

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
КРИВОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

Румницький Дмитро Олександрович

УДК: 622.771:622.341.2

ДИСЕРТАЦІЯ
«ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ
ГРАВІТАЦІЙНОГО ЗБАГАЧЕННЯ МАГНЕТИТОВИХ КВАРЦИТІВ
У СПІРАЛЬНИХ СЕПАРАТОРАХ»
184 Гірництво
18 Виробництво та технології

Подається на здобуття наукового ступеня доктора філософії
Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей,
результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне
джерело

_____ Д. О. Румницький

Науковий керівник: Олійник Тетяна Анатоліївна, доктор технічних наук,
професор

Кривий Ріг – 2026

АНОТАЦІЯ

Румницький Д.О. Обґрунтування технологічних параметрів гравітаційного збагачення магнетитових кварцитів у спіральних сепараторах.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора філософії за спеціальністю 184 «Гірництво». – Криворізький національний університет, м. Кривий Ріг, 2026 р., 223 с.

Дисертаційна робота присвячена вирішенню важливого науково-технічного завдання, яке полягає в обґрунтуванні та розробленні технологічних рекомендацій щодо впровадження у гірничо-збагачувальному виробництві технології гравітаційного збагачення магнетитових кварцитів у спіральних сепараторах на підставі встановлених залежностей ефективної в'язкості магнетитової суспензії від крупності частинок і температури пульпи як двофазної суміші мінеральних частинок і рідини з різною щільністю, а також закономірностей сегрегації та руху частинок у спіральному сепараторі, визначених за результатами чисельного моделювання гідродинаміки процесу.

У **вступі** наведено загальний опис дисертаційної роботи, розкрито актуальність теми, сформульовано мету та завдання дослідження, наведено використані методи досліджень. Обґрунтовано наукову новизну та практичне значення роботи.

Розділ 1 присвячено узагальненню та систематизації результатів попередніх досліджень, що безпосередньо стосуються тематики дисертаційної роботи. Структурно він складається з чотирьох підрозділів, у яких здійснено критичний аналіз сучасного стану теорії та практики застосування спіральних сепараторів для збагачення залізних руд; розглянуто теоретичні й експериментальні дослідження процесів сегрегації, що відбуваються під час гравітаційного збагачення у спіральних апаратах; проаналізовано наукові роботи, присвячені використанню методів обчислювальної гідродинаміки для моделювання процесів гравітаційного розділення мінеральної сировини.

Особливу увагу приділено роботам таких дослідників, як Пілов П.І., Білецький І.К., Олійник Т.А., Складар Л.В., Gray J., Dolgunin V. N., Shinohara K., Tadros Th. F., Hunter R. J., Holland-Batt A. B. та інших, внесок яких суттєво вплинув на розвиток відповідного наукового напрямку. Виконаний аналіз показав, що, незважаючи на значний обсяг проведених досліджень, потенціал процесів гравітаційного збагачення залізних руд залишається недостатньо реалізованим, зокрема у частині використання явища сегрегації для ефективного розділення дрібних і тонких класів мінеральних частинок.

Встановлено, що одним із ключових факторів, який визначає перебіг процесів у гвинтових сепараторах, є в'язкість суспензії. Цей параметр істотно впливає на характер руху рідини, стан дисперсної твердої фази (ступінь її розпушення), швидкість осадження частинок, а також на енергетичні витрати, пов'язані з транспортуванням пульпи. Це набуває особливого значення для рудних суспензій із широким гранулометричним складом і різною концентрацією твердого.

Зроблено висновок, що подальший розвиток теоретичних основ збагачення дрібних фракцій мінеральної сировини може бути реалізований шляхом застосування сучасних методів математичного моделювання, зокрема методів обчислювальної гідродинаміки (CFD). Це відкриває нові перспективи для прогнозування та оптимізації роботи спіральних апаратів, що, у свою чергу, підвищує ефективність гравітаційного збагачення.

Наприкінці розділу сформульовано висновки, які обґрунтовують актуальність обраного напрямку досліджень, визначено мету, завдання дослідження, об'єкт і предмет дисертаційної роботи, а також окреслено основні завдання, що потребують розв'язання у подальших розділах.

Розділ 2 присвячено аналізу моделей, що встановлюють зв'язок між структурою та в'язкістю дисперсних систем. Показано, що теоретичною основою реологічних рівнянь є мікрореологічні моделі, які пов'язують реологічні властивості з характером руху частинок у в'язкому середовищі, силами взаємодії та гідродинамічними ефектами.

Встановлено, що на течію суспензій істотно впливають броунівський рух, міжчасткові сили тяжіння та відштовхування, а також гідродинамічна взаємодія, особливо за високих концентрацій твердого.

Особливий інтерес становлять теорії, які враховують вплив розмірів частинок через середній ефективний діаметр, оскільки більшість класичних моделей обмежується залежністю в'язкості лише від концентрації. Експериментальні дослідження грубодисперсних суспензій, що використовуються у збагаченні корисних копалин, підтверджують вплив не лише концентрації, а й розміру та форми частинок на ефективну в'язкість.

Встановлено, що надмірна в'язкість суспензії пропорційна об'ємній частці твердої фази та обернено пропорційна об'єму вільної рідини. Показано, що для магнетитових пульп ефективна в'язкість значною мірою залежить від полімодального гранулометричного складу та морфології частинок, що може зумовлювати відмінності у десятки відсотків. Запропоновано метод розрахунку ефективної в'язкості, який враховує розподіл за розмірами, стисненість рідини у міжчастковому просторі та форму частинок, що пояснює розкид експериментальних даних.

Доведено, що в'язкість пульпи обернено пропорційна вмісту частинок крупністю понад 0,1 мм. Для цього класу в діапазоні об'ємних концентрацій твердого 10–70 % в'язкість зростає зі зменшенням частки крупного класу від 100 до 20 %. Встановлено, що дрібні частинки ($<0,1$ мм) починають взаємно ускладнювати рух за менших концентрацій, ніж великі, що є важливим для умов роботи гвинтових сепараторів.

Показано, що зменшення крупності подрібнення по-різному впливає на в'язкість залежно від масової частки твердого: для матеріалу 80 % $-0,044$ мм різке зростання в'язкості настає за концентрацій понад 40 %, тоді як для 80 % $-0,031$ мм — лише за 60 %.

Встановлено також значний вплив температури пульпи: оптимальні умови збагачення досягаються у діапазоні 28–50 °С. Контроль температури у

виробничих умовах дозволяє зменшити втрати цінних компонентів, особливо взимку, коли низька температура технічної води суттєво підвищує в'язкість.

Розділ 3 присвячено дослідженням, що підтверджують доцільність застосування методів обчислювальної гідродинаміки (CFD) для моделювання процесів вільного та утрудненого осадження мінеральних частинок у рідкому середовищі та визначення їх швидкості падіння. Встановлено, що ефективність розділення у спіральному сепараторі суттєво залежить від поєднання розмірів і густини частинок, а також від геометрії поперечного профілю спіралі. Зі збільшенням діаметра частинок вплив турбулентності зменшується, траєкторії стають стабільнішими, що сприяє підвищенню селективності поділу.

У результаті моделювання отримано гідродинамічні та кінематичні характеристики потоку, придатні для оптимізації конструктивних параметрів сепаратора і режимів його роботи. Створено тривимірну модель течії методом скінченних елементів (FEM), що відкриває перспективи подальшої деталізації процесу: локалізації зон турбулентності, аналізу концентраційних профілів та умов формування зон збагачення. Модель має потенціал інтеграції із сучасними середовищами чисельного аналізу, такими як OpenFOAM або COMSOL, через обмін mesh-форматами з FreeFEM++.

Результати CFD-розрахунків були експериментально підтверджені: відносна похибка між модельними та лабораторними даними не перевищила 3,6 %, що є нижчим за типовий інженерний рівень похибки (5–10 %). Встановлено, що зменшення кривизни поперечного профілю жолоба до слабо похилого сприяє зниженню втрат цінного мінералу. Зокрема, у промисловому сепараторі СВШ-2-1000 з параболічним профілем втрати становили 12,5 %, тоді як у лабораторному апараті зі слабо похилим профілем вони не перевищили 3 %.

Розроблена чисельна модель спіральної сепарації базується на системі рівнянь нерозривності та збереження імпульсу, модифікованих з урахуванням багатофазності потоку, генерації та дисипації турбулентної енергії, а також рівнянь балансу сил, що діють на мінеральні частинки. Запропонована автором

методика моделювання спіральної сепарації на основі CFD дозволила здійснити прогнозування сегрегації частинок при збагаченні магнетитових руд.

Особливу увагу приділено використанню моделі підйомної сили Багнольда. Показано, що її врахування забезпечує адекватне прогнозування вертикального розшарування між частинками кварцу та магнетиту, що створює передумови для радіальної сегрегації. У випадку ігнорування цієї сили модель недооцінювала концентрацію заліза у внутрішньому жолобі, що призводило до заниження прогнозованої якості магнетитового концентрату.

Розділ 4 містить результати досліджень впливу технологічних параметрів спіральної сепарації магнетитових руд на ефективність їх збагачення у промислових умовах та практичні рекомендації щодо удосконалення схеми переробки.

У промислових випробуваннях із пісків II стадії класифікації ($\text{Fe}_{\text{заг}}$ - 55,4 %) за допомогою спіральної сепарації отримано товарний концентрат (12,8 % за виходом) із вмістом $\text{Fe}_{\text{заг}}$ понад 68 % при положенні відсікача 95 мм. Доведено необхідність здійснення сепарації у вузьких за крупністю фракціях. Так, при переробці надрешітних продуктів ($\text{Fe}_{\text{заг}}$ - 58,46–61,48 %) у промислових умовах отримано три продукти – важку, середню та легку фракції; при цьому як важка, так і легка фракція відповідали концентрату з $\text{Fe}_{\text{заг}} > 67$ %, тоді як легка фракція містила найбільшу частку переподрібненого магнетиту.

Встановлено можливість отримання високоякісних магнетитових концентратів із вмістом $\text{SiO}_2 < 2$ % без застосування флотації шляхом використання підрешітних продуктів тонкого грохочення.

Досліджено вплив фізико-хімічних властивостей пульпи на ефективність сепарації. Виявлено, що зі зниженням температури пульпи від 28–30 °C до 5 °C її в'язкість (для класу –0,033 мм, 80 %) зростає у 1,96 рази. Це призводить до зниження вилучення $\text{Fe}_{\text{заг}}$ у концентрат на 11,54 % (з 74,08 % до 62,54 %) та погіршення його якості ($\text{Fe}_{\text{заг}}$ зменшується з 68,03 % до 63,48 %).

Перспективними напрямками подальших досліджень визначено моделювання та оптимізацію процесу вилучення дрібних фракцій у спіральних

потоках малої товщини з метою зменшення втрат заліза та зниження вмісту SiO_2 у концентраті. На основі верифікації чисельної моделі можливе створення вдосконаленої схеми гравітаційного концентрування залізної руди.

Розраховано річний економічний ефект від упровадження нової технології, що передбачає об'єднання важкої фракції та зливу гідроциклону з формуванням двох товарних концентратів. Перший (50,32 % за виходом) містить $\text{Fe}_{\text{заг}}$ - 70,6 % та SiO_2 - 1,98 %, другий (49,68 % за виходом) – $\text{Fe}_{\text{заг}}$ - 69,87 % та SiO_2 - 3,22 %. Загальний економічний ефект становить 90,36 млн грн на рік.

