівняння Нав'є-Стокса усереднюються за Рейнольдсом, тобто використовується середній за малим масштабом часу вплив турбулентності на параметри потоку, а великомасштабні тимчасові зміни середніх за малим масштабом часу складових газодинамічних параметрів потоку (тиску, швидкостей, температури) враховуються введенням відповідних похідних за часом.

В результаті рівняння отримують додаткові члени - напруження за Рейнольдсом, а для замикання цієї системи рівнянь використовуються рівняння переносу кінетичної енергії турбулентності і її дисипації в рамках k-ε моделі турбулентності.

Ця система рівнянь збереження маси, імпульсу та енергії нестационарної просторової течії має наступний вигляд в рамках підходу Ейлера в декартовій системі координат (x_i , $i = 1, 2, 3$), що обертається з кутовою швидкістю Ω навколо осі, що проходить через її початок:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_k}(\rho u_k) = 0 \quad 3.5$$

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_k}(\rho u_i u_k - \tau_{ik}) + \frac{\partial P}{\partial x_i} = S \quad 3.6$$

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_k}((\rho E + P)u_k + q_k - \tau_{ik}u_i) = S_k u_k + Q_H \quad 3.7$$

де: t – час;

u – швидкість текучого середовища;

ρ – густина текучого середовища;

P – тиск текучого середовища;

$$S_i = S_{iporous} + S_{igravvity} + S_{irotation} \quad 3.8$$

де: S_i – зовнішні масові сили, що діють на одиничну масу текучого середовища: $S_{iporous}$ – вплив опору пористого тіла, $S_{igravvity}$ – вплив сили гравітації, $S_{irotation}$ – вплив обертання системи координат, тобто:

Кінетична енергія турбулентності k і дисипація цієї енергії ε визначаються в результаті розв'язання наступних двох рівнянь:

$$\frac{\partial pk}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_k}(\rho u_k k) = \frac{\partial}{\partial x_k} \left[\left(\mu_i + \frac{\mu_i}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_k} \right] + S_k \quad 3.9$$

$$\frac{\partial p\varepsilon}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_k}(\rho u_k \varepsilon) = \frac{\partial}{\partial x_k} \left[\left(\mu_i + \frac{\mu_i}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_k} \right] + S_\varepsilon \quad 3.10$$

де:

$$S_k = \tau_{ij}^R \frac{\partial u_i}{\partial x_j} - \rho \varepsilon + \mu_i P_B \quad 3.11$$

$$S_\varepsilon = C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} (f_i \tau_{ij}^R \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \mu_i C_B P_B) - C_{\varepsilon 2} f_2 \frac{\rho \varepsilon^2}{k} \quad 3.12$$

$$\tau_{ij}^R = \mu_i \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2\partial u_i}{3\partial x_i} \sigma_{ij} \right) - \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij}; P_B = -\frac{g_1}{\sigma_B} \frac{1}{\rho} \frac{\partial \rho}{\partial x_i} \quad 3.13$$

де: g_i – складова гравітаційного прискорення в координатному напрямку x_i , $\sigma_B = 0.9$, $C_B = 1$ при $P_B > 0$ и $C_B = 0$ при $P_B \leq 0$, $C_{\varepsilon 1} = 1.44$, $C_{\varepsilon 2} = 1.92$, $\sigma_k = 1.0$, $\sigma_\varepsilon =$

$$1.3, \quad f_1 = 1 + \left(\frac{0.05}{f_\mu} \right)^3, \quad f_2 = 1 - \exp(-R_T^2).$$

Вплив сил гравітації моделюється за допомогою складової $S_{igravity}$, яка входить до сумарної масової сили (3.8) в рівняннях (3.9, 3.10):

$$S_{igravity} = -\rho g_i \quad 3.14$$

де: g_i — i -та складова (вздовж i -ї вісі системи координат) вектора гравітаційного прискорення.

Для знаходження шуканого чисельного розв'язку задачі безперервна нестационарна математична модель фізичних процесів дискретизується як в просторі, так і за часом. Щоб виконати дискретизацію в просторі, вся розрахункова область апарата, зайнята текучим середовищем та твердими частками, покривається розрахунковою сіткою, грані комірок якої паралельні координатним площинам X , Y і Z . Для аеродинамічного розрахунку багатоблочна структурована сітка будувалася шляхом розбиття об'єму апаратів за віссю Ox –

40-ма, Oy – 70-ма, Oz – 40-ма площинами. При розрахунку поводження текучого середовища в обмеженій стінками моделі області, використовується так званий метод фіктивних областей, тобто формально розрахункова сітка будується в паралелепіпедоподібній області, яка покриває модель з текучим середовищем всередині. Але розрахунки проводяться тільки в комірках, що потрапили в розрахункову область, тобто в простір, заповнений відповідно до постановки задачі поточним середовищем. Оскільки грані розрахункових комірок не апроксимують дотичні з текучим середовищем поверхні твердих тіл, то на криволінійних ділянках апарата використали локальне дроблення комірок сітки близько до цих ділянок поверхні. Критерій дроблення комірок, пов'язаний з кривизною поверхні, склав два, тобто комірки, що знаходяться біля криволінійних поверхонь обичайок циклонного пиловловлювача, ділилися на два. В кінцевому результаті побудови сітки було отримано 669327 комірок.

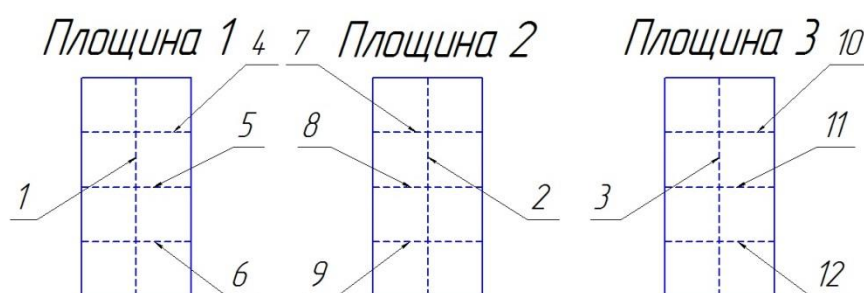
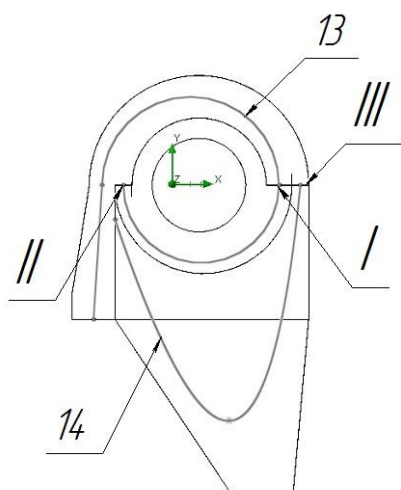
В якості граничних умов на вході задавалися витрати повітря $Q_{\text{вх}}$, м³/год, температура газового потоку t , °С, густина газового потоку ρ , кг/м³, динамічна в'язкість газового потоку $\mu \cdot 10^{-5}$, Па·с, а на виході задавався статичний тиск $P_{\text{ст.вих}}$, МПа. Вихідні умови до розрахунків наведено в таблиці 3.11.

Таблиця 3.11

Вихідні умови до розрахунків

$K_p/K_{\text{тр}}$	$Q_{\text{вх}}$, м ³ /год	t , °С	$\rho_{\text{газу}}$, кг/м ³	$\mu_{\text{газу}} \cdot 10^{-5}$, Па·с	$P_{\text{ст.вих}}$, Па
0,2; 0,3; 0,4; 0,5	8000	140	1,9	1,32	101325

Розташування ліній для отримання аеродинамічних характеристик зображено на рис. 3.14, 3.15. Лінії 1 та 2 побудовані по центру кожного з каналів. Площина 1 відповідає каналу транзитного потоку, площина 2 – каналу рециркуляційного потоку, площина 3 – каналу переходу потоку в бункер.



площина 1 (I) – канал транзитного потоку, площина 2 (II) – канал рециркуляційного потоку, площина 3 (III) – каналу переходу потоку в бункер,
1...13 – розрахункові лінії

Рис. 3.14 Розташування ліній та каналів руху

Рис. 3.15 Розташування ліній в перерізах каналів

потоку в площині апарата

В таблиці 3.12 наведені показники аеродинамічного опору (ΔP) різних варіантів конструкції апарату очистки.

Таблиця 3.12

Показники аеродинамічного опору апарату очистки

$K_p/K_{тр}$	0,2	0,3	0,4	0,5
ΔP , Па	935	1422	1824	1795

Результати розрахунку аеродинамічних характеристик потоку у площинах 1,2,3 наведені у таблиці 3.13.

В таблиці 3.14 наведені результати моделювання руху твердих часток $Ca(OH)_2$ і золи в об'ємі апарату очистки. В ході моделювання задавались фізичні параметри твердих часток $Ca(OH)_2$: густина $\rho = 3320 \text{ кг/м}^3$, питома теплота $C_p = 783 \text{ Дж/кг}\cdot\text{К}$ та температура матеріалу $t = 413 \text{ К}$ та золи: густина $\rho = 2300 \text{ кг/м}^3$, питома теплота $C_p = 1000 \text{ Дж/кг}\cdot\text{К}$ та температура матеріалу $t = 413 \text{ К}$.

Результати аеродинамічних характеристик потоку у площинах 1,2,3

$K_p/K_{тр}$		$v, \text{ м/с}$	$P, \text{ Па}$	$Q, \text{ м}^3/\text{год}$
0,2	I	23,87	102029	10124
	II	20,8	102111	2196
	III	6,6	102261	439
0,3	I	30,63	102276	11394
	II	20,7	102533	3334
	III	4	102731	364
0,4	I	35,42	102378	11350
	II	15,6	102847	3304
	III	4,6	103100	418
0,5	I	37,38	102096	9884,3
	II	11,2	102660	1853
	III	7,9	103027	452

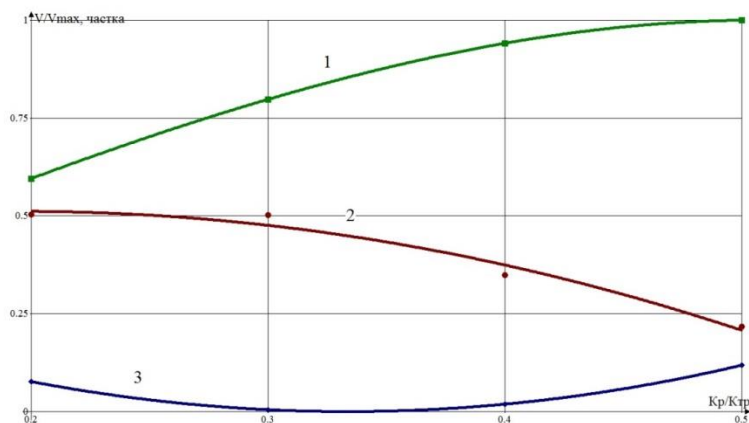
Діапазон моделювання твердих часток складав від 5 до 50 мкм з кроком в 5 мкм. Для кожного діаметру моделювалось 1000 часток та визначалось середнє значення довжини і часу руху в об'ємі каналів апарату в залежності від співвідношення $K_p/K_{тр}$.

Таблиця 3.14

Результати моделювання руху твердих часток $\text{Ca}(\text{OH})_2$ і золи

$K_p/K_{тр}$	$\text{Ca}(\text{OH})_2$		Зола	
	$\tau, \text{ сек}$	$l, \text{ м}$	$\tau, \text{ сек}$	$l, \text{ м}$
0,2	1,8	8,7	1,9	9,4
0,3	2	8,8	2	8,9
0,4	4,1	12,8	4	13,6
0,5	2,5	14,21	2,4	14,6

Аеродинамічні показники тиску, швидкості та витрати в рециркуляційних, транзитних каналах та каналі переходу потоку в бункер в залежності від моделі виконання апарату наведені на рис. 3.16 – 3.18.

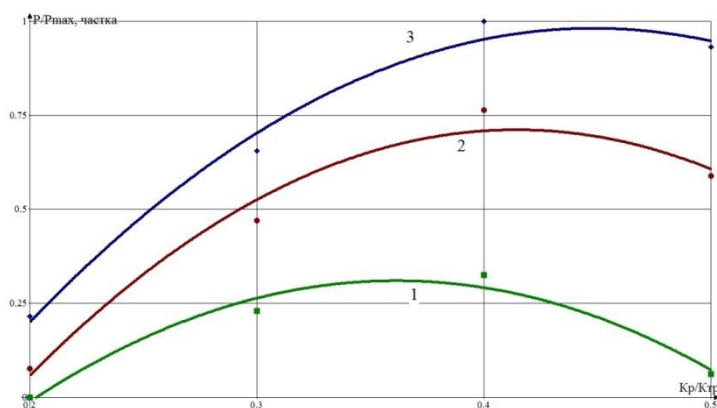


$$V_{max} = 37,38 \text{ м/с}; V_{min} = 3,99 \text{ м/с}$$

1 – канал транзитного потоку, 2 – канал рециркуляційного потоку, 3 – каналу переходу потоку в бункер

Рис. 3.16 Залежність значень швидкості потоку від K_p/K_{tr}

З рис. 3.16 видно, що швидкість потоку у транзитному каналі найвища і зростає від 0,2 до 0,5. Швидкість потоку у рециркуляційному каналі складає 10...22 м/с та має спадаючий характер. Швидкість потоку в каналі переходу в бункер коливається в межах 5...6 м/с. Зростання швидкостей в каналах пов'язано із показниками витрати газу, що складають для транзитного каналу – 10000...11000 м³/год, для рециркуляційного - 2000...3000 м³/год та для каналу переходу в бункер 350...450 м³/год. Швидкості мають спадаючий та зростаючий характер відповідно до площі перерізу каналу та співвідношень площин каналів.

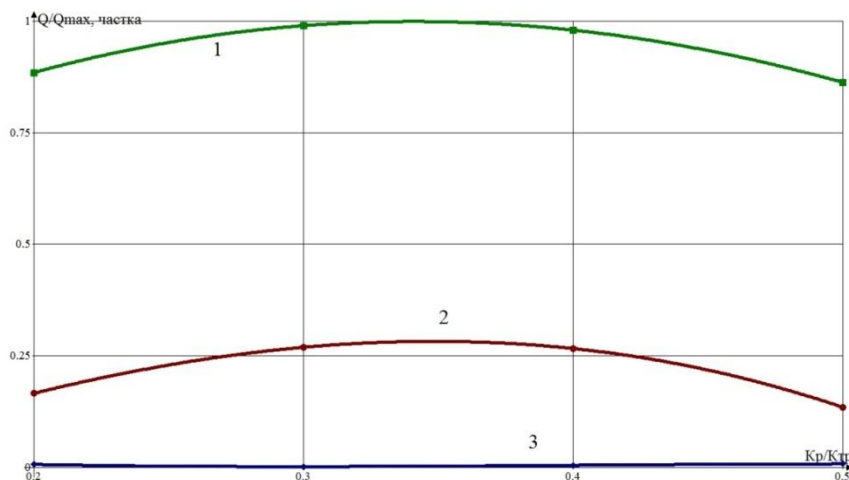


$$P_{max} = 103100 \text{ Па}; P_{min} = 102030 \text{ Па}$$

1 – канал транзитного потоку, 2 - канал рециркуляційного потоку, 3 – каналу переходу потоку в бункер

Рис. 3.17 Залежність значень тиску від співвідношення K_p/K_{tr} ;

Тиск в площинах апарату зростає в напрямку руху потоку від транзитного каналу до каналу переходу в бункер відповідно на 100...300 Па для 0,2, 200...600 Па для 0,3 та на 600...1000 Па для 0,4 та 0,5 (рис. 3.17).



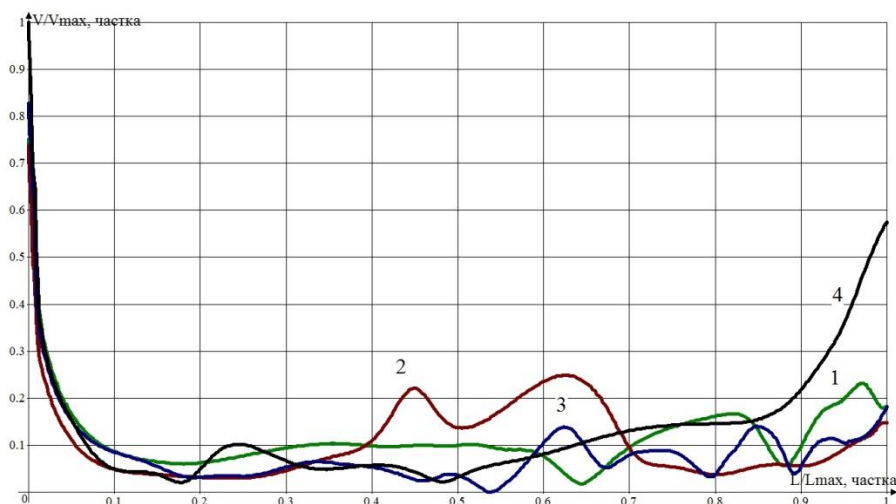
$$Q_{max} = 11394 \text{ м}^3/\text{год}; Q_{min} = 364 \text{ м}^3/\text{год}$$

1 – канал транзитного потоку, 2 - канал рециркуляційного потоку, 3 – каналу переходу потоку в бункер

Рис. 3.18 Залежність значень витрати потоку від K_p/K_{tr} ;

З рис. 3.18 видно, що витрата потоку корелюється з показниками швидкості (рис 3.10) та чисельно дорівнює – для транзитного каналу 10000...11400 м³/год, для рециркуляційного каналу 1450...1900 м³/год, для каналу переходу в бункер 360...400 м³/год. Це свідчить про циркуляцію 1140...1980 м³/год потоку в каналах апарату очистки, що забезпечують необхідний час контакту оксидів сірки з сорбентом $Ca(OH)_2$, що складає 14...25% від початкової витрати димових газів на вході в апараті.

Для визначення розподілу швидкості в бункері апарату проводилось моделювання по лінії 14. На рис. 3.19 зображено результати моделювання розподілу значень швидкості по лінії 14, що розташована в області бункера апарату (рис. 3.14).



$$V_{max} = 11,2 \text{ м/с}; L_{max} = 3,1 \text{ м}$$

$$V_{min} = 0,16 \text{ м/с}; L_{min} = 0 \text{ м}$$

1 – співвідношення рециркуляції до транзиту 0,2, 2 – співвідношення рециркуляції до транзиту 0,3, 3 – співвідношення рециркуляції до транзиту 0,4, 4 – співвідношення рециркуляції до транзиту 0,5

Рис. 3.19 Розподіл значень швидкості по довжині лінії 14

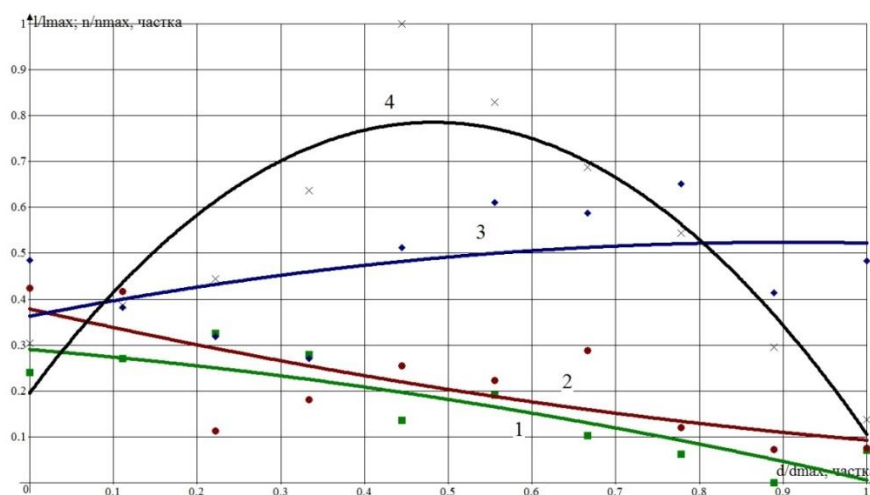
Початок лінії знаходиться в центрі каналу переходу в бункер, а кінець в центрі щілини для циркуляції потоку з бункера на вхід. Це дає змогу розглянути аеродинамічні показники у всьому об'ємі бункеру.

З рис. 3.19 видно, що починаючи з каналу переходу потоку в бункер швидкість падає від 11 м/с до 0,5 м/с і коливається в межах 0,5...3 м/с. В області рециркуляційної щілини спостерігається невелике підвищення до 3...6 м/с, що викликано перетоками у вхідний канал. Характер розподілу для різних варіантів виконання каналів практично незмінний і коливається в межах 10%.

Для визначення ефективності десульфуризації димових газів та зловловлювання проводилось моделювання залежностей часу перебування, кількості обертів та довжини руху часток в залежності від їх медіанного діаметру (для 5...50 мкм).

Чисельне моделювання міграції твердих часток $\text{Ca}(\text{OH})_2$ та золи проводились для чотирьох варіантів співвідношення рециркуляційного каналу до транзитного.

На рис. 3.20 та 3.21 зображено результати моделювання довжини руху, кількості обертів та часу перебування часток $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в об'ємі каналів апарата. В якості одного оберту в каналах апарата виступає лінія 13 (рис. 3.14), побудована в центрі камери сепарації для кожного з випадків співвідношень, довжина якої складає 3,35 м. Рух потоку здійснюється по траєкторії: криволінійний канал - транзитний канал - рециркуляційний канал.



$$l_{max} = 21,4 \text{ м}; n_{max} = 6,4 \text{ об.}; d_{max} = 50 \text{ мкм}$$

$$l_{min} = 5,1 \text{ м}; n_{min} = 1,5 \text{ об.}; d_{min} = 5 \text{ мкм}$$

1 – співвідношення рециркуляції до транзитного руху 0,2, 2 – співвідношення рециркуляції до транзитного руху 0,3, 3 – співвідношення рециркуляції до транзитного руху 0,4, 4 – співвідношення рециркуляції до транзитного руху 0,5.

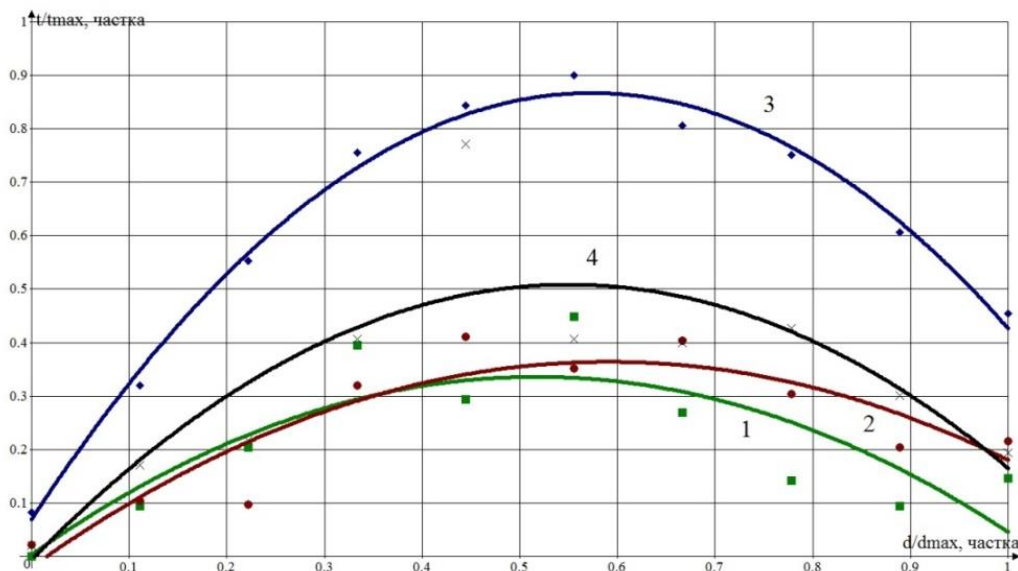
Рис. 3.20 Залежність значень довжини руху та кількості обертів від медіанного діаметра часток $\text{Ca}(\text{OH})_2$

З рис. 3.20 видно, що розподіл довжини руху часток в залежності від їх діаметру має різний характер.

У випадку співвідношення $K_p/K_{tr} = 0,2$ спостерігається зниження довжини руху від 12 до 5 м. При співвідношенні 0,3 лінія має такий же характер розподілу значень як при 0,2 та коливається в межах 6...13 м (2...3 об.). При співвідношенні 0,4 лінія займає середні значення та зростає по довжині руху і коливається в межах 10...15 м (3...5 об.). Довжина руху часток займає найвищі значення для варіанту моделювання апарата 0,5 та складає 18...20 м. для діаметру 25...30 мкм.

Підвищення довжини руху часток в апараті зі зміною варіанту співвідношень від 0,2 до 0,5 пояснюється збільшенням об'єму рециркуляційного потоку, а отже і кількості обертів, що здійснюють часточки в апараті.

На рис. 3.21 зображено час руху часток $\text{Ca}(\text{OH})_2$ змінного медіанного діаметру для різного варіанту співвідношення $K_p/K_{\text{тр}}$.



$$t_{\max} = 6,4 \text{ сек}; d_{\max} = 50 \text{ мкм}$$

$$t_{\min} = 0,6 \text{ сек}; d_{\min} = 5 \text{ мкм}$$

1 – співвідношення рециркуляції до транзити 0,2, 2 – співвідношення рециркуляції до транзити 0,3, 3 – співвідношення рециркуляції до транзити 0,4, 4 – співвідношення рециркуляції до транзити 0,5.

Рис. 3.21 Залежність часу перебування від медіанного діаметра часток $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в каналах апарата

Для найбільш ефективного вилучення оксидів сірки з димових газів необхідно забезпечити максимальний час перебування часток $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в об'ємі апарату.

З рис. 3.21 видно, що найменше значення часу руху часток для співвідношення 0,2, яке становить 0,6...2 секунди. Схожий за характером розподіл для співвідношення 0,3 де час руху коливається в межах 0,6...2,5 секунд. Найвищі показники часу перебування часток в апараті спостерігається для

співвідношення 0,4, та досягають 6 секунд. Для співвідношення 0,5 час руху часток дещо знижується і становить 0,6...4 секунди.

У всіх випадках моделювання апарату очистки спостерігається підвищення часу руху в каналах часток діаметром 25...30 мкм. Це спричинено швидким винесенням дрібних часток (< 20 мкм) з сепараційної камери у вихідний патрубок та вилученням крупних часток (> 35 мкм) в бункер, де процес десульфуризації припиняється за відсутності циркуляції потоку димових газів.

За результатами моделювання виявлено, що найвищий час перебування часток в апараті спостерігається для співвідношення $K_p/K_{тр} = 0,4$. Модель апарату зі співвідношенням $K_p/K_{тр} = 0,4$ складає найкращий варіант будови з точки зору ефективності зв'язування оксидів сірки вапном, що безпосередньо залежить від часу контакту.

3.5 Висновки до розділу 3

1. За результатами досліджень відцентрового фільтра спостерігається підвищення аеродинамічного опору з 350 до 1700 Па та швидкості від 10 до 20 м/с при зміні витрати повітря з 100 до 200 м³/год.

2. Аналіз розрахункових даних дозволив встановити, що в каналах сепараційної камери відцентрового фільтра додатково до початкового об'єму газів, що очищається, додається від 14% до 25% початкового об'єму, тобто 1120...2000 м³/год, який здійснює додатково 3...5 обертів в системі каналів з замкненими контурами.

3. В результаті проведених чисельних розрахунків аеродинамічних параметрів потоку в центральній області системи каналів відцентрового фільтра і їх візуалізації за допомогою 3D графіків виявлено тороїдальний характер руху газового потоку, ступінь крутки потоку в якому змінюється від 0,87 до 0,95 зі збільшенням витрати потоку від 100 м³/год до 200 м³/год.

4. Падіння тиску в центральній області системи каналів складає 40...42 %; від загального аеродинамічного опору апарата. Близько 40% падіння тиску

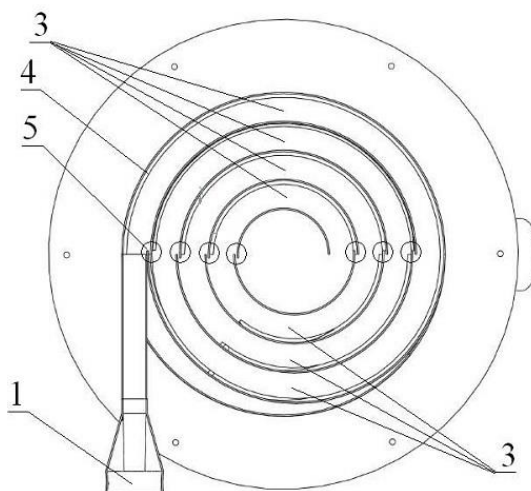
відбувається через вихрові втрати енергії та раптового розширення на вході і звуження на виході. Зміна цих величин, впливає на аеродинаміку і ефективність вловлювання відцентрового фільтра.

5. Проведений чисельний розрахунок часу перебування та довжини шляху для твердих часток $Ca(OH)_2$ та золи ($d_{50} = 5 \dots 50$ мкм) в середині апарату очистки виявив, що середній час перебування твердих часток складає 4 секунди при довжині шляху 12-14 м, для варіанта конструкції апарату з співвідношенням ширин зазорів між каналами рівним 0,4.

РОЗДІЛ 4. МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ РОБОТИ ВІДЦЕНТРОВОГО ФІЛЬТРА

4.1 Алгоритм розрахунку основних параметрів роботи відцентрового фільтра

Стохастична модель уловлювання твердих частинок, розроблена для стаціонарної газоочистки в системі послідовно з'єднаних криволінійних каналів із замкненими контурами, описує газоочистку в системі каналів, з'єднаних з бункерами периферійної щілиною в днищі каналів з кутом повороту $\varphi = \pi$. Багатоканальні відцентрові фільтри, що замінили циклони на ділянці очищення димових газів, характеризуються більш довгими щілинами. Сумарний кут повороту кожної з цих щілин $\varphi = 2\pi$. Щілина у всіх каналах з'єднує систему з замкнутими контурами з бункерами (рис. 4.1).



1 – вхідний патрубок, 3 – канали сепараційної камери, 4 – напівобичайки, 5 – щілини між каналами

Рис. 4.1 Канали з замкнутими контурами

Розрахунок на основі зазначеної моделі виконаний для системи з восьми замкнутими контурами при допущенні сталості винесення золи або пилу з бункерів. Попередні випробування ефективності очищення димових газів у відцентровому фільтрі з чотирма замкнутими контурами показали, неспроможність такого допущення для нестационарних умов. Винесення частинок

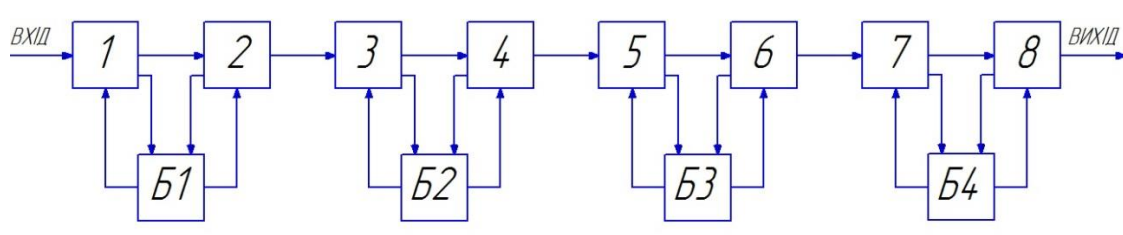
твердого палива з бункера зростало зі зменшенням висоти вільного простору в ньому.

Відцентровий фільтр з чотирма замкнутими контурами і діафрагмою на виході розраховувався з урахуванням з'єднання з бункерами попарно розташованих каналів і змінного винесення з нього пилу при нестационарних умовах. Визначався загальний коефіцієнт уловлювання по парціальним коефіцієнтам у вигляді:

$$\eta = \int_0^{\infty} \eta(\delta) f(\delta) d\delta \quad (4.1)$$

Він знаходився для апарата з проектною продуктивністю 200 м³/год та восьми каналами попарно з'єднаними з бункерами відцентрового фільтра.

Міграція золи або пилу по елементам багатоканального відцентрового фільтра представлена наведеним на рис. 4.2 графом станів.