У **висновках** узагальнено результати проведеного дослідження, підсумовано виконану роботу та наведено основні наукові й практичні положення, отримані в процесі дослідження.

Дисертація доповнена додатками, у яких містяться акти впровадження дисертаційного дослідження, програма та методика проведення комплексу досліджень й випробувань ефективності застосування методів гравітаційного збагачення на гвинтовому сепараторі в умовах ЗФ ПРАТ «ЦГЗК», результати досліджень.

Наукова новизна

1. Вперше при спіральній гравітаційній сепарації магнетитової пульпи, як двофазної суміші мінеральних частинок та рідини, запропоновано новий спосіб розрахунку ефективної в'язкості пульпи, який враховує полімодальний гранулометричний склад суспензії, стисненість рідини в міжчастковому просторі та вплив форми частинок, що дозволило оцінити підвищення ефективності розділення магнетиту та кварцу на 0,18-0,21 за рахунок зменшення ефективної в'язкості пульпи у потоці на поверхні спірального сепаратору.

2. Вперше доведено, що швидкість руху частинок різної крупності магнетитової суспензії при її збагаченні у спіральному сепараторі визначається кінематичною в'язкістю суспензії і залежить від змінення температури, що дозволило визначити показники збагачення магнетитової руди й уникнути додаткових втрат цінних компонентів, а саме максимальне вилучення заліза у концентрат 74,08-82,08 % при масовій частці заліза загального 68,05-69,03 %

мають місце в визначеному оптимальному діапазоні температури пульпи – 28 - 30 °С.

3 Вперше для прогнозування сегрегації частинок у спіральних сепараторах при збагаченні магнетитових руд розроблена методика моделювання спіральної сепарації, яка ґрунтується на застосуванні математичного апарата методів чисельної гідродинаміки за рахунок застосування ейлерової мультифлюїдної моделі VOF з урахуванням підйомної сили Бегнольда, що дозволила визначити гідродинамічні параметри потоку суспензії, а саме зменшення кривизни профілю поперечного перерізу спірального жолоба з параболічною геометрією поперечного перерізу до слабо похилого, сприяє збільшенню ефективності сегрегації дрібних фракцій мінеральних частинок на 5,48-7,45%.

4 Вперше при гравітаційному збагаченні магнетитових руд у спіральних сепараторах на підставі чисельного моделювання потоку твердих частинок встановлені закономірності сегрегації мінеральних частинок за густиною та висотою спірального потоку малої товщини, що дозволило підвищити ефективність процесу сегрегації мінеральних частинок з 0,69 до 0,87 при збільшенні масової частки твердого в живленні з 20 % до 35 % при використанні спірального сепаратору з параболічною геометрією поперечного перерізу і з 0,73 до 0,94 у разі використання сепаратору з профілем поперечного перерізу у вигляді кривої слабо похилої.

Практичне значення роботи полягає у можливості безпосереднього використання отриманих результатів для вдосконалення промислових технологій спіральної сепарації магнетитових руд. Розроблено методику кількісної оцінки явища сегрегації і виявити закономірності цього процесу з урахуванням чисельного моделювання гвинтової сепарації з визначенням чинників, які впливають ефективність сегрегації мінеральних часток. Запропоновані методики розрахунку ефективної в'язкості пульпи та чисельного моделювання дозволяють оптимізувати режими роботи та конструктивні параметри спіральних сепараторів, зменшити втрати корисного компонента, підвищити якість концентратів і скоротити потребу у додаткових операціях

(зокрема флотації). Впровадження нової технологічної схеми забезпечує значний економічний ефект та підвищує конкурентоспроможність виробництва. На підставі аналізу й синтезу результатів проведених теоретичних та експериментальних досліджень удосконалено технологію збагачення магнетитових кварцитів ПрАТ «ЦЕНТРАЛЬНИЙ ГЗК». Використання спірального гравітаційного сепаратора при збагачення магнетитових руд дозволяє знизити навантаження на подрібнення на 10-12 % та отримати концентрати з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ більше 67 % та SiO_2 менш 2%.. Річний економічний ефект від впровадження нової технології, за якою передбачено об'єднання важкої фракції та зливу гідроциклону та отриманням концентрату (50,32% за виходом) у якому масова частка заліза загального 70,6 % , масова частка SiO_2 1,98%, та отриманням другого продукту – концентрату (49,68% за виходом) з масовою часткою заліза загального 69,87 %, масова частка SiO_2 3,22 %, становитиме 90355061 грн.

Імовірність наукової новизни підтверджена обґрунтованістю прийнятих вихідних передумов, що впливають із теорії гравітаційної сепарації матеріалу; задовільною збіжністю результатів теоретичних і експериментальних досліджень; великим обсягом лабораторних та промислових випробувань, що забезпечують достатню репрезентативність одержаних результатів; їх позитивними результатами в лабораторіях кафедри збагачення корисних копалин і хімії Криворізького національного університету і впровадженням на ПрАТ «Центральний ГЗК», АТ «Південний ГЗК».

Ключові слова:. *Збагачення, продуктивність, крупність, магнетит, в'язкість, сепаратор спіральний, ефективність, моделювання, кварц, залізні руди, Криворізький басейн, гравітація*

ABSTRACT

Rumniytskyi D.O. Substantiation of Technological Parameters of Gravity Concentration of Magnetite Quartzites in Spiral Separators.

Dissertation for the degree of Doctor of Philosophy (PhD) in speciality 184 Mining Engineering. – Kryvyi Rih National University, Kryvyi Rih, 2026. – 223 p.

The dissertation is devoted to solving an important scientific and technical problem consisting in the substantiation and development of technological recommendations for the implementation of gravity concentration technology for magnetite quartzites in spiral separators in mining and mineral processing production. The proposed approach is based on established relationships between the effective viscosity of magnetite suspensions and particle size as well as pulp temperature, considering the pulp as a two-phase mixture of mineral particles and liquid with different densities. In addition, the study determines the regularities of particle segregation and motion in a spiral separator obtained through numerical modelling of the hydrodynamics of the process.

The introduction presents a general description of the dissertation, reveals the relevance of the research topic, formulates the aim and objectives of the study, and describes the research methods used. The scientific novelty and practical significance of the work are substantiated.

Section 1 is devoted to the generalisation and systematisation of the results of previous studies directly related to the topic of the dissertation. Structurally, it consists of four subsections. A critical analysis of the current state of theory and practice of the application of spiral separators for iron ore beneficiation is carried out; theoretical and experimental studies of segregation processes occurring during gravity concentration in spiral devices are reviewed; and scientific works devoted to the application of computational fluid dynamics methods for modelling the processes of gravity separation of mineral raw materials are analysed.

Particular attention is paid to the works of such researchers as Pilov P.I., Biletskyi I.K., Oliinyk T.A., Skliar L.V., Gray J., Dolgunin V. N., Shinohara K., Tadros Th. F., Hunter R. J., Holland-Batt A. B., and others whose contributions have significantly influenced the development of this scientific field.

The performed analysis has shown that, despite the considerable amount of research conducted, the potential of gravity concentration processes for iron ores

remains insufficiently realised, particularly with regard to the use of the segregation phenomenon for effective separation of fine and ultrafine classes of mineral particles.

It has been established that one of the key factors determining the course of processes in spiral separators is the viscosity of the suspension. This parameter significantly affects the nature of fluid motion, the state of the dispersed solid phase (degree of loosening), the settling velocity of particles, as well as the energy consumption associated with pulp transportation. This becomes particularly important for ore suspensions with a wide particle size distribution and varying solids concentration.

It is concluded that further development of the theoretical foundations for the beneficiation of fine fractions of mineral raw materials can be achieved through the application of modern mathematical modelling methods, particularly computational fluid dynamics (CFD). This opens up new opportunities for predicting and optimising the operation of spiral separators, which in turn increases the efficiency of gravity concentration.

At the end of the chapter, conclusions are formulated substantiating the relevance of the chosen research direction. The aim and objectives of the study, the object and subject of the dissertation research are defined, and the main tasks that require solution in the subsequent chapters are outlined.

Section 2 is devoted to the analysis of models establishing the relationship between the structure and viscosity of dispersed systems. It is shown that the theoretical basis of rheological equations is provided by microrheological models that relate rheological properties to the nature of particle motion in a viscous medium, interparticle interaction forces, and hydrodynamic effects.

It has been established that the flow behaviour of suspensions is significantly influenced by Brownian motion, interparticle attractive and repulsive forces, as well as hydrodynamic interactions, particularly at high solid concentrations.

Of particular interest are theories that take into account the influence of particle size through the average effective diameter, since most classical models limit the dependence of viscosity solely to concentration. Experimental studies of coarse-

dispersed suspensions used in mineral processing confirm the influence not only of concentration but also of particle size and shape on the effective viscosity.

It has been established that the excess viscosity of a suspension is proportional to the volumetric fraction of the solid phase and inversely proportional to the volume of free liquid. It is shown that for magnetite pulps the effective viscosity largely depends on the polymodal particle size distribution and particle morphology, which may lead to differences of several tens of per cent. A method for calculating the effective viscosity has been proposed that takes into account the particle size distribution, the confinement of liquid in the interparticle space, and particle shape, thereby explaining the scatter of experimental data.

It has been proven that pulp viscosity is inversely proportional to the content of particles larger than 0.1 mm. For this class, within the range of volumetric solid concentrations of 10–70%, viscosity increases as the proportion of the coarse fraction decreases from 100 to 20%. It has been established that fine particles (<0.1 mm) begin to mutually hinder motion at lower concentrations than coarse particles, which is important for the operating conditions of spiral separators.

It is shown that the reduction in grinding size affects viscosity differently depending on the mass fraction of solids: for material with 80% -0.044 mm, a sharp increase in viscosity occurs at concentrations above 40%, whereas for 80% -0.031 mm this occurs only at 60%.

A significant influence of pulp temperature has also been established: optimal beneficiation conditions are achieved within the range of 28–50 °C. Temperature control under industrial conditions makes it possible to reduce losses of valuable components, particularly in winter when the low temperature of process water substantially increases viscosity.

Section 3 is devoted to studies confirming the feasibility of applying computational fluid dynamics (CFD) methods for modelling the processes of free and hindered settling of mineral particles in a liquid medium and for determining their settling velocity. It has been established that the separation efficiency in a spiral separator significantly depends on the combination of particle size and density, as well

as on the geometry of the spiral cross-sectional profile. As particle diameter increases, the influence of turbulence decreases and particle trajectories become more stable, which contributes to improved separation selectivity.

As a result of the modelling, hydrodynamic and kinematic characteristics of the flow were obtained that are suitable for optimising the structural parameters of the separator and its operating regimes. A three-dimensional flow model was developed using the finite element method (FEM), which opens prospects for further detailed investigation of the process, including localisation of turbulence zones, analysis of concentration profiles, and identification of the conditions for the formation of enrichment zones. The model has the potential to be integrated with modern numerical analysis environments such as OpenFOAM or COMSOL Multiphysics through the exchange of mesh formats with FreeFEM++.

The results of the CFD simulations were experimentally validated: the relative error between the model predictions and laboratory data did not exceed 3.6%, which is lower than the typical engineering error range (5–10%). It has been established that reducing the curvature of the trough cross-sectional profile to a gently inclined form contributes to a reduction in valuable mineral losses. In particular, in the industrial separator SVSh-2-1000 with a parabolic profile, losses amounted to 12.5%, whereas in a laboratory device with a gently inclined profile they did not exceed 3%.