1...8 – канали; Б1...Б4 – бункери

Рис. 4.2 Міграція часток в замкнутих контурах

Матриця перехідних ймовірностей зображена на рис. 4.3.

$$A := \begin{bmatrix} 0 & \frac{P_{0,m}}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & P_{b0,m} & 0 & 0 & 0 \\ \frac{(1-P_{1,m})}{8} & 0 & \frac{(1-P_{1,m})}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & P_{b0,m} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & \frac{(1-P_{2,m})}{8} & 0 & \frac{(1-P_{2,m})}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & P_{b1,m} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \frac{(1-P_{3,m})}{8} & 0 & \frac{(1-P_{3,m})}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & P_{b1,m} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \frac{(1-P_{4,m})}{8} & 0 & \frac{(1-P_{4,m})}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & P_{b2,m} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{(1-P_{5,m})}{8} & 0 & \frac{(1-P_{5,m})}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & P_{b2,m} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{(1-P_{6,m})}{8} & 0 & \frac{(1-P_{6,m})}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & P_{b3,m} \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{(P_{b0,m} + P_{b6,m})}{14} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & P_{b3,m} \\ \frac{P_{bu0,m}}{2} & \frac{P_{bu0,m}}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \frac{P_{bu1,m}}{2} & \frac{P_{bu1,m}}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{P_{bu2,m}}{2} & \frac{P_{bu2,m}}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 - (P_{bu0,m} + P_{bu1,m}) & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \frac{P_{bu3,m}}{2} & \frac{P_{bu3,m}}{2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Рис. 4.3 Матриця перехідних ймовірностей

В першому наближенні ці перехідні ймовірності рівні:

$$P_{1,n-1}(\delta) = 1 - P_{1,n-1}(\delta) = F\left(\frac{\vartheta_{\delta}^{-2}}{2\sigma_{\delta}^2}\right) \quad (4.2)$$

Середня швидкість міграції частинок в бункер і середньоквадратичне відхилення пульсації швидкості на рівні щілин залежать від профілю радіального розподілу швидкості газу в каналі.

Алгоритм розрахунку аеродинамічного опору у відцентровому фільтрі представлений на рис. 4.4.

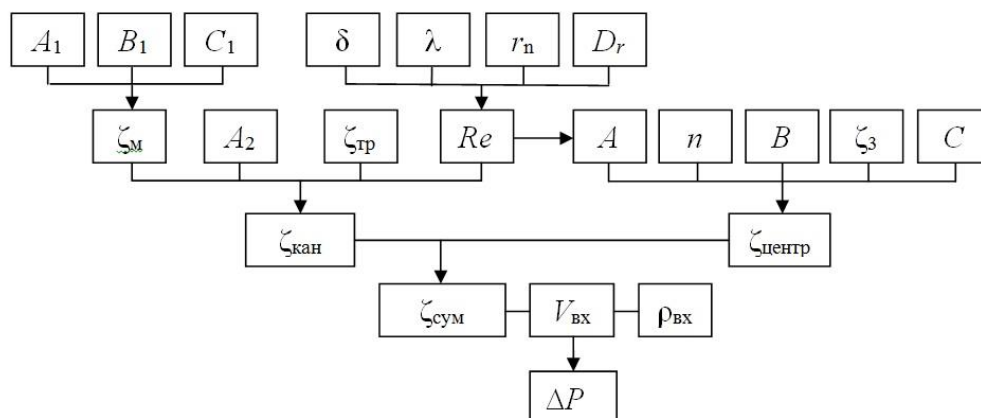


Рис. 4.4 Алгоритм розрахунку аеродинамічного опору у відцентровому фільтрі

Загальна блок-схема розрахунку коефіцієнта уловлювання полідисперсної золи або пилу наведена на рис. 4.5.

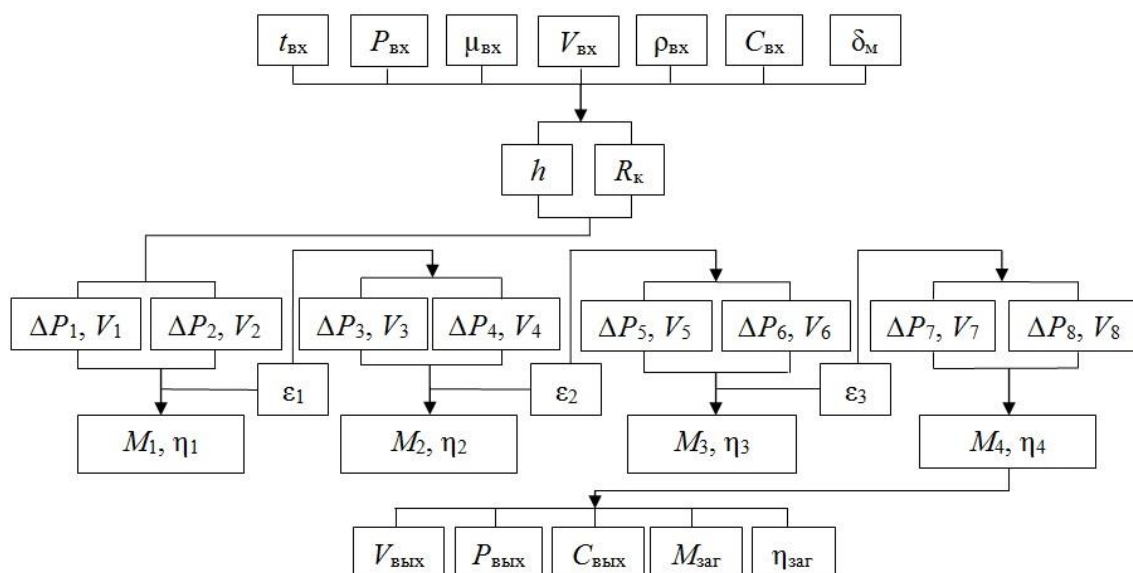


Рис. 4.5 Алгоритм розрахунку загального коефіцієнта уловлювання полідисперсної золи або пилу у відцентровому фільтрі

4.2 Методика розрахунку аеродинамічного опору відцентрового фільтра

Аеродинамічний опір відцентрового фільтра може бути розрахований за допомогою наступної залежності:

$$\Delta P = \xi \left(\frac{\rho v^2}{2} \right) \quad (4.3)$$

Гідравлічні втрати в відцентрових апаратах характеризуються коефіцієнтом опору. Конструктивно, відцентровий фільтр представляє собою послідовно встановлені криволінійні канали, в яких відбувається плоскопаралельний рух потоку і центральну область системи каналів, в якій рух потоку має вихрову форму. Тому, доцільно загальний коефіцієнт опору відцентрового фільтра представити у вигляді суми двох складових.

$$\xi_{\text{сум}} = \xi_{\text{кан.}} + \xi_{\text{центр}} = (\xi_1 + \xi_2 \dots + \dots \xi_n) + \xi_{\text{центр}} \quad (4.4)$$

Коефіцієнт аеродинамічного опору криволінійних каналів $\xi_{\text{кан.}}$ і структура потоку в них змінюються під впливом факторів, що визначають ступінь турбулентності потоку і форми профілю швидкості: $Re = w_0 \cdot D_r / \nu$, відносна довжина прямої вхідної ділянки l_0/D_0 , а також геометричні параметри каналів (рис. 4.6).

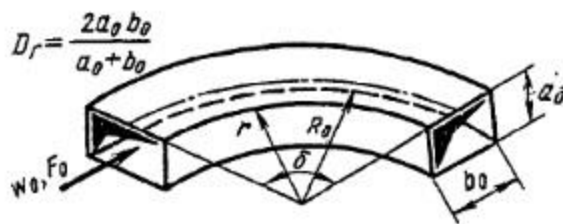


Рис. 4.6 Вигнутий криволінійний канал

Досліджуваний в даній статті відцентровий фільтр складається з 7-ми послідовно сполучених каналів однакового перетину, що відрізняються радіусом кривизни, а також центральної області системи каналів, яка вважається в конструкції апарату каналом.

При шорсткості стінок $\Delta > 0$ і $Re > 10^4$, розрахунок коефіцієнта аеродинамічного опору визначається наступним чином [70]:

$$\xi = A_2/Re + \xi_{\text{м.}} + \xi_{\text{тр.}} \quad (4.5)$$

де A_2 – розрахунковий коефіцієнт; $\xi_m = A_1 \cdot B_1 \cdot C_1$ – коефіцієнт місцевого гідравлічного опору; $\xi_{тр}$ – коефіцієнт опору тертя.

$$\xi_{тр} = 0,0175 \cdot \delta \cdot \lambda \cdot r_n / D_r \quad (4.6)$$

де δ – кут розкриття каналу, град; λ – коефіцієнт опору тертя; r_n – гідравлічний радіус каналу, м; D_r – еквівалентний діаметр перетину каналу, м.

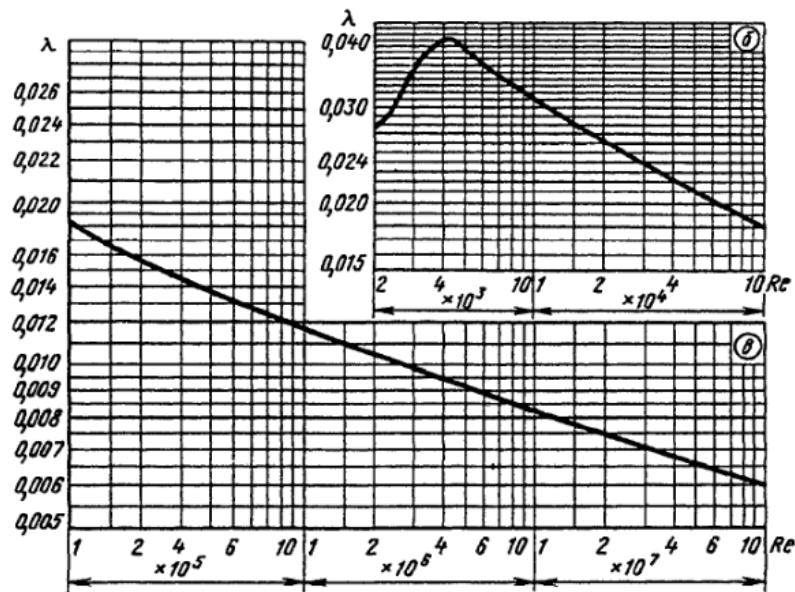


Рис. 4.7 Діаграма залежності коефіцієнта опору тертя від значень Re

При узагальненні дослідних даних для циклонних камер і закручувачів була отримана експериментальна залежність коефіцієнта опору ξ від критерію Рейнольдса (Re) [70] (рис. 4.7):

$$\xi = A \cdot n^B \cdot Re^C, \quad (4.7)$$

де $A = 0,225 \pm 0,007$; $B = 0,115 \pm 0,004$; $C = 0,17 \pm 0,005$; n – число підводів повітря.

Центральна область системи каналів, що обмежується двома останніми напівобичайками, днищем сепараційної камери і кришкою з вихідним отвором має вигляд равликового закручувача. Тому, розрахунок коефіцієнта опору центральної області здійснюється по залежності (4.7).

Результати розрахунку числа Рейнольдса і коефіцієнта опору розрахованих по залежностям (4.4...4.7) у 8-ми каналному відцентровому фільтрі для трьох режимів його роботи наведені в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1

Розрахункові дані аеродинамічних характеристик потоку у відцентровому фільтрі.

№ каналу	Режим 1 (100 м ³ /год)			Режим 2 (150 м ³ /год)			Режим 3 (200 м ³ /год)		
	v , м/с	Re	ξ	v , м/с	Re	ξ	v , м/с	Re	ξ
1 канал	9,6	2619	0,73	14,5	3956	0,98	19,3	5266	1
2 канал			0,70			0,91			0,98
3 канал			0,66			0,82			0,89
4 канал			0,63			0,74			0,79
5 канал			0,61			0,66			0,70
6 канал			0,58			0,58			0,60
7 канал			0,56			0,49			0,51
			4,47			5,19			5,56
Центральна область	9,6	2631	0,86	14,5	3947	0,92	19,3	5263	0,97
Σ			5,3			6,1			6,5

З наведеної таблиці 4.1 видно, що зі збільшенням витрати потоку в 2 рази (від 100 до 200 м³/год) сумарний коефіцієнт аеродинамічного опору підвищується на 26%.

Аеродинамічні характеристики руху потоку в відцентровому фільтрі визначалися за допомогою комп'ютерного *CFD* моделювання для перевірки наведених вище результатів розрахунків по аналітичним залежностям.

Як правило до математичних моделей одновимірних об'єктів, отриманих методом МНК у вигляді поліномів порядку більше третього ставляться із застереженням і завжди рекомендують використовувати поліноми Чебишева. Математична залежність побудована для нового апарату, восьмиканального відцентрового фільтру з системою каналів з замкненими контурами [57, 71], в якому розташовані чотири пари послідовно з'єднаних каналів, що сполучені з окремими ізольованими бункерами.

Проведений аналіз методів математичного моделювання ставив за мету обрати ефективні методи для побудови математичної моделі нового апарату на основі експериментальних досліджень восьмиканального відцентрового фільтру. Для досягнення поставленої мети вирішувалися наступні задачі:

- виділення існуючих факторів об'єкту у результаті аеродинамічних випробувань відцентрового фільтра;

- провести апроксимацію експериментальних даних ортогональними поліномами Чебишева та побудувати нелінійний поліном із використанням методу найменших квадратів.;
- знаходження коефіцієнтів математичної моделі;
- перевірка адекватності отриманої математичної моделі;
- дослідження впливу ступеню поліному на отримані результати.
- порівняння результатів, отриманих із застосуванням методу апроксимації із використанням поліномів Чебишева та методу найменших квадратів.

Вирішується задача побудови математичної моделі восьмиканального відцентрового фільтру методом апроксимуючих поліномів та поліномів Чебишева, що широко застосовується для знаходження функціонального зв'язку $y=Y(x)$ між декількома експериментальними даними x та y .

Функціональну залежність представлено многочленом виду (4.8):

$$Y(x) = a_0 + a_1x + a_2x^2 + \dots + a_kx^k, \quad (4.8)$$

Застосування поліномів має ту перевагу, що невідомі коефіцієнти (параметри) a_k , входять у рівняння лінійно, що спрощує їх розрахунок. Крім того, збільшуючи ступінь такого полінома, можна досягнути практично будь-якої міри наближення розрахункових даних до експериментальних аж до повного збігу. Задача побудови математичного опису процесу у вигляді (4.8) зводиться до знаходження таких значень коефіцієнтів a_k , при яких досягається найкращий збіг експериментально одержаних (Y_e) та розрахованих за допомогою апроксимуючої залежності вихідних значень (Y_p).

Одним із методів знаходження коефіцієнтів апроксимуючих поліномів є метод найменших квадратів (МНК), умова якого полягає у тому, що сума квадрата різниць між експериментальними значеннями функції та розрахованими за допомогою апроксимуючого полінома при одних і тих же значеннях аргументу повинна бути мінімальною, тобто:

$$S = \sum_{i=1}^N [Y_{e_i} - (a_0 + a_1x_i + a_2x_i^2 + \dots + a_kx_i^k)]^2 \rightarrow \min, \quad (4.9)$$

де $a_0, a_1, a_2, \dots, a_k$ – невідомі коефіцієнти поліноміальної моделі; k – ступінь поліному, N – кількість дослідних значень функції Y .

При обробці дослідних даних з допомогою МНК важливо не тільки розраховувати значення коефіцієнтів апроксимуючого полінома, але й знайти такий його ступінь, якому буде відповідати задовільна помилка апроксимації, котру, як правило, оцінюють у вигляді середньої відносної похибки:

$$\delta = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \left[\frac{Y_{e_i} - Y_{p_i}}{Y_{e_i}} \right] \cdot 100\% \quad (4.10)$$

Ортогональні поліноми Чебишева, що використовують при вирішенні задач апроксимації, мають вигляд:

$$\begin{aligned} \varphi_0(x) &= 1, \varphi_1(x) = x - \frac{\sum_{j=1}^n x_j}{n}, \\ &\dots \\ \varphi_k(x) &= x^k - \frac{\sum_{j=1}^n x^k \varphi_{k-1}(x_j)}{\varphi_{k-1}^2(x_j)} \varphi_{k-1}(x) - \frac{\sum_{j=1}^n x^k \varphi_{k-2}(x_j)}{\varphi_{k-2}^2(x_j)} \varphi_{k-2}(x) - \dots - \frac{\sum_{j=1}^n x^k}{n}, \end{aligned} \quad (4.11)$$

де $k = 1, 2, \dots$

Ортогональні поліноми мають наступні властивості:

$$[\varphi_i(x) \varphi_k(x)] = \sum_{j=1}^n \varphi_i(x_j) \varphi_k(x_j) = 0, i \neq k. \quad (4.12)$$

З рівняння (4.12) можна представити матрицю функцій X (4.10).

$$X = \begin{bmatrix} \varphi_0(x_1) & \varphi_1(x_1) & \dots & \varphi_m(x_1) \\ \varphi_0(x_2) & \varphi_1(x_2) & \dots & \varphi_m(x_2) \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \varphi_0(x_n) & \varphi_1(x_n) & \dots & \varphi_m(x_n) \end{bmatrix} \quad (4.13)$$

Використавши метод найменших квадратів з ортогональними поліномами Чебишева, отримаємо:

$$\begin{bmatrix} \sum_{j=1}^n \varphi_0^2(x_j) & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \sum_{j=1}^n \varphi_1^2(x_j) & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & 0 & \dots & \sum_{j=1}^n \varphi_m^2(x_j) \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} C_0 \\ C_1 \\ \vdots \\ C_m \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \sum_{j=1}^n \varphi_0^2(x_j) y_j \\ \sum_{j=1}^n \varphi_1^2(x_j) y_j \\ \vdots \\ \sum_{j=1}^n \varphi_m^2(x_j) y_j \end{bmatrix} \quad (4.14)$$

Коефіцієнти C_k розраховуються згідно із залежності (2.15):

$$C_k = \frac{\sum_{j=1}^n \varphi_k(x_j) y_j}{\sum_{j=1}^n \varphi_k^2(x_j)}, k = 0, 1, \dots, m. \quad (4.15)$$

Апроксимуюча функція має вигляд [2.16]:

$$\hat{y}(x) = \sum_{k=0}^m C_k \varphi_k(x) = \sum_{k=0}^m a_k x^k, \quad (4.16)$$

де

$$\begin{aligned} a_k &= \sum_{j=k}^m C_j b_{jk}, \\ b_{ri} &= \sum_{j=i}^{r-1} d_{rj} b_{ji}, b_{jj} = 0, \\ d_{lr} &= -\frac{\sum_{i=0}^{N-1} x_i^l \varphi_r(x_i)}{\sum_{i=0}^{N-1} \varphi_r^2(x_i)}, l = 1, 2, \dots, m; r, j = 0, \dots, m, \\ \varphi_r(x_i) &= x^r + \sum_{i=0}^{r-1} b_{ji} x^i, r, j = 0, \dots, m. \end{aligned} \quad (4.17)$$

Математична модель об'єкту описується нелінійною функцією (4.8), вихідні експериментальні дані (результати аеродинамічних випробувань відцентрового фільтру) представлено у таблиці 4.2 [57, 71].

Таблиця 4.2

Експериментальні залежності аеродинамічних випробувань відцентрового фільтру

Витрата газу, $Q_{\text{вх}}$ $\text{м}^3/\text{год} (x_i)$	100	130	150	200	230	250
Аеродинамічний опір ΔP , Па (y_i)	327	663,5	1000	1720	2580	3440

У ході експериментальних досліджень встановлено залежність таких параметрів: аеродинамічного опору від витрати газу.

Для апроксимації експериментальних залежностей виду $(x_i, y_i, i=0, 1, \dots, N-1)$, де x_i – значення параметрів на вході, y_i – значення параметрів на виході створено алгоритми реалізації методів апроксимуючих поліномів та поліномів Чебишева у системі *Mathcad*.

Результати розрахунків поліномів $\varphi_k(x)$ у системі *Mathcad* при побудові поліномів Чебишева (рис. Б1 та рис. Б2, дод. Б).

Процедура розрахунку коефіцієнтів a_k алгебраїчного поліному шляхом перетворення поліномів Чебишева представлено на рис. Б3 та рис. Б4 (дод. Б).

Результати розрахунків апроксимаційних поліномів методом МНК у системі *Mathcad* (рис. Б5, дод. Б) .

Проведено обґрунтування вибору ступеню поліному шляхом дослідження його впливу на величину залишкової дисперсії, результати представлено у таблиці 4.3.

Таблиця 4.3

Результати дослідження впливу ступеню поліному на величину залишкової дисперсії

Методи апроксимації	Ступінь поліному			
	2	3	4	5
	Залишкова дисперсія			
Ортогональний поліном Чебишева	$6,125 \cdot 10^4$	$6,335 \cdot 10^3$	$3,503 \cdot 10^3$	$4,877 \cdot 10^{-12}$
Апроксимуючий поліном (МНК)	$6,125 \cdot 10^4$	$6,335 \cdot 10^3$	$3,503 \cdot 10^3$	0

Як показує дослідження впливу ступеня поліному на величину залишкової дисперсії, для досягнення найбільшої точності апроксимуючого поліному потрібно обрати ступінь поліному п'ять.

Проведено порівняння методів апроксимації із використанням МНК та ортогональних поліномів Чебишева, що представлено у таблиці 4.4.

Таблиця 4.4

**Результати порівняння методів апроксимації методом найменших квадратів
та поліномів Чебишева**

Методи апроксимації		Ортогональний поліном Чебишева	Апроксимуючий поліном (МНК)
Коефіцієнти поліному	a_0	$3,608 \cdot 10^4$	$3,608 \cdot 10^4$
	a_1	$-1,135 \cdot 10^3$	$-1,135 \cdot 10^3$
	a_2	13,758	13,758
	a_3	-0,08	-0,08
	a_4	$2,242 \cdot 10^{-4}$	$2,242 \cdot 10^{-4}$
	a_5	$-2,426 \cdot 10^{-7}$	$-2,426 \cdot 10^{-7}$
Залишкова дисперсія		$4,877 \cdot 10^{-12}$	0

Отже, математична модель залежності аеродинамічного опору від витрати газу відцентрового фільтру має вигляд (4.18):

$$\hat{y}(x) = a_0 + a_1x + a_2x^2 + a_3x^3 + a_4x^4 + a_5x^5 \quad (4.18)$$

Враховуючи розраховані коефіцієнти поліному математична модель має вигляд апроксимуючого поліному п'ятого порядку (4.19):

$$\hat{y}(x) = 3,608 \cdot 10^4 - 1,135 \cdot 10^3 x + 13,758 x^2 - 0,08 x^3 + 2,242 \cdot 10^{-4} x^4 - 2,426 \cdot 10^{-7} x^5 \quad (4.19)$$

4.3 Методика розрахунку ефективності очистки газових потоків від твердих часток у відцентровому фільтрі

Боротьба із забрудненням атмосфери стала однією з найважливіших державних проблем соціального характеру. Стан повітряного басейну промислових районів визначається головним чином рівнем розвитку техніки очищення димових та інших газів промислових установок. Очищення технологічних викидів є частиною основного виробництва, яка повинна проектуватися одночасно з ним. Правильне застосування засобів техніки знепилювання повітря набуває особливого значення в сучасних умовах

зростаючого забруднення атмосфери. Істотного зниження пилових викидів в навколишнє середовище можна домогтися за допомогою системного підходу до аналізу фізичних властивостей пилу, концентраційних коливань запиленого потоку, характеристик пиловловлювачів.

Аналітичний огляд сучасного стану відцентрового пиловловлювання виявив істотні недоліки. Так, типові циклони, наприклад ЦН, нездатні в різних технологічних виробництвах для частинок з медіанним діаметром менше 10 мкм забезпечити вимоги санітарних норм до чистоти атмосферного повітря. Що стосується фільтрів, то вони при великій концентрації запиленого повітря швидко зношуються.

Техніка пилоочистки характеризується великою різноманітністю конструкцій і форм виконання пилоочисного обладнання. Відомо багато типів пиловловлюючих апаратів і всі вони мають свої індивідуальні характеристики. Найважливішими з них, за якими в основному проводять їх вибір, є ефективність пиловловлювання та аеродинамічний опір, що визначають якість очищення та енерговитрати на його досягнення.

На даний момент є декілька підходів до оцінки ефективності очищення відцентрових фільтрів [72]. Особливо ця проблема загострюється при масштабному переході при проектуванні пилоочисного обладнання. Складний характер руху частинок пилу у відцентрових фільтрах ускладнює теоретичне визначення ефективності фільтрів. Відомі методи розрахунку циклонів [73-77], засновані на використанні емпіричних імовірнісних функцій, що описують параметри фракційної ефективності циклонних пиловловлювачів і дисперсний склад багатьох видів промислового пилу, не відрізняються великою точністю. Це обумовлено багатьма факторами. Найбільш визначальним фактором є кількісна оцінка впливів масштабного переходу до іншого типорозміру фільтра і зміни технологічних параметрів на процес пиловловлювання. Інтегральні функції масового розподілу частинок за розмірами багатьох видів промислового пилу не задовольняють логарифмічно-нормальному закону розподілу через дії декількох

механізмів пилоутворення. Крім того, шукані параметри фракційної ефективності залежать від точності визначення дисперсного складу пилу [78].

При виведенні математичного виразу був прийнятий логарифмічно-нормальний закон розподілу часток пилу за розмірами (ЛНР). Основною характеристикою пиловловлюючих апаратів по їх функціональному призначенню є якість очищення газу, яка зазвичай визначається коефіцієнтами фракційного або сумарного проскоку (K_δ , K_Σ). Для більшості інерційних пиловловлювачів авторами [66-69] була отримана критеріальна залежність, яка дозволяє визначати фракційний коефіцієнт проскоку і має вигляд:

$$K_\delta = e^{-aStk^n} \quad (4.20)$$

Постійні a і n в цій залежності характеризують індивідуальні властивості пиловловлювачів і залежать одночасно від інерційного числа Стокса.

Критерій Стокса є критерієм уловлювання частинок в результаті сили інерції. Чим більше $Stk_{кр}$, тим гірше відбувається інерційне осадження дрібних частинок при інших рівних умовах.

В якості експериментальних матеріалів в дослідженнях були використані тверді частинки коксу, каоліну, вапна, цементу, лігніну та піску, характеристики яких зображені в таблиця 4.5. Матеріали, що застосовувались при проведенні експериментальних досліджень, мають діапазон медіанного діаметра (d_{50}) 12...50 мкм і густини (ρ_p) 1800...3450 кг/м³.

Таблиця 4.5

Характеристики матеріалів, що використовувались в експериментальних дослідженнях

Параметр	кокс	каолін	вапно	цемент	лігнін	пісок
Густина (ρ_p), кг/м ³	3450	3300	3260	3200	2300	1800
Медіанний діаметр часток (d_{50}), мкм	12	15	17	20	30	50

Даними для розрахунку є експериментальні результати, отримані на лабораторно-експериментальному стенді з восьмиканальним відцентровим фільтром [71] на різних матеріалах, що зведені до таблиця 4.6.

Таблиця 4.6

Значення отриманих експериментальних параметрів

Матеріал	Витрата повітря; Q , $\text{м}^3/\text{год}$	Ефективність по елементам апарату			
		1 Пара каналів, %	2 Пара каналів, %	3 Пара каналів, %	4 Пара каналів, %
Кокс	100	60,3	13,7	8	2
	150	63,5	14	7,4	1,7
	200	64,8	15,1	6,6	1,5
Каолін	100	53	20,2	10,2	6
	150	55,5	21	8	5,5
	200	59	23,5	6,2	3
Вапно	100	44,6	30,5	11,4	8
	150	46,1	32,7	10	7,4
	200	48,3	33	9,1	6,6
Цемент	100	37,4	35	13	11
	150	38,2	31,2	18,3	10
	200	40,3	37,3	11	9,4
Лігнін	100	26	23,6	24,6	23
	150	27,6	23,8	24,4	22,7
	200	28,2	24,1	25	21,7
Пісок	100	23	29,1	22	25,2
	150	22,3	28,6	23	25,6
	200	23,1	29,8	22,7	24,2

Для отримання фракційного розподілу часток було проведено дисперсний аналіз на лазерному аналізаторі SK LASER MICRON SIZER. За фракційним складом цього пилу були отримані дані за якими побудовані інтегральні функції проходів D для частинок на вході і на виході з циклону та каналів відцентрового фільтра в нормально-логарифмічних координатах. З графіків отримані наступні параметри пилу, зведені в таблиця 4.7.

Час динамічної релаксації частинки розміром δ (мкм) з [69] для двох апаратів розраховуємо по залежності:

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Матеріал	Цемент							
Медіанний діаметр часток, d_{50}	20	19	19	18,81	18,81	17,87	17,87	16,80
Розмір часток при 16%, d_{16}	11	10,78	10,78	10,56	10,56	10,14	10,14	9,33
Дисперсія, σ	1,82	1,76	1,76	1,78	1,78	1,76	1,76	1,80
Матеріал	Лігнін							
Медіанний діаметр часток, d_{50}	30	28,8	28,8	28,22	28,22	27,10	27,10	26,82
Розмір часток при 16%, d_{16}	15	14,70	14,70	14,55	14,55	13,97	13,97	12,71
Дисперсія, σ	2,00	1,96	1,96	1,94	1,94	1,94	1,94	2,11
Матеріал	Пісок							
Медіанний діаметр часток, d_{50}	50	48	48	47,52	47,52	45,62	45,62	44,71
Розмір часток при 16%, d_{16}	25	24,50	24,50	24,26	24,26	23,28	23,28	20,96
Дисперсія, σ	2,00	1,96	1,96	1,96	1,96	1,96	1,96	2,13

Задаючись розміром частинок δ (мкм), розрахуємо число Стокса і фракційні коефіцієнти проскоку, які можуть бути визначені по залежності з [69]:

$$K_{\delta} = (1 - \eta) \frac{\lg \sigma_{\text{вх}}}{\lg \sigma_{\text{вих}}} e^{\frac{1}{2}(t_{50, \text{вих}}^2 - t_{50, \text{вх}}^2)} \quad (4.23)$$

де:

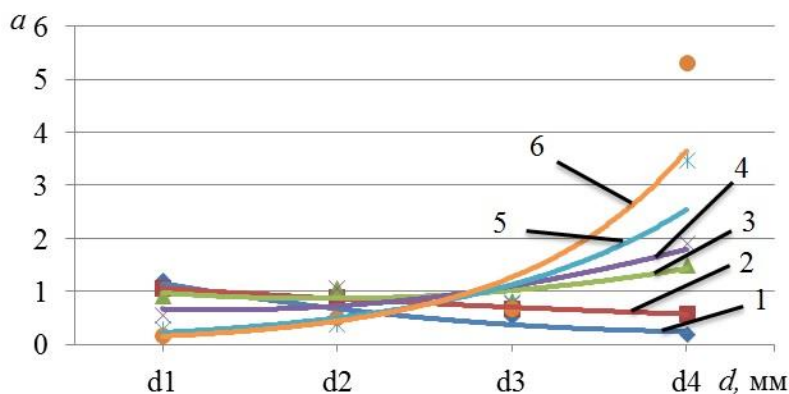
$$t_{50, \text{вх}}^2 = \frac{\lg\left(\frac{\delta}{\delta_{50, \text{вх}}}\right)}{\lg \sigma_{\text{вх}}}, t_{50, \text{вих}}^2 = \frac{\lg\left(\frac{\delta}{\delta_{50, \text{вих}}}\right)}{\lg \sigma_{\text{вих}}} \quad (4.24)$$

Фракційний коефіцієнт проскоку узагальнюється для більшості інерційних пиловловлювачів критеріальною залежністю (4.20), з якої отримуємо значення постійних (таблиця 4.8).

Отримана залежність (4.20) дозволяє розраховувати ефективність вловлювання часток в апаратах даного типу (дод. В). За розрахованими даними значень фракційних коефіцієнтів проскоку і чисел Стокса для частинок різних розмірів, побудуємо розподіл значень постійних a та n для кожного з каналів при оптимальній витраті потоку фільтра 200 м³/год (рис. 4.8, 4.9).