The developed numerical model of spiral separation is based on the system of continuity and momentum conservation equations modified to account for the multiphase nature of the flow, the generation and dissipation of turbulent energy, and the force balance equations acting on mineral particles. The CFD-based modelling methodology for spiral separation proposed by the author made it possible to predict particle segregation during the beneficiation of magnetite ores.

Special attention was given to the use of the Bagnold lift force model. It is shown that accounting for this force ensures adequate prediction of the vertical stratification between quartz and magnetite particles, which creates the preconditions for radial segregation. When this force was neglected, the model underestimated the iron

concentration in the inner trough, which resulted in an underestimation of the predicted quality of the magnetite concentrate.

Section 4 presents the results of studies on the influence of technological parameters of spiral separation of magnetite ores on the efficiency of their beneficiation under industrial conditions, as well as practical recommendations for improving the processing flowsheet.

Industrial tests using the sands of the second stage of classification ($\text{Fe}_{\text{tot}} = 55.4\%$) demonstrated that spiral separation made it possible to obtain a marketable concentrate (12.8% yield) with a total iron content exceeding 68% at a splitter position of 95 mm. The necessity of performing separation within narrow size fractions has been substantiated. Thus, during the processing of oversize products ($\text{Fe}_{\text{tot}} = 58.46\text{--}61.48\%$) under industrial conditions, three products were obtained: heavy, intermediate, and light fractions. Both the heavy and the intermediate fractions corresponded to concentrate with $\text{Fe}_{\text{tot}} > 67\%$, whereas the light fraction contained the largest proportion of overground magnetite.

The possibility of producing high-quality magnetite concentrates with $\text{SiO}_2 < 2\%$ without the use of flotation has been demonstrated through the utilisation of undersize products of fine screening.

The influence of the physicochemical properties of the pulp on separation efficiency was also investigated. It was found that when the pulp temperature decreases from 28–30 °C to 5 °C, its viscosity (for the -0.033 mm size class, 80%) increases by a factor of 1.96. This leads to a decrease in the recovery of total iron in the concentrate by 11.54% (from 74.08% to 62.54%) and deterioration of its quality (Fe_{tot} decreases from 68.03% to 63.48%).

Promising directions for further research include modelling and optimisation of the recovery of fine fractions in spiral flows of small thickness in order to reduce iron losses and decrease the SiO_2 content in the concentrate. Based on the verification of the numerical model, the development of an improved gravity concentration flowsheet for iron ore processing becomes possible.

The annual economic effect of implementing the proposed technology has been calculated. The technology предусматриває the combination of the heavy fraction and the hydrocyclone overflow to produce two commercial concentrates. The first concentrate (50.32% yield) contains $Fe_{tot} = 70.6\%$ and $SiO_2 = 1.98\%$, while the second concentrate (49.68% yield) contains $Fe_{tot} = 69.87\%$ and $SiO_2 = 3.22\%$. The total annual economic effect amounts to UAH 90.36 million.

The conclusions summarise the results of the conducted research, provide an overview of the completed work, and present the main scientific and practical findings obtained during the course of the study.

The dissertation is supplemented with appendices containing the implementation certificates of the dissertation research, the programme and methodology for conducting a set of studies and tests on the efficiency of applying gravity beneficiation methods using a spiral separator under the conditions of the Processing Plant of PJSC “Central Mining and Processing Plant”, as well as the research results

Scientific Novelty.

1. For the first time, in spiral gravity separation of magnetite pulp, considered as a two-phase mixture of mineral particles and liquid, a new method for calculating the effective viscosity of the pulp has been proposed. The method takes into account the polymodal particle size distribution of the suspension, the confinement of liquid in the interparticle space, and the influence of particle shape. This made it possible to assess an increase in the efficiency of magnetite–quartz separation by 0,18-0,21 due to a reduction in the effective viscosity of the pulp within the flow on the surface of the spiral separator.

2. For the first time, it has been proven that the velocity of particles of different size classes in a magnetite suspension during its beneficiation in a spiral separator is governed by the kinematic viscosity of the suspension and depends on temperature variations. This made it possible to determine the beneficiation performance indicators for magnetite ore and to avoid additional losses of valuable components. In particular, the maximum iron recovery into the concentrate (74.08–82.08%) at a total iron content

of 68.05–69.03% is achieved within the identified optimal pulp temperature range of 28–30 °C.

3. For the first time, a methodology for modelling spiral separation has been developed for predicting particle segregation in spiral separators during the beneficiation of magnetite ores. The methodology is based on the application of numerical hydrodynamics methods using the Eulerian multiphase VOF model with consideration of the Bagnold lift force model. This approach made it possible to determine the hydrodynamic parameters of the suspension flow and to establish that reducing the curvature of the spiral trough cross-sectional profile from a parabolic geometry to a gently inclined one increases the efficiency of segregation of fine mineral particles by 5.48–7.45%.

4. For the first time, in the gravity beneficiation of magnetite ores in spiral separators, the regularities of mineral particle segregation by density and height within a thin spiral flow have been established on the basis of numerical modelling of solid particle flow. This made it possible to increase the efficiency of the mineral particle segregation process from 0.69 to 0.87 when the mass fraction of solids in the feed increases from 20% to 35% using a spiral separator with a parabolic cross-sectional geometry, and from 0.73 to 0.94 when using a separator with a gently inclined cross-sectional profile.

Practical Significance of the Research.

The practical significance of the research lies in the possibility of directly applying the obtained results to improve industrial technologies for the spiral separation of magnetite ores. A methodology for the quantitative evaluation of the segregation phenomenon has been developed, making it possible to identify the regularities of this process based on numerical modelling of spiral separation and to determine the factors influencing the efficiency of mineral particle segregation.

The proposed methods for calculating the effective viscosity of pulp and for numerical modelling make it possible to optimise the operating regimes and design parameters of spiral separators, reduce losses of valuable components, improve

concentrate quality, and decrease the need for additional processing stages (in particular flotation).

Implementation of the new technological flowsheet provides a significant economic effect and increases the competitiveness of production. Based on the analysis and synthesis of the results of theoretical and experimental studies, the technology for the beneficiation of magnetite quartzites at Central Mining and Processing Plant has been improved.

The use of spiral gravity separators in the beneficiation of magnetite ores makes it possible to reduce the grinding load by 10–12% and to obtain concentrates with a total iron content of more than 67% and SiO_2 below 2%.

The annual economic effect from the implementation of the new technological scheme—based on the combination of the heavy fraction and hydrocyclone overflow with the production of two concentrates—amounts to UAH 90,355,061. The first concentrate (50.32% yield) contains $\text{Fe}_{\text{tot}} = 70.6\%$ and $\text{SiO}_2 = 1.98\%$, while the second concentrate (49.68% yield) contains $\text{Fe}_{\text{tot}} = 69.87\%$ and $\text{SiO}_2 = 3.22\%$.

The reliability of the scientific novelty is confirmed by the validity of the initial assumptions derived from the theory separation; satisfactory agreement between theoretical and experimental results; a large volume of laboratory and industrial tests ensuring sufficient representativeness of the obtained results; and their positive verification in the laboratories of the Department of Mineral Processing and Chemistry of Kryvyi Rih National University, as well as by their implementation at Southern Mining and Processing Plant.

Keywords: *Beneficiation, productivity, granularity, magnetite, viscosity, spiral separator, efficiency, modeling, quartz, iron ores, Kryvyi Rih basin, gravity.*

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації

1. Олійник Т.А., Румницький Д.О., Скляр Л.В. (2023) Сегрегація частинок при гравітаційній сепарації мінеральних агрегатів у водному середовищі. *Вісник Криворізького національного університету КНУ*. 21 (1),. 47-54. <https://doi.org/10.31721/2306-5451-2023-1-56-47-54> (Фахове видання категорії Б).

2. Oliinyk T., Rumnitsky D., Skliar L. (2025) Determination of the influence of pulp viscosity on the enrichment process of magnetite suspensions in screw separators. *Technology audit and production reserves. Chemical and technological systems*,. 1/3(81), 6-18. <https://doi.org/10.15587/2706-5448.2025.323268> (Scopus, Фахове видання категорії А).

3. Oliinyk T., Rumnytskyi D., Skliar L. (2025) Practice of using spiral separators in magnetite ore dressing. *Geo-Technical Mechanics*, 172, 130-142. <https://doi.org/10.15407/geotm2025.172.130> (Фахове видання категорії Б).

4 Олійник Т.А., Скляр Л.В., Румницький Д.О. (2025) Застосування математичного апарату обчислювальної гідродинаміки для дослідження процесів гравітаційного збагачення магнетитових руд у спіральних сепараторах. *Науковий Журнал Метінвест Політехніка. Серія: Технічні науки*» 5. 277-287. <https://doi.org/10.32782/3041-2080/2025-5-32> (Фахове видання категорії Б).

5 Олійник Т.А., Скляр Л.В., Румницький Д.О., Шлапак В.О. (2025) Моделювання сегрегації частинок у спіральних сепараторах при збагаченні магнетитових руд. *Технічна інженерія* 2(96). 273-288. [https://doi.org/10.26642/ten-2025-2\(96\)-273-288](https://doi.org/10.26642/ten-2025-2(96)-273-288) (Фахове видання категорії Б).

Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації:

6. Олійник, Т.А., Румницький Д.О., Скляр Л.В. (2025) Удосконалення технології отримання концентрату марки КЗВ. *Розвиток промисловості та суспільства. Матеріали міжнар. наук.-техн. конф. Кривий Ріг: КНУ*. – 2025, С. 10. <https://surl.li/zodjqx>

7. Rumnytskyi, D., Oliinyk, T., Skliar, L. (2025) Research on the process of separating mineral particles of iron ore on the inclined surface of spiral separators. *Future of science: innovations and perspectives. Proceedings of the 12th International scientific and practical conference. SSPG Publish. Stockholm, Sweden. 2025. Pp. 70-78.* URL: <https://sci-conf.com.ua/xii-mizhnarodna-naukovo-praktichna-konferentsiya-future-ofscience-innovations-and-perspectives-6-8-10-2025-stokgolm-shvetsiya-arhiv>

8. Румницький Д.О. Олійник Т.А., Скляр Л.В. (2025) Influence of operating parameters on the distribution of mineral. *Матеріали I Всеукраїнської студентської науково-практичної WEB конференції "Технології гірництва –виклики, перспективи, інновації"* Кривий Ріг: КНУ. – 2025. <https://drive.google.com/file/d/1zloolt3fxe9vpnnng28kixb88ev40gcax/view>

9 Наука, промисловість, суспільство. *Матеріали міжнар. наук.-техн. конф. Кривий Ріг: КНУ. – 2026, С. 17.* <https://surl.li/uonihg>

ЗМІСТ

ВСТУП.....	23
РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ ДОСЛІДЖЕНЬ З ВИВЧЕННЯ СЕГРЕГАЦІЇ МАТЕРІАЛУ ПІД ЧАС ГРАВІТАЦІЙНОЇ ПЕРЕРОБКИ ЗАЛІЗНИХ РУД.....	30
1.1.Огляд теорії та практики використання спіральних сепараторів для збагачення залізних руд.....	30
1.2.Теоретичні та експериментальні дослідження явища сегрегації при гравітаційному збагаченні у спіральних сепараторах	47
1.3 Застосування методів обчислювальної гідродинаміки при моделюванні гравітаційного збагачення руд	57
1.4. Висновки, визначення завдань та напрями досліджень.....	61
РОЗДІЛ 2. ВПЛИВ РЕОЛОГІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ПУЛЬПИ НА ПОКАЗНИКИ ЗБАГАЧЕННЯ МАГНЕТИТОВИХ СУСПЕНЗІЙ У СПІРАЛЬНИХ СЕПАРАТОРАХ.....	64
2.1 В'язкість та структура гетерогенних суспензій.....	64
2.2 Розробка моделі ефективної динамічної в'язкості пульпи як двохфазної суміші твердого та рідини при збагаченні магнетитових руд у гвинтовому сепараторі.....	79
2.3 Експериментальні дослідження в'язкості суспензії.....	90
2.3.1 Методика проведення досліджень з визначення в'язкості пульпи залізних руд.....	90
2.3.2 Результати досліджень в'язкості рудної суспензії при різних концентраціях та крупності мінеральних частинок.....	93
2.3.3 Дослідження температурного впливу на реологічні характеристики рудних пульп.....	102
Висновки до розділу 2	107

РОЗДІЛ 3. ЧИСЕЛЬНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПОТОКУ ТВЕРДИХ ЧАСТИНОК У СПІРАЛЬНИХ СЕПАРАТОРАХ ПРИ ЗБАГАЧЕННІ МАГНЕТИТОВИХ РУД.....	110
3.1 Методологія моделювання.....	110
3.1.1 Модель Ейлера - Ейлера.....	111
3.1.2 Модель відстеження інтерфейсу VOF	115
3.1.3 Ейлерова мультифлюїдна модель VOF	116
3.1.4 Модель підйомної сили Багнольда.....	119
3.3 Сітка обчислювальної області	136
3.4. Результати чисельного моделювання процесів розділення частинок у спіральних сепараторах при збагаченні магнетитових руд	138
3.4.1 Покрокова процедура обчислення швидкостей осадження частинок	139
3.4.2 Розрахунок та аналіз швидкості осадження частинок у стиснених гідродинамічних умовах.....	141
3.4.3 Чисельне моделювання поля розділення та руху частинок у спіральному сепараторі.....	143
3.5 . Прогнозування зміни форми плівки потоку.....	148
3.6. Прогнозування ефективності сегрегації розділення частинок у спіральному сепараторі.....	151
3.6.1. Перевірка запропонованої моделі підйомної сили Багнольда	152
3.6.2. Вплив моделі підйомної сили Багнольда на вертикальну стратифікацію частинок.....	153
3.6.3 Механізм ефекту Багнольда на вертикальне розшарування частинок	157
3.6.4 Вплив моделі підйомної сили Багнольда на подальшу радіальну сегрегацію	159

Висновки до розділу 3	166
РОЗДІЛ 4. Розробка технології гравітаційного збагачення магнетитових руд на спіральних сепараторах	169
4.1 Результати промислових досліджень.....	170
4.2 Розробка технологічних схем збагачення магнетитових кварцитів за допомогою спіральних сепараторів.....	185
4.3 Визначення річного економічного ефекту	189
Висновки до розділу 4	191
ВИСНОВОК.....	194
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	198
ДОДАТОК А_Програма та методика проведення комплексу досліджень та випробувань ефективності застосування методів гравітаційного збагачення на гвинтовому сепараторі в умовах ЗФ ПРАТ «ЦГЗК». Результати досліджень..	212
ДОДАТОК Б Акт впровадження результатів дисертаційної роботи.....	220
ДОДАТОК В Акт впровадження в навчальний процес результатів дисертаційної роботи.....	222

ВСТУП

Обґрунтування напряму досліджень. Сучасний розвиток залізорудної промисловості характеризується залученням у переробку сировини з низьким вмістом заліза, дрібними включеннями рудних мінералів і схожими фізико-механічними властивостями, що ускладнює отримання високоякісних концентратів, незважаючи на зростання обсягів виробництва та прагнення до поліпшення техніко-економічних показників.

На сьогоднішній день більшість родовищ залізних руд демонструють стійку тенденцію зниження якості сировини, що видобувається, тоді як вимоги до обсягу і якості одержуваних концентратів зростають. У міру виснаження найбагатших і легкозбагачуваних руд, переробка все частіше зачіпає бідні дрібновкраплені руди зі складним складом. Це диктує необхідність у розвитку ресурсозберігаючих технологій збагачення, що забезпечують комплексне вилучення цінних компонентів, ефективний поділ дрібнодисперсних матеріалів з низькою собівартістю обробки та відповідних сучасним стандартам екологічної безпеки.

Серед різноманіття гравітаційного збагачувального обладнання особливе місце займає спіральна сепарація як ефективний метод розділення тонковкраплених рудних матеріалів [1]. Принцип спіральної сепарації ґрунтується на розподілі мінеральних частинок за густиною під дією комплексу сил, зокрема відцентрової сили та сили тяжіння, у процесі руху пульпового потоку по похилій гладкій або рифленій гвинтовій поверхні [1,2].

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дисертацію виконано відповідно до пріоритетних програм розвитку гірничо-металургійної галузі, що були визначені постановами Кабінету Міністрів України та планами виконання науково-дослідних робіт у Криворізькому національному університеті, а також корпоративними планами розвитку компанії «МЕТІНВЕСТ ХОЛДІНГ». Дисертація є частиною держбюджетної науково-дослідної роботи Криворізького національного університету, а саме: №ДР 0121U109524 «Дослідження закономірностей та обґрунтування методів

підвищення ефективності процесу магнітної сепарації залізної руди із застосуванням ультразвукових технологій».

Мета і завдання дослідження.

Метою роботи є обґрунтування технологічних параметрів гравітаційного збагачення магнетитових кварцитів на підставі встановлення залежностей ефективної в'язкості магнетитової суспензії від крупності частинок та температури пульпи, як двофазної суміші мінеральних частинок та рідини з різною щільністю та закономірностей сегрегації та руху частинок у спіральному сепараторі за рахунок чисельного моделювання гідродинаміки процесу.

Для вирішення поставленої мети необхідно вирішити наступні завдання:

1. Вивчити речовинний склад та мінералого-технологічні особливості сировини, що містить магнетит для вибору та обґрунтування способів їх гравітаційного збагачення.

2. Встановити залежності ефективної в'язкості магнетитової суспензії від крупності частинок та температури пульпи.

3. Розробити спосіб розрахунку ефективної в'язкості рудної суспензії.

4. На основі чисельного моделювання визначити закономірності руху мінеральних частинок різної крупності та щільності на робочій поверхні гвинтових апаратів та гідродинамічні особливості процесу спіральної сепарації.

5. Розробити методику кількісної оцінки явища сегрегації і виявити закономірності цього процесу з урахуванням чисельного моделювання гвинтової сепарації з визначенням чинників, які впливають ефективність сегрегації мінеральних часток.

6. Розробити та обґрунтувати нові технологічні рішення для гравітаційного збагачення тонких мінеральних частинок на основі виявлених закономірностей їх гравітаційного розділення

7. Провести дослідні та промислові випробування пропонуємих технологічних рішень щодо підвищення ефективності гравітаційного збагачення тонких фракцій мінеральної сировини для впровадження їх на діючому виробництві.

Об'єктом дослідження є технологія гравітаційного збагачення магнетитових руд у спіральних потоках невеликої товщини.

Предмет дослідження є залежності показників збагачення магнетитової руди від величини ефективної динамічної в'язкості рудної суспензії від характеристик твердих частинок – полімодального гранулометричного складу та форми частинок; закономірності руху мінеральних частинок різної крупності та щільності на робочій поверхні спіральних сепараторів та гідродинамічні особливості процесу спіральної сепарації

Ідея роботи полягає у розробці та обґрунтуванні методів оцінки реологічних властивостей магнетитових пульп і чисельного моделювання процесів спіральної сепарації з метою підвищення ефективності гравітаційного збагачення магнетитових руд.

Наукові положення, винесені на захист:

1. Ефективність спіральної гравітаційної сепарації магнетитових пульп, як двофазних систем «тверде–рідина», визначається ефективною та кінематичною в'язкістю суспензії, які залежать від полімодального гранулометричного складу, форми частинок і температури пульпи; при цьому зменшення ефективної в'язкості та підтримання оптимального температурного режиму (28–30 °С) забезпечує підвищення селективності розділення магнетиту і кварцу на 5–10 % та максимальне вилучення заліза у концентрат на рівні 74,08–82,08 % при масовій частці $Fe_{\text{заг}}$ 68,05–69,03 %.

2. Модель процесу спіральної сепарації магнетитових руд із застосуванням методів обчислювальної гідродинаміки заснована на використанні ейлерової мультифлюїдної моделі VOF з урахуванням підйомної сили Бегнольда дозволяє встановити гідродинамічні закономірності руху суспензії та довести, що зменшення кривизни поперечного профілю спірального жолоба сприяє підвищенню ефективності сегрегації дрібних фракцій на 5,48–7,45 %, що призводить до зростання ефективності процесу збагачення магнетитових руд від 0,69 до 0,87 при збільшенні вмісту твердого з 20 % до 35 % у сепараторі з

параболічним профілем та від 0,73 до 0,94 – у сепараторі зі слабо похилим профілем.

Наукова новизна отриманих результатів.

1. Вперше при спіральній гравітаційній сепарації магнетитової пульпи, як двофазної суміші мінеральних частинок та рідини, запропоновано новий спосіб розрахунку ефективної в'язкості пульпи, який враховує полімодальний гранулометричний склад суспензії, стисненість рідини в міжчастковому просторі та вплив форми частинок, що дозволило оцінити підвищення ефективності розділення магнетиту та кварцу на 0,18-0,21 за рахунок зменшення ефективної в'язкості пульпи у потоці на поверхні спірального сепаратору.

2. Вперше доведено, що швидкість руху частинок різної крупності магнетитової суспензії при її збагаченні у спіральному сепараторі визначається кінематичною в'язкістю суспензії і залежить від змінення температури, що дозволило визначити показники збагачення магнетитової руди й уникнути додаткових втрат цінних компонентів, а саме максимальне вилучення заліза у концентрат 74,08-82,08 % при масовій частці заліза загального 68,05-69,03 % мають місце в визначеному оптимальному діапазоні температури пульпи – 28 - 30 °C.

3 Вперше для прогнозування сегрегації частинок у спіральних сепараторах при збагаченні магнетитових руд розроблена методика моделювання спіральної сепарації, яка основана на застосуванні математичного апарата методів чисельної гідродинаміки за рахунок застосування ейлерової мультифлюїдної моделі VOF з урахуванням підйомної сили Бегнольда, що дозволило визначити гідродинамічні параметри потоку суспензії, а саме зменшення кривизни профілю поперечного перерізу спірального жолоба з параболічною геометрією поперечного перерізу до слабо похилого, сприяє збільшенню ефективності сегрегації дрібних фракцій мінеральних частинок на 5,48-7,45%.