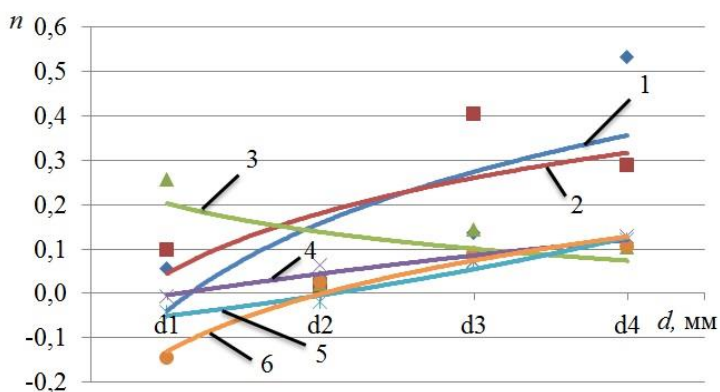
Значення постійних

Матеріал	Витрата повітря; Q , м ³ /год	Постійні	Номер пари каналів			
			d1	d2	d3	d4
Кокс	100	a	1,13	0,40	0,55	0,35
		n	0,06	0,07	0,15	0,84
	150	a	1,18	0,45	0,55	0,22
		n	0,06	0,06	0,13	0,47
	200	a	1,20	0,51	0,52	0,19
		n	0,05	0,03	0,13	0,53
Каолін	100	a	1,02	0,60	0,65	0,84
		n	0,13	0,02	0,12	0,20
	150	a	1,01	0,67	0,62	0,76
		n	0,11	0,02	0,25	0,21
	200	a	1,05	0,88	0,67	0,58
		n	0,10	0,02	0,40	0,29
Вапно	100	a	1,18	0,85	0,86	1,33
		n	0,37	0,02	0,16	0,13
	150	a	1,02	0,98	0,83	1,45
		n	0,34	0,02	0,15	0,11
	200	a	0,91	1,06	0,82	1,49
		n	0,25	0,02	0,14	0,10
Цемент	100	a	0,51	0,94	0,77	2,00
		n	-0,01	0,08	0,07	0,27
	150	a	0,52	0,81	1,02	1,92
		n	-0,01	0,10	0,05	0,14
	200	a	0,56	1,05	0,77	1,90
		n	-0,01	0,06	0,07	0,13
Лігнін	100	a	0,25	0,36	0,77	2,96
		n	-0,05	-0,02	0,08	0,19
	150	a	0,28	0,38	0,77	3,45
		n	-0,05	-0,02	0,08	0,19
	200	a	0,29	0,39	0,80	3,47
		n	-0,04	-0,02	0,07	0,12
Пісок	100	a	0,15	0,49	0,68	5,01
		n	-0,15	0,03	0,10	0,20
	150	a	0,16	0,47	0,67	4,76
		n	-0,15	0,03	0,09	0,15
	200	a	0,17	0,50	0,68	5,31
		n	-0,15	0,02	0,09	0,10



1 – кокс; 2 – каолін; 3 – вапно; 4 – цемент; 5 – лігнін; 6 – пісок

Рис. 4.8 Значення постійних “ a ” при витраті потоку $200 \text{ м}^3/\text{год}$ для кожного з каналів фільтра.

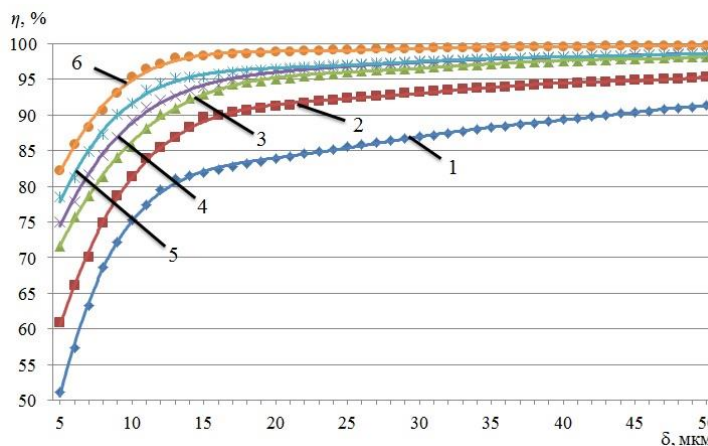


1 – кокс; 2 – каолін; 3 – вапно; 4 – цемент; 5 – лігнін; 6 – пісок

Рис. 4.9 Значення постійних “ n ” при витраті потоку $200 \text{ м}^3/\text{год}$ для кожного з каналів фільтра.

Результати розрахунку дозволили отримати розрахункові залежності з постійними a й n (рис. 4.8, 4.9), що характеризують індивідуальні властивості багатоканальних відцентрових фільтрів. Отримана залежність дозволяє розраховувати відцентрові фільтри з криволінійними каналами на задану ефективність уловлювання часток різного матеріалу при відомій густині ρ_m , середньоквадратичній дисперсії σ , медіанному діаметрі часток d_{50} , необхідній витраті газопилового потоку та інших параметрах, що відображають конструктивні особливості апарата.

Результати розрахунків ефективності вловлювання твердих часток шести різних матеріалів за отриманими значеннями коефіцієнтів a та n зображено на рис. 4.10.



1 – кокс; 2 – каолін; 3 – вапно; 4 – цемент; 5 – лігнін; 6 – пісок

Рис. 4.10 Залежність ефективності вловлювання твердих часток різного матеріалу від їх медіанного діаметра

Ефективність вловлювання пилу (рис. 4.10) зростає від коксу до піску, що пов'язано зі збільшенням середнього медіанного діаметра часток та зниженням густини матеріалу (таблиця 4.5). Для часток медіанного діаметра 10...15 мкм спостерігається різке зниження ефективності вловлювання та для 5 мкм складає < 85 %.

Таким чином, отримані коефіцієнти a та n дозволяють розраховувати ефективність вловлювання твердих часток у відцентрових фільтрах з криволінійними каналами знаючи його конструктивні параметри та характеристики матеріалу.

4.4 Методика розрахунку процесу очистки димових газів від діоксиду сірки у відцентровому фільтрі

Алгоритм розрахунку (рис. 4.11) ґрунтується на трьох основних складових: матеріальний баланс необхідного реагенту для процесу десульфурізації діоксиду сірки та кількості води; друга складова - розрахунок аеродинамічної картини перебігу газового потоку в реакторі для забезпечення необхідного часу контакту між реагентом і газовим середовищем; третя - конструктивний розрахунок основних геометричних характеристик апаратів очистки [79].



Рис. 4.11 Блок-схема розрахунку процесу очистки димових газів

Для розрахунку процесів горіння твердого та рідкого палива складають матеріальний баланс процесу горіння.

Матеріальний баланс процесу горіння показує кількісні співвідношення між вихідними речовинами (паливо, повітря) і кінцевими продуктами (димові гази, зола, шлак), а тепловий баланс - рівність між приходом і витратою теплоти. Для твердого та рідкого палива матеріальний і тепловий баланси складають на 1 кг палива, для газоподібної фази - на 1 м³ сухого газу при нормальних умовах (0,1013 МПа, 0°C). Об'єм повітря і газоподібних продуктів також виражають у метрах кубічних, приведених до нормальних умов.

При спалюванні твердого та рідкого палива горючі речовини можуть окислюватися з утворенням оксидів різного ступеня окислення. Стехіометричні рівняння реакцій горіння вуглецю, водню і сірки можна записати так:



Отже, при повному згорянні 1 кг вуглецю в стехіометричній кількості кисню витрачається $32:12 = 2,67$ кг кисню та утворюється 3,67 кг діоксиду вуглецю. При згорянні 1 кг горючої сірки, що входить в склад органічних з'єднань S_0 та в склад колчедану S_k , витрачається 1 кг кисню та утворюється 2 кг сірчаного газу.

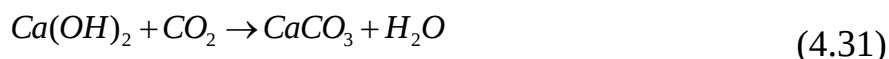
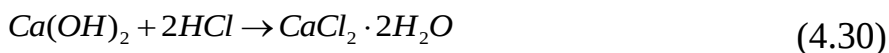
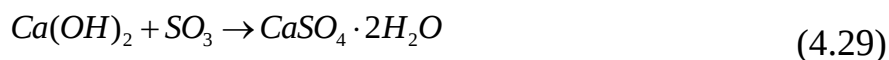
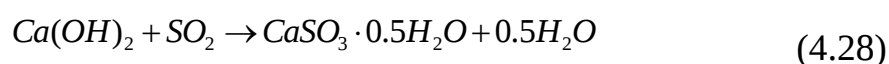
Витрати кисню на 1 кг горючої сірки менші витрат на 1 кг вуглецю в стільки разів, у стільки разів, у шкількі разів атомна вага сірки більше атомної

ваги вуглецю. Звідси, 1 кг горючої сірки еквівалентне по відношенню до витрат кисню $12:32 = 0,375$ кг вуглецю. Витрати кисню на горіння вуглецю та сірки інколи підраховують сумарно, виходячи із вмісту в паливі «умовного вуглецю», тобто сумі $C + 0,375S$, що позначається K . При згорянні 1 кг водню витрачається 8 кг кисню та утворюється 9 кг водяної пари.

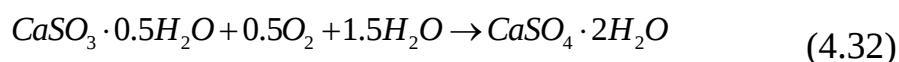
Під час очистки димових газів, що утворилися в результаті спалювання вугілля донецького басейну марки Г в котлі ДКВР 10/13, робочою суспензією вловлюють діоксид та триоксид сірки, хлориди (головним чином HCl), а також частково діоксид вуглецю.

Основні стехіометричні рівняння процесу напівсухої десульфуризації димових газів пиловугільних котлів по стадіях і вузлам газоочисної установки представлені нижче.

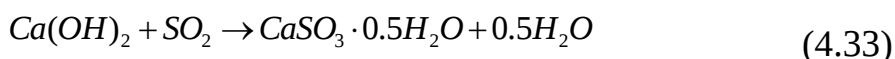
Так, в реакторі протікають наступні хімічні реакції:



В газоході, що з'єднує реактор та шестиканальний відцентровий фільтр, протікають наступна хімічна реакція:



В шестиканальному відцентровому фільтрі протікає наступна хімічна реакція:



Вихідними даними для розрахунків матеріальних потоків і складу відходів напівсухої десульфуризації димових газів є наступні параметри:

а) об'єм димових газів, що очищаються $V = 16000 \text{ м}^3/\text{год}$;

б) склад димових газів, що очищаються: об'ємні концентрації азоту $V_{N_2} = 71.55$, кисню $V_{O_2} = 6.58$, діоксиду сірки $V_{SO_2} = 0.215$, діоксиду вуглецю $V_{CO_2} = 18.915$, водяного пару $V_{H_2O} = 2.74$, % об'єму;

в) склад в димових газах на виході з котлу часток золи $C_{zola} = 0.007$, триоксиду сірки $C_{SO_3} = 0.00007$ та хлоридів $C_{HCl} = 0.0003$, кг/нм³;

г) ступінь вловлювання твердих часток (продуктів газоочистки) в реакторі $\eta_p = 50$ та шестиканальному відцентровому фільтрі $\eta_{ef} = 90$, %;

д) ступінь вловлювання діоксиду сірки в реакторі $n_{SO_2p} = 0 \dots 100$ % та шестиканальному відцентровому фільтрі $n_{SO_2ef} = 10$, %;

е) коефіцієнти, що враховуються при розрахунках: коефіцієнт надлишку вапна $K_{надлCaO} = 1 \dots 3$, частка активного CaO у вапні $K_{CaO} = 0.9$, частка води в масі негашеного вапна $K_{H_2O} = 0.0015$, частка гашеного вапна в робочій суспензії $K_{Ca(OH)_2} = 1.5$, частка вловленого CO_2 від загальної кількості в димових газах $m_{CO_2} = 0.0015$, частка вловленого HCl від його загальної кількості в димових газах $m_{HCl} = 0.95$, залишкова вологість вловлених твердих часток $m_{H_2O} = 0.02$, коефіцієнт присосів повітря в шестиканальному відцентровому фільтрі та реакторі $\chi = 0.02$.

Слід відмітити, що розрахунки проводилися з урахуванням повного протікання хімічних реакцій.

Концентрація компонентів димових газів, що утворилися в результаті спалювання вугілля донецького басейну марки Г в котлі ДКВР 10/13, розраховується наступним чином, кг/нм³:

$$C_{N_2} = \rho_{N_2} \cdot V_{N_2} \quad (4.34)$$

$$C_{O_2} = \rho_{O_2} \cdot V_{O_2} \quad (4.35)$$

$$C_{SO_2} = \rho_{SO_2} \cdot V_{SO_2} \quad (4.36)$$

$$C_{CO_2} = \rho_{CO_2} \cdot V_{CO_2} \quad (4.37)$$

$$C_{H_2O} = \rho_{H_2O} \cdot V_{H_2O} \quad (4.38)$$

де ρ_{N_2} , ρ_{O_2} , ρ_{SO_2} , ρ_{CO_2} , та ρ_{H_2O} - густина азоту, кисню, діоксиду сірки, діоксиду вуглецю та водяного пару відповідно, кг/нм³.

Знаючи масовий вміст компонентів димових газів розраховуємо об'ємні витрати цих компонентів, нм³/год:

$$Vg_{N_2} = V \cdot V_{N_2} \quad (4.39)$$

$$Vg_{O_2} = V \cdot V_{O_2} \quad (4.40)$$

$$Vg_{SO_2} = V \cdot V_{SO_2} \quad (4.41)$$

$$Vg_{CO_2} = V \cdot V_{CO_2} \quad (4.42)$$

$$Vg_{H_2O} = V \cdot V_{H_2O} \quad (4.43)$$

Масові витрати компонентів у димових газах на виході з котла можна розрахувати наступним чином, кг/год:

$$b_{N_2} = Vg_{N_2} \cdot \rho_{N_2} \quad (4.44)$$

$$b_{O_2} = Vg_{O_2} \cdot \rho_{O_2} \quad (4.45)$$

$$b_{SO_2} = Vg_{SO_2} \cdot \rho_{SO_2} \quad (4.46)$$

$$b_{CO_2} = Vg_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} \quad (4.47)$$

$$b_{H_2O} = Vg_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O} \quad (4.48)$$

$$b_{zola} = C_{zola} \cdot V \quad (4.49)$$

Загальні маса речовин у димових газах на виході з котла розраховуються як сума масових витрат усіх компонентів димових газів, кг/год:

$$b = b_{N_2} + b_{O_2} + b_{SO_2} + b_{CO_2} + b_{H_2O} + b_{zola} \quad (4.50)$$

Сумарна концентрація речовин у димових газах на виході з котла розраховується як сума концентрації усіх компонентів димових газів, кг/нм³:

$$C = C_{N_2} + C_{O_2} + C_{SO_2} + C_{CO_2} + C_{H_2O} + C_{zola} \quad (4.51)$$

Необхідна кількість негашеного вапна (CaO) для приготування суспензії, необхідної для десульфуризації димових газів, розраховується за формулою, кг/год:

$$g_{CaO} = \frac{V \cdot C_{SO_2} \cdot M_1 \cdot K_{надл.CaO} \cdot n_{SO_2p}}{(M_2 + 0.5M_3) \cdot K_{CaO} \cdot (1 - K_{H_2O})} \quad (4.52)$$

де $M_1 = 56$, $M_2 = 64$ та $M_3 = 35,5$ - молярні маси CaO , SO_2 та HCl відповідно, г/моль.

Кількість SO_2 , що вловлюється в реакторі суспензією по реакції (2.28), розраховується за формулою, кг/год:

$$g_{SO_2p} = b_{SO_2} \cdot n_{SO_2p} \quad (4.53)$$

Кількість твердих часток, що осіли в реакторі та вилучених в бункер відходів, розраховується за формулою, кг/год:

$$g_{Tч.P} = g_{заг} \cdot n_p \quad (4.54)$$

в тому числі: а) сульфід кальцію $CaSO_3 \cdot 0,5H_2O$; б) сульфат кальцію $CaSO_4 \cdot 2H_2O$; в) карбонат кальцію $CaCO_3$; г) хлорид кальцію $CaCl_2 \cdot 2H_2O$; д) гідроксид кальцію $Ca(OH)_2$; е) зола; ж) волога H_2O .

Кількість твердих часток, що не вловилася в реакторі та потрапили у шестиканальний відцентровий фільтр, розраховується за формулою, кг/год:

$$g_{Tч.вих} = g_{заг} - g_{Tч.p} \quad (4.55)$$

в тому числі: а) сульфід кальцію $CaSO_3 \cdot 0,5H_2O$; б) сульфат кальцію $CaSO_4 \cdot 2H_2O$; в) карбонат кальцію $CaCO_3$; г) хлорид кальцію $CaCl_2 \cdot 2H_2O$; д) гідроксид кальцію $Ca(OH)_2$; е) зола.

Кількість SO_2 , що залишилося в димових газах на виході з реактору, розраховується за формулою, кг/год:

$$g_{SO_2вих} = b_{SO_2} - g_{SO_2p} \quad (4.56)$$

Кількість $CaSO_4 \cdot 2H_2O$, що утворилася в газоході між реактором та шестиканальним відцентровим фільтром, приймаємо рівним 20 % від кількості $CaSO_3 \cdot 0,5H_2O$ в димових газах перед шестиканальним відцентровим фільтром.

Кількість відходів газоочистки, що вловилася в реакторі та шестиканальному відцентровому фільтрі і поступили в загальний бункер, можна розрахувати за формулою, кг/год:

$$g_{Tч} = g_{Tч.P} + g_{Tч.Ф} \quad (4.57)$$

в тому числі: а) сульфід кальцію $CaSO_3 \cdot 0,5H_2O$; б) сульфат кальцію $CaSO_4 \cdot 2H_2O$; в) карбонат кальцію $CaCO_3$; г) хлорид кальцію $CaCl_2 \cdot 2H_2O$; д) гідроксид кальцію $Ca(OH)_2$; е) зола; ж) волога H_2O .

Кількість SO_2 в очищених димових газах на виході з реактору, можна розрахувати за формулою, кг/м³:

$$C_{SO2_{вих1}} = \frac{g_{SO2_{вих}}}{V_1} \quad (4.58)$$

Кількість SO_2 в очищених димових газах на виході з шестиканального відцентрового фільтру, можна розрахувати за формулою, $кг/м^3$:

$$C_{SO2_{вих2}} = \frac{g_{SO2_{вих}}}{V_2} \quad (4.59)$$

В результаті розрахунків були отримані значення розподілу твердих часток (таблиця 4.9) та газоподібної фази разом з твердими частками, що присутні в ній (таблиця 4.10), по елементам системи десульфуризації димових газів, що утворилися в результаті спалювання вугілля донецького басейну марки Г в котлі ДКВР 10/13.

Таблиця 4.9

Склад твердих речовин вловлених в реакторі та в золовловлювачі

Коефіцієнт надлишку $Ca(OH)_2/S$	Сполуки, кг/год							
	$Ca(OH)_2$	H_2O	$CaSO_3 \cdot 0,5H_2O$	$CaSO_4 \cdot 2H_2O$	$CaCl_2 \cdot 2H_2O$	$CaCO_3$	Зола	Разом
Вловлено в реакторі								
1,0	0	0,4	44,8	0	0	0	56	101,2
1.5		0,5	50,7	1,2	2,7	10,2	56	121,3
2.0	11,9	0,7	50,7	1,2	4,7	10,2	56	135,4
2.5	24,7	0,9	50,7	1,2	4,7	10,2	56	148,4
3.0	37,6	1,0	50,7	1,2	4,7	10,2	56	161,4
Вловлено в шестиканальному фільтрі								
1,0	0	2,1	34,3	8,1	0	0	50,4	94,9
1.5	0	2,2	38,8	10,2	2,4	9,2	50,4	113,2
2.0	5,4	2,5	47,9	10,2	4,2	9,2	50,4	129,8
2.5	17,0	2,8	47,9	10,2	4,2	9,2	50,4	141,7
3.0	28,6	3,0	47,9	10,2	4,2	9,2	50,4	153,5

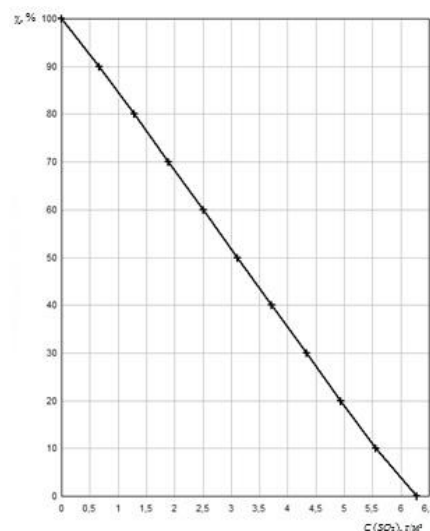
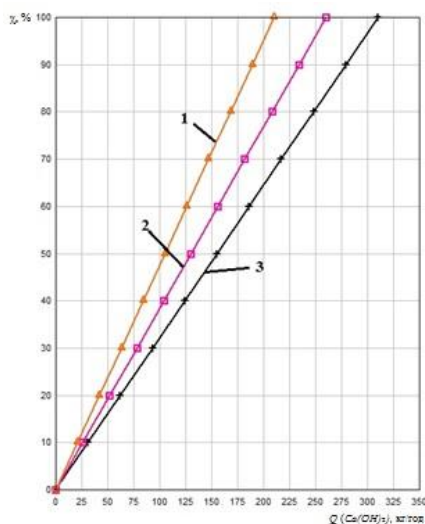
З отриманих даних можна побачити, що при коефіцієнтах надлишку $Ca(OH)_2$ - 1 та 1,5 відбувається неповне зв'язування діоксиду та триоксиду сірки. В першому випадку нестача $Ca(OH)_2$ становить 81% від маси поданого вапна, а

для другого випадку – 21%. Починаючи з коефіцієнту надлишку $\text{Ca}(\text{OH})_2$ - 2 відбувається повне зв'язування діоксиду та триоксиду сірки.

Таблиця 4.10

Склад газів та твердих часток на виході з реактору та золовловлювача

Коефіцієнт надлишку $\text{Ca}(\text{OH})_2$	Сполуки, кг/год												Концентрація SO_2 , г/м ³	Ефективність десульфурації, % (по концентрації)	Маса SO_2 в димових газах, кг/м ³	Ефективність десульфуризації % (по концентрації)	
	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	N_2	O_2	CO_2	SO_2	SO_3	H_2O	$\text{CaSO}_3 \cdot 0,5\text{H}_2\text{O}$	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	CaCO_3	Зола					
	на виході з реактору (на вході в шестиканальний фільтр)																
1,0	0	14708	1600	5983	44	1,1	389	44	0	0	0	56					
1,5	0	14708	1600	5974	47	1,0	400	47	0,9	2,7	10,2	56					
2,0	11	14708	1600	5974	50	-	417	50	1,2	4,7	10,2	56	2,9	52,3	50,3	50	
2,5	24	14708	1600	5974	50	-	434	50	1,2	4,7	10,2	56	2,9	52,3	50,3	50	
3,0	37	14708	1600	5974	50	-	450	50	1,2	4,7	10,2	56	2,9	52,3	50,3	50	
	на виході з шестиканального фільтра																
1,0	0	29416	3466	5983	44	1,1	388	3,8	0	0	0	5,6					
1,5	0	29416	3466	5974	44	1,0	399	4,3	1,1	0,3	1,0	5,6					
2,0	0,6	29416	3466	5974	45	-	417	5,3	1,1	0,5	1,0	5,6	2,5	59,2	45,3	55	
2,5	1,9	29416	3466	5974	45	-	433	5,3	1,1	0,5	1,0	5,6	2,5	59,2	45,3	55	
3,0	3,2	29416	3466	5974	45	-	450	5,3	1,1	0,5	1,0	5,6	2,5	59,2	45,3	55	



1 – коефіцієнт надлишку вапна 2; 2 – Рис. 4.13 Залежність ефективності коефіцієнт надлишку вапна 2,5; 3 – зв'язування діоксиду сірки від коефіцієнт надлишку вапна 3 концентрації діоксиду сірки після Рис. 4.12 Залежність ефективності системи десульфурації зв'язування SO₂ від витрат вапна

За результатами розрахунків були побудовані залежність ефективності зв'язування діоксиду сірки від витрат вапна (рис. 4.12) та ефективності зв'язування діоксиду сірки від концентрації діоксиду сірки після системи десульфурації (рис. 4.13).

Аналізуючи залежність, що представлена на рис. 4.12 можна зробити висновок, що із збільшенням витрат вапна підвищується ефективність зв'язування діоксиду сірки. Ця залежність характерна для всіх коефіцієнтів надлишку. З рис. 4.13 видно, що із збільшенням ефективності зв'язування діоксиду сірки її концентрація зменшується.

Для розрахунку залежності ефективності зв'язування сірки від часу процесу десульфуризації димових газів була отримана наступна залежність:

$$\frac{dx}{d\tau} = C_0 k (1 - x) \quad (4.60)$$

де: C_0 - вміст діоксиду сірки, мольні частки;

k - константа швидкості хімічної реакції;

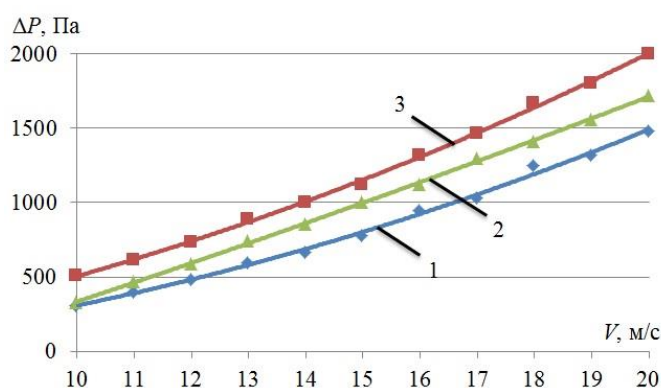
x - ефективність зв'язування сірки, частка;

τ - час протікання реакції.

4.5 Перевірка адекватності розроблених методик та проведених чисельних розрахунків

Проведені експериментальні дослідження аеродинаміки та ефективності апарата дають можливість оцінити адекватність розробленої математичної моделі.

На рис. 4.12 наведено залежності аеродинамічного опору апарата, отримані в результаті математичного моделювання, комп'ютерного моделювання та експериментальних досліджень, від швидкості потоку у вхідному патрубку сепараційної камери відцентрового фільтра.

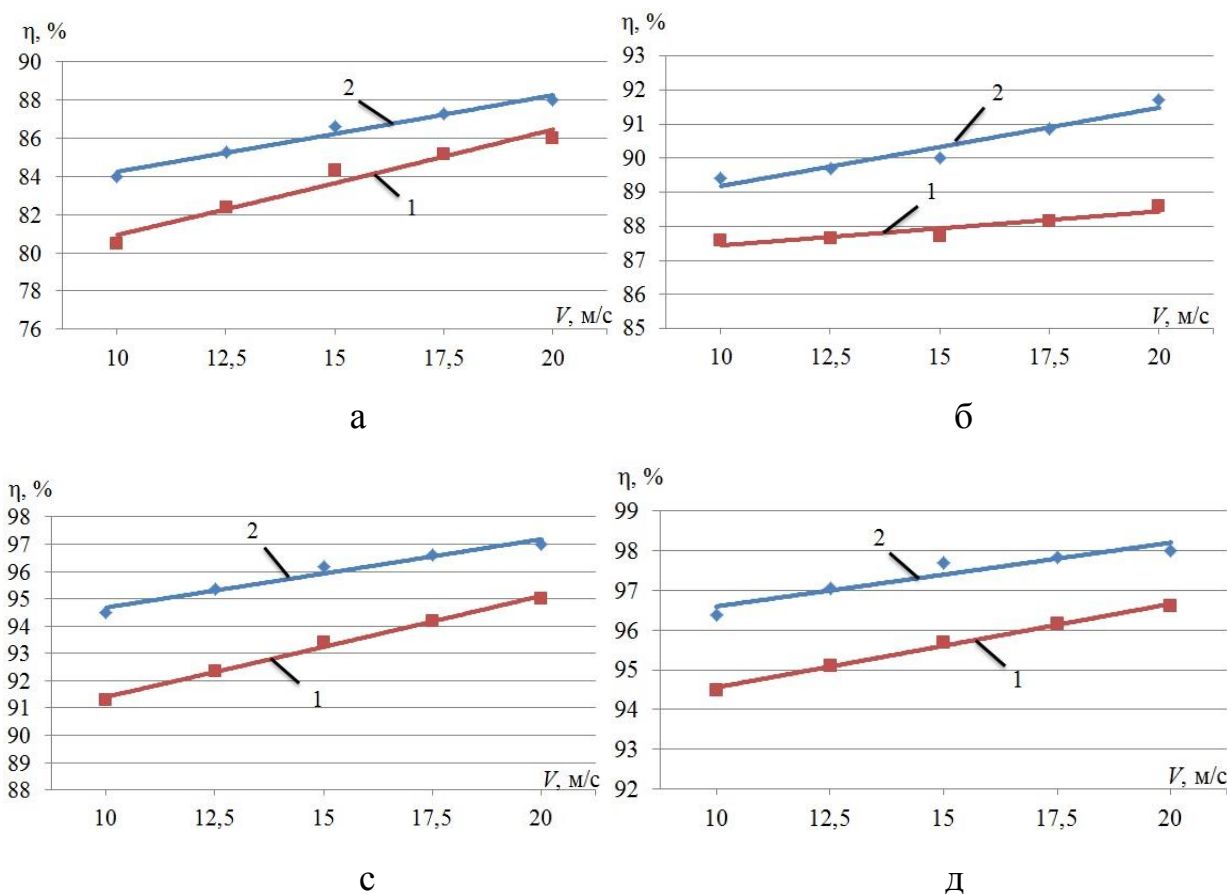


1 – математична модель; 2 – експериментальні дані; 3 – комп'ютерне моделювання

Рис. 4.12 Залежність аеродинамічного опору від швидкості у вхідному патрубку сепараційної камери

На рис. 4.12 можна побачити що криві, побудовані за результатами математичного моделювання, експериментальних досліджень та комп'ютерного моделювання мають схожий характер розподілу. Різниця між даними, отриманими в результаті математичного моделювання та експериментальними даними становить 16,5%. Різниця між даними, отриманими за допомогою комп'ютерного моделювання та експериментальними даними становить 22 %.

На рис. 4.13 наведено залежність ефективності вловлювання у багатоканальному відцентровому фільтрі, розрахованої за експериментальними та теоретичними даними від швидкості потоку у вхідному патрубку апарата для різних матеріалів пилу.



1 – математична модель; 2 – експериментальні дані

а – кокс; б – каолін; с – вапно; д – цемент

Рис. 4.13 Залежність ефективності вловлювання у відцентровому фільтрі від швидкості потоку

Як видно з рис. 4.13 криві, що побудовані за даними, отриманими в результаті математичного моделювання та експериментальних досліджень мають подібний характер. Різниця між даними, отриманими в результаті математичного моделювання та експериментальними даними не перевищує 3%. Коефіцієнт детермінації між даними, отриманими в результаті математичного моделювання, становить 0,85...0,99, а між експериментальними даними – 0,9...0,99.

4.6 Висновки до розділу 4

1. Розроблено алгоритм розрахунку основних параметрів роботи відцентрового фільтра.

2. Проведені розрахунки коефіцієнта аеродинамічного опору системи послідовно з'єднаних криволінійних каналів дозволили виявити лінійну залежність його зростання зі збільшенням швидкості течії газу в апараті. Так зі збільшенням швидкості від 10 до 20 м / с коефіцієнт опору системи каналів змінюється від 5,3 до 6,5. Коефіцієнт опору центральної області системи каналів в значній мірі залежить від режиму вихрового руху газового потоку і також має лінійний характер зростання в залежності від числа Рейнольдса.

3. На основі енергетичного принципу, за даними лабораторно-експериментальних досліджень та характеристик матеріалів були отримані розрахункові залежності з постійними a й n . Значення константи a змінюється в межах від 0 до 6 та для 1...3 каналів має сталий характер. Значення константи n змінюється в межах - 0,2...0,6. Розраховані ефективності вловлювання твердих часток медіанного діаметра 5-50 мкм шести різних матеріалів склали від 50 до 99,9 %.

4. В результаті проведеного розрахунку матеріального балансу необхідної кількості адсорбенту у вигляді $\text{Ca}(\text{OH})_2$ було встановлено, що при повному реагуванні адсорбенту в апараті з димовими газами повне зв'язування діоксиду та триоксиду сірки відбувається з коефіцієнтом надлишку, що становить 2.

5. Чисельний розрахунок процесу десульфуризації димових газів, що утворилися при спалюванні вугілля марки Г із вмістом сірки 3,5% в котлі ДКВР 10/13, показав, що при повному протіканні хімічних реакцій та коефіцієнті надлишку гашеного вапну, що становить 2, необхідно 103 кг/год $\text{Ca}(\text{OH})_2$ при спалюванні 1200 кг/год вугілля.

6. Проведені багатоваріантні чисельні розрахунки ефективності очистки димових газів від SO_2 дозволили встановити, що при часі контакту $\text{Ca}(\text{OH})_2$ з газовим середовищем 3,6 с та константі швидкості 47 с^{-1} досягається 50% ефективність очистки, що відповідає кінцевій концентрації SO_2 -2,72 г/м³ при початковій – 6,29 г/м³.

РОЗДІЛ 5. ПРОМИСЛОВЕ ВИПРОБУВАННЯ ТА ВПРОВАДЖЕННЯ ВІДЦЕНТРОВОГО ФІЛЬТРА У ВИРОБНИЦТВО

5.1 Очистка високотемпературних димових газів від золи при спалюванні твердого палива

Спалювання низькоякісного вугілля в опалювальних котлах пов'язане зі значними економічними та екологічними проблемами. Створення ефективних способів спалювання органічних палив та їх технічна реалізація, особливо для комунальної енергетики України, має важливе господарче та суспільне значення. З одного боку, до цього призвело різке підвищення ціни на природний газ і виникнення проблем пов'язаних з переведенням систем опалення на використання твердого палива, а з другого – необхідні зміни підходу до проектування топкового обладнання відповідно до зміни палива.

Потік продуктів згорання, що рухається по газоходах котельного агрегату, несе з собою тверді частинки летючої золи і незгорілого палива. Зола, осідаючи на поверхнях нагріву, погіршує коефіцієнт теплопередачі, збільшує гідравлічний опір газоходів і приводить до зносу поверхонь нагріву. Летюча зола складається з частинок різних розмірів. Найбільші з яких не перевищують 30 мкм. Крупніші частинки, руйнуючи скупчення золи, одночасно зношують поверхні нагріву.

При пилопаливному спалюванні з продуктами згорання виноситься до 90% золи, а при шаровому спалюванні до 35% золи, що міститься в паливі [83].

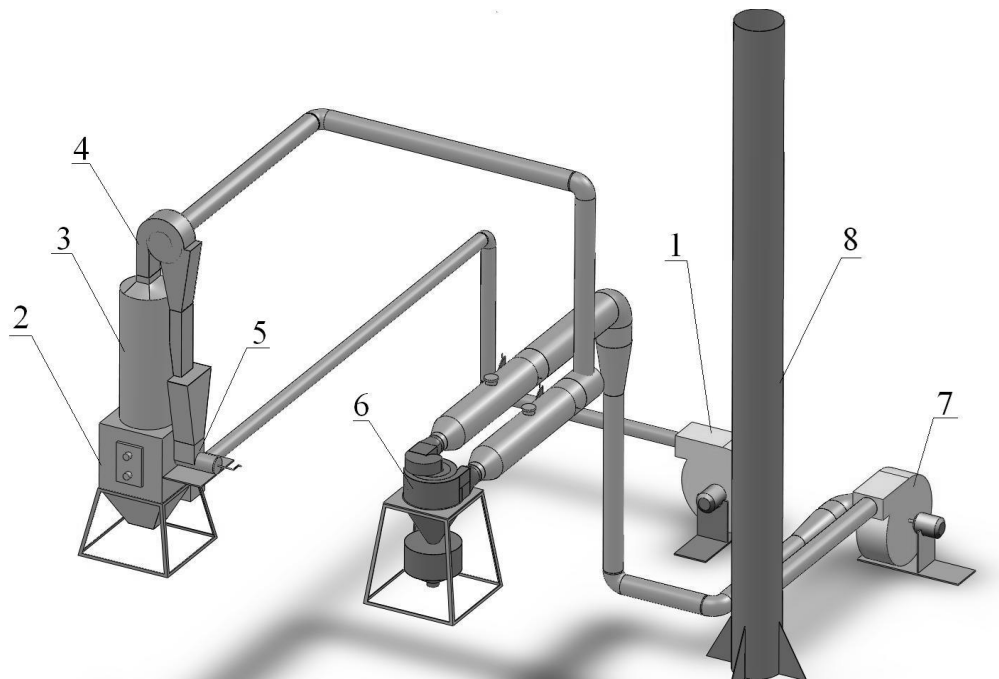
Установка золоуловлювачів рекомендується для котлів, що працюють на твердих видах палива, включаючи деревні відходи, при $A_p B > 5000$, де: A_p - вміст золи в паливі і B - максимальна загальна витрата палива в кг/год.

Зростаючі вимоги до чистоти атмосферного повітря примушують застосовувати більш вискоєфективне пилозолоуловлююче устаткування. Цього вимагає також і спалювання вискозольного низькоякісного вугілля.

Для перевірки можливості використання відцентрових фільтрів в системі аспірації котла з низькотемпературним киплячим шаром (НТКШ) в Інституті

технічної теплофізики НАН України були проведені промислові випробування на ефективність їхньої роботи.

Загальний вигляд експериментальної установки НТКШ потужністю 18 кВт наведено на рис. 5.1.



1 – вентилятор ВВД № 5; 2 – топка котла НТКШ; 3 – теплообмінник; 4 – двоканальний відцентровий фільтр; 5 – шнек паливоподачі; 6 – дворівневий шестиканальний відцентровий фільтр ЦФ2-6-06; 7 – димосос; 8 – димова труба.

Рис. 5.1 Схема підключення експериментальної установки пилеочистки в систему аспірації котла з НТКШ

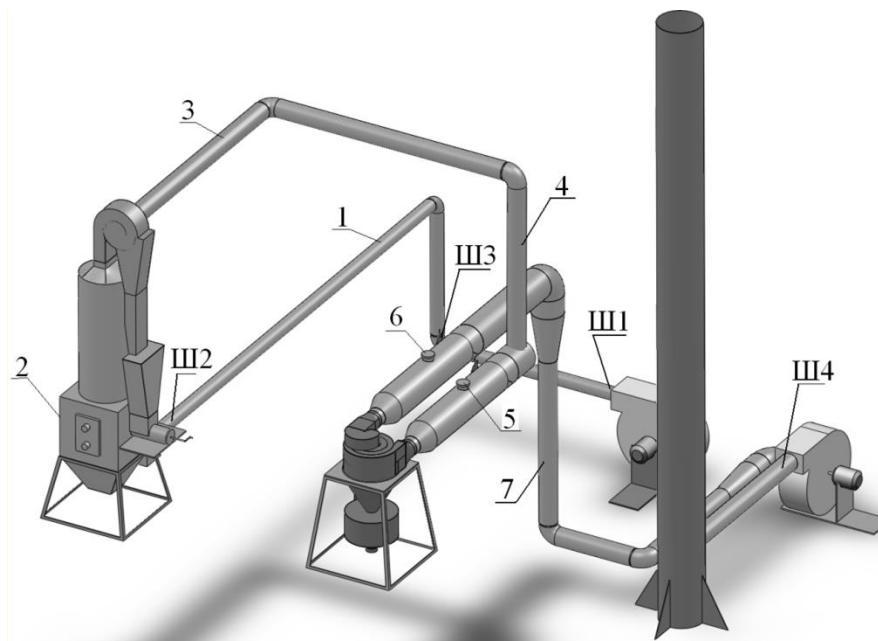
Камера топки котла 2 має квадратний перетин 400x400 висотою 500 мм і виготовлена зі сталі СТ-3 товщиною 3 мм. Камера топки футерована вогнестійкою цеглою. У камері є штуцера для установки пальника розпалювання, а також патрубки для установки термопар, технологічна кришка. У нижній частині топки розташована повітророзподільна решітка, що складається з трьох регістрів діаметром 63 мм по 5 сопел (ковпачків). Повітророзподільна решітка з'єднана з зольним бункером, який з'єднаний з топкою фланцевим з'єднанням. Зверху топкової камери встановлений теплообмінник 3 циліндричної форми діаметром 400 мм, висотою 1000 мм.

Зверху теплообмінника розташований двоканалний відцентровий фільтр 4 для часткового повернення винесеної золи і незгорілих часток палива в топку через шнековий живильник 5 топки. За двоканалним відцентровим фільтром встановлений шестиканальний відцентровий фільтр 6 для очищення димових газів до вимог санітарних норм.

Лабораторна установка працює таким чином: повітря необхідне для горіння твердого палива подається надувним відцентровим вентилятором 1 (рисунок 1) в газохід і перед топкою котла 2 розподіляється в повітророзподільній коробці по трьом регістрам з пальниками (ковпачками); паливо через шнековий механізм 5 порційно-дозовано подається в топку НТКШ зверху повітророзподільної решітки; димові гази потрапляють в теплообмінник 3, в якому віддають своє тепло воді і направляються в двоканалний відцентровий фільтр 4, в якому відбувається часткове розвантаження димових газів від золи і частинок незгорілого палива. Далі димові гази по газоходам потрапляють в шестиканальний дворівневий відцентровий фільтр 6, в якому вони очищаються до вимог санітарних норм. Після очищення димові гази по газоходам через димосос 7 потрапляють в димову трубу 8 і видаляються в атмосферу.

На першому етапі досліджень проводилися вимірювання аеродинамічних параметрів потоку при роботі дуттьового вентилятора. Зміна режимів роботи проводилася за допомогою шибера, розташованого на виході з відцентрового вентилятора.

На рис. 5.2. наведено загальний вигляд стенду НТКШ із зазначенням точок у яких визначалися аеродинамічні та дисперсні характеристики газового потоку.



1 – газохід продуваючого повітря; 2 – топка котла НТКШ; 3...7 – газоходи димових газів; Ш1...Ш3 – шибери

Рис. 5.2 Розташування точок замірів

Витрата повітря в точці 1 в залежності від положення шибера Ш1 наведено на рис. 5.3.

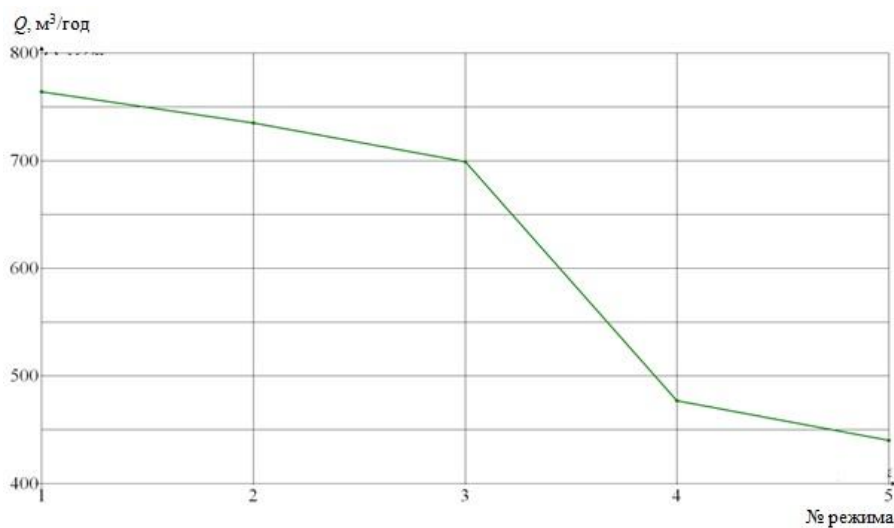


Рис. 5.3 Зміна витрати повітря на вентиляторі залежно від положення шибера Ш1 в точці 1

Наведений рис. 5.3 вказує на діапазон регулювання витрати потоку повітря, що подається на продування в топку котла.

Зміна статичного тиску в топці в залежності від витрати атмосферного повітря (при н.у.) наведено на рис. 5.4.

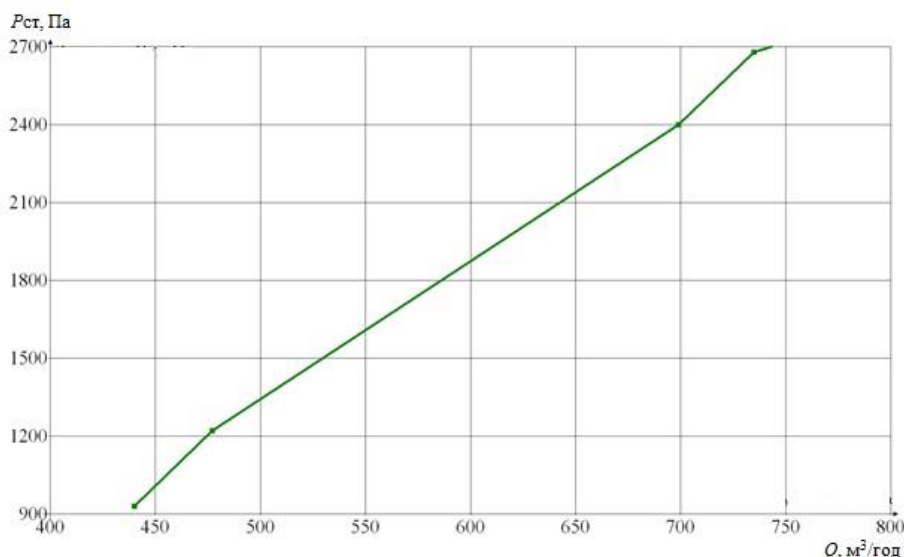


Рис. 5.4 Зміна статичного тиску в установці НТКШ в залежності від витрати повітря

Потужність вентилятора, забезпечує великий статичний тиск в топковому об'ємі котла. Запас по статичному тиску в топці котла дозволить регулювати товщину киплячого шару у великому діапазоні його значень і піднімати в шар великі шматки вугілля.

Аеродинамічні випробування проводилися на «холодному» та «гарячому» режимах роботи стенду. Розподіл статичного тиску за елементами установки при «холодному» режиму роботи (положення шибера Ш1) наведено на рис. 5.5.

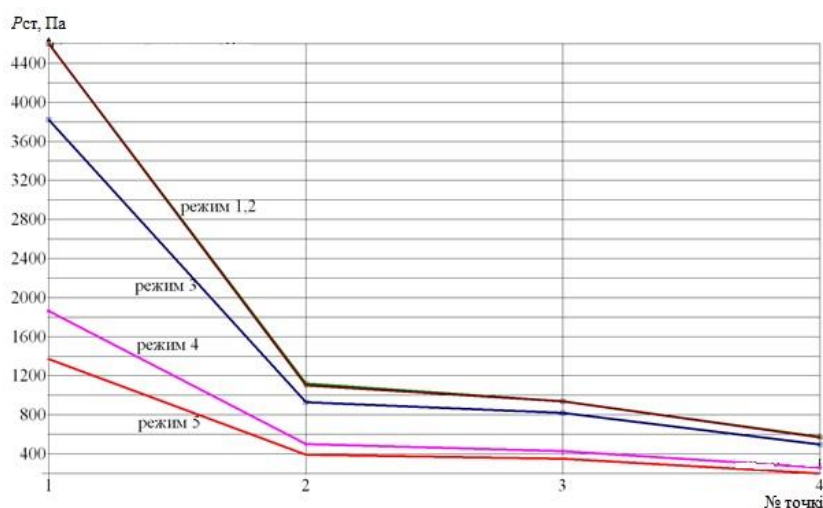


Рис. 5.5 Розподіл статичного тиску по елементам при «холодному» режиму роботи

З наведеного розподілу статичного тиску за елементами установки видно, що найбільше падіння тиску відбувається в топці котла і повітророзподільній

решітці, теплообмінному апараті та двоканальному фільтрі. Так при витраті повітря, що подається в топку котла – $750 \text{ м}^3/\text{год}$, аеродинамічний опір котельного агрегату складає близько 3000 Па .

Оптимальний режим роботи даної установки при якому в топку подається витрата аотоку $200...400 \text{ м}^3/\text{год}$, аеродинамічний опір при цьому котельного агрегату не перевищує 800 Па , що є досить прийнятним для умов енерговитрат прийнятих в енергетиці.

На рис. 5.6. наведено аеродинамічний опір двоканального відцентрового фільтру ЦФ1Г-2-0,6 в холодному та «гарячому» режимах роботи установки НТКШ.

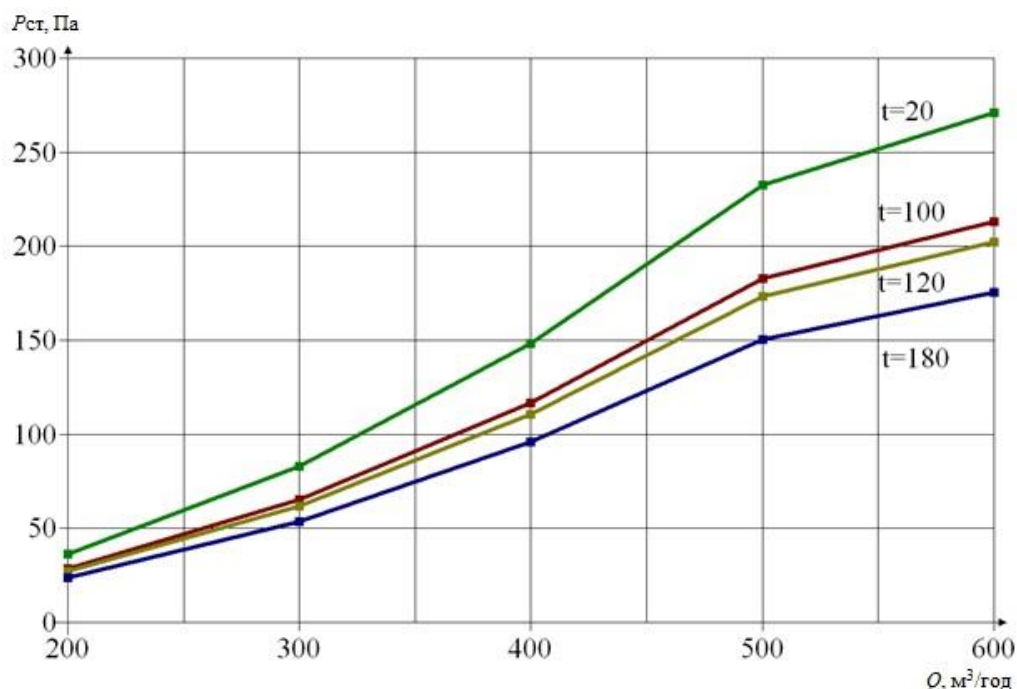


Рис. 5.6 Аеродинамічний опір двоканального відцентрового фільтру ЦФ1Г-2-0,6

Із наведеного рис. 5.6 видно, що при температурі повітря 20°C аеродинамічний опір складає 270 Па . При температурі димових газів 180°C при роботі котла в стаціонарному режимі при спалюванні кам'яного вугілля марки АШ аеродинамічний опір складає 170 Па , що є оптимальною величиною для попереднього розвантаження потоку від твердих часток золі, та пилу.

На рис. 5.7. наведено аеродинамічний опір шестиканального відцентрового фільтру ЦФ2-6-0,6 в холодному та «гарячому» режимах роботи НТКШ.

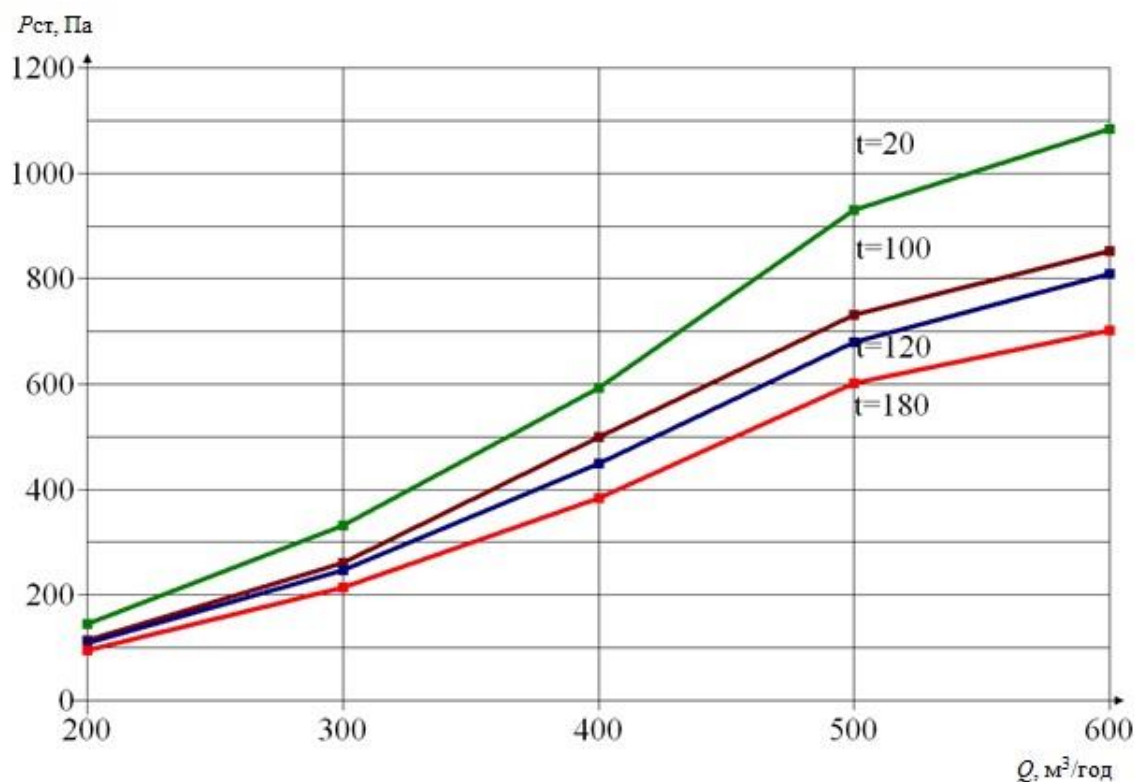


Рис. 5.7 Аеродинамічний опір дворівневого шестиканального фільтра ЦФ2-6-0,6

Із рис. 5.7 видно, що при температурі повітря 20 °C аеродинамічний опір складає значення 110 Па. При температурі димових газів 180 °C при роботі котла в стаціонарному режимі при спалюванні кам'яного вугілля марки АШ аеродинамічний опір складає 700 Па. Слід зазначити, що конструкцію відцентрового фільтра ЦФ2-6-06 розраховували саме на витрату повітря 600 м³/год., тобто він в даному випадку працює в розрахункових умовах.

На рис. 5.8. приведена залежність сумарного аеродинамічного опору системи газоочищення у відцентрових фільтрах топки котла з низькотемпературним киплячим шаром.

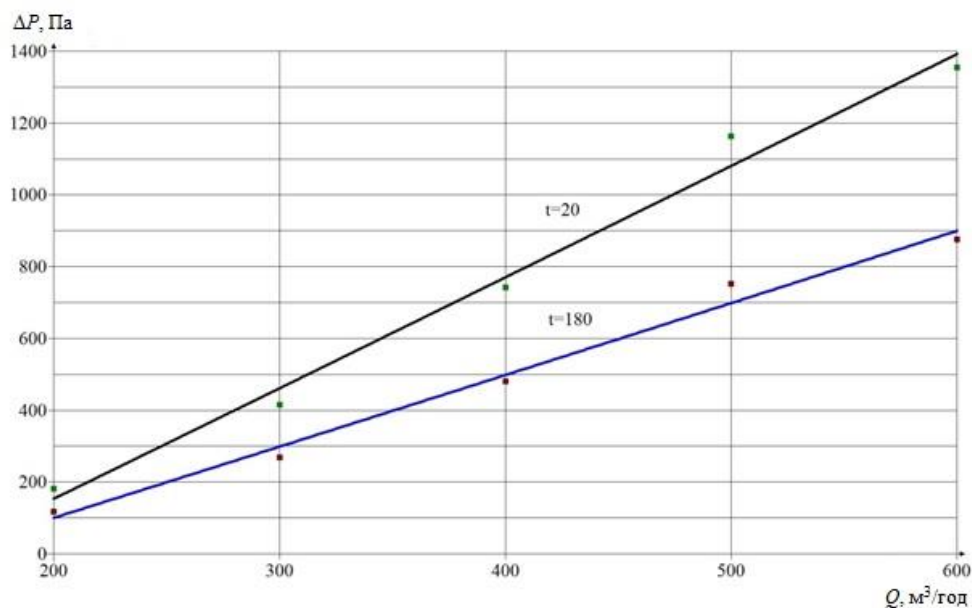


Рис. 5.8 Аеродинамічний опір системи газоочищення топки котла НТКШ

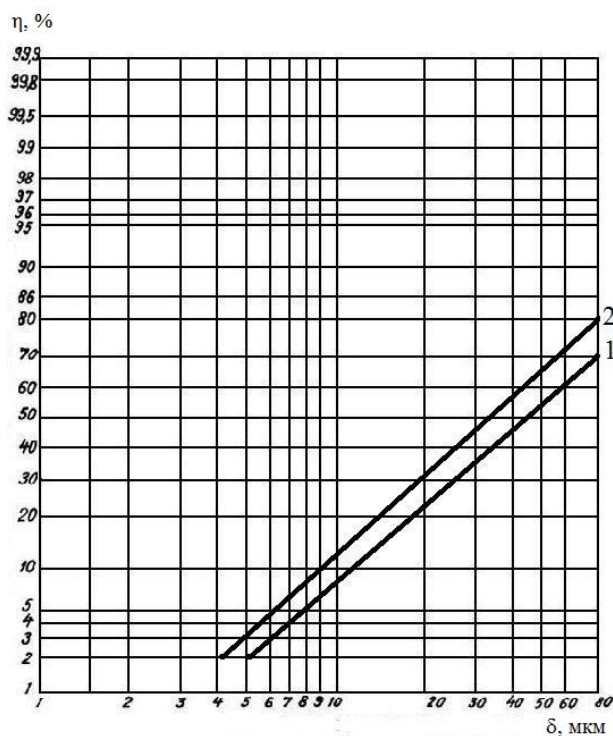
З приведенного рис. 5.8 видно що, діапазон зміни перепаду тиску складає 150-1400 Па, залежно від температури газів, що очищаються. Для робочих умов топки, характерна температура димових газів 180 0С, при цьому аеродинамічний опір двох, послідовно встановлених відцентрових фільтрів складе 900 Па.

Це значення є оптимальним та не вимагає установки додаткового дорогого високонапірного тяго-дугтьового устаткування.

Для розпалювання топки котла НТКШ застосовували суміш подрібненого деревного вугілля, вугілля марки АШ, що просіює через сито 3 мм і як тонкофракційний кварцовий пісок. Дана суміш завантажувалася в топку, після чого повітря через повітророзподільні ґрати потрапляло під шар.

Систему очищення від золи можна розглядати, як триступінчату. Перший ступінь, гравітаційний фільтр, у вигляді вертикальних газоходів теплообмінника довжиною 1 м. Другій ступінь - двоканальний відцентровий фільтр ЦФ1Г-2-06. Третій ступінь - відцентровий фільтр ЦФ2-6-06.

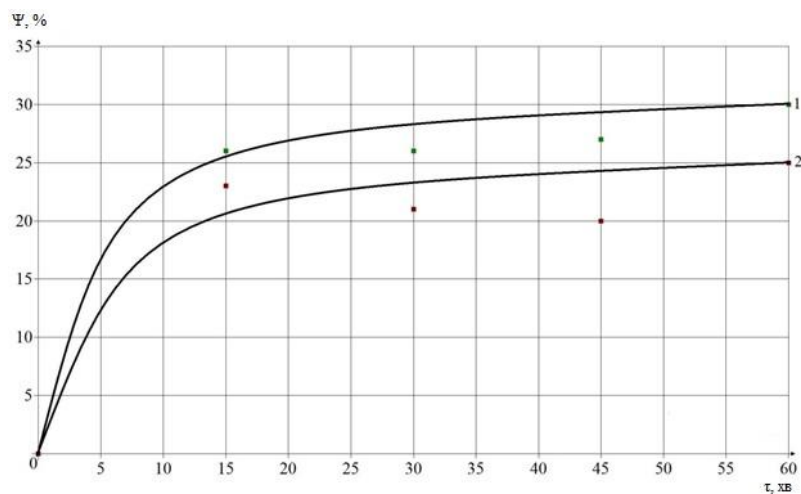
Дисперсний склад золи, що утворюється в процесі спалювання кам'яного вугілля марки АШ, при роботі котла НТКШ в стаціонарному режимі наведено на рис. 5.9.



- 1 – зола що утворилась при спалюванні відсіву вугілля Д ($d_{50}=45\mu\text{м}$, $\sigma_n=3$);
 2 – зола що утворилась при спалюванні відсіву вугілля АШ ($d_{50}=34\mu\text{м}$, $\sigma_n=3$)

Рис. 5.9 Дисперсний склад золи котла НТКШ

На рис. 5.10 приведений розподіл залежності віднесення золи від часу проведення експерименту.



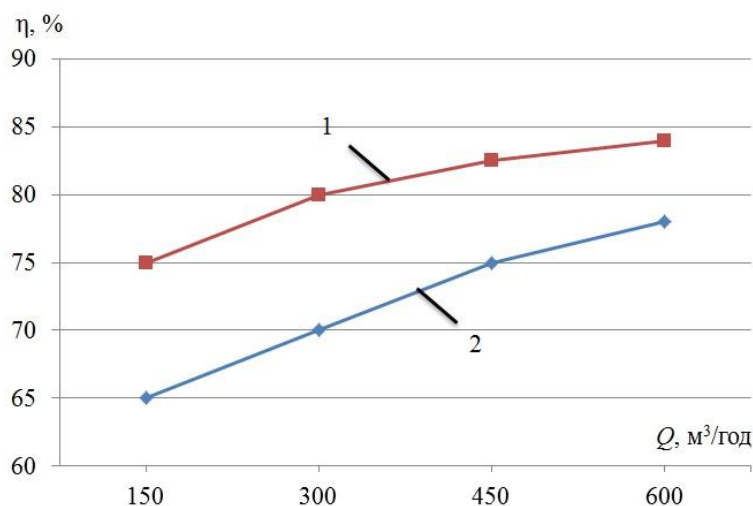
- 1 – зола утворена при спалюванні відсіву вугілля А; 2 – зола утворена при спалюванні відсіву вугілля Д

Рис. 5.10 Залежність віднесення золи з топки НТКШ від часу проведення експерименту

З приведенного рис. 5.10 видно, що із збільшенням часу процесу збільшується доля золи, що відноситься з топки котла НТКШ для обох видів спалюваного вугілля. Так, при спалюванні відсіву вугілля марки А віднесення досягає 30%, а при спалюванні відсіву вугілля марки Д - 25%. Віднесення визначалось при витраті димових газів $600 \text{ м}^3/\text{год}$, та температурі димових газів 180°C .

На рис. 5.11. приведена залежність ефективності уловлювання в двоканальному відцентровому фільтрі від витрати димових газів. Випробування проводилися в двох режимах. Температура повітря в експериментальній установці складала 20°C . В якості матеріалу використовувалася зола, що осіла за економайзером котла БКЗ-220-140-ГЦЧеркаської ТЕС з характеристиками: $d_{50} = 35 \text{ мкм}$, $\sigma_n = 3,5$).

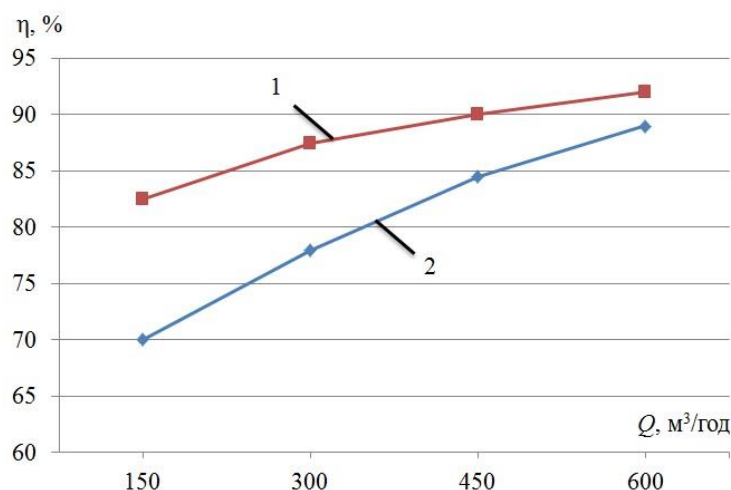
У другому режимі через двоканальний відцентровий фільтр проходили димові гази при «гарячих» випробуваннях котла НТКШ. Температура димових газів при цьому складала в стаціонарному режимі 180°C . У котлі спалювалося відсів вугілля марки Д.



1 – ефективність уловлення при температурі повітря – 20°C ; 2 – ефективність уловлення при температурі димових газів – 180°C

Рис. 5.11 Залежність ефективності уловлювання в двоканальному відцентровому фільтрі ЦФ1Г-2-02 в залежності від витрати повітря

На рис. 5.12. приведена залежність ефективності уловлювання в шестиканальному відцентровому фільтрі від витрати димових газів.