4 Вперше при гравітаційному збагаченні магнетитових руд в спіральних сепараторах на підставі чисельного моделювання потоку твердих частинок встановлені закономірності сегрегації мінеральних частинок за густиною та

висотою спірального потоку малої товщини, що дозволило підвищити ефективність процесу сегрегації мінеральних частинок з 0,69 до 0,87 при збільшенні масової частки твердого в живленні з 20 % до 35 % при використанні спірального сепаратору з параболічною геометрією поперечного перерізу і з 0,73 до 0,94 у разі використання сепаратору з профілем поперечного перерізу у вигляді кривої слабо похилої.

Методи дослідження: узагальнення та аналіз науково-технічної інформації; гранулометричні, мінералогічні, хімічні методи аналізу, визначення ступеня розкриття корисних копалин; методи обчислювальної гідродинаміки та дискретних елементів; лабораторні та виробничі дослідження зі збагачення з використанням спіральної сепарації, статистичні методи обробки результатів.

Обґрунтованість і достовірність наукових положень, висновків і рекомендацій підтверджується великим обсягом експериментальних досліджень, порівнянністю результатів, розрахункових, лабораторних експериментів і промислових випробувань в умовах існуючого виробництва, оцінкою даних, отриманих методами математичної статистики, застосуванням сучасного програмного забезпечення, обладнання та вимірювальних приладів.

Наукове значення роботи полягає у розвитку теоретичних основ гравітаційного збагачення магнетитових руд у спіральних сепараторах шляхом поєднання експериментальних досліджень та чисельного моделювання. Запропоновано методику визначення ефективної в'язкості пульпи з урахуванням гранулометричного складу та форми частинок, що дозволяє пояснити розбіжності експериментальних даних. Розроблена модель спіральної сепарації на основі методів обчислювальної гідродинаміки дала змогу встановити закономірності сегрегації мінеральних частинок та оцінити вплив геометрії жолоба на селективність процесу. Отримані результати створюють теоретичну основу для підвищення ефективності та оптимізації технологій збагачення тонких класів мінеральної сировини.

Практичне значення отриманих результатів. Практичне значення роботи полягає у можливості безпосереднього використання отриманих результатів для

вдосконалення промислових технологій спіральної сепарації магнетитових руд. Розроблено методику кількісної оцінки явища сегрегації і виявити закономірності цього процесу з урахуванням чисельного моделювання гвинтової сепарації з визначенням чинників, які впливають ефективність сегрегації мінеральних часток. Запропоновані методики розрахунку ефективної в'язкості пульпи та чисельного моделювання дозволяють оптимізувати режими роботи та конструктивні параметри спіральних сепараторів, зменшити втрати корисного компонента, підвищити якість концентратів і скоротити потребу у додаткових операціях (зокрема флотації). Впровадження нової технологічної схеми (АТ «ПІВДЕННИЙ ГЗК», ПРАТ «ЦЕНТРАЛЬНИЙ ГЗК») забезпечує значний економічний ефект та підвищує конкурентоспроможність виробництва. На підставі аналізу й синтезу результатів проведених теоретичних та експериментальних досліджень удосконалено технологію збагачення магнетитових. Використання спірального гравітаційного сепаратора при збагачення магнетитових руд дозволяє знизити навантаження на подрібнення на 10-12 % та отримати концентрати з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ більше 67 % та SiO_2 менш 2%. Річний економічний ефект від впровадження запропонованої технологічної схеми, яка передбачає об'єднання важкої фракції спіральної сепарації зі зливом гідроциклону, становить 90 355 061 грн. У результаті реалізації даної схеми забезпечується отримання високоякісного концентрату з виходом 50,32 %, у якому масова частка загального заліза становить 70,6 %, а масова частка SiO_2 - 1,98 %, а також другого товарного концентрату з виходом 49,68 %, що характеризується масовою часткою загального заліза 69,87 % та вмістом SiO_2 на рівні 3,22 %..

Особистий внесок здобувача полягає в розробленні наукових результатів, винесених на захист, формулюванні мети, наукової новизни і завдань досліджень, теоретичному й експериментальному обґрунтуванні технології гравітаційного збагачення залізовмісних руд, перевірці результатів досліджень у лабораторних і промислових умовах.

Апробація результатів дисертації. Основні положення та результати дослідження були представлені й одержали схвалення на наукових семінарах кафедри збагачення корисних копалин і хімії Криворізького національного університету; на міжнародних науково-технічних конференціях «Розвиток промисловості і суспільства» (м. Кривий Ріг, 2022–2026 pp.), «Proceedings of the 12th International scientific and practical conference, . Stockholm, Sweden» (2025 p).

Публікації. Основний зміст дисертації опубліковано в 9 працях, зокрема: 5 статей – у фахових виданнях; 4 тези – в українських та іноземних виданнях.

Структура та обсяг дисертації. Дисертація складається зі вступу, 4 розділів, висновків, списку використаних джерел зі 128 найменувань на 14 сторінках. Загальний обсяг дисертації становить 223 сторінок, зокрема 197 – основного тексту. Дисертація містить 42 рисунків, 36 таблиць.

РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ ДОСЛІДЖЕНЬ З ВИВЧЕННЯ СЕГРЕГАЦІЇ МАТЕРІАЛУ ПІД ЧАС ГРАВІТАЦІЙНОЇ ПЕРЕРОБКИ ЗАЛІЗНИХ РУД

1.1. Огляд теорії та практики використання спіральних сепараторів для збагачення залізних руд

На сьогоднішній день широке застосування у світовій практиці збагачення чорних, кольорових і рідкісних металів, вугілля, розсипів та неметалевих корисних копалин знайшли спіральні сепаратори (гвинтові сепаратори та гвинтові шлюзи), які розширили межі збагачення за крупністю з 0,07-2 мм до 0,02 мм по нижній межі крупності до 12 мм [1].

Галузь застосування того або іншого типу гвинтового апарата визначається крупністю цінних мінералів. При крупності цінних мінералів 0,1 – 3 мм застосовують гвинтові сепаратори, для дрібнішого матеріалу 0,05 – 0,2 мм використовують гвинтові шлюзи. [2].

Спіральний сепаратор представляє собою нерухомий спіральний жолоб з вертикальною віссю (рис.1.1).

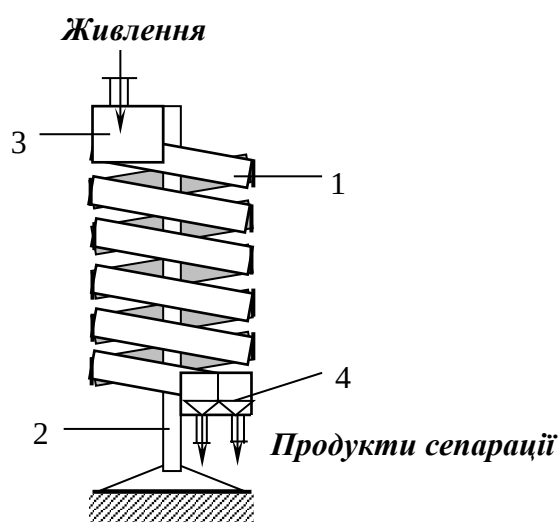


Рис 1.1 Загальний вигляд гвинтового сепаратора:

1 – гвинтовий жолоб; 2 – опора; 3 – завантажувальний пристрій; 4 – розвантажувальний пристрій [2].

Пульпа подається у верхню частину жолоба і під дією сили тяжіння стікає по ньому донизу у вигляді відносно тонкого, різного по глибині потоку [2]. При

гвинтовій сепарації розподіл руди здійснюється за щільністю зерен, завдяки впливу на частинки відцентрової сили та сили тяжіння в умовах руху потоку пульпи по похилій гладкій або рифленій площині [1].

У спіральних сепараторах пульпа рухається по похилій площині зі зваженими в ньому частинками, зазнає при цьому опір, створюваний шорсткістю поверхні, рифлями, осілими частинками. На частинку, що рухається в потоці, діють такі сили: гравітаційна, динамічного тиску потоку, тертя, динамічного впливу вертикальної складової швидкості вихрових водних потоків, що утворюються при турбулентних режимах [1, 2].

Збагачення у гвинтових сепараторах відбувається під дією різних механізмів: класифікація при стисненому осадженні, просочування в проміжках, вертикального зсуву Багнольда, яка відіграє значну роль завдяки відносно високій швидкості зсуву та поперечній циркуляції потоку.

При русі пульпи спіральним жолобом на потік пульпи в цілому і на кожен мінеральну частину крім гравітаційних і гідродинамічних сил діють відцентрові сили. Взаємодія вказаних сил спричиняє розподіл матеріалу залежно від його густини: зерна важких мінералів осідають у нижній частині поблизу внутрішнього краю жолоба, тоді як зерна легких мінералів піднімаються у верхні шари потоку та переносяться до зовнішнього краю [3,4].

У міру того, як пульпа тече гвинтовим жолобом, відбувається її розшарування по вертикалі: важкі частинки переходять у низькошвидкісну зону біля поверхні жолоба, а легкі нашаруються над ними в зоні з великою швидкістю [5].

Відмінності у відцентрованих силах, які діють на різні компоненти потоку, примушують його циркулювати у поперечному напрямку. Потік біля поверхні рухається до зовнішнього борту з максимальною швидкістю. Потім прямує вниз всередину до внутрішнього борту. Ця поперечна циркуляція потоку змушує важкі частинки переміщуватися всередину за напрямом до збірника продуктів. Легкі частинки, які пливуть, але повільно осаджувальні мінерали відводяться

через отвори. Важкі та легкі мінеральні складові потоку рухаються по горизонталі у протилежних напрямках та відокремлюються одні від одних [5].

Профіль поперечного перерізу (слід, утворений від перетину жолоба з вертикальною площиною) може бути елементом горизонтального або вертикального еліпса з різним співвідношенням півосей, коло або похилу пряму лінію.

Етапи розділення продуктів в жолобі спірального сепаратору [1, 2]:

1 - розшарування матеріалу по вертикалі і переході важких мінералів в придонний шар дрібних важких зерен за їх крупністю й густиною.

2 - розділення частинок радіально за густиною та розміром при русі зерен вниз зі створенням мінерального віяла продуктів сепарації концентрату, промпродукту, відходів.

Поток пульпи має наступні характерні особливості.

1. Потік приймає похило положення щодо горизонту з характерним серповидним профілем поперечного перерізу.

2. Глибина потоку в різних зонах поперечного перерізу різна: мала біля внутрішнього борту, найбільша – у середній частині, ближче до зовнішнього борту.

3. Максимальна поздовжня швидкість потоку має місце біля зовнішнього борту і досягає 1,5–2,0 м/с, а мінімальна у внутрішнього борту – 0,1–0,2 м/с. По висоті потоку швидкості елементарних шарів також різні, як і у прямолінійних потоках.

4. У спіральному жолобі через відмінність швидкостей потоку верхні шари потоку віддаляються від осі обертання, а нижні переміщаються у напрямку найбільшого ухилу спіральної поверхні. Виникає поперечна циркуляція потоку, що сприяє переміщенню зерен важкого мінералу, що рухаються в придонному шарі, до внутрішнього борту ринви.

Швидкість поперечної циркуляції потоку становить 0,3-0,4 м/с у зовнішнього борту та 0,1-0,13 м/с – у внутрішнього. Таким чином, потік пульпи при русі гвинтовим жолобом обертається навколо вертикальної осі і одночасно

обертається навколо спіральної (власної поздовжньої) осі. Повний оборот потік пульпи навколо власної поздовжньої осі здійснює приблизно через півтора оберти навколо вертикальної осі, тобто на півтора витках гвинтового жолоба.