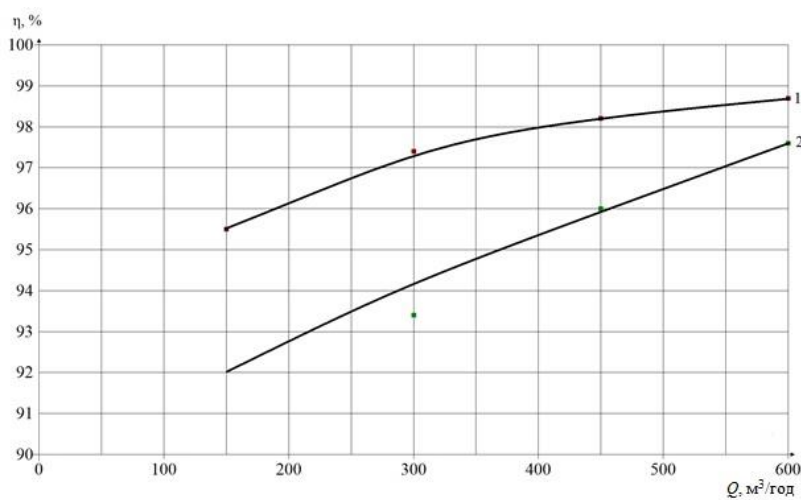


1 – ефективність уловлювання при температурі повітря – 20°C; 2 – ефективність уловлювання при температурі димових газів – 180°C

Рис. 5.12 Залежність ефективності уловлювання в шестиканальному відцентровому фільтрі ЦФ2-6-06 в залежності від витрати повітря

З приведених рис. 5.11 та 5.12 видно, що із збільшенням витрати повітря, що очищається, ефективність уловлювання у відцентрових фільтрах зростає.

На рис. 5.13 приведена залежність ефективності уловлювання золи у відцентрових фільтрах в залежності від часу експерименту.



1 – ефективність вловлювання золи ЧТЕС при температурі повітря 20°C; 2 – ефективність вловлювання відсіву вугілля марки Д при температурі димових газів 180°C

Рис. 5.13 Залежність ефективності уловлювання в системі газоочищення топкі котла НТКІШ в залежності від витрати повітря

З приведенного рис. 5.13 видно, що віднесення золи з системи газоочищення змінюється від 8 до 2,2% залежно від витрати димових газів. Так при проектних показниках витрати димових газів через відцентрові фільтри і температурі 180 °С, віднесення золи з системи газоочищення складає – 2,2%, при аеродинамічному опорі 900 Па.

Порівняємо отриманий результат з ефективності очищення у відцентрових фільтрах з тим, що існує у типовому пиловловлюючому устаткуванні при рівні енерговитрат близько 900 Па (таблиця 5.1).

Розрахунок проведемо за наступними умовами: $t = 180$ °С; медіанний діаметр золи – 45 мкм; $\sigma_n = 3,5$; в'язкість газу – $32 \cdot 10^{-6}$ Па·с; густина золи – 2500 кг/м³, аеродинамічний опір циклона ≈ 900 Па; діаметр циклонів – 0,9 м.

Таблиця 5.1

Порівняння результатів випробувань системи газоочищення відцентрових фільтрів з розрахунковими параметрами типових циклонів НДЮГАЗ

Параметри	Тип апарату					
	ЦН-15	ЦН-11	СКЦН-34	СКЦН-33	СЦН-40	ВФ
Діаметр апарату, м	0,9					
Оптимальні робочі характеристики апаратів						
Швидкість в перетині апарату, $V_{\text{опт}}$, м/с	3,5	3,5	1,7	2	---	3,8
Коефіцієнт опору апарата, ζ	1,4	1,7	8,5	4,2	---	6,5
Падіння тиску в апараті, ΔP , Па.	1017	1695	2090	1258	---	1735
Характеристики апаратів при падінні тиску в них $\Delta P \approx 900$ Па.						
Швидкість в перетині апарата, $V_{\text{факт}}$, м/с	3,49	2,71	1,3	1,83	1,04	3,1
Ефективність вловлювання, %	91,6	92,8	93,8	94,9	96,5	97,8
Коефіцієнт виносу, %.	8,4	7,2	6,2	5,1	3,5	2,2

З приведеної таблиці 5.1 видно, що при аеродинамічному опорі 900 Па, віднесення часток в 3,5% забезпечує лише один високонапірний циклон СЦН-40.

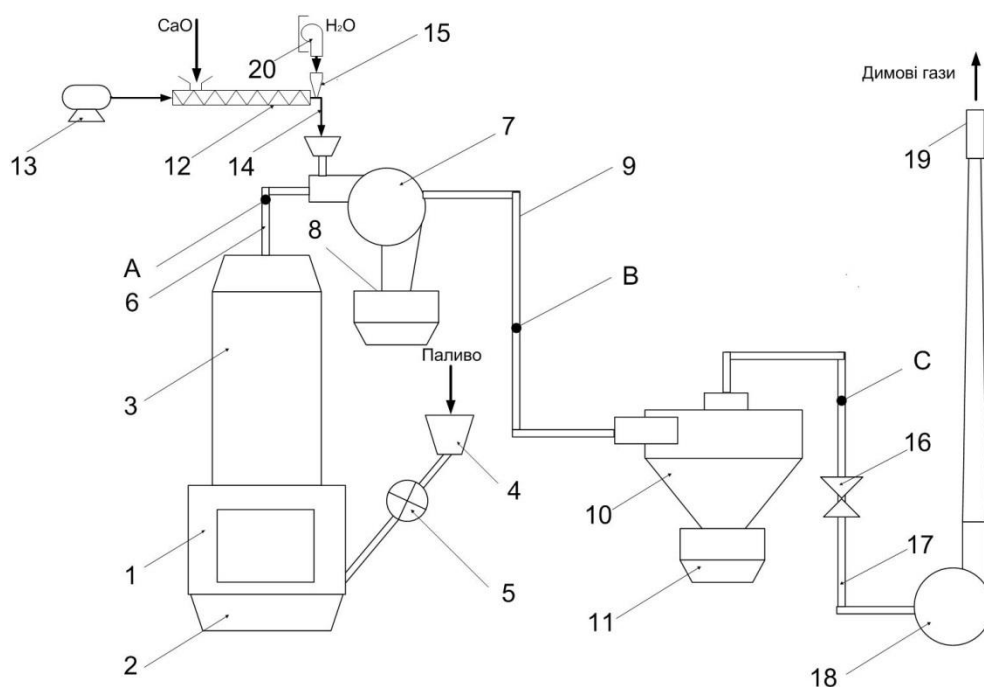
Двоступінчата ж система газоочищення в двох послідовно встановлених відцентрових фільтрах при аеродинамічному опорі 900 Па, забезпечує коефіцієнт віднесення 2,2%, що в 1,5 раз менше ніж в стандартному пиловловлюючому обладнанні.

5.2 Очистка високотемпературних димових газів від діоксиду сірки при спалюванні твердого палива

Для перевірки ефективності вловлювання золи та діоксиду сірки відцентровими фільтрами в системі аспірації топки із шаровим спалюванням вугілля в Інституті технічної теплофізики НАН України (м. Київ, Україна) були проведені промислові випробування.

Дослідження ефективності роботи двоступеневої системи аспірації та напівсухої десульфурації, що складається з двоканального відцентрового фільтру ЦФ1Г-2-0,6 – на першій ступені та шестиканального відцентрового фільтру ЦФ2-6-0,6 – на другій ступені, відходящих газів котла потужністю 180 кВт проводилися на експериментальному стенді, схема якого представлена на рис. 5.14.

В даному розділі будемо розглядати тільки ті ділянки експериментального стенду, що стосуються двоступінчатої системи золоочистки та напівсухої десульфурації (ділянки 6-19 на рис. 5.14), а саме двоканальний відцентровий фільтр ЦФ1-2-06Г (7), шестиканальний відцентровий фільтр ЦФ2-6-06 (10), газоходи (6, 9, 17), ділянка подачі сорбенту (12-15), димосос (16), димова труба (17), точки для замірів (А, В, С).



1 – топка котла з колосниковою решіткою; 2 – бункер шлаку; 3 – теплообмінник; 4 – бункер подачі твердого палива; 5 – шнек для подачі палива; 6 – газохід після котла; 7 – двоканальний відцентровий фільтр ЦФ1-2-06Г; 8 – бункер для золи та продуктів сіркоочистки; 9 – газохід після двоканального відцентрового фільтру ЦФ1-2-06Г; 10 – шестиканальний відцентровий фільтр ЦФ2-6-06; 11 – бункер для золи та продуктів сіркоочистки; 12 – шнековий підживлювач для подачі сорбенту на вході у ЦФ1-2-06Г; 13 – електродвигун шнекового підживлювача для подачі сорбенту на вході у ЦФ1-2-06Г; 14 – патрубок подачі сорбенту на вході у ЦФ1-2-06Г; 15 – патрубок подачі води на вході у ЦФ1-2-06Г; 16 – шибер для регулювання димових газів; 17 – газохід після шестиканального відцентрового фільтру ЦФ2-2-06; 18 – димосос; 19 – димова труба; 20 – розпилююча форсунка А, В, С – точки для замірів

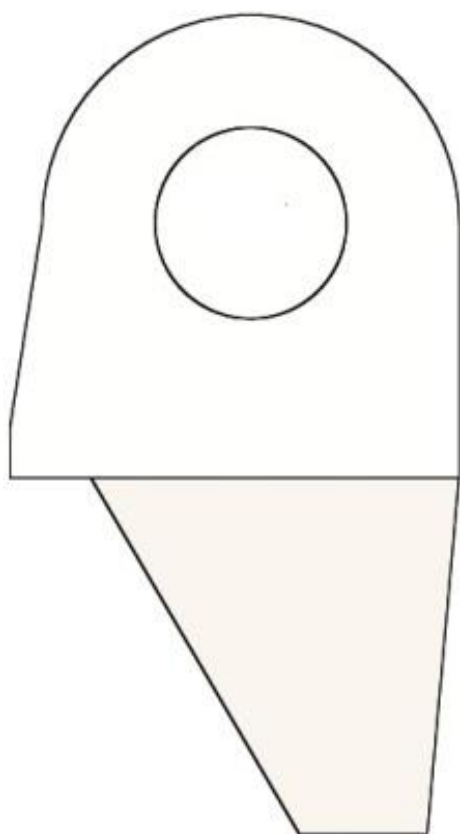
Рис. 5.14 Експериментальний стенд

На рис. 5.15. представлена фотографія експериментального стенду моделі топки із шаровим спалюванням вугілля марки “Г” та двохступінчастою системою очистки, що складається з двоканального ЦФ1Г-2-0,6 та шестиканального ЦФ2-6-0,6 відцентрових фільтрів.

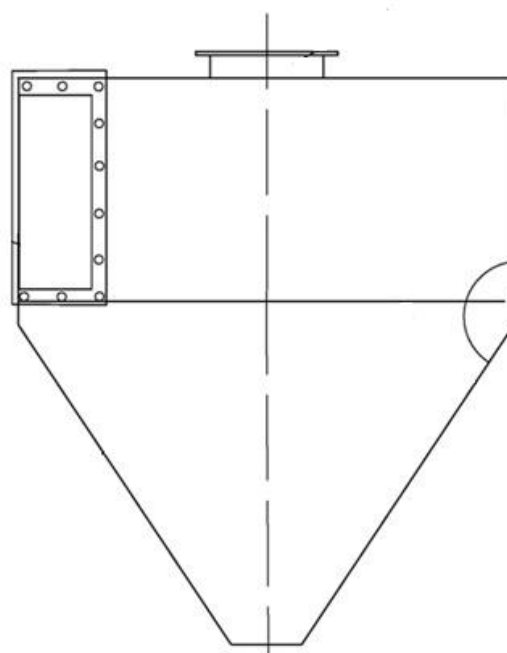


Рис 5.15 Фотографія експериментального стенду топки із шаровим спалюванням вугілля

На рис. 5.16 представлено схематичне зображення двоканального відцентрового фільтра ЦФ1Г-2-0,6 та шестиканального відцентрового фільтра ЦФ2-6-0,6.



а



б

а) двоканальний відцентровий фільтр ЦФ1Г-2-0,6; б) шестиканальний відцентровий фільтр ЦФ2-6-0,6.

Рис. 5.16 Схематичне зображення двоканального відцентрового фільтра ЦФ1Г-2-0,6 та шестиканального відцентрового фільтра ЦФ2-6-0,6

Слід зауважити, що співвідношення рециркуляційного потоку відносно транзитного складає 20 %, що відрізняється від промислового зразка, де дане співвідношення складає 40%. Зміна співвідношення рециркуляційного та транзитного потоку до 20 % зменшує час перебування часток у відцентрових фільтрах в два рази з 4 до 2 с.

Робота двоступінчастої системи напівсухої десульфурації та золоочистки експериментального стенду (рис. 5.14) здійснювалась наступним чином. Система напівсухої десульфурації та золоочистки працює під розрідженням, яке створює димосос 18. Димові гази із котла по газоходу 6 змішуються з сорбентом, що подається через патрубок 14 та поступає в двоканальний відцентровий фільтр ЦФ1-2-06Г 7. В апараті відбувається процес десульфуризації й очищення димових газів від твердих часток. Вловлена зола та продукти десульфуризації потрапляють в бункер 8. Сорбент (CaO) подається за допомогою шнекового підживлювача 12, що працює за рахунок електродвигуна 13, та зволожується за рахунок дрібнодисперсного розпилю води (H_2O), форсунками типу “ТУМАН” (20), що подається через патрубок 15. Маса сорбенту попередньо вимірюється за допомогою вагів. Також попередньо вимірюється об’єм води. Очищений газовий потік виходить через вихідну трубу двоканального відцентрового фільтру та по газоходу 9 поступає в шестиканальний відцентровий фільтр ЦФ2-6-06 10. В апараті відбувається відділення золи та продуктів десульфуризації від газового потоку. Вловлена зола та продукти десульфуризації потрапляють у бункер золи 11, а очищений газовий потік по газоходу 13 виходить у димову трубу 15.

Для процесу напівсухої десульфурації димових газів за представленою методикою було розраховано необхідну кількість негашеного вапна та води для гасіння цього вапна для різних режимів навантаження лабораторної моделі котла. Результати розрахунку представлені в таблиці 5.2.

**Потреба в негашеному вапні та воді для процесу напівсухої десульфурації
димових газів**

Навантаження котлу, кВт	50% (90 кВт)	75% (135 кВт)	100% (180 кВт)
Потреба в негашеному вапні m_{CaO} , кг/год	1,984	2,976	3,968
Витрати води на гасіння вапна $m_{H_2O(CaO)}$, кг/год	0,638	0,956	1,275
Витрати гашеного вапна $m_{(CaOH)_2}$, кг/год	2,622	3,933	5,243

Експериментальні дослідження проводилися при трьох режимах навантаження котла – 50% (90 кВт), 75% (135 кВт) та 100% (180 кВт).

В процесі експериментальних випробувань визначалися: аеродинамічний опір апаратів, температура газового потоку на вході і виході з апаратів, витрата газового потоку, концентрація пилу в газовому потоці на вході і виході з апаратів за стандартною методикою МВВ-081/12-0161-05 [82], дисперсний склад пилу, концентрації діоксиду сірки, діоксиду вуглецю, склад димових газів.

Вимірювання тисків (розріджень) і різниці тисків проводилися за допомогою трубки НДІОГАЗ та диференціального мікроманометра «TESTO 435» з похибкою вимірювання $\pm 1,0\%$. Вимірювання концентрації діоксиду сірки та діоксиду азоту проводилися за допомогою газоаналізатору.

Витрата запилених і гарячих газів зручно визначати пневмометричними трубками. Для них не потрібні довгі ділянки для рівномірності потоку, оскільки ці прилади служать для вимірювання локальних швидкостей. Трубки невеликі за розмірами, тому їх можна ввести в газохід через невеликі штуцери; вони не створюють додаткового опору потоку і часто через складної конфігурації газоходів є єдиними приладами для вимірювання швидкості газопилового потоку. Основний їх недолік - необхідність зондування перерізу газоходу для визначення профілю швидкостей з подальшим інтегруванням профілю.

Для проведення аеродинамічних і пилових досліджень газохід круглого перетину був обладнаний штуцерами, розташованими на двох взаємоперпендикулярних сторонах газоходу. Газоходи круглого перетину розбивали на ряд концентричних кілець з рівновеликими площами і вимірювання проводили по двом взаємоперпендикулярних площинах (рис. 5.17).

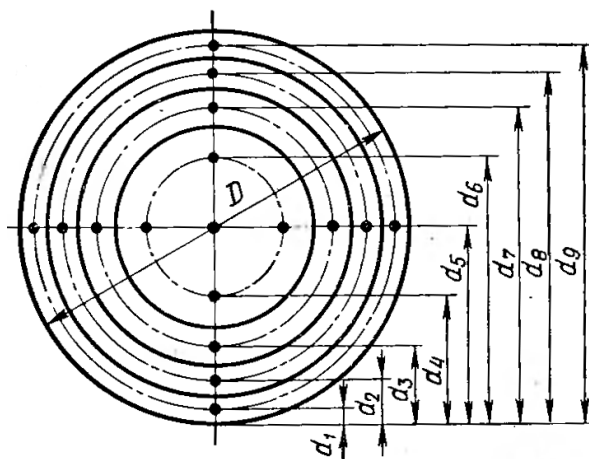


Рис. 5.17 Розподіл газоходу на рівні площини

Відстань від центра газоходу до точки заміру l_i розраховується за формулою:

$$l_i = R\sqrt{(2i-1)/2n}, \quad (5.1)$$

де: R - радіус газоходу; n - число кілець, на які розділена площа газоходу; i - порядковий номер кільця (рахуючи від центру).

Вимірювання температури проводилося електронним міні термометром фірми «TESTO» з діапазоном вимірюваної температури від -10 до +250 0C і похибкою вимірювання $\pm 0,5\%$. Вимірювання концентрації пилу в газовому потоці проводилося за стандартною методикою MBV-081/12- 0161-05. Дана методика вимірювання масової концентрації пилу ґрунтується на гравіметричному вимірюванні маси пилу, накопиченої фільтруючим матеріалом при відборі проб за умови ізокінетичності (дотримання швидкостей газопилового потоку в точці відбору проби та в забірному отворі змінного наконечника) методом зовнішньої чи внутрішньої фільтрації. Умова ізокінетичності реалізується із застосуванням зонду з відповідним діаметром змінного наконечника та відбором проб із розрахованою об'ємною витратою газу.

Концентрацію пилу в газовому потоці на виході з котла, двоступінчастого і шестиступінчастого відцентрових фільтрів визначали наступним чином. Пробу газу відбирали за допомогою газозбірні трубки, що приєднується за допомогою силіконового шланга до трубок-носіка для пилезбору і аспіратора М-822. В якості пиловловлювача використовувалося базальтоне волокно, яке жаростійке при високих температурах.

Перед випробуванням базальтоне волокно набивали в металеві патрони. Щільність упаковки базальтоне волокна повинна бути такою, щоб гідравлічний опір патронів становило приблизно 500 Па при витраті газу близько 20 л/хв.

Патрони з базальтоне волокном зважують на електричних аналітичних вагах з точністю до 0,1 мг і вставляють всередину патронотримача, який вкручують у вхідний участок забірної трубки. Потім, включається аспіратор і при заданій витраті повітря протягом певного часу проводиться відбір проби.

Об'єм необхідної проби обчислювався за формулою

$$q = \frac{\pi d_n^2 \times 60}{1000 \times 4} \cdot 10^6 g_g = 47100 d_n^2 g_g \text{ (л/хв)} \quad (5.2)$$

де d_n – діаметр носика пиловідбірної трубки, g_g - швидкість газу в місці відбору проби.

Аналіз дисперсного складу пилу проводився із застосуванням лазерного аналізатора дисперсності «SK LazerMicronSizer PRO-7000». Ефективність кожної ступені окремо та всієї системи газоочистки цілком визначалася за відношенням зміни концентрації пилу в газовому потоці між входом і виходом з апаратів до концентрації пилу в газовому потоці на вході в апарати.

Вимірювання масової концентрації, а також фізичних параметрів газового потоку в точці відбору проб виконували за допомогою газоаналізатора MRU Optima 7, який є багатофункціональним приладом, оснащеним засобами відбору та підготовки проби до аналізу.

В результаті проведених лабораторних випробувань двоступінчастої системи газоочистки та напівсухої десульфуризації були отримані експериментальні данні, які наведені в таблицях 5.3 – 5.5.

**Результати експериментальних досліджень ефективності вловлювання
твердих часток в двоканальному відцентровому фільтрі (ЦФ1Г-2-0,6)**

	Навантаження котла					
	50% (90 кВт)		75% (135 кВт)		100% (180 кВт)	
1	2	3	4	5	6	7
Точки заміру	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>A</i>	<i>B</i>
Аеродинамічний опір апарата ΔP , Па	121		194		276	
Динамічний напір в газоходах P_d , Па	15	16	34	35	60	62
Температура димових газів t , °C	181	163	178	168	183	174
Густина димових газів ρ , кг/м ³	0,776	0,808	0,781	0,799	0,772	0,788
Швидкість газового потоку у вхідному (вихідному) патрубку v , м/с	6,22	6,29	9,33	9,36	12,47	12,55
Витрати димових газів Q , м ³ /год	408	413	612	613	816	826
Об'єм відібраної пилової проби q , л/хв	4,7	4,7	7,0	7,1	9,4	9,5
Час відбору пилової проби τ , хв	2	2	2	2	2	2
Приріст ваги на фільтруваль- ному патроні Δm , г	0,1182	0,0456	0,1788	0,0561	0,2372	0,0848
	0,1191	0,0467	0,1802	0,0548	0,2362	0,0862
	0,1199	0,0461	0,1795	0,0543	0,2379	0,0854
Концентрація твердих часток в димових газах C , г/м ³	12,70	4,86	12,76	3,90	12,62	4,52
Ефективність вловлювання твердих часток, %	61,7		69,4		64,2	

**Результати експериментальних досліджень ефективності вловлювання
твердих часток в шестиканальному відцентровому фільтрі (ЦФ2-6-0,6)**

	Навантаження котла					
	50% (90 кВт)		75% (135 кВт)		100% (180 кВт)	
Точки заміру	<i>B</i>	<i>C</i>	<i>B</i>	<i>C</i>	<i>B</i>	<i>C</i>
Аеродинамічний опір апарата ΔP , Па	422		737		1114	
Динамічний напір в газоходах P_d , Па	16	17	35	37	63	65
Температура димових газів t , °C	163	149	168	159	174	169
Густина димових газів ρ , кг/м ³	0,808	0,835	0,799	0,815	0,788	0,797
Швидкість газового потоку у вхідному (вихідному) патрубку v , м/с	6,29	6,38	9,36	9,53	12,65	12,77
Витрати димових газів Q , м ³ /год	413	416	613	620	826	834
Об'єм відібраної пилової проби q , л/хв	4,7	4,8	7,1	7,2	9,5	9,6
Час відбору пилової проби τ , хв	2	2	2	2	2	2
Приріст ваги на фільтруваль-ному патроні Δm , г	0,0499	0,0036	0,0751	0,0015	0,1003	0,0051
	0,0493	0,0039	0,0743	0,0014	0,0996	0,0053
	0,0489	0,0034	0,0747	0,0014	0,0992	0,0050
Концентрація твердих часток в димових газах C , г/м ³	5,20	0,379	5,29	0,100	5,23	0,267
Ефективність вловлювання твердих часток, %	92,7		98,1		94,9	

З таблиці 5.3 та 5.4 видно, що ефективність вловлювання твердих часток в двоканальному відцентровому фільтрі ЦФ1Г-2-0,6 складає 60...70 %, а в шестиканальному відцентровому фільтрі ЦФ2-6-0,6 - 92...98 %, в залежності від режиму навантаження на котел.

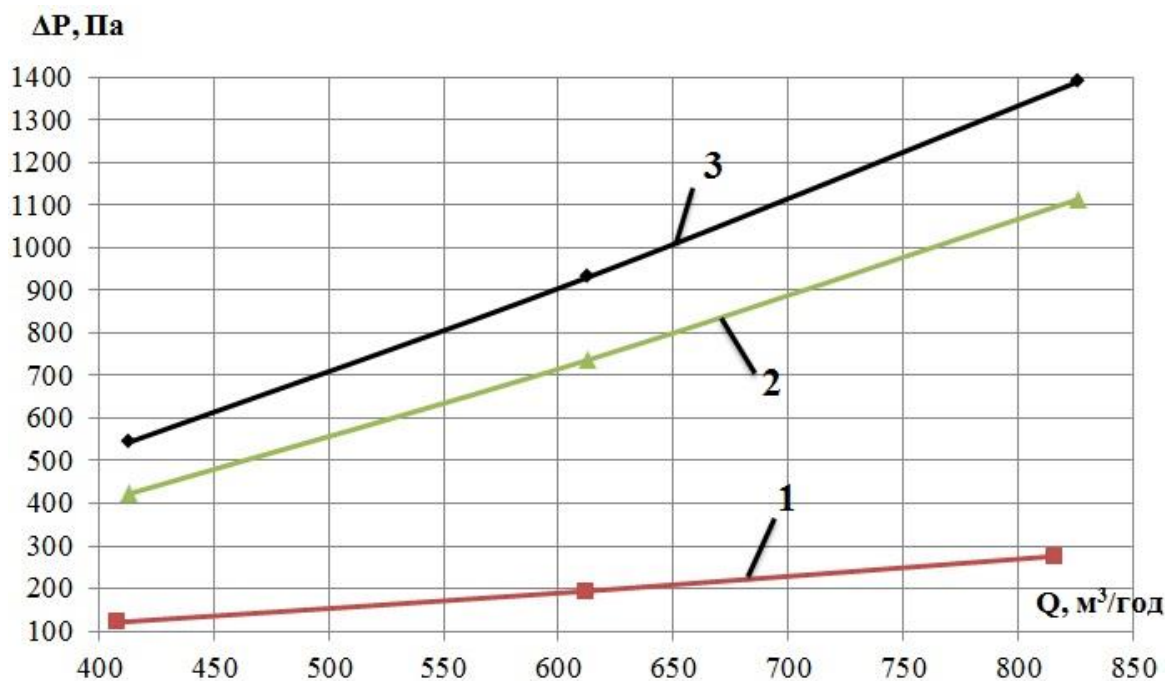
Результати лабораторних досліджень ефективності вловлювання діоксиду сірки в системі напівсухої десульфуризації

Навантаження котла, кВт	50% (90 кВт)		75% (135 кВт)		100% (180 кВт)	
	Розр.	Експ.	Розр.	Експ.	Розр.	Експ.
За котлом						
Об'єм димових газів V_{Γ} , $\text{м}^3/\text{год}$	408	408	612	612	816	816
Концентрація діоксиду сірки, C_{SO_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	6,293	6,293	6,293	6,712	6,293	6,596
Концентрація діоксиду вуглецю, C_{CO_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	371,950	371,950	371,950	369,88	371,950	388,54
Концентрація кисню, C_{O_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	94,028	94,028	94,028	86,368	94,028	85,981
На виході з двоканального відцентрового фільтра						
Об'єм димових газів V_{Γ} , $\text{м}^3/\text{год}$	412,08	413	618,12	613	824,16	826
Концентрація діоксиду сірки, C_{SO_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	3,147	3,682	3,147	3,535	3,147	3,624
Концентрація діоксиду вуглецю, C_{CO_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	373,389	385,471	373,38	362,542	373,389	378,269
Концентрація кисню, C_{O_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	97,029	85,267	97,029	89,896	97,029	89,884
На виході з шестиканального відцентрового фільтра						
Об'єм димових газів V_{Γ} , $\text{м}^3/\text{год}$	416,20	416	624,30	620	832,40	834
Концентрація діоксиду сірки, C_{SO_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	2,832	3,249	2,832	3,286	2,832	3,328
Концентрація діоксиду вуглецю, C_{CO_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	373,389	389,652	373,389	361,583	373,389	380,834
Концентрація кисню, C_{O_2} , $\text{г}/\text{м}^3$	98,082	89,856	98,082	92,568	98,082	91,714

Важливим моментом є різниця концентрацій твердих часток в димових газах на виході з двоканального відцентрового фільтра, що складає $3,9...4,9 \text{ г/м}^3$ та на вході в шестиканальний відцентровий фільтр $5,2...5,3 \text{ г/м}^3$. Підвищення концентрації на вході в шестиканальний відцентровий фільтр відбувається за рахунок утворення часток CaSO_4 в газоході 9.

За експериментальними даними було побудовано ряд залежностей, які характеризують ефективність роботи кожного рівня газоочистки та напівсухої десульфуризації окремо і усієї системи газоочистки в цілому.

На рис. 5.18 наведені графічні залежності аеродинамічного опору двоканального відцентрового фільтра ЦФ1Г-2-0,6, шестиканального відцентрового фільтра ЦФ2-6-0,6 та сумарного аеродинамічного опору системи газоочищення та напівсухої десульфуризації від витрат димових газів через апарат (при різних режимах навантаження котлу – 50% (90 кВт), 75% (135 кВт) та 100% (180 кВт)).



1 – аеродинамічного опору двоканального відцентрового фільтра; 2 – аеродинамічний опір шестиканального відцентрового фільтра; 3 – сумарний аеродинамічний опір системи газоочищення

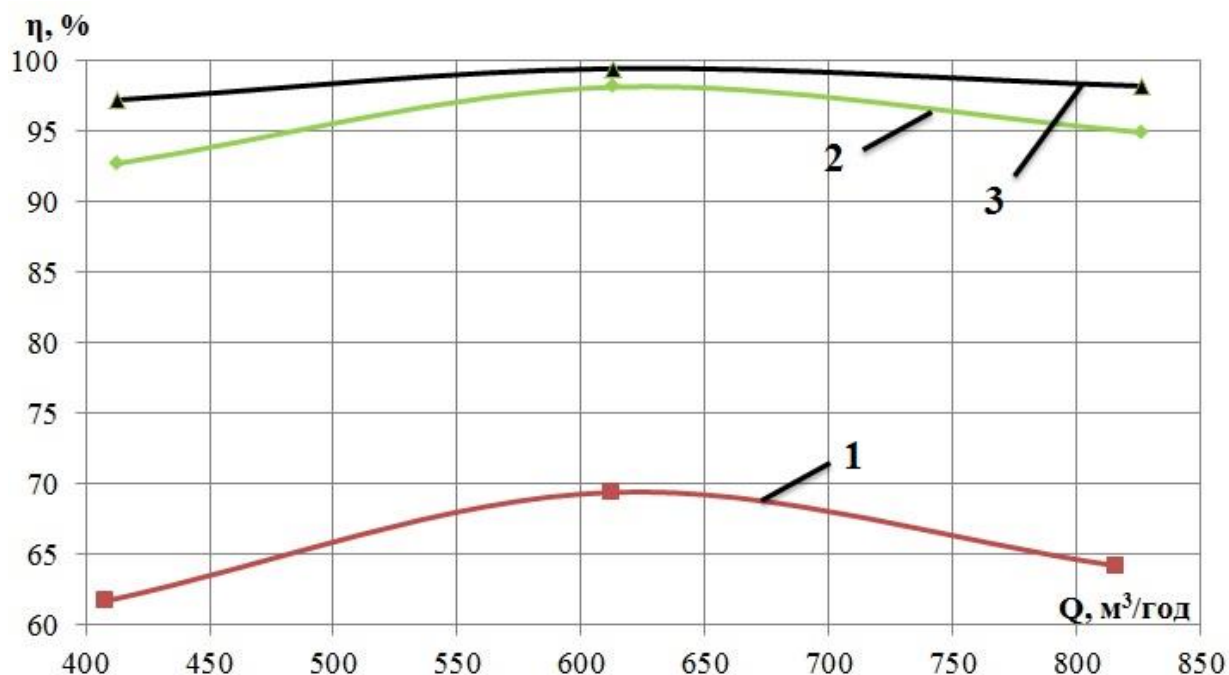
Рис. 5.18 Аеродинамічний опір системи газоочищення та напівсухої десульфуризації в цілому та окремо її елементів

З графіка 1 видно (рис. 5.18), що при температурі димових газів 180°C та при оптимальній витраті димових газів через двоканальний відцентровий фільтр ЦФ1Г-2-0,6 $600\text{ м}^3/\text{год}$ аеродинамічний опір складає 190 Па , що є оптимальною величиною для попереднього розвантаження потоку від твердих часток. При даних витратах димових газів котел працює в режимі навантаження 75% (135 кВт). При режимі навантаження котлу 100% (180 кВт) аеродинамічний опір двоканального відцентрового фільтру ЦФ1Г-2-0,6 становить 276 Па .