Спіральні сепаратори, які виготовляють різні виробники мають, взагалі, однаковий зовнішній вигляд, а робота та регулювання змінюється незначно. Профілі поперечного перетину жолоба спірального сепаратору надано на рис. 1.2 [2].

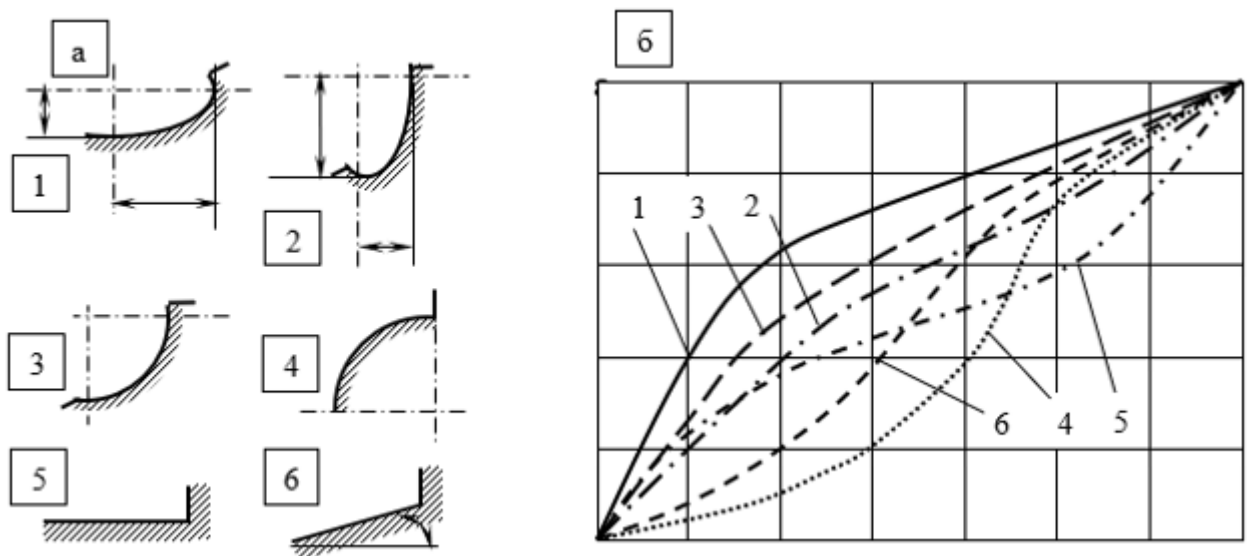


Рис. 1.2. Вплив профілю поперечного перетину жолоба гвинтового апарата на показники збагачення руди (вихід і вилучення)

a – профілі поперечного перетину жолоба; *б* – показники збагачення при відповідному профілі жолоба 1,2,3,4,5,6 [2].

При переробці дрібнодисперсних матеріалів крупністю до 0,2 мм доцільним є застосування пологого профілю жолоба, виконаного у формі кубічної параболи, що забезпечує більш ефективне розділення мінеральних частинок за густиною. Для збагачення матеріалів крупністю 2–12 мм більш раціональним є використання випуклого профілю поперечного перерізу жолоба, сформованого двома відрізками прямих: ділянкою, нахиленою до горизонтальної площини під кутом 17° у зоні виділення концентрату, та горизонтальною ділянкою поблизу зовнішнього борту. Така геометрія сприяє стабілізації потоків пульпи та

підвищенню селективності розділення. Вплив профілю поперечного перерізу жолоба на технологічні показники збагачення матеріалу крупністю менше 2 мм наведено на рис. 1.2, б [2].

Вивід продуктів збагачення. Спіральні сепаратори мають відсікачі. Розташування ножів відсікачів визначається для кожної сировини дослідним шляхом і не змінюється в процесі роботи [2].

Заїлювання. Спіральні сепаратори заїлюються впродовж внутрішнього краю потоку пульпи та безладно змінюється по контуру жолоба. Це приводить до зміни технологічних показників гвинтової сепарації.

Крупність мінеральних зерен. На спіральних сепараторах ефективніше вилучаються матеріал крупністю понад 0,2 мм.

Форма частинок. У практиці збагачення корисних копалин важливе значення має форма зерен мінералів, що підлягають розділенню. Найбільш сприятливими для ефективного гравітаційного збагачення є випадки, коли мінерали, що формують пусту породу, представлені переважно округлими зернами з коефіцієнтом сферичності 0,8–1,0, тоді як зерна корисного компонента мають плоску або пластинчасту форму з коефіцієнтом сферичності 0,2–0,6. Така відмінність у морфологічних характеристиках частинок сприяє підвищенню селективності розділення, оскільки суттєво впливає на швидкість їх переміщення у гравітаційному полі та умови взаємодії з потоком пульпи [2].

Підготовка матеріалу до процесу збагачення передбачає його попередню класифікацію та знешламлення, що є необхідними умовами для підвищення ефективності подальшого розділення мінеральних частинок. Класифікація здійснюється за допомогою грохотів або гідравлічних класифікаторів залежно від гранулометричного складу та властивостей вихідної сировини. За наявності у живленні сепарації 30 – 40 % класу крупності $-0,074$ мм проведення знешламлення є обов'язковим, оскільки надлишковий вміст тонкодисперсних шламів призводить до підвищення в'язкості пульпи, що негативно впливає на гідродинамічні умови процесу та знижує ефективність гравітаційного збагачення [2, 5].

Вміст твердого в живленні повинен складати 6 – 8 %.

Густина пульпи. Діапазон густини пульпи залежить від типу самого гвинтового сепаратора. Так круто похилі сепаратор працюють при більш високому вмісті твердого. В той же час підвищений вміст твердого порушує нормальну модель потоку, при якому осадження переходить з режиму стисненого осадження в режим зворотної класифікації (рис. 1.3). Оптимальний вміст твердого у пульпі залежить від матеріалу, що переробляється [5].

Навантаження за твердим. Цей показник можливо розглядати як фактор швидкості потоку та густини пульпи, або вмісту твердого у рідині. Збільшення витрат твердого, шляхом підвищення густини пульпи при постійних витратах, призводить до зниження вилучення корисного компоненту твердого у концентрат.

Підтримання постійного навантаження за рахунок збільшення густини пульпи та зменшення її витрат призводить до збільшення вилучення і зменшення вмісту корисного компоненту у концентраті.

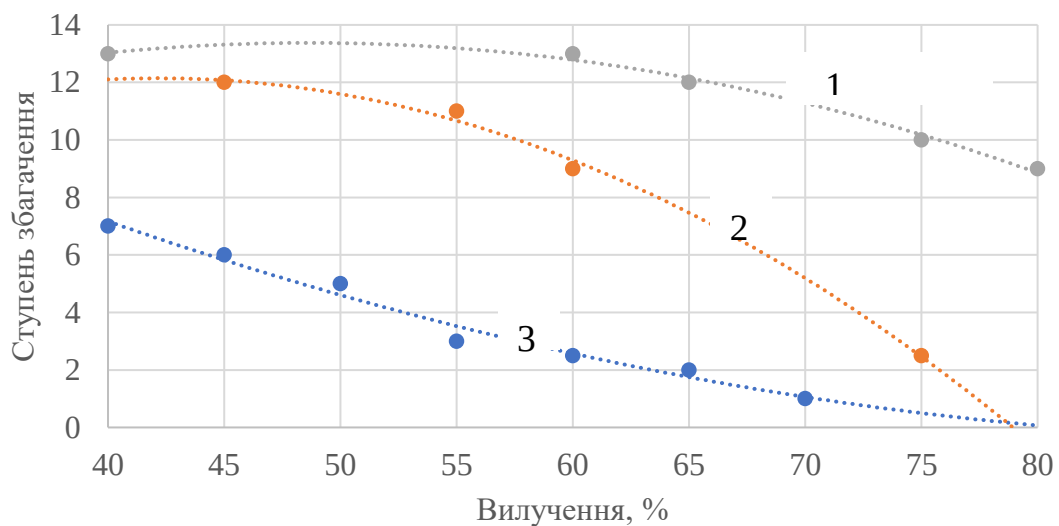


Рис. 1.3. Залежність ступеню збагачення залізних руд від вилучення заліза у концентрат при різній масовій частці твердого у живленні: 1 – 30%, 2 -40 %, 3- 50 %

Спіральні сепаратори мають широкий діапазон продуктивності при досягненні ефективної сепарації від 0.5 до 4 т/ год.

Оптимальне навантаження за твердим залежить від типу живлення, та діапазону крупності [5].

Витрати змивної води. Змивна вода подається по довжині жолоба для очищення смуги важких мінералів від легких. Витрати змивної води залежать від матеріалу, навантаження сепаратора, розподілу за крупністю твердих частинок у пульпі живлення. Оптимальні витрати води встановлюються в кожному випадку. Недостатність змивної води призводить до одержання бідних концентратів.

У технічній літературі наводяться результати застосування спіральних сепараторів на різних рудах, але практично відсутні дані про механізм розділення та вплив різних параметрів на процес розділення, що ускладнює їх регулювання та не дозволяє об'єктивно оцінити можливості використання на новій сировині [6].

Дослідження з вивчення впливу основних факторів на роботу гвинтового шлюзу: продуктивності за твердим, вмісту твердого в пульпі, в'язкості рідкої фази, крупності важкого компонента проводилися на штучних сумішах методом рототабельного ортогонального планування експериментів другого порядку, Оскільки отримання достовірної інформації при роботі на конкретних рудах утруднено через складність їх речовинного складу, наявності інших факторів, вплив яких у процесі збагачення важко врахувати.

Вплив крупності важких частинок на їх вилучення. Вилучення важких частинок значно залежить від їхньої крупності. У цьому має місце, з одного боку, істотне зниження показників вилучення дрібних важких частинок, з іншого, наявність максимуму з подальшим деяким зниженням вилучення великих важких частинок з максимумом в області понижених значень кінематичного коефіцієнта в'язкості.

Частинки всіх розмірів при високій продуктивності апарату та високому вмісті твердого у пульпі найкраще вилучаються при в'язкості суспензії близько $0,0075 \text{ см}^2/\text{с}$, яка відповідає температурі води $30-35^\circ \text{C}$.

Спіральні сепаратори постійно вдосконалювалися протягом останніх 40 років. У центрі уваги деяких розробок була обробка дедалі дрібніших мінеральних частинок [7,8].

Практика використання спіральних сепараторів.

Переробка залізорудної сировини з використанням спіральної сепарації здійснюється, в основному, для гематитових та магнетит-гематитових руд у поєднанні з флотацією та магнітною сепарацією.

За кордоном активно застосовуються різні технологічні схеми переробки гематитових і магнетит-гематитових руд з допомогою спіральної сепарації.

Широкого поширення спіральні сепаратори набули в Канаді, де вони успішно застосовуються у поєднанні з процесами магнітної сепарацією для збагачення гематитових та магнетит-гематитових руд.

На збагачувальній фабриці родовища Bloom Lake [9], розташованого в провінції Квебек, переробляються гематитові руди, до основних мінералів яких належать: мусковіт, біотит, кварц, амфіболи та піроксени. Відмінна риса родовища у тому, що частка гематитового заліза становить у середньому 85-90% від загальної частки заліза, а магнітного – менше 5%. Наголошується наявність у руді силікатного заліза, що негативно впливає на загальне вилучення заліза в концентрат.

Зважаючи на те, що основним рудним мінералом родовища є гематит, у проєкті було прийнято технологічну схему з використанням спіральної сепарації. Річна продуктивність фабрики за рудою становить 20 млн. т, за залізорудним концентратом - 7,4 млн. т. Основні проєктні показники наведено у таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 - Показники роботи фабрики Bloom Lake

Найменування продуктів	Вихід, %	Масова частка заліза, %	Вилучення заліза, %
Вихідна руда	100	29,0	100
Концентрат	16,8	66,2	84,0
Хвости	63,2	7.30	16,0

Технологічна схема фабрики наведена на рис. 1.4 і включає наступні операції:

- рудопідготовка на основі технології самоподрібнення із класифікацією за класом крупності 1мм на вібраційних грохотах;
- основна спіральна сепарація, з отриманням чорнового концентрату (масова частка $Fe_{\text{заг.}}$ 52-54%), промпродукту (20-25% $Fe_{\text{заг.}}$) та відвальних хвостів (7-8 % $Fe_{\text{заг.}}$);
- промпродуктова спіральна сепарація, з отриманням чорнового концентрату та відвальних хвостів;

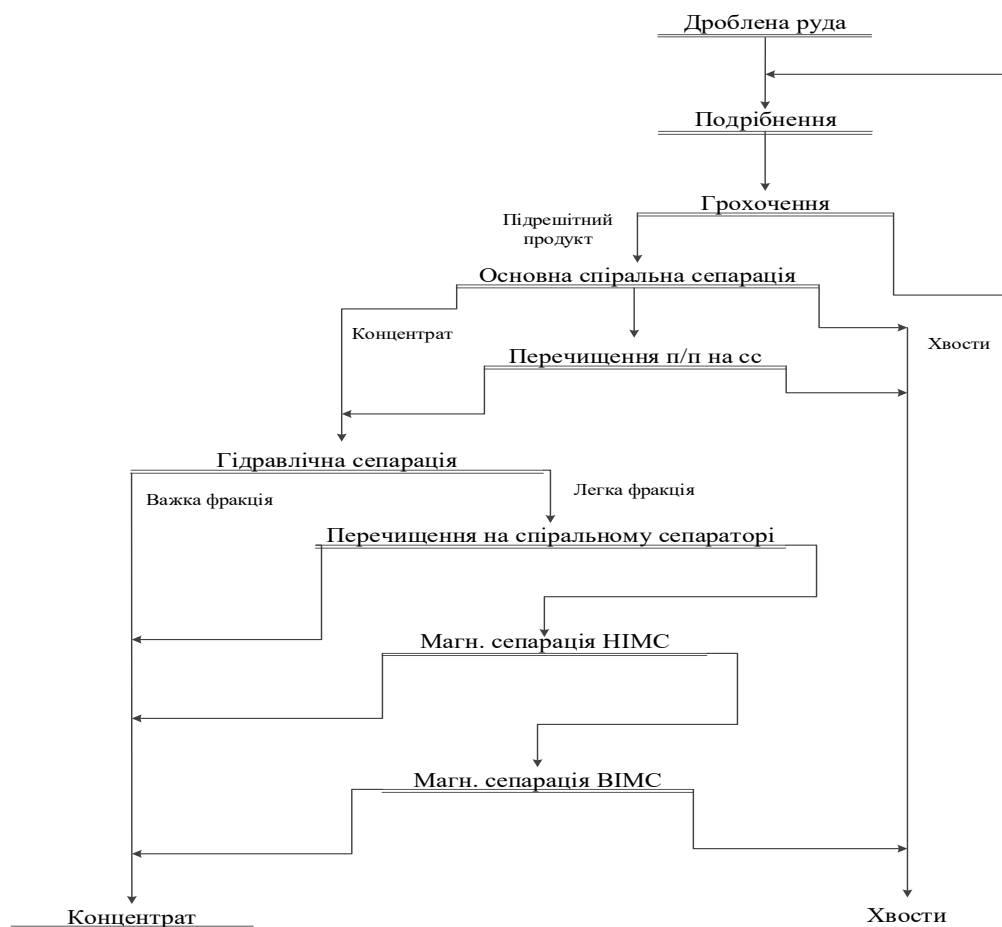


Рис. 1.4. Схема збагачення руди на фабриці Bloom Lake

- протиточна гідравлічна сепарація чорнового концентрату, яка забезпечує видалення тонкозернистого шламового продукту та дозволяє отримати готовий концентрат із масовою часткою $Fe_{\text{заг.}}$ понад 67%;
- перечистна сепарація для отримання тонкого гематиту з легкої фракції гідравлічного сепаратора;

- магнітна сепарація у слабкому та сильному полі для вилучення магнетиту та зниження втрат гематиту з відвальними хвостами фабрики.

Якість магнітних продуктів становить 44-48% за $Fe_{\text{ззаг}}$. Але оскільки вихід даного продукту незначний (менше 1%), то якісні характеристики товарного концентрату не змінюються. Гравітаційний концентрат поєднується з магнітними продуктами та надходить на фільтрацію. Розроблена на фабриці технологічна схема забезпечує ефективне очищення концентрату силікатних мінералів. Вміст SiO_2 - у середньому становить 4,4%, Al_2O_3 – 0,25-0,3%..

Іншим прикладом використання спіральної сепарації для виділення залізорудного концентрату є збагачувальна фабрика, що переробляє руди родовища Камі (провінція Лабрадор, Канада) [10].

Цінні мінерали в цих рудах представлені гематитом і магнетитом. При цьому для окремих ділянок родовища характерно більший вміст гематиту ніж магнетиту, а для інших навпаки. Вміст гематиту варіюється в діапазоні 1-52%, а магнетиту - 2-36%. Основними породоутворюючими мінералами є кварц (вміст до 44%), амфіболи /піроксени (не більше 13%). Масова частка заліза загального у рудах становить близько 30%.

Зважаючи на присутність у рудах як гематиту, так і магнетиту на збагачувальній фабриці передбачено переробку вихідної руди за комбінованою гравітаційно-магнітною схемою з використанням процесів спіральної сепарації та магнітної сепарації в полі слабкої напруженості. Річний обсяг переробки руди становить близько 23 млн. тон при виробництві 7,8 млн. тон концентрату. Якісно-кількісні показники роботи фабрики наведено у таблиці 1.2.

Таблиця 1.2 - Показники роботи збагачувальної фабрики, яка переробляє руду родовища Камі

Найменування продуктів	Вихід, %	Масова частка заліза, %	Вилучення заліза, %
Вихідна руда	100	28,6	100
Колективний концентрат	33,9	65,2	77,3
Хвости	66,1	9.80	22,7

Технологічна схема збагачення дробленої руди проводиться у разі схемою, що надана на рис. 1.5. Цикл рудопідготовки передбачає використання млинів самоподрібнення та двох стадій класифікації: первинну на скальпуючому грохоті та основну на вібраційному грохоті.

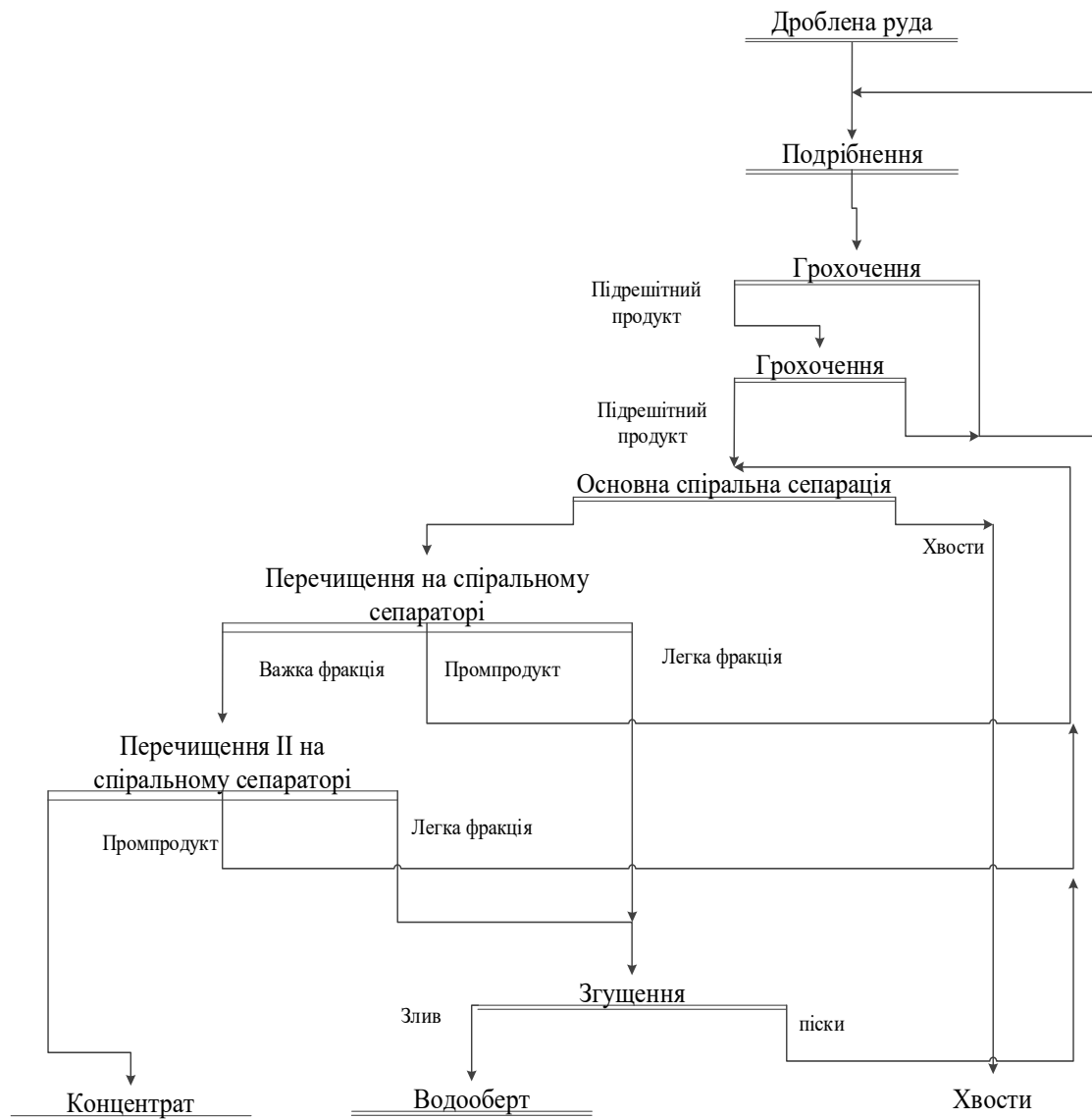


Рис. 1.5. Схема збагачення руди родовища Камі

Подрібнена руда поступає на основну спіральну сепарацію, де виділяється чорновий концентрат та хвости, які прямують у цикл отримання магнетитового концентрату. Вилучення магнетиту з даного продукту проводиться за схемою стадіального виведення хвостів і доподрібнення магнітної фракції із застосуванням трьох стадій магнітної сепарації в полі слабкої напруженості.