З графіка 2 видно, що при температурі димових газів 180°C та при оптимальній витраті димових газів через шестиканальний відцентровий фільтр ЦФ2-6-0,6 $600\text{ м}^3/\text{год}$ аеродинамічний опір складає 730 Па , що відповідає розрахунковим умовам. При даних витратах димових газів котел працює в режимі навантаження 75% (135 кВт). При режимі навантаження котлу 100% (180 кВт) аеродинамічний опір шестиканального відцентрового фільтру ЦФ2-6-0,6 становить 1114 Па .

З приведеного рис. 5.18 видно, що діапазон зміни перепаду тиску складає $540\text{--}1400\text{ Па}$, залежно від режиму навантаження котла. Для режиму оптимальних витрат димових газів через відцентровий фільтр $600\text{ м}^3/\text{год}$, що відповідає навантаженню шарової топки котла 75% , аеродинамічний опір двох послідовно встановлених відцентрових фільтрів (3) складе 930 Па . Це значення є оптимальним, яке не вимагає установку дорогого високо напірного тяго - дуттьового устаткування.

На рис. 5.19 приведена залежність ефективності уловлювання твердих часток в двоканальному відцентровому фільтрі ЦФ1Г-2-0,6, шестиканальному відцентровому фільтрі ЦФ2-6-0,6 та сумарна ефективність системи газоочищення та напівсухої десульфуризації від витрати димових газів через апарат.

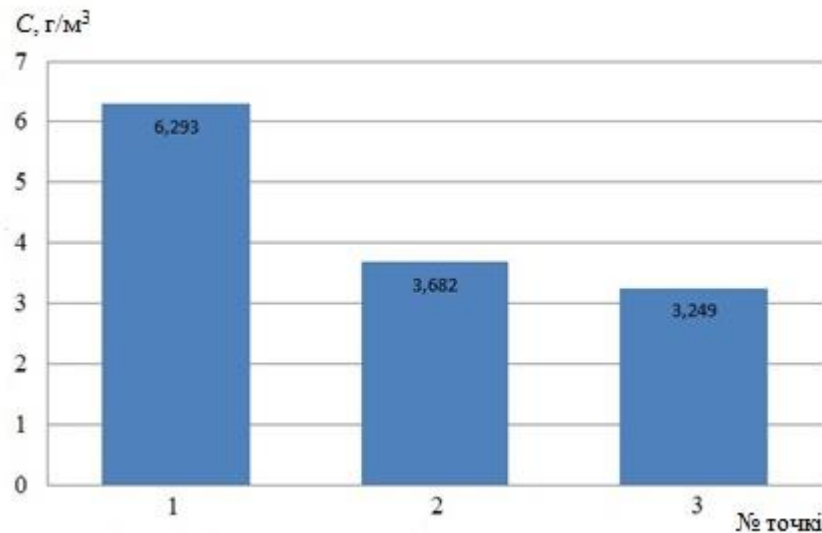


1 — ефективності вловлювання в двоканальному відцентровому фільтрі; 2 — ефективності вловлювання в шестиканальному відцентровому фільтрі; 3 — сумарна ефективність вловлювання твердих часток в системі газоочищення

Рис. 5.19 Ефективність вловлювання твердих часток в системі газоочищення та напівсухої десульфуризації в цілому та окремо її елементів

З приведеної залежності 3 видно, що відсоток виносу золи з системи газоочищення та напівсухої десульфуризації змінюється від 2,8 до 0,6% залежно від витрати димових газів. Так при проектних показниках витрати димових газів через відцентрові фільтри і температурі 180 °С, віднесення золи з системи газоочищення складає - 0,6%, при аеродинамічному опорі 930 Па.

На рис. 5.20 зображено розподіл значень концентрації діоксиду сірки в системі газоочищення та напівсухої десульфуризації в залежності від навантаження котла.



1 – за котлом; 2 – на виході з двоканального відцентрового фільтра; 3 – на виході з шестиканального відцентрового фільтра

Рис. 5.20 Розподіл концентрації діоксиду сірки в системі газоочищення та напівсухої десульфуризації

З рис. 5.20 видно, що усереднене значення ефективності вловлювання діоксиду сірки в двоканальному відцентровому фільтрі ЦФ1Г-2-0,6 складає 40...50 %. За рахунок додаткового зв'язування діоксиду сірки в газоході 9 та шестиканальному відцентровому фільтрі ЦФ2-6-0,6 остаточна концентрація SO_2 знижується ще на 10...15 % та складає 3,2...3,3 г/м³.

5.3 Системи очистки технологічних газів від пилу цементу трубних кульових млинів

Зростання вартості електроенергії можна компенсувати за допомогою впровадження сучасних технологій, здатних забезпечити зниження енерговитрат на виробничі процеси і, отже, зменшення собівартості кінцевого продукту.

До самих енергоємних процесів при виробництві цементу можна віднести його помел в кульових млинах: питомі витрати електроенергії 40-50 кВт·год/т продукту. Разом з тим в роботах [84, 85] показано, що рівень завантаження цементного млина не впливає на кількість енергії, споживаної її приводом. У зв'язку з цим актуальним є питання підвищення продуктивності таких млинів при

постійному рівні споживання електричної енергії.

При помелі клінкеру в млині через нього необхідно пропускати $0,2...0,47 \text{ м}^3$ повітря на 1 кг продукту для відводу теплоти і видалення високодисперсних частинок. Однак, якщо врахувати підсос повітря в місцях сполучення млина і пилової камери, цей обсяг виявиться в 2...4 рази більше необхідного для подрібнення. Віднесення пилу з млина становить 5...10% маси початкового продукту.

У середині XX століття на Краматорському цементному заводі вперше вивчався вплив швидкості повітряного потоку в перетині млина на його продуктивність. Згодом цим займалися й інші дослідники. Було встановлено, що збільшення швидкості повітря в перерізі млина з 0,43 до 0,70 м/с призводить до збільшення його продуктивності на 15...20% [84, 8].

Проте інтенсивність аспірації лімітована її впливом на фракційний склад цементу - якщо вона надто велика, залишок на ситі № 008 може перевищити допустимі нормативи.

На рис. 5.21 показана залежність тонкості помелу цементу, яка характеризується залишком на ситі з розміром комірки 0,08 мм, від витрати повітря, що надходить через завантажувальний пристрій млинів різних типорозмірів. Для кожного типорозміру млина існує оптимальний з точки зору тонкості помелу діапазон значень витрати повітря, наприклад, для ТШМ 2,6x13 м, виходячи з даних, наведених на рисунку 5.21, та інших експериментальних результатів, витрата повітря $1,25...1,4 \text{ м}^3/\text{с}$. Перевищенням витрати викликається зростання аеродинамічного опору млина і підсосів в аспіраційній коробці, що, в свою чергу, збільшує пилове навантаження на систему аспірації і призводить до нестабільності режиму роботи рукавного фільтра.

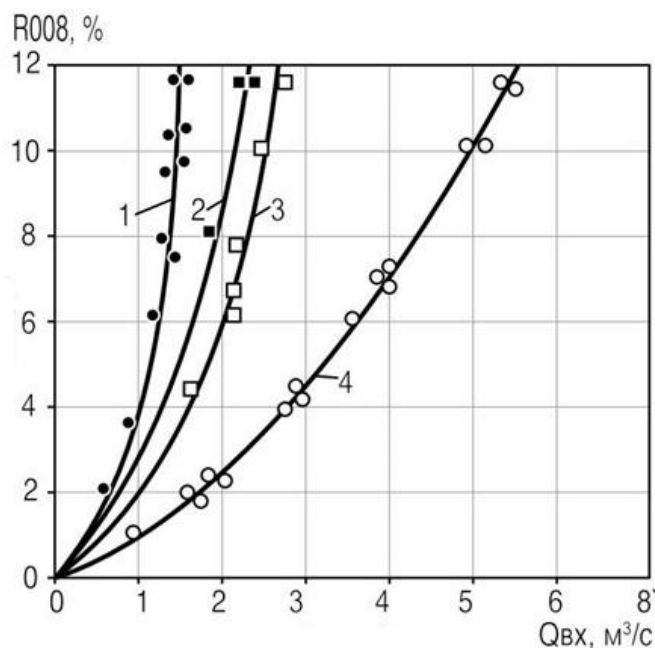


Рис. 5.21 Залежність тонкості помелу цементу від витрати $Q_{вх}$ повітря, що надходить через завантажувальний пристрій млинів ТШМ 2,6х13 м (1), ТШМ 3,0х14 м (2), ТШМ 3,2х15 м (3), ТШМ 4,0х13,5 м (4)

На рис. 5.22 наведена залежність продуктивності млина від витрати повітря до і після реконструкції системи регенерації рукавного фільтра за даними робіт [85, 8]. У ході досліджень вдалося досягти збільшення продуктивності млина на 10% за рахунок стабілізації витрати повітря в млині і системі аспірації [85].

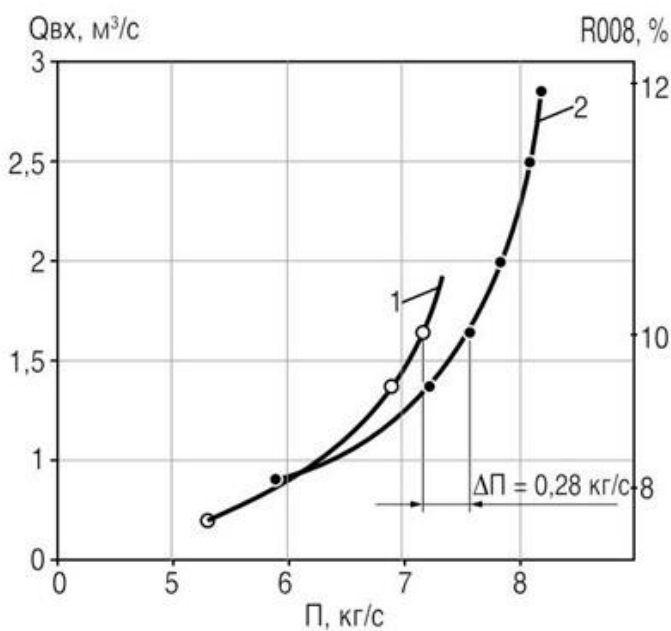
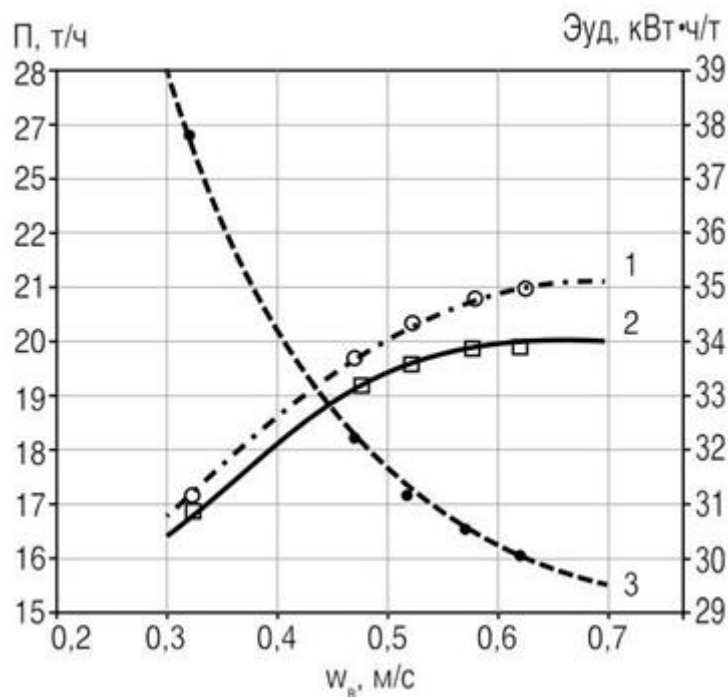


Рис. 5.22 Вплив витрати повітря на продуктивність цементного млина до (1) і після (2) її реконструкції

Підвищення продуктивності млинів в результаті створення інтенсивної аспірації досягається без додаткового витрачання електроенергії і відповідно зі зниженням питомих витрат енергії на помел (рис. 5.23). Наприклад, для ТШМ 2,6х13 при збільшенні швидкості повітря в перерізі млина з 0,32 до 0,62 м/с вони зменшуються з 38 до 30 кВт·год/т.



1 і 2 – продуктивність млина до і після модернізації системи аспірації; 3 – питомі затрати енергії на помел

Рис. 5.23 Залежність продуктивності і питомих витрат енергії на помел від швидкості повітря в об'ємі цементного млина ТШМ 2,6х13

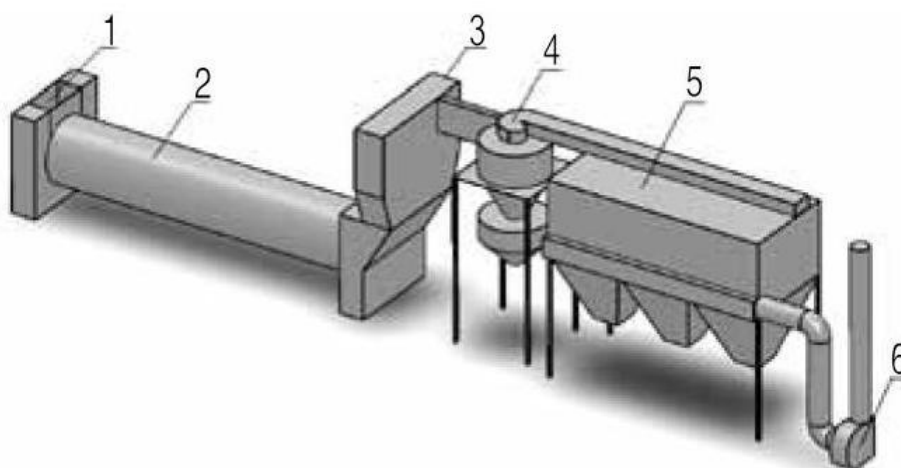
Як уже згадувалося раніше, зростання витрати повітря в перетині ТШМ також призводить до збільшення пилевиносу. У даному випадку важливу роль в технологічному ланцюжку виробничого обладнання відіграє перша, відцентрова ступінь очищення - циклон. Двоступеневі системи аспірації ТШМ, як правило, обладнані на першій ступені циклонами НИИОГАЗ ЦН-15 або циклонами Крейзеля і на другій ступені - рукавними фільтрами.

Ефективність пиловловлювання окремих фракцій пилу на першій ступені в системах аспірації ТШМ дорівнює 60...85% залежно від різних технологічних факторів. Так, при концентрації цементного пилу за аспіраційної коробкою, що дорівнює 100 г/м^3 , після циклону на вході в рукавний фільтр вона складе

приблизно 28 г/м^3 . При такій запиленості перед другим ступенем очищення необхідна інтенсивна регенерація рукавних фільтрів.

Підвищення ефективності пиловловлювання першого ступеня очищення за рахунок розвантаження потоку від пилу може привести до стабілізації витрати повітря в системі аспірації ТШМ.

Інститут промислової екології спроектував відцентрові фільтри ЦФ2-6-20 (для ТШМ $2,6 \times 13$ Краматорського цементного заводу) для попереднього очищення аспіраційних потоків перед рукавними фільтрами. На рис. 5.24 наведена схема системи аспірації після модернізації.



1 – завантажувальна воронка млина; 2 – кульовий цементний млин; 3 – аспіраційна шахта; 4 – відцентровий фільтр; 5 – рукавний фільтр; 6 – відцентровий вентилятор

Рис. 5.24 Схема системи аспірації цементних млинів № 1-4 Краматорського цементного заводу «Пушка» АТ «ЕВРОЦЕМЕНТ- УКРАЇНА»

Загальний вигляд виготовленого відцентрового фільтра наведено на рис. 5.25.



Рис. 5.25 Загальний вигляд відцентрового фільтра ЦФ2-6-20

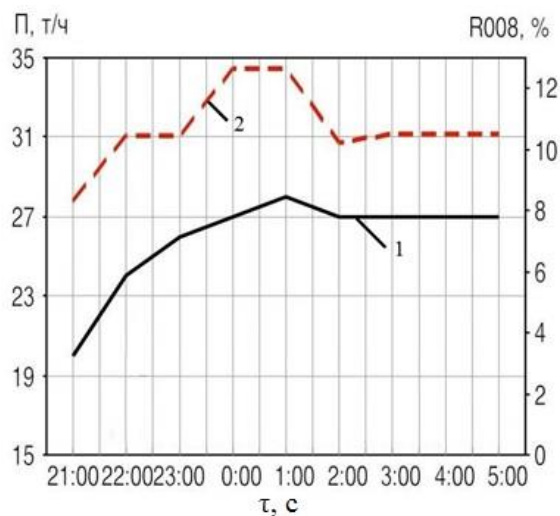
Технологічні характеристики устаткування і результати випробувань системи аспірації ТШМ 2,6х13 філії АТ «ЕВРОЦЕМЕНТ- УКРАЇНА» «Краматорського цементного заводу - Пушка» наведено в таблиці 5.6.

Таблиця 5.6

Основні параметри модернізованої системи аспірації млини № 3 ТШМ 2,6х13 з використанням циклонних фільтрів ЦФ2-6-20

Параметр	Значення
Продуктивність в робочому режимі, т/ч	27
Залишок на ситі № 008, %	10,2
Температура цементу на виході, °С	67
Температура газу, °С:	
на вході в ЦФ2-6-20	52
на виході з ЦФ2-6-20	50
на виході з рукавного фільтра	31
Розрідження, Па:	
в аспіраційній коробці	300
перед ЦФ2-6-20	300
за ЦФ2-6-20	720
за рукавним фільтром	1600
Витрата газу, м ³ /ч:	
на вході в ЦФ2-6-20	15514
на виході з ЦФ2-6-20	16254
Запиленість газу, г/м ³ :	
на вході в ЦФ2-6-20	64
на виході з ЦФ2-6-20	4,45
Підсос газів в ЦФ2-6-20, м ³ /ч	740
Аеродинамічний опір ЦФ2-6-20, Па	420
Коефіцієнт уловлювання в ЦФ2-6-20, %	93

На рис. 5.26 показані залежності продуктивності та тонкості помелу цементу після виходу млина на робочий режим.



1 – зміна залишку на ситі № 008; 2 – зміна продуктивності млина під час роботи

Рис. 5.26 Динаміка роботи цементної ТШМ 2,6х13 після холодного запуску в зимовий час

В результаті проведеної модернізації системи аспірації цементних ТШМ досягнуто збільшення їх продуктивності на 10% без зростання енерговитрат на подрібнення. Після виходу млини на робочий режим відбувається стабілізація годинної продуктивності млина (рисунок 5.26).

Ефективність пиловловлювання цементного пилу увідцентровому фільтрі в середньому склала 93% при аеродинамічному опорі близько 800 Па.

Отримані на Краматорському цементному заводі результати дозволили удосконалити системи аспірації млинів № 8 і 9 діаметром $D = 4$ м АТ «ЕВРОЦЕМЕНТ- УКРАЇНА», м. Балаклія.

Розглянемо приклад розрахунку необхідної витрати аспіраційного повітря в перетині млина виходячи з рекомендованої швидкості $V = 0,7$ м/с:

$$Q = 3600 \cdot v \cdot S = 3600 \cdot 0,7 \cdot (0,785 \cdot 4^2) = 31\,651 \text{ м}^3/\text{ч} \quad 5.3$$

де $S = \pi d^2/4$ – площа поперечного перерізу млина.

При реалізації проекту було прийнято рішення відмовитися від застосування аспіраційної коробки і замість неї встановити більш ефективний низьконапірний пиловловлювач ЦФ2-2-45Г [86].

Кожна система аспірації являє собою триступеневу установку, що складається з одного двоканального, двох шестиканальним відцентрових фільтрів і рукавного фільтра СМЦ. Принципова технологічна схема наведена на рисунку 5.27.

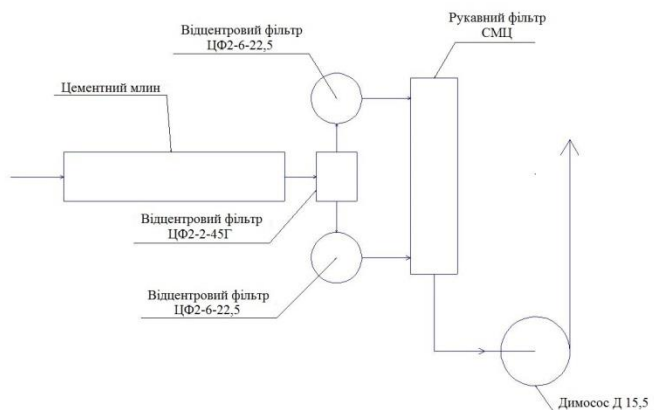


Рис. 5.27 Принципова схема аспіраційної системи цементних млинів ТШМ 4х15,5

Система аспірації працює таким чином: запилений повітряний потік від цементного млина потрапляє в перший щабель попереднього розвантаження від пилу - відцентровий фільтр ЦФ2-2-45Г, в якому відбувається попереднє очищення. В апараті ЦФ2-2-45Г потік розподіляється по двом камерам, де відбувається подальша очистка. Очищений потік виходить з двох сторін бічних стінок апарату і по повітропроводу діаметром 800 мм направляється в другий щабель очищення – шестиканальні відцентрові фільтри ЦФ2-6-22.5, в яких відбувається основне очищення потоку від цементного пилу. Очищений в шестиканальних фільтрах запилений повітряний потік по газоходам діаметром 800 мм направляється в рукавний фільтр СМЦ, де відбувається доочищення повітряного потоку від пилу до концентрації 50 мг/м³.

Вимірювання технічних параметрів пилепоповітряного потоку проводилося відповідно до гравіметричної методики МВВ-081/12-0161-05. Випробування проводилися в двох режимах відкриття шиберу димососа Д-15,5 з електродвигуном 200 кВт - на 50 і 90%.

Основні результати роботи системи аспірації ТШМ № 8 АТ «ЕВРОЦЕМЕНТ - УКРАЇНА», м. Балаклея наведено в таблиці 5.7.

Основні параметри системи аспірації ТШМ № 8

Параметр	Відкриття шибера димососа, %	
	50	90
Температура запиленого повітря, °С:		
на входе в ЦФ2-2-45Г	70	80
на входе в ЦФ2-6-22.5	68	78
на виході з ЦФ2-6-22.5	64	76
Розрідження, Па:		
в завантажувальній воронці млина	37	90
перед ЦФ2-2-45Г	280	240
перед ЦФ2-6-22.5	370	450
за ЦФ2-6-22.5	570	1100
Витрата запиленого повітря, м ³ /ч:		
на входе в ЦФ2-2-45Г	10650	21850
на входе в ЦФ2-6-22.5	10700	22000
на виході з ЦФ2-6-22.5	10800	22047
на виході з рукавного фільтра СМЦ	12400	24900
Запиленість повітря, г/м ³ :		
на входе в ЦФ2-2-45Г	86	140
на входе в ЦФ2-6-22.5	25,8	35
на виході з ЦФ2-6-22.5	1,8	2,1
на виході з фільтра СМЦ	0,054	0,105
Аеродинамічний опір, Па		
ЦФ2-2-45Г	90	210
ЦФ2-6-22.5	210	650
Ефективність пиловловлювання, %:		
в ЦФ2-2-45Г	70	75
в ЦФ2-6-22.5	93	94
в фільтрі СМЦ	97	95
загальна	99,93	99,92

В результаті промислових випробувань встановлено (таблиця 5.7), що ефективність уловлювання пилу у відцентрових фільтрах ЦФ2-2-45Г в середньому склала 70...75%, а в ЦФ2-6-22.5 – 93...94%.

Аеродинамічний опір відцентрових фільтрів при відкритті шибер димососа Д15,5 на 50 і 90% становив відповідно в ЦФ2-2-45Г 200 і 400 Па; а в ЦФ2-6-22.5 - 500 і 860 Па.

У робочих режимах в період випробувань продуктивність млинів ТШМ 4х15,5 варіювалася в межах 85...90 т/год.

Таким чином, в результаті проведеної модернізації досягнуто збільшення продуктивності цементних млинів на 20% при питомих витратах енергії на помел клінкеру, рівних 35 кВт·год/т цементу.

Характеристика обладнання і результати випробувань системи аспірації трубного кульового млина № 10 АТ «ЕВРОЦЕМЕНТ - УКРАЇНА», м Балаклея представлені в таблиці 5.8.

Таблиця 5.8

Основні параметри системи аспірації ТШМ № 10

Параметр	Відкриття шибер димососа 100%
Тонина помелу на ситі №008, середня, %	9,2
Температура цементу на виході, °С	64,2
Температура газу, °С:	
на вході в ЦФ2-2-16Г	74
на виході з ЦФ2-2-16Г	70
на виході з ЦФ2-6-8	63
Розрідження, Па:	
в аспіраційній коробці	265
перед ЦФ2-6-8	560
за ЦФ2-6-8	1470
Витрата газу, м ³ /ч:	
на входе в ЦФ2-2-16Г	18730
на виході з ЦФ2-2-16Г	8208
на виході з ЦФ2-6-8	8547
на виході з рукавного фільтра ФРИР-515	17340
Запиленість газу, г/м ³ :	
на входе в ЦФ2-2-16Г	76,8
на виході з ЦФ2-2-16Г	23
на виході з ЦФ2-6-8	1,56
на виході з фільтра ФРИР-515	0,021
Аеродинамічний опір, Па	
ЦФ2-2-16Г	295
ЦФ2-6-8	910
Коефіцієнт уловлювання, %	
в ЦФ2-2-16Г	70,1
в ЦФ2-6-8 (%)	93,2
в фільтрі ФРИР-515	98,6
загальний	99,98

Випробування проводилися в максимальному режимі відкриття шибер димососа Д - 15,5 з електродвигуном 160 кВт на частоті 48 Гц.

В результаті промислових випробувань було встановлено (таблиця 5.8), що ефективність уловлювання пилю у відцентровому фільтрі ЦФ2-2-16Г в середньому склала 70,1%, в відцентрових фільтрах ЦФ2-6-8 Л і ЦФ2-6-8 П в середньому склала 93,2%.

Аеродинамічний опір відцентрових фільтрів відповідно: ЦФ2-2-16Г становив 295 Па; ЦФ2-6-8 Л і ЦФ2-6-8 П становив 910 Па.

Продуктивність млинів в робочих режимах, в період випробувань варіювалася в діапазоні 45-50 т / год.

5.4 Техніко-економічне обґрунтування вибору відцентрового фільтра

Техніко-економічне обґрунтування застосування двоступеневої установки складається з відцентрового і рукавного фільтра (на прикладі системи аспірації цементного млина 4×15,5).

На рис. 5.28 зображено порівняння габаритних розмірів двоступеневої системи аспірації, що складається з батареї циклонів ЦН-15 та рукавного фільтра і відцентрових ЦФ2-6-20 та рукавного фільтра.

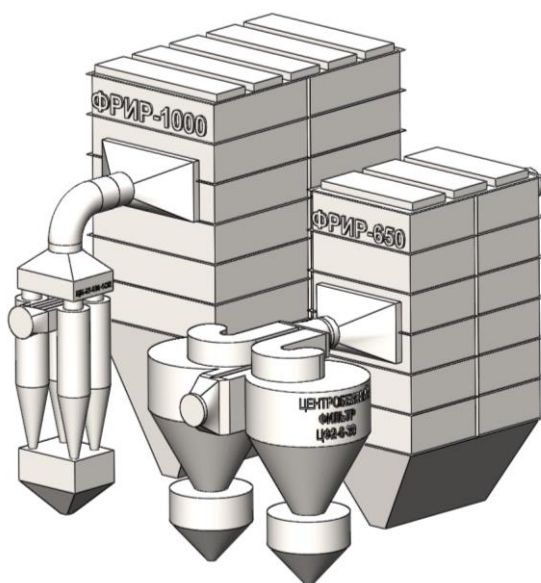


Рис 5.28 Порівняння габаритних розмірів двоступеневих установок

В системі аспірації кульового цементного млина помелу клінкеру продуктивністю 80 т/год для досягнення необхідних концентрацій по викидах в атмосферу доцільно застосовувати двохступінчасту систему очищення - циклони на першій ступені очищення і рукавні фільтри на другій ступені очищення аспіраційного повітря.

Враховуючи високу концентрацію пилу в аспіраційному повітрі (100 г/м^3), що відводиться від кульового цементного млина помелу клінкеру, ефективність роботи циклонів має вирішальне значення.

Традиційно в подібній схемі застосовуються циклони типу ЦН-15 ефективність роботи яких не перевищує 75%, таким чином перед рукавним фільтрів концентрація пилу в повітрі, що очищається складе не менше 25 г/м^3 , що тягне за собою підвищене навантаження на фільтр і обмежує питоме газове навантаження на фільтрувальні рукави не більше $1,0 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$.

Застосування відцентрового фільтра з ефективністю очищення аспіраційного повітря 95% замість циклонів типу ЦН-15 дозволяє втричі знизити концентрацію пилу перед рукавним фільтром - до 7 г/м^3 , тим самим підвищуючи питоме газове навантаження на фільтрувальні рукави до $1,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$ без зниження ресурсу фільтрувальних рукавів та ефективності роботи рукавного фільтра.

При продуктивності аспіраційної системи $60 \text{ м}^3/\text{год}$ в установці із застосуванням циклонів типу ЦН-15 рекомендується застосовувати рукавний фільтр типу “ФРИР-1000”, а при використанні на першій ступені відцентрового фільтра рекомендується застосовувати рукавний фільтр типу “ФРИР-650”.

В якості обладнання для створення тяги потоку необхідно застосувати димосос ДН-15 з двигуном потужністю 250 кВт.

Постачання потоку до рукавних фільтрів здійснюється стисненим повітрям тиском 0,6 МПа, висушеним до температури точки роси по волозі - 20°C з розрахунку:

- для “ФРИР-650” – $40 \text{ м}^3/\text{хв}$;
- для “ФРИР-1000” – $80 \text{ м}^3/\text{хв}$.

Вартість компресора в комплекті з установкою осушки стисненого повітря для повітропостачання “ФРИР-650” складе орієнтовно 9300 євро (93000 грн з ПДВ).

Вартість компресора в комплекті з установкою осушки стисненого повітря для повітропостачання “ФРИР-1000” орієнтовно складе 17500 євро (175000 грн з ПДВ).

В таблиці 5.9 наведено порівняння орієнтовної вартості двоступеневої системи аспірації очищення газів від твердих частинок пилубатарей циклонів ЦН-15 та рукавного фільтра і відцентрових ЦФ2-6-20 та рукавного фільтра.

Таблиця 5.9

Орієнтовна вартість двоступеневої системи аспірації очищення газів від твердих частинок пилу

Циклон і рукавний фільтр (питоме газове навантаження в рукавних фільтрів $1,0 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$)				
Обсяг газів, що очищаються, (тис. $\text{м}^3/\text{год}$)	Вартість циклону (тис. у.е.)	Площа фільтрації рукавного фільтра, (м^2)	Вартість фільтра (тис. у.е.)	Загальна вартість системи очищення (тис. у.е.)
1	0,4	17	4	4,4
10	4	170	36	40
100	40	1700	340	380
Відцентровий фільтр і рукавний фільтр (питоме газове навантаження в рукавних фільтрів $1,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$)				
1	2	11	2,4	4,4
10	18	110	22	40
100	160	1100	220	380

Використання високоефективного відцентрового фільтра в якості першої ступені очищення може дозволити знизити обсяг монтажних робіт і експлуатаційних витрат, пов'язаних зі заміною рукавів, виконанням ремонтних робіт, меншою потребою в стислому повітрі та електроенергії на роботу пилевигружних пристроїв, а також вартість заміни комплекту фільтрувальних рукавів.

Порівняння експлуатаційних показників “ФРИР-650” і “ФРИР-1000”:

1. Комплект рукавів підлягає заміні 1 раз в два роки. “ФРИР-650” комплектується фільтрувальними рукавами довжиною 5,14 м, кількість - 320 шт., “ФРИР-1000” комплектується фільтрувальними рукавами довжиною 5,14 м, кількість - 480 шт. Враховуючи те, що орієнтовна вартість одного рукава з тканиною типу *PE/PE* 501 становить 40 у.о., різниця у вартості запасних комплектів складе - 6000 у.о. або 3000 у.о./рік.

2. Різниця споживаної електроенергії на виробництво стисненого повітря складе 3,5 кВт·год. При періодичній роботі устаткування - 14 кВт·год/добу (4 МВт·год/рік). При вартості 1 кВт·год = 0,125 у.о., щорічна економія при реалізації другого варіанту складе 500 у.о. / рік.

3. Різниця споживаної електроенергії на пристроях пилевигрузки складе 2,0 кВт/год. При періодичній роботі обладнання - 8 кВт·год/добу (2,5 МВт·год/рік). При вартості 1 кВт·год = 0,125 у.о., щорічна економія при реалізації другого варіанту складе 312 у.о / рік.

4. Зниження експлуатаційних витрат, пов'язаних з ремонтом клапанів, каркасів і т.п. при варіанті 2 можна прийняти на рівні 625 у.о/рік.

Таким чином, при реалізації газоочистки за другим варіантом, зниження лише одних експлуатаційних витрат складе 4437 у.о. на рік.

5.5 Висновки до розділу 5

1. Дисперсний склад золи, що відноситься з топки з димовими газами при спалюванні відсіву вугілля марки Д характеризується медіаною 45 мкм, марки АШ -34 мкм і дисперсією 3;

2. Аеродинамічний опір двоканального відцентрового фільтру при розрахунковому рівні витрати газу, що очищається, складає 270 Па при температурі 293 К і 170 Па при 453 К. Аеродинамічний опір шестиканального відцентрового фільтру при розрахунковому рівні витрати газу, що очищається, складає 110 Па при температурі 293 К і 700 Па при 453 К;

3. Винос золи в стаціонарному режимі роботи топки низькотемпературного киплячого шару при спалюванні відсіву вугілля марок Д і АШ варіюється в діапазоні 20...30%;

4. В результаті проведеної модернізації системи аспірації цементних млинів досягнуто збільшення їх продуктивності на 10% без зростання енерговитрат на подрібнення. Ефективність вловлювання цементного пилу у відцентрових фільтрах в середньому склала 93..95% при аеродинамічному опорі близько 800...900 Па.

5. У результаті промислових випробувань встановлено, що ефективність уловлювання пилу в відцентрових фільтрах ЦФ2-6-22,5 в середньому склала 93...94%. Аеродинамічний опір відцентрових фільтрів при відкритті шибер димососа Д15,5 на 100% становив 880...930 Па.

6. В ході проведення експериментальних випробувань очистки високотемпературних димових газів від діоксиду сірки при спалюванні твердого палива вдалося досягти близько 93 % очистки від золи та до 50 % очистки від діоксиду сірки. За рахунок додаткового зв'язування діоксиду сірки в газоході 9 та шестиканальному відцентровому фільтрі ЦФ2-6-0,6 остаточна концентрація SO_2 знижується ще на 10...15 % та складає 3,2...3,3 г/м³.

7. При реалізації вдосконаленої системи аспірації у складі відцентрових фільтрів досягається:

- зниження втричі концентрації пилу перед рукавним фільтром;
- підвищення питомого газового навантаження на фільтрувальні рукави до 1,5 м³/м²·хв без зниження ресурсу фільтрувальних рукавів та ефективності роботи рукавного фільтра;
- зменшення габаритних розмірів системи аспірації;
- зниження експлуатаційних витрат у розмірі 4500 у.о. на рік.

ВИСНОВКИ

1. Виконаний аналіз основних напрямків розвитку і вдосконалення технології відцентрової очистки полідисперсних потоків від твердих часток показав, що ефективність вловлювання даних апаратів не забезпечує сучасних норм на викиди, а модернізація призводить до підвищення металоємності та аеродинамічного опору конструкції, а також ускладнює експлуатацію. Високих показників ефективності вловлювання можна досягти в апаратах, заснованих на системі каналів із замкненими контурами, що дозволяють у 2...5 разів скоротити викиди у повітря твердих часток у порівнянні з типовими відцентровими пиловловлювачами. Проте, проведені дослідження даних апаратів не в повній мірі відображають процеси, що в них протікають, про що свідчать результати розрахунків по створеним математичним моделям.

2. На основі проведеного аналітичного огляду відцентрової очистки полідисперсних потоків від твердих часток розроблено концепцію та конструкцію нового 8-ми каналного відцентрового фільтра, що відрізняється від аналогів тим, що кожна пара каналів з'єднана з ізольованим бункером через днище каналу та кільцеву щілину.

3. Розроблено методику розрахунку аеродинамічного опору відцентрового фільтра, що являє собою суму двох складових – аеродинамічного опору каналів та центральної області сепараційної камери. Так зі збільшенням швидкості від 10 до 20 м/с коефіцієнт опору системи каналів змінюється від 5,3 до 6,5. Падіння тиску в центральній області системи каналів складає 40...42 %; від загального аеродинамічного опору апарата.

4. На основі енергетичного принципу, за даними лабораторно-експериментальних досліджень та характеристик матеріалів були отримані розрахункові залежності з постійними a й n . Значення константи a змінюється в межах від 0 до 6 та для 1...3 каналів має сталий характер. Значення константи n змінюється в межах - 0,2...0,6.

5. Проведені багатоваріантні чисельні розрахунки ефективності очистки димових газів від SO_2 дозволили встановити, що при часі контакту $Ca(OH)_2$ з газовим середовищем 3,6 с та константі швидкості 47 с^{-1} досягається 50% ефективність очистки, що відповідає кінцевій концентрації SO_2 - $2,72 \text{ г/м}^3$ при початковій - 6.29 г/м^3 .

6. Створено трьохвимірну модель відцентрового фільтра та проведено її числове та аналітичне дослідження. В результаті числового аналізу моделі відцентрового фільтра було встановлено, що при зміні витрати повітря з 100 до $200 \text{ м}^3/\text{год}$ в сепараційній камері апарату відбувається підвищення аеродинамічного опору з 350 до 1700 Па та швидкості від 10 до 20 м/с. Падіння тиску в центральній області системи каналів складає 40...42 %; від загального аеродинамічного опору апарата при зміні витрати повітря з 100 до $200 \text{ м}^3/\text{год}$.

7. В результаті числового моделювання центральної області системи каналів відцентрового фільтра було виявлено, що падіння тиску на 40 % відбувається через вихрові втрати енергії та раптового розширення на вході і звуження на виході.

8. Для проведення експериментальних випробувань відцентрового фільтру в Інституті технічної теплофізики НАН України створено лабораторно-експериментальний стенд. Стенд уніфіковано для досліджень відцентрових фільтрів різних типорозмірів та кількості каналів.

9. В результаті проведення експериментальних досліджень встановлено, що 30...40% маси матеріалу вловлюється в системі першої пари каналів, близько 20...30% у системі другої пари каналів та 10...20% у третій парі. Маса частинок, що вловились четвертою парою є незначною і складає 0...10%. Ефективність вловлювання часток для більшості експериментальних матеріалів зростає від першої до другої пари каналів на 20%, від другої до третьої пари практично не змінюється та від третьої до четвертої пари каналів зменшується на 25...30 %.

10. Експериментально доведено, що медіанний діаметр твердих часток по елементам апарату змінюється в межах: для першого – третього бункерів – 2...5%, для четвертого бункера – 10...15%. Таким чином у системі каналів

відцентрового фільтра відбувається усереднення дисперсного складу твердих часток по елементам системи.

11. В результаті проведеного аналізу отриманих даних математичного моделювання, експериментальних досліджень, комп'ютерного моделювання та існуючих методик розрахунку підтверджена адекватність математичної моделі. Встановлено, що різниця між отриманими даними по розрахунку аеродинамічного опору циклонного пиловловлювача становить 16...22 % та ефективності вловлювання твердих частинок становить 2..5 %. За рахунок удосконалення конструкції відцентрового фільтра у вигляді послідовно з'єднаних криволінійних каналів з відводом часток в окремі герметично ізольовані один від одного бункери вдалося знизити винесення твердих часток у 2-3 рази в порівнянні з аналогом.

12. Було виготовлено та доставлено систему очистки у складі відцентрових фільтрів на підприємстві АТ «ЕВРОЦЕМЕНТ- УКРАИНА», м. Балаклія. В результаті проведених випробувань системи аспірації ТШМ № 8...10 було встановлено, що ефективність вловлювання цементного пилу у відцентровому фільтрі в середньому склала 93% при аеродинамічному опорі близько 800 Па. В результаті проведеної модернізації системи аспірації цементних млинів досягнуто збільшення їх продуктивності на 10% без зростання енерговитрат на подрібнення. Промислова реалізація отриманих даних була впроваджена за рахунок стабілізації швидкості руху потоку в перетині млина.

13. При спалюванні твердого палива на експериментальному стенді моделі топки вдалося досягти близько 93 % очистки від золи та до 50 % очистки від діоксиду сірки. За рахунок додаткового зв'язування діоксиду сірки в газоході та шестиканальному відцентровому фільтрі ЦФ2-6-0,6 остаточна концентрація SO_2 знижується на 10...15 % та складає 3,2...3,3 г/м³.

14. Проведено порівняльну техніко-економічну характеристику, що базується на роботі відцентрового фільтра При реалізації вдосконаленої системи аспірації у складі відцентрових фільтрів досягається: втричі зниження концентрації пилу перед рукавним фільтром, підвищення питомого газового

навантаження на фільтрувальні рукави до $1,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв.}$ без зниження ресурсу фільтрувальних рукавів та ефективності роботи рукавного фільтра, зменшення габаритних розмірів системи аспірації, зниження експлуатаційних витрат.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Алиев Г.М. Устройство и обслуживание газоочистных и пылеулавливающих установок / Алиев Г.М. – М: Металлургия, 1983. – 296 с.
2. Штокман Е.А. Очистка воздуха: учебное пособие / Е.А. Штокман. – М.: Изд-во АСВ, 1998. – 320 с.
3. Банит Ф.Г. Пылеулавливание и очистка газов в промышленности строительных материалов. / Банит Ф.Г., Мальгин А.Д. – М.: – Стройиздат, 1979. – 243 с.
4. Алиев Г.М. Техника пылеулавливания и очистка промышленных газов / Г.М. Алиев. - М.: Металлургия, 1986. – 544 с.
5. Нейков О.Д. Аспирация и обеспыливание воздуха при производстве порошков. / Нейков О.Д., Логачев И.Н. –М.: Металлургия, 1981.– 192 с.
6. Сидяков П.В. Аспирация цементных мельниц. / Сидяков П.В., Адорова М.Н. – М.: Госстройиздат, 1958. - 31 с.
7. Банит Ф.Г. Пылеулавливание и очистка газов в промышленности строительных материалов. / Банит Ф.Г., Мальгин А.Д. – М.: Стройиздат, 1979. – 352 с.
8. Дешко Ю.И. Измельчение материалов в цементной промышленности. / Дешко Ю.И., Креймер М.Б., Крыхтин Г.С. // 2-е изд. – М.: Стройиздат, 1966. – 271 с.
9. Петров Б.А. Обеспыливание технических газов цементного производства. /Петров Б.А., Сидяков П.В.–М.: Стройиздат, 1965. – 89 с.
10. Альбом принципиальных схем аспирации технологического оборудования ПСМ. Новороссийск, НИПИОТстром, 1967.
11. Коузов П.А., Мальгин А.Д., Скрябин Г.М. Очистка пыли из газов и воздуха в химической промышленности. – Л.: Химия, 1982. – 255 с. 140
12. Зайенчковский Ю. Обеспыливание в промышленности. – М.: Изд. лит. по строительству, 1969. – 270 с.

13. Залогин Н.Г., Шухер С.М. Очистка дымовых газов. – М. – Л.: Госэнергоиздат, 1954. – 224 с.
14. Hideto Yoshida, Kunihiro Fukui, Kenji Yoshida, Eiji Shinoda. Particle separation by Iinoya's type gas cyclone. Powder Technology. 2001. С. 16–23.
15. Коузов П.А. Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности / П.А. Коузов, А.Д. Мальгин, Г.М. Скрыбин. – М.: Химия, 1982. – 256 с.
16. Булгакова Н.Г. Янковский С.С. К расчёту общей системы очистки циклонов НИИОгаза. Пром. и санит. очистка газов, 1972, №4, с.9-11.
17. Leith, D. The Collection efficiency on cyclone type particles collectors – a new theoretical approach [Text] / D. Leith, W. Lich, // AIChE Journal, 1972. - Vol. 68, № 126. – P. 196 – 206
18. Santana, J. D. A. M. Performance of Cylindrical-conical cyclone with different geometrical configurations [Text] / J. D. A. M. Santana, S. Armosti, J. R. Coury et al. // Braz. Journ of Chem. Eng., 2001. – Vol. 18, No. 3. – P.p. 1–14.
19. Газоочистное оборудование. Каталог. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, – 1988, – 120 с.
20. Muschelknautz, E. Druckverlust and Abscheidengrad in Cyclon [Text] / E. Muschelknautz, M. Trefz // VDI. – Warmenatlas. – B. 6. – 1991. – Lj. 1–8.
21. Abrahamson, I., Allen, R.W. K. The Efficiency of Convectonal Return – flow Cyclone at high Temperatures // Int. Chem. Eng. Sump. Series. – Pergamon Press, 1987. – № 99. – P.P. 31 – 43.
22. Банит Ф.Г. Пылеулавливание и очистка газов в промышленности строительных материалов / Ф.Г. Банит, А.Д. Мальгин. – М.: Стройиздат, 1979. – 351 с.
23. Балтренас П.Б. Обеспыливание воздуха на предприятиях стройматериалов. / П.Б. Балтренас. – М.: Стройиздат, 1990. – 180 с.
24. Ужов В.Н. Борьба с пылью в промышленности / В.Н. Ужов. – М.: Госхимиздат, 1962. – 183 с.

25. Abrahamson, I., Allen, R.W. K. The Efficiency of Convectional Return – flow Cyclone at high Temperatures // Int. Chem. Eng. Sump. Series. – Pergamon Press, 1987. – № 99. – P.P. 31 – 43.
26. Белоусов В.В. Теоретические основы процессов газоочистки / В.В. Белоусов. – М.: Металлургия, 1988. – 256 с.
27. Dietz, P.W. Collection Efficiency of Cyclone Separators // AIChE Journal. – Vol. 27, № 6. – P.P. 888 – 892.
28. Патент 2260476 Российская Федерация, МПК В04 С5/03. Пылеуловитель / Гавриленков А.М., Рудыка Е.А.; заявитель и патентообладатель: Воронежск. гос. технолог. акад. - № 2004124858/15; заявл. 13.08.2004; опубл. 20.09.2005, Бюл. № 26.
29. Асламова, В. С. 2008. Прямоточные циклоны. Теория, расчёт, практика. Федеральное агенство по образованию. Ангарская государственная техническая академия, 250 с.
30. Асламова, В. С.; Асламов, А. А; Жабей, А. А. 2007. Способ определения эффективности пылеулавливания циклонов. Патент РУ 2 358 810.
31. Cristea, E. D.; Malfa, E.; Coghe, A. 1996. 3-D numerical simulation and measurement of strongly swirling heavy dust-laden flow inside a cyclone separator. 3rd International Symposium on Engineering Turbulence Modeling and Measurements. Crete.
32. Cortes, C.; Gil, A. 2007. Modeling the gas and particle flow inside cyclone separators, Progress in Energy and Combustion Science (33):409–452.
33. Derksen, J. J. 2003. Separation performance predictions of a Stairmand high efficiency cyclone, AIChE Journal 49: 1359–1371.
34. Hoekstra, A. J.; Derksen, J. J.; Van Den Akker, H. E. A. 1999. An experimental and numerical study of turbulent swirling flow in gas cyclones, Chemical Engineering Science 54: 2055– 2065.
35. Griffiths, W. D.; Boysan, F. 1996. Computational fluid dynamics (CFD) and empirical modeling of the performance of a number of cyclone samplers. Journal of Aerosol Science 27: 281–304.

36. Youngmin, J.; Chi, T.; Madhumita, B. Ray . 1999. Development of a post cyclone to improve the efficiency of reverse flow cyclones. Powder Technolpgy 113(2000): 97–108.
37. Hoffmann, A. C; Stein, L. E. 2002. Gas Cyclone and Swirl Tubes- Principles, Design and Operation, Springer-Verlag, Berlin.
38. Ну, S.; Firth, B.; Vince, A.; Lees, G. 2001. Prediction of dense medium cyclone performance from large size density tracer test, Minerals Engineering 14: 741–751.
39. Гладкий А.В. Современное состояние и перспективы мирового развития методов десульфуризации отходящих промышленных газов // Промышленная и санитарная очистка газов. - М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1990. - 28 с.
40. Saleem A., Janssen K.E., Ireland P.A. Аммиачная абсорбция SO_2 приобретает значение // Мир серы, N, P, K. - 1994. - N 4. - С. 23 - 29.
41. Лазарев В. И. Очистка отходящих газов за рубежом: Перспект. анализ. докл. - М., ГКНГ СССР: ВИНТИ, 1988. - 19 с.
42. Gall R.L., Piasecki E.J. The Double Alkali Wet Scrubbing System // Chem. Engin. Progress. -1975. - Vol. 71, N 5. - P. 72.
43. Носков А.С., Савинкина М.А., Анищенко Л.Я. Воздействие ТЭС на окружающую среду и способы снижения наносимого ущерба. - Новосибирск, - 1990. - 184 с.
44. Защита окружающей среды при производстве энергии на тепловых электростанциях. /Под ред. Г.Г. Ольховского, Л.И. Кроппа. - М.: Энергоатомиздат, 1991. - 156 с.
45. Веччи С.Л., Воргол Д.Д., Кудлак Г.А. Технологии очистки газов на ТЭС, сжигающих уголь II Семинар "Сжигание топлив с минимальным воздействием на окружающую среду". - М., 1993. - 38 с.
46. Коркоран Э. Очистка угля // В мире науки. - 1991. - N 7. - С. 66 - 79.
47. Results from the E-SO_x 5-MOo Pilot Demonstration / K.E. Redinger et al. // Presented at SO₂ Control Symposium. - New Orleans, Louisiana, 1990.

48. Pilot-Scale Demonstration of the LIDS System for SO₂ Control of High-Sulfur Coal / G.T. Amrhein et al. // Presented at the 17th International Conference on Coal Utilization and Slurry. Technologies, April, 1992.

49. Shaub G., Grabenbauer D., Weinthaler G. Efficient Flue Gas Cleaning in Waste Incineration. The Semi-Dry Process - a Proven Technology for Applications in Asia // International Meeting on Chemical, Engineering and Biotechnology, Technical Seminar 4. (ACHEMASIA'95). 18-19 May 1995. - P. 63 - 70.

50. Перспективы реализации процесса электронно-лучевой технологии очистки газовых выбросов / А.П. Воронин, Н.З. Ляхов, Р.А. Салимов, Г.А. Спиридонов // ЖВХО им. Д.И. Менделеева. - 1990. - Т. 35, вып. 1. - С. 72 - 76.

51. Frank N.M., Kawamura K., Miller G.A. Final Report of Consultants Meeting of Electron Beam Processing of Combustion Flue Gases. - Karlsruhe, 1986. - P. 97 - 118.

52. Frank N.M., Kawamura K., Miller G.A. // Ibid. - 1985. - Vol. 25, N 1. - P. 5 - 45.

53. Ауслендер В.Л., Салимов Р.А., Спиридонов Г.А. Промышленные ускорители электронов для радиационных технологий // Вестн. АДС, РАДТЭХ-СССР. - 1991. - N 1. - С. 4 - 18.

54. Pilot plant for flue gas treatment with electron beam - start up and two stage irradiation tests /A.G. Chmielewski et al. // Radiation Physics and Chemistry. - 1993. - Vol. 42, - N 4 - 6. - P. 663 - 668.

55. Rauchgasreinigung nach dem Elektronenstrahlverfahren / G. Hassler, H. May etc. // VGB Kraftwerktechnik. - 1988. - Bd 68, N 4. - S. 425 - 440.

56. Bendixon O.R., Schoubye P. Preprints of the International Conference "Sulphur-87" Houston (Tex- has). - London, 1987. - P. 329 - 341.

57. Серебрянский Д. О., Приюмов С. И. Відцентровий фільтр. Патент № а200510543, від 08.11.2005.

58. Теверовский, Е.Н. Перенос аэрозольных частиц турбулентными потоками/Е.Н. Теверовский, Е.С. Дмитриев. МВ Энергоатомиздат, 1988. –160 с.

59. Голованчиков, А.Б. Вероятность улавливания частиц в циклоне и батареях циклонов / А.Б. Голованчиков, Е.В. Сафонов, О.В. Карпова // Изв. ВУЗов. Химия и химическая технология. – 2000. – Т. 43. – вып. 6. – С. 77-80.
60. Приёмов, С. И. Метод расчета циклонных пылеуловителей / Промышленная теплотехника. – 1996. Т. 18, № 4. – С. 49 – 52.
61. Серебрянский Д.О. Підвищення ефективності газоочистки теплових енергетичних установок. дис. к.т.н. Одеса – 2004. – 160 с.
62. Циклоны НИИОГАЗ. Руководящие указания по проектированию, изготовлению, монтажу и эксплуатации. Ярославль: Верхнее-Волжское кн. изд-во, 1970. –94 с.
63. Приемов С.И. Метод расчета циклонных пылеуловителей // Промышленная теплотехника.- 1996.- №4.- С. 49-52.
64. Смутьский И.И. Аэродинамика и процессы в вихревых камерах. Новосибирск: Наука. Сиб. отд-ние, 1992. - 300 с.
65. Ахмедов Р.Б. Аэродинамика закрученной струи / Балагула Т.Б., Рашидов Ф.К., Сакаев А.Ю. М.: Энергия, 1977. С. 8-10.
66. Шиляев, М. И. Моделирование процесса пылеулавливания в прямоточном циклоне. 2. Расчет фракционного коэффициента проскока / М. И. Шиляев, А. М. Шиляев // Теплофизика и аэромеханика. — 2003. - Т. 10, № 3. С. 427-437.
67. Шиляев, М. И. Аэродинамика и тепломассообмен газодисперсных потоков: учеб. пособие / М. И. Шиляев, А. М. Шиляев. Томск: Изд-во Том. гос. архит.-строит. ун-та, 2003. - 272 с.
68. Шиляев, М. И. К фракционному методу расчета инерционных пылеуловителей / М. И. Шиляев, А. М. Шиляев, И. В. Гормолысова, И. Б. Оленев // Известия вузов. Строительство. - 2006. - № 1. С. 62-67.
69. Шиляев, М. И. Методы расчета пылеуловителей: учебное пособие / М. И. Шиляев, А. М. Шиляев, Е. П. Грищенко; под ред. проф. М. И. Шиляева. Томск: Изд-во Том. гос. архит.-строит. ун-та, 2006. — 385 с.

70. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. Москва: Машиностроение, 1992.
71. Серебрянский Д.А., Семенюк Н.В. Центробежный классификатор – Патент № UA 100913 C2, номер заявки а 2011 03390, от 11.02.2013.
72. Вальдберг, А.Ю.К расчету эффективности циклонных пылеуловителей / А.Ю. Вальдберг, Н.С. Кирсанова // Теоретические основы химической технологии. – 1989. – Т. 23. – № 4. – С. 555.
73. Вальдберг, А.Ю. Основы расчета эффективности газоочистных аппаратов инерционного типа / А.Ю. Вальдберг, С.Г. Сафонов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2006. – № 9. – С. 43-44.
74. Вальдберг, А.Ю. Практическая реализация вероятностно-энергетического метода расчета центробежных пылеуловителей / А.Ю. Вальдберг, Н.С. Кирсанова // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1994. – № 9. – С. 26-29.
75. Вальдберг, А.Ю. Расчет циклонов с использованием вероятностно-энергетического метода / А.Ю. Вальдберг, С.Г. Сафонов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2003. – № 8. – С. 14.
76. Вальдберг, А.Ю. Расчет эффективности сухих и мокрых механических пылеуловителей / А.Ю. Вальдберг, С.Г. Сафонов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2005. – № 10. – С. 40-41.
77. Шиляев, М.И. Методы расчета и принципы компоновки пылеулавливающего оборудования: учеб. пособие / М.И. Шиляев, А.Р. Дорохов. – Томск : Изд-во Томск. гос. архит.-строит. ун-та, 1999. – 209 с.
78. Шиляев, М.И. Связь энергетического и фракционного методов расчета мокрых пылеуловителей / М.И. Шиляев, А.М. Шиляев // ТОХТ. – 2005. – Т. 39. – №5. – С. 586-591.
79. Гладкий А.В. Современное состояние и перспективы мирового развития методов десульфуризации отходящих промышленных газов // Промышленная и санитарная очистка газов. - М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1990. - 28 с.

80. SolidWorks. Компьютерное моделирование в инженерной практике / [Алямовский А. А., Собачкин А. А., Одинцов Е. В. и др.]; – СПб.: БХВ-Петербург, 2006. – 800 с.: ил. Библиогр.: с. 793 – 794. – ISBN 5-94157-558-0.

81. Халатов А.А. Теория и практика закрученных потоков. Киев: Наук. Думка.-1989.-192с.

82. МВВ № 081/12-0161-05. Викиди газопилові промислові. Методика виконання вимірювань масо- вої концентрації речовини у вигляді суспендованих твердих частинок в організованих викидах стаціона- рних джерел гравіметричним методом. – Київ, 2005.

83. Балера Н.Д. Исследование, разработкааспирационных систем и устройствтрубныхшаровыхмельниц. Дис. ... канд. техн. наук. Харьков, 1984. 249 с.

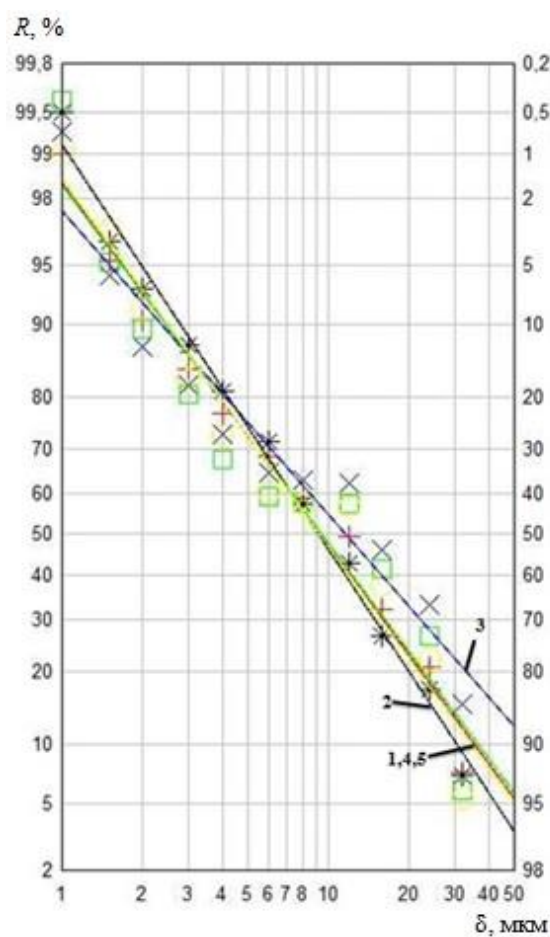
84. Серебрянский Д.О. Відцентровий фільтр. Патент України № 78157 від 15.02.2007.

85. Буров А.А., Серебрянский Д.А., Лепихин А.П., Деревянченко И.В. Использованиепылеуловителейновойконструкцииивместоциклонов // Metallург. 2004. № 5. С. 23-27.

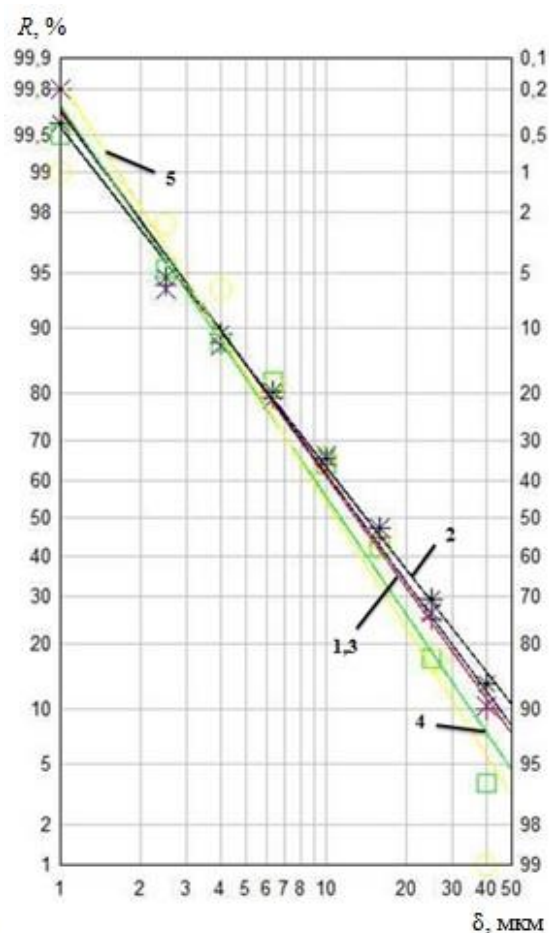
86. Савчук В. П. Обработка результатов измерений. Физическая лаборатория. Ч1: Учеб. пособие для студентов вузов / Савчук В.П. — Одесса: ОНПУ, 2002. — 54 с.

ДОДАТОК А

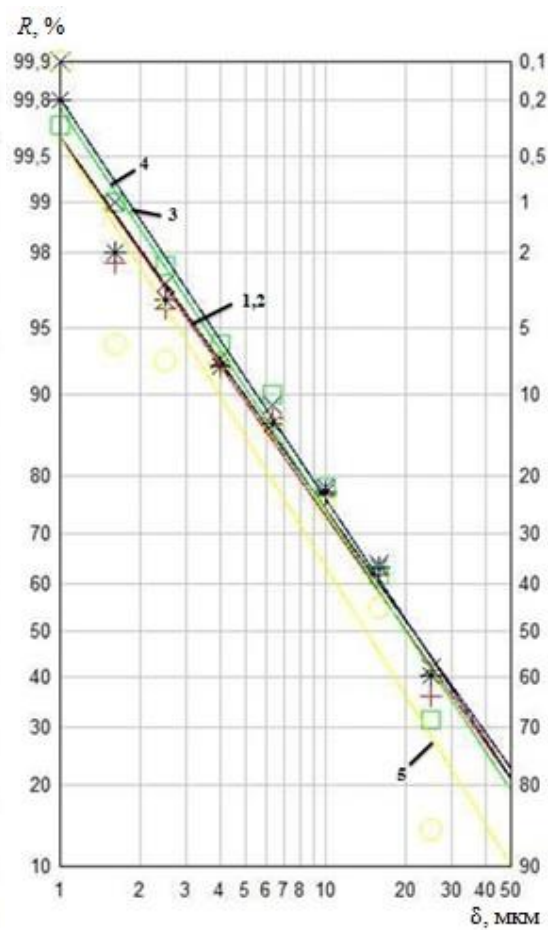
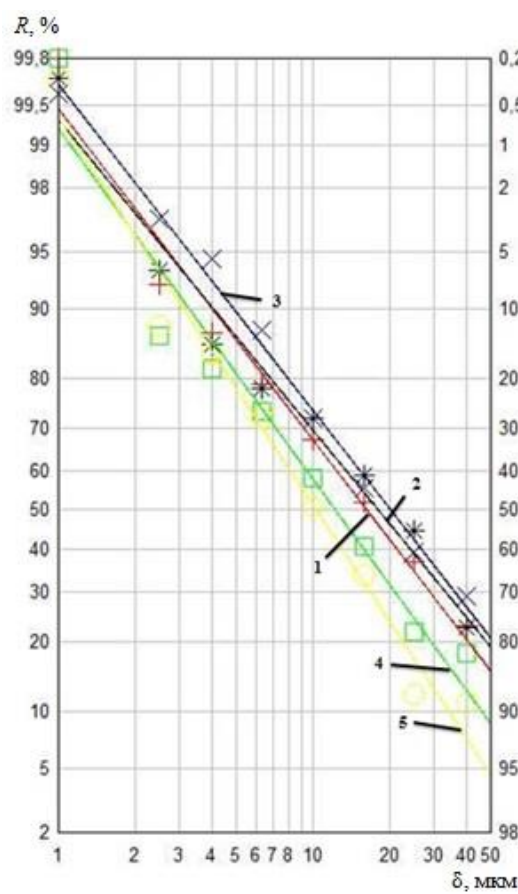
**Розподіл дисперсного складу часток по елементам системи
восьмиканального відцентрового фільтра**

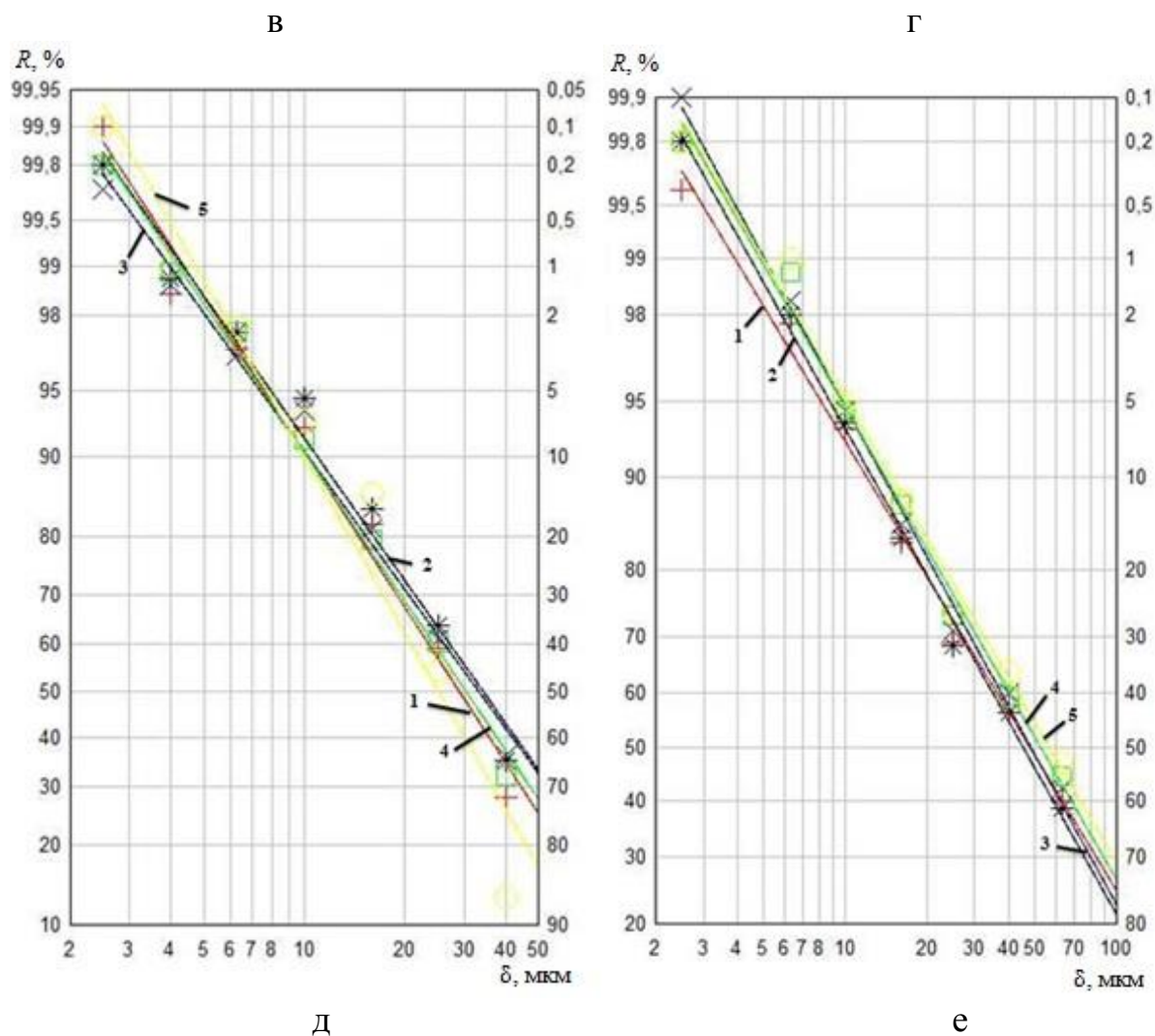


a



б





а) кокс; б) каолін; в) вапно; г) цемент; д) лігнін; е) пісок
 1 – вхід; 2 – 1 бункер; 3 – 2 бункер; 4 – 3 бункер; 5 – 4 бункер.

Рис. А1 – Розподіл дисперсного складу часток по елементам системи відцентрового фільтра

ДОДАТОК Б

**Результати розрахунків поліномів у системі *Mathcad* при побудові
поліномів Чебишева**

Вихідні дані:

$$XY := \begin{pmatrix} 100 & 327 \\ 130 & 663.5 \\ 150 & 1000 \\ 200 & 1720 \\ 230 & 2580 \\ 250 & 3440 \end{pmatrix}$$

$k := 5$ ступінь поліному

$j := 0..5$

```
PR_CHEBISHEV(XY,k) :=
  break if k < 1
  for j ∈ 0..5
    f0,j ← 1
  n ← 1
  while n ≤ k
    for j ∈ 0..5
      fn,j ←  $\left[ (XY^{(0)})_i \right]^n - \sum_{m=0}^{n-1} \left[ \frac{\sum_{i=0}^5 \left[ f_{m,i} \left[ (XY^{(0)})_i \right]^n \right]}{\sum_{i=0}^5 (f_{m,i})^2} \cdot f_{m,j} \right]$ 
    n ← n + 1
  f
```

Процедура апроксимуючого поліному Чебишева

$f := \text{PR_CHEBISHEV}(XY,k)$

```
CHEB(f,XY,k) :=
  for m ∈ 0..k
    Fm ←  $\frac{\sum_{j=0}^5 (f_{m,j} XY_j)}{\sum_{j=0}^5 (f_{m,j})^2}$ 
  F
```

Рис. Б1 – Результати розрахунків поліномів $\varphi_k(x)$ у системі Mathcad

$$\underline{\underline{F}} := \text{CHEB}(f, XY^{\langle 1 \rangle}, k)$$

$$FF_j := \sum_{m=0}^k (F_m f_{m,j})$$

$$F = \begin{pmatrix} 1.622 \times 10^3 \\ 19.808 \\ 0.103 \\ 1.035 \times 10^{-3} \\ 8.221 \times 10^{-6} \\ -2.426 \times 10^{-7} \end{pmatrix} \quad FF = \begin{pmatrix} 327 \\ 663.5 \\ 1000 \\ 1.72 \times 10^3 \\ 2.58 \times 10^3 \\ 3.44 \times 10^3 \end{pmatrix}$$

$$i := 0..5$$

величина залишкової дисперсії S вказує на гарне співпадіння
апроксимуючої залежності та табличної залежності

$$\underline{\underline{S}} := \sum_{i=0}^5 \left[FF_i - (XY^{\langle 1 \rangle})_i \right]^2 \quad S = 4.877 \times 10^{-12}$$

$$FF_i =$$

327
663.5
1000
$1.72 \cdot 10^3$
$2.58 \cdot 10^3$
$3.44 \cdot 10^3$

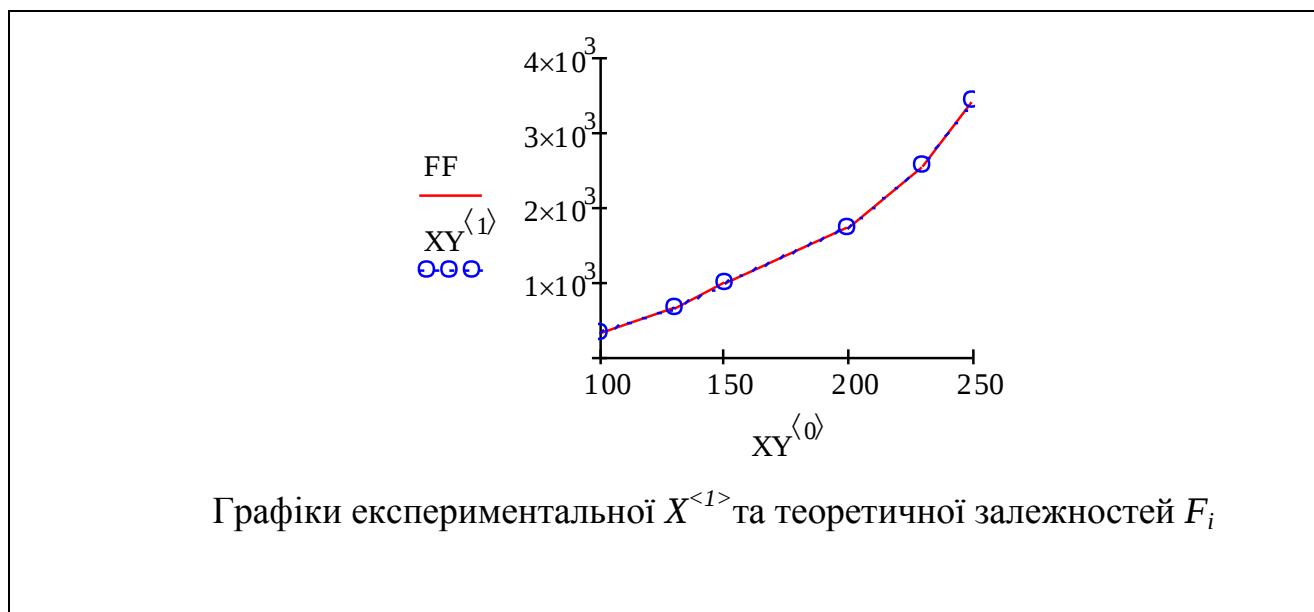


Рис. Б2 – Результати розрахунків поліномів $\varphi_k(x)$ у системі Mathcad

$XY := \begin{pmatrix} 100 & 327 \\ 130 & 663.5 \\ 150 & 1000 \\ 200 & 1720 \\ 230 & 2580 \\ 250 & 3440 \end{pmatrix}$	$k := 5$
--	----------

```

CHER(XY,k) := break if k < 1
for j ∈ 0..length(XY(0)) - 1
  f0,j ← 1
for i ∈ 0..k
  ci,i ← 1
n ← 1
while n ≤ k
  m ← 0
  while m ≤ n - 1
    
$$h_{n,m} \leftarrow \frac{\left[ \sum_{j=0}^5 \left[ f_{m,j} \left[ (XY^{(0)})_i \right]^n \right] \right]}{\left[ \sum_{j=0}^5 (f_{m,j})^2 \right]}$$

    m ← m + 1
  i ← 0
  while i ≤ n - 1
    cn,i ← 0
    j ← 0
    while j ≤ n - 1
      cn,i ← cn,i + hn,j · cj,i
      j ← j + 1
    i ← i + 1
  for j ∈ 0..5
    fn,j ←  $\left[ (XY^{(0)})_i \right]^n$ 
    i ← 0
    while i ≤ n - 1
      fn,j ← fn,j + cn,i ·  $\left[ (XY^{(0)})_i \right]^i$ 
      i ← i + 1
  n ← n + 1
for m ∈ 0..k
  
$$F_m \leftarrow \frac{\sum_{j=0}^5 \left[ f_{m,j} \left[ (XY^{(1)})_i \right] \right]}{\sum_{j=0}^5 (f_{m,j})^2}$$

  for m ∈ 0..k
    Koefm ← 0
    j ← m
    while j ≤ k
      Koefm ← Koefm + Fj · cj,m
      j ← j + 1
Koef

```

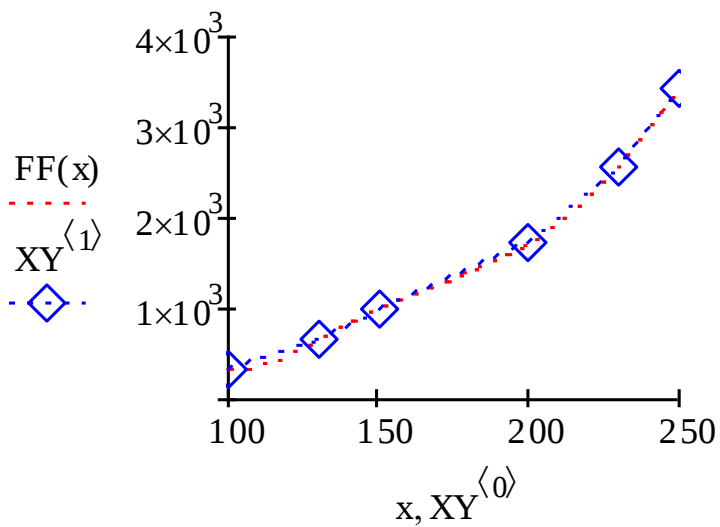
Рис. БЗ – Результати розрахунку коефіцієнтів a_k алгебраїчного поліному шляхом перетворення поліномів Чебишева у системі Mathcad

Koef := CHEB(XY, k)

$$\text{Koef} = \begin{pmatrix} 3.608 \times 10^4 \\ -1.135 \times 10^3 \\ 13.758 \\ -0.08 \\ 2.242 \times 10^{-4} \\ -2.426 \times 10^{-7} \end{pmatrix}$$

$$\text{FF}(x) := \sum_{m=0}^k \left(\text{Koef}_m \cdot x^m \right)$$

x := 100..250



Графіки експериментальної та теоретичної залежностей

Рис. Б4 – Результати розрахунку коефіцієнтів a_k алгебраїчного поліному шляхом перетворення поліномів Чебишева у системі Mathcad

$$X := \begin{pmatrix} 100 \\ 130 \\ 150 \\ 200 \\ 230 \\ 250 \end{pmatrix} \quad Y := \begin{pmatrix} 327 \\ 663.5 \\ 1000 \\ 1720 \\ 2580 \\ 3440 \end{pmatrix}$$

Поліном виду $y = a_0 + a_1 * x + a_2 * x^2 + a_3 * x^3 + a_4 * x^4 + a_5 * x^5$

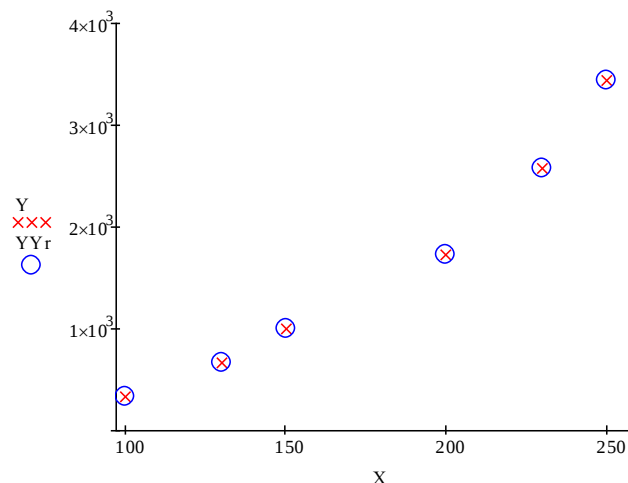
$k := 5$ ступінь поліному

$H := \text{regress}(X, Y, k)$

$$H = \begin{pmatrix} 3 \\ 3 \\ 5 \\ 3.608 \times 10^4 \\ -1.135 \times 10^3 \\ 13.758 \\ -0.08 \\ 2.242 \times 10^{-4} \\ -2.426 \times 10^{-7} \end{pmatrix} \quad \text{розрахунок коефіцієнтів поліному}$$

$$Y_r := \begin{pmatrix} \text{interp}(H, X, Y, X_0) \\ \text{interp}(H, X, Y, X_1) \\ \text{interp}(H, X, Y, X_2) \\ \text{interp}(H, X, Y, X_3) \\ \text{interp}(H, X, Y, X_4) \\ \text{interp}(H, X, Y, X_5) \end{pmatrix} \quad Y_r = \begin{pmatrix} 327 \\ 663.5 \\ 1 \times 10^3 \\ 1.72 \times 10^3 \\ 2.58 \times 10^3 \\ 3.44 \times 10^3 \end{pmatrix} \quad \text{розрахунок значень } y$$

$$S_2 := \sum (Y - Y_r)^2 \quad S_2 = 0 \quad \text{залишкова дисперсія}$$



Графіки експериментальної та теоретичної залежностей

Рис. Б5 – Результати розрахунку апроксимаційних поліномів методом МНК у системі Mathcad

ДОДАТОК В

**Програма розрахунку ефективності очистки газових потоків від
твердих часток у відцентровому фільтрі**

Задаючись характеристиками матеріалу та розмірами апарата розрахуємо число Стокса і фракційні коефіцієнти проскоку.

Вихідні дані:

$$\begin{aligned}
 \rho &:= 2890 & a &:= 0.036 \\
 \mu &:= 0.0000181 & b &:= 0.08 \\
 Q &:= 100 \\
 \delta &:= 10 \cdot 10^{-6} \\
 d1 &:= 0.434 & d2 &:= 0.364 & d3 &:= 0.284 & d4 &:= 0.204 \\
 \delta_{502ВХ} &:= 25.5 & \delta_{503ВХ} &:= 20 \\
 \delta_{502ВІХ} &:= 20.2 & \delta_{503ВІХ} &:= 19.2 \\
 \delta_{162ВХ} &:= 14.1 & \delta_{163ВХ} &:= 14.1 \\
 \delta_{162ВІХ} &:= 10.8 & \delta_{163ВІХ} &:= 10.8 \\
 \sigma_{2ВХ} &:= \frac{\delta_{502ВХ}}{\delta_{162ВХ}} = 1.809 & \sigma_{3ВХ} &:= \frac{\delta_{503ВХ}}{\delta_{163ВХ}} = 1.418 \\
 \sigma_{2ВІХ} &:= \frac{\delta_{502ВІХ}}{\delta_{162ВІХ}} = 1.87 & \sigma_{3ВІХ} &:= \frac{\delta_{503ВІХ}}{\delta_{163ВІХ}} = 1.778 \\
 \eta_2 &:= 0.857 & \eta_3 &:= 0.603
 \end{aligned}$$

Рис. В1 – Вихідні дані до розрахунку безрозмірних коефіцієнтів

Розрахунок:

$$1. \quad S := a \cdot b = 2.88 \times 10^{-3}$$

$$2. \quad \omega := \frac{Q}{S \cdot 3600} = 9.645$$

$$3. \quad \tau := \frac{\rho \cdot \delta^2}{18 \cdot \mu} = 8.87 \times 10^8$$

$$4. \quad Stk1 := \frac{\rho \cdot \delta^2 \cdot \omega}{18 \cdot \mu \cdot d1} = 1.971 \times 10^{10} \quad Stk2 := \frac{\rho \cdot \delta^2 \cdot \omega}{18 \cdot \mu \cdot d2} = 2.35 \times 10^{10}$$

$$Stk3 := \frac{\rho \cdot \delta^2 \cdot \omega}{18 \cdot \mu \cdot d3} = 3.013 \times 10^{10} \quad Stk4 := \frac{\rho \cdot \delta^2 \cdot \omega}{18 \cdot \mu \cdot d4} = 4.194 \times 10^{10}$$

$$5. \quad t502_{BX} := \left(\frac{\log\left(\frac{\delta}{\delta502_{BX}}\right)}{\log(\sigma2_{BX})} \right)^2 = 2.496 \quad t503_{BX} := \left(\frac{\log\left(\frac{\delta}{\delta503_{BX}}\right)}{\log(\sigma3_{BX})} \right)^2 = 3.932$$

$$6. \quad t502_{ВНХ} := \left(\frac{\log\left(\frac{\delta}{\delta502_{ВНХ}}\right)}{\log(\sigma2_{ВНХ})} \right)^2 = 1.261 \quad t503_{ВНХ} := \left(\frac{\log\left(\frac{\delta}{\delta503_{ВНХ}}\right)}{\log(\sigma3_{ВНХ})} \right)^2 = 1.285$$

$$7. \quad K\delta2 := (1 - \eta2) \cdot \left(\frac{\log(\sigma2_{ВНХ})}{\log(\sigma2_{BX})} \right) \cdot e^{-0.5 \cdot (t502_{ВНХ} - t502_{BX})} = 0.251$$

$$K\delta3 := (1 - \eta3) \cdot \left(\frac{\log(\sigma3_{ВНХ})}{\log(\sigma3_{ВНХ})} \right) \cdot e^{-0.5 \cdot (t503_{ВНХ} - t503_{ВНХ})} = 0.906$$

Рис. В2 – Послідовність розрахунку числа Стокса і фракційних коефіцієнтів проскоку.

За допомогою критеріальної залежності 2.20, яка дозволяє визначати фракційний коефіцієнт проскоку, розраховуємо значення постійних a та b для кожного з каналів відцентрового фільтра.

ДОДАТОК Г

Оцінка похибок вимірювань

Г.1 Обробка прямих вимірювань при дослідженні процесу очистки неоднорідних газових систем у відцентровому фільтрі

Для розрахунку скористаємось методикою наведеною в [87]. Електронними вагами вимірялося по 3 значення приросту ваги на фільтрах АФА на вході і виході з апарата для різних мас поданого пилю на вході в апарат (таблиця Г.1). Для розрахунку похибки прямих вимірювань скористаємось таблицею Г.1 приросту ваги на фільтрах для певної концентрації пилю в потоці.

Таблиця Г1

Значення приросту ваги на фільтрах АФА на вході в апарат для маси поданого матеріалу $M_1=205$ г

N заміру	Δm_1 , г
1	0,0462
2	0,0451
3	0,0457

Значення інструментальної похибки становить: $\Delta_a = 0,001$ г.

Для заданої ймовірності довіри $\alpha = 98 \%$ і кількості вимірів $N = 3$ визначаємо коефіцієнт довіри $t_{98;3} = 7,0$.

Розрахуємо середнє значення

$$\langle m \rangle = \frac{\sum_{n=1}^N \Delta m_{1n}}{N} = \frac{0.0462 + 0.0451 + 0.0457}{3} = 0.04567 \text{ г.}$$

Знаходимо середнє квадратичне відхилення розрахунків

$$S_m = \sqrt{\frac{\sum_{n=1}^N (m_n - \langle m \rangle)^2}{N-1}} = \sqrt{\frac{(0.0462 - 0.04567)^2 + (0.0451 - 0.04567)^2 + (0.0457 - 0.04567)^2}{3-1}} = 0.0005508$$

Розраховуємо випадкову складову похибки

$$S_{\langle m \rangle} = \frac{S_m}{\sqrt{N}} = \frac{0.0005508}{\sqrt{3}} = 0.0003179$$

$$\Delta_m = t_{\alpha N} \cdot S_{\langle m \rangle} = 7 \cdot 0.0003179 = 0.002226 \text{ г.}$$

Розрахуємо повну похибку

Абсолютну:

$$\Delta m = \sqrt{\Delta_a^2 + \Delta_m^2} = \sqrt{0.001^2 + 0.002226^2} = 0.00244 \text{ г.}$$

Відносну:

$$\delta_m = \frac{\Delta m}{\langle m \rangle} \cdot 100\% = \frac{0.00244}{0.04567} \cdot 100\% = 5.3\%$$

Після округлень результат вимірювання приросту ваги на фільтрах АФА записуємо у вигляді: $m = 0,04567 \pm 0,00244 \text{ г}$, $\delta = 5.3\%$, $\alpha = 98\%$.

Г.2 Оцінки похибки між теоретичними і експериментальними даними ефективності вловлювання твердих частинок у відцентровому фільтрі

Для оцінки похибки між теоретичними і експериментальними даними ефективності вловлювання твердих частинок у відцентровому фільтрі скористаємось методикою наведеною в [87]:

Визначаємо величину Δ_i :

$$\begin{aligned} \Delta_i &= \sqrt{\left(\frac{\Delta x_1}{x_1}\right)^2 + \left(\frac{\Delta x_2}{x_2}\right)^2 + \left(\frac{\Delta x_3}{x_3}\right)^2 + \left(\frac{\Delta x_4}{x_4}\right)^2} = \\ &= \sqrt{\left(\frac{1,97}{94,5}\right)^2 + \left(\frac{2}{95,1}\right)^2 + \left(\frac{2,04}{95,7}\right)^2 + \left(\frac{1,73}{96,15}\right)^2 + \left(\frac{1,42}{96,6}\right)^2} = 0,04326 \end{aligned}$$

де: Δx_i – похибка між експериментальними даними та результатами розрахунку за математичною моделлю;

x_i – значення ефективності за розрахунковими даними.

Визначаємо величину Δ_δ :

$$\Delta_\delta = \frac{\sum_{i=1}^n \Delta_i}{n} = \frac{0,04326}{5} = 0,00865$$

де: n – кількість дослідних точок.

Загальна похибка для серії вимірювань:

$$\delta = \Delta_{\delta} * 100 \% = 0,00865 * 100 = 0,86 \%$$

Похибка між розрахованими даними за математичною моделлю і експериментальними даними ефективності вловлювання твердих частинок у відцентровому фільтрі для цементу становить $\delta = 0,86 \%$. Аналогічні розрахунки проводимо для розрахунку інших похибок між теоретичними та експериментальними даними.

ДОДАТОК Д

Акти впровадження у виробництво та патенти

ЗАТВЕРДЖУЮ



Генеральний директор

АТ "Євроцемент-Україна"

В. В. Горголюк

АКТ**впровадження у виробництво****відцентрових фільтрів у системи аспірації шарових млинів помелу клінкеру**

Акт складений в тому, що Інститутом промислової екології в 2012-2014 роках було виготовлено, поставлено, введено в експлуатацію 13 відцентрових фільтрів. Конструкторська документація на виготовлення відцентрових фільтрів була заснована на інженерних розрахунках, які були розроблені за участю аспіранта кафедри КХТП, ХТФ, НТУУ "КПІ", Семенюка Миколи Віталійовича.

Встановлені відцентрові фільтри в системах аспірації замінили циклонні пиловловлювачі, що дозволило знизити винесення цементного пилу в 3-5 разів та підвищити продуктивність цементних млинів на підприємствах до 20%.

від Інституту промислової екології

головний інженер

Серебрянський Д. О.

від НТУУ "КПІ"

аспірант кафедри КХТП, ХТФ, НТУУ "КПІ"

Семенюк М. В.

від АТ "Євроцемент-Україна"

головний еколог

Тоценко Ю.В.

ЗАТВЕРДЖУЮ
 Директор ВП «Шахта Бутівська»
 ДП «Макіїввугілля»
 «А.Б. Олексюк»
 «Бутівська» 2014 року

УЗГОДЖУЮ
 Директор ІТТФ НАНУ
 Інститут технічної теплофізики НАНУ
 «Долінський А.А.»
 2014 року

АКТ

впровадження у виробництво установки для очищення димових газів від діоксиду сірки та золи

Акт складений в тому, що Інститутом технічної теплофізики НАН України виготовлено одну секцію установки для очищення димових газів від діоксиду сірки та золи, яка була поставлена на підприємство ДП «Макіїввугілля» на шахту «Бутівська» для проведення робіт по монтажу та підключенню установки до діючого котла ДКВР-10/13 з подальшим проведенням іспитів та вимірювань її технічних характеристик, згідно договору про співпрацю між Інститутом технічної теплофізики НАН України та ДП «Макіїввугілля» №150/01 від 13.03.2014 року.

Виготовлення однієї секції установки для очищення димових газів від діоксиду сірки та золи Інститутом технічної теплофізики НАН України проводилось згідно договору між Інститутом та Держінформнаукой № ДЗ/451-2013 від 31 жовтня 2013 р «Розроблення та апробація установки для очищення димових газів від діоксиду сірки та золи, що утворюються під час спалювання твердого органічного палива».

В розробці та впровадженні установки для очищення димових газів від діоксиду сірки та золи на ДП «Макіїввугілля» зі сторони ІТТФ НАНУ приймав участь аспірант кафедри КХТП, НТУУ «КПІ» Семенюк М.В.

ІТТФ НАН України

Зав. відділу ТФПК
 С.н.с.
 Інженер

О.І. Сігал
 Д.О. Серебрянський
 М.В. Семенюк

ВП «Шахта Бутівська»

Головний інженер

О.В.Лер



УКРАЇНА

(19) UA (11) 100913 (13) C2
(51) МПК
B07B 7/086 (2006.01)

(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА ВІНАХІД

(21) Номер заявки: а 2011 03390	(72) Винахідник(и): Серебрянський Дмитро Олександрович (UA), Семенюк Микола Віталійович (UA)
(22) Дата подання заявки: 22.03.2011	(73) Власник(и): Серебрянський Дмитро Олександрович, вул. Доброхотова, 24, гурт. кімн. 15, м. Київ, 03142 (UA), Семенюк Микола Віталійович, вул. Рівненська, 109, кв. 19, м. Костопіль, Рівненська обл., 35000 (UA)
(24) Дата, з якої є чинними права на винахід: 11.02.2013	(56) Перелік документів, взятих до уваги експертизою: RU 2389560 C1, 20.05.2010 SU 1189511 A, 07.11.1985 SU 32287, 30.08.1933 SU 1641475 A1, 15.04.1991 SU 1599138 A1, 15.10.1990 SU 1570799 A1, 15.06.1990 SU 1263377 A1, 15.10.1988 RU 2065782 C1, 27.08.1996 RU 66235 U1, 10.09.2007 GB 1290138, 20.08.1972 GB 1257886, 22.12.1971 UA 70543 A, 15.10.2004
(41) Публікація відомостей про заявку: 25.09.2012, Бюл. № 18	
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: 11.02.2013, Бюл. № 3	

(54) ВІДЦЕНТРОВИЙ КЛАСИФІКАТОР

(57) Реферат:

Винахід належить до установок для аеродинамічної відцентрової класифікації сипких матеріалів і може бути використані в гірничій, хімічній, металургійній, будівельній та інших галузях промисловості. Відцентровий класифікатор містить циліндричний корпус з вхідним патрубком і камеру сепарації, причому камера сепарації утворена з верхньої і нижньої плоских кришок та системи послідовно ополучених криволінійних каналів постійного поперечного перерізу з горизонтальним входом і вертикальними виходами, що знаходяться між ними, при цьому кільцеві щілини в нижній плоскій кришці камери сепарації ополучені циліндроконічними бункерами, а кожна пара щілин каналів ополучена окремим конічним бункером з патрубком виведення сипкого матеріалу. Використання винаходу дозволить збільшити чистоту розділення дисперсних порошкових матеріалів, спростити конструкцію класифікатора та підвищити його надійність.

UA 100913 C2



УКРАЇНА

(19) UA (11) 111538 (13) U
(51) МПК (2016.01)
B04C 1/00

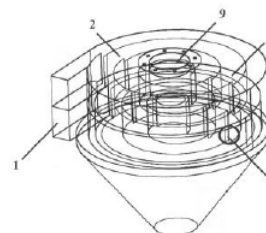
(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

(21) Номер заявки: u 2016 05634	(72) Винахідник(и): Плещинський Сергій Володимирович (UA), Семенюк Микола Віталійович (UA)
(22) Дата подання заявки: 25.05.2016	(73) Власник(и): Плещинський Сергій Володимирович, вул. Булаховського, 34, кв. 5, м. Київ, 03164 (UA), Семенюк Микола Віталійович, вул. Виборзька, 1, кв. 916, м. Київ, 03056 (UA)
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: 10.11.2016	
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: 10.11.2016, Бюл. № 21	

(54) ДВОРІВНЕВИЙ ВІДЦЕНТРОВИЙ ФІЛЬТР

(57) Реферат:

Дворівневий відцентровий фільтр містить корпус, тангенціальний вхідний патрубок, дворівневу сепараційну камеру з системою криволінійних каналів, зміщених один щодо одного на величину ширини рециркуляційної щілини, що містить пилосвідатку кільцеву щілину першого і другого каналів, вихідний патрубок та два бункери. Сепараційна камера апарата виконана у вигляді двох поверхів.



Фіг. 1

UA 111538 U





УКРАЇНА

ДЕРЖАВНА СЛУЖБА
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ
УКРАЇНИ

(19) UA (11) 110464 (13) U

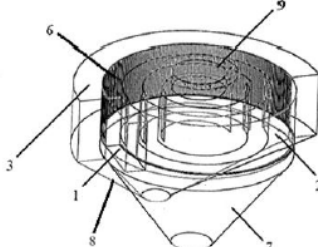
(51) МПК (2016.01)
B04C 1/00
B01D 29/00

(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

(21) Номер заявки: и 2016 03659	(72) Винахідник(и): Плашкин Сергій Володимирович (UA), Семенов Микола Віталійович (UA)
(22) Дата подання заявки: 06.04.2016	(73) Власник(и): Плашкин Сергій Володимирович, Семенов Микола Віталійович, вул. Булаховського, 34, кв. 5, м. Київ, 03164 (UA), вул. Виборська, 1, кв. 916, м. Київ, 03056 (UA)
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: 10.10.2016	
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: 10.10.2016, Бюл. № 19	

(54) ВІДЦЕНТРОВИЙ ФІЛЬТР З ЖАЛЮЗІЙНОЮ РЕШІТКОЮ

(57) Реферат:
Відцентровий фільтр з жалюзійною решіткою містить корпус, який складається із зовнішньої та внутрішньої частин, тангенціальний вихідний патрубок, з'єднаний з внутрішньою частиною корпусу, сепараційну камеру з системою криволінійних каналів, розміщених один щодо одного на величину ширини рециркуляційної щілини, що містить пиловідвідну кільцеву щілину першого і другого каналів, вихідний патрубок та два бункери. Зовнішня стінка першого сепараційного каналу виконана у вигляді жалюзійної решітки, кут розкриття якої становить 0°-180°.



Фіг. 1

UA 110464 U