Чорновий концентрат основної спіральної сепарації надалі дозбагується до необхідної якості на другій та третій стадії спіральної сепарації. Промпродукти даних операцій рециркулюють в голову процесу. Шлами гвинтової сепарації після згущення також надходять на першу стадію гвинтової сепарації

Отримані гравітаційний та магнітний концентрати при об'єднанні характеризуються масовою часткою заліза загального на рівні 65%, вмістом домішок у вигляді SiO_2 – 4,3%; Al_2O_3 – 0,1% та S – 0,01%.

Під час розробки технології збагачення руд родовища Julienne Lake (Канада) також передбачено використання гравітаційної схеми з урахуванням трьохстадіальної спіральної сепарації [11].

Основним цінним мінералом у цих рудах є гематит, його вміст коливається не більше 25-55% у різних ділянках родовища. Порожня порода представлена переважно кварцом та домішками інших силікатів.

Проектні показники збагачення вихідної мінеральної сировини показані у таблиці 1.3. Технологічна схема отримання гематитового концентрату наведена на рис. 1.6.

Таблиця 1.3 – Показники роботи збагачувальної фабрики Julienne Lake

Найменування продуктів	Вихід, %	Масова частка заліза, %	Вилучення заліза, %
Вихідна руда	100	33,20	100
концентрат	37,7	66,0	74,9
Хвости	62,3	13,40	25,1

Процес подрібнення дробленої руди заснований на застосуванні технології самоподрібнення, а контроль крупності зливу млина здійснюється на скальпуючому грохоті для відсіву великих фракцій матеріалу та вібраційному грохоті (основна класифікація). Процес збагачення проводиться з використанням трьохстадіальної спіральної сепарації. При цьому хвости першої стадії виводяться у хвостосховище, а другої та третьої - на рециркуляцію в першу стадію спіральної сепарації.

На збагачувальній фабриці компанії LKAB, розташованій на околицях міста Malmberget, Швеція, переробляються гематит-магнетитові руди [12].

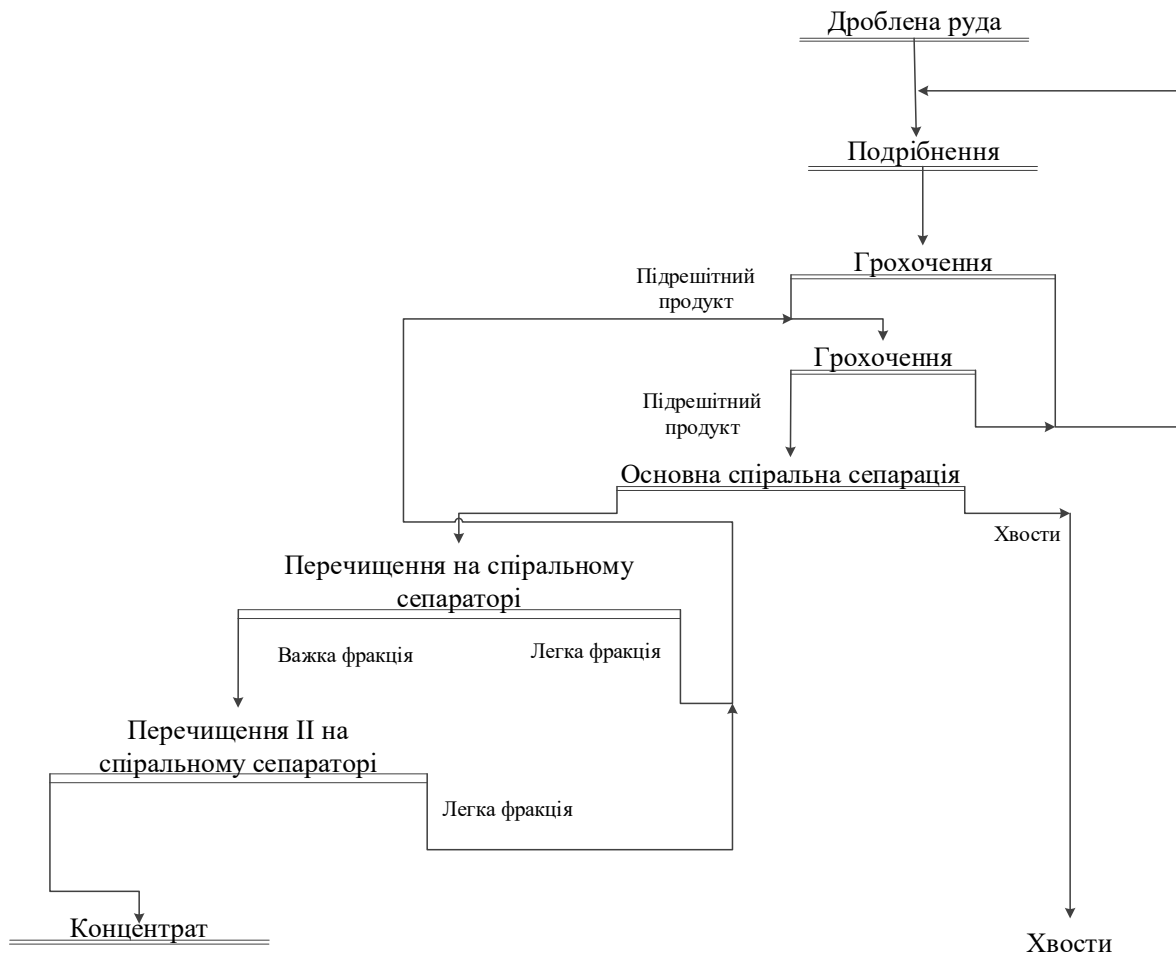


Рис.1.6 Схема збагачення руди родовища Julianne Lake

Ступінь окислення руд варіюється в широкому діапазоні. Тому відношення вмісту магнетиту та гематиту змінюється від 0,2 до 1, в окремих випадках ця величина перевищує одиницю. Вміст мінералів оксидів заліза (в основному гематиту) в руді, як правило, становить 66,2%, проте в переробку можуть надходити як багаті руди, так і бідні руди, тому цей показник може змінюватись в діапазоні 53,6-78,4%. .

Змінний речовий склад зажадав використання технології збагачення вихідної руди, що поєднує процеси гравітаційного збагачення та магнітної сепарації (рис. 1.7).

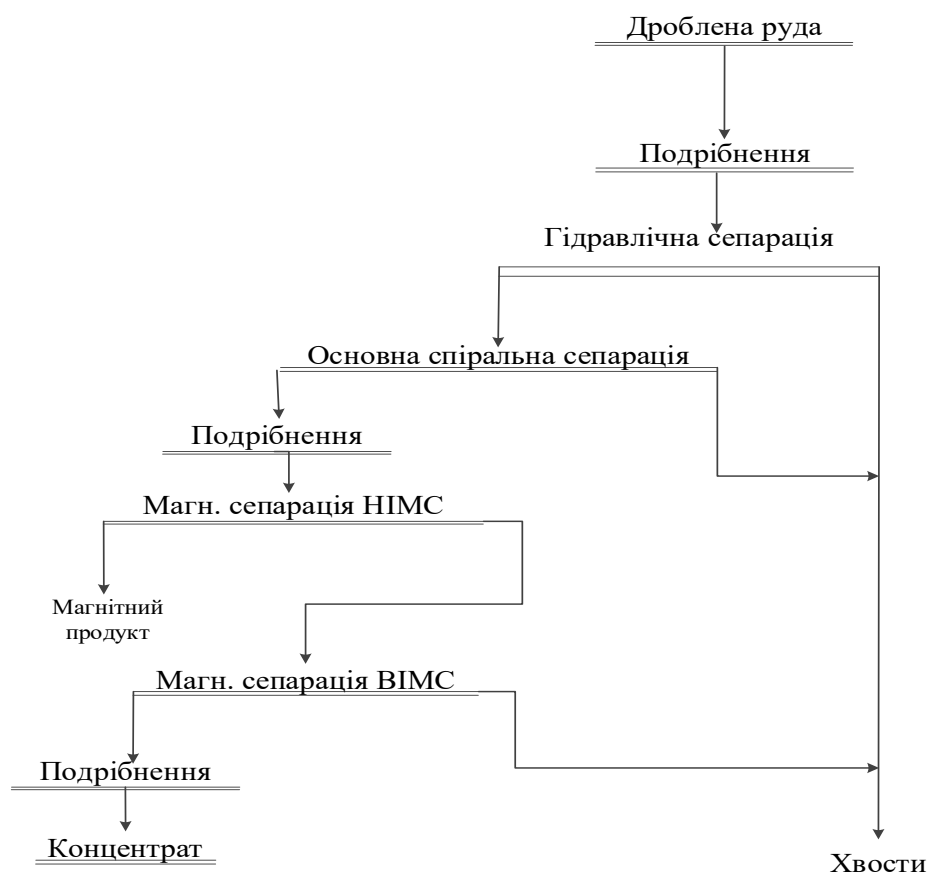


Рис. 1.7. Схема переробки руди збагачувальної фабрики Malmberget

Процес отримання гематитового концентрату на збагачувальній фабриці включає наступні операції:

- подрібнення подрібненої руди у відкритому циклі з використанням стрижневого млина, який забезпечує отримання зливу з виходом класу крупності 0,212 мм на рівні 38,8%.

- гравітаційний цикл, що включає гідравлічну та гвинтову сепарацію, де виводиться основна частина відвальних хвостів при вилученні заліза в чорновий концентрат близько 83%.

- доподрібнення чорнового концентрату в кульовому млині з метою розкриття зростків цінних мінералів.

- магнітна сепарація у полі слабкої напруженості для виділення магнетиту та високої напруженості для отримання товарного залізородного концентрату.

- скорочення крупності концентрату до вмісту класу $-0,045$ мм на рівні 66,5% з метою одержання металізованих котунів.

Технологія, що розглядається, забезпечує отримання товарного концентрату з наступними показниками, які наведено в табл. 1.4.

Таблиця 1.4 – Якісно-кількісні показники отримання концентрату на збагачувальній фабриці Malmberget

Найменування продуктів	Вихід, %	Масова частка заліза, %	Вилучення заліза, %
Вихідна руда	100	346,3	100
концентрат	54,2	67,8	79,4
Хвости	45,8	20,8	20,6

До особливостей роботи збагачувальної фабрики можна віднести високий рівень автоматизації виробництва. У технологічному ланцюжку задіяно велику кількість витратомірів, щільномірів, гранулометрів, аналізаторів масової частки заліза у продуктах збагачення, що дозволяє оперативно контролювати та регулювати виробничі процеси.

Збагачувальна фабрика Chi Dashan, розташована на північному сході Китаю, переробляє окислені залізисті кварцити і виробляє щорічно близько 2,7 млн. тонн залізорудного концентрату [13].

Основним цінним мінералом даного родовища є гематит і меншою мірою магнетит, порожня порода представлена переважно кварцом. Зерна залізовмісних мінералів характеризується крупністю від 1 до 0,005 мм, в середньому їх розкриття досягається при крупності 0,05 мм. Вміст гематиту в рудах становить 17,1%, магнетиту – 4,9%, маггеміту – 4,5%, залізовмісних силікатів – 2,2%. Масова частка заліза загального знаходиться на рівні 29%, що дозволяє віднести даний вид сировини до бідних руд, проте через низький вміст шкідливих домішок (вміст сірки в руді близько 0,08% і фосфору – 0,04%) одержуваний концентрат є досить цінним.

Процес збагачення вихідної руди здійснюється за комбінованою технологією із застосуванням гравітаційного збагачення, магнітної сепарації в полях різної напруженості та зворотної флотації (рис.1.8).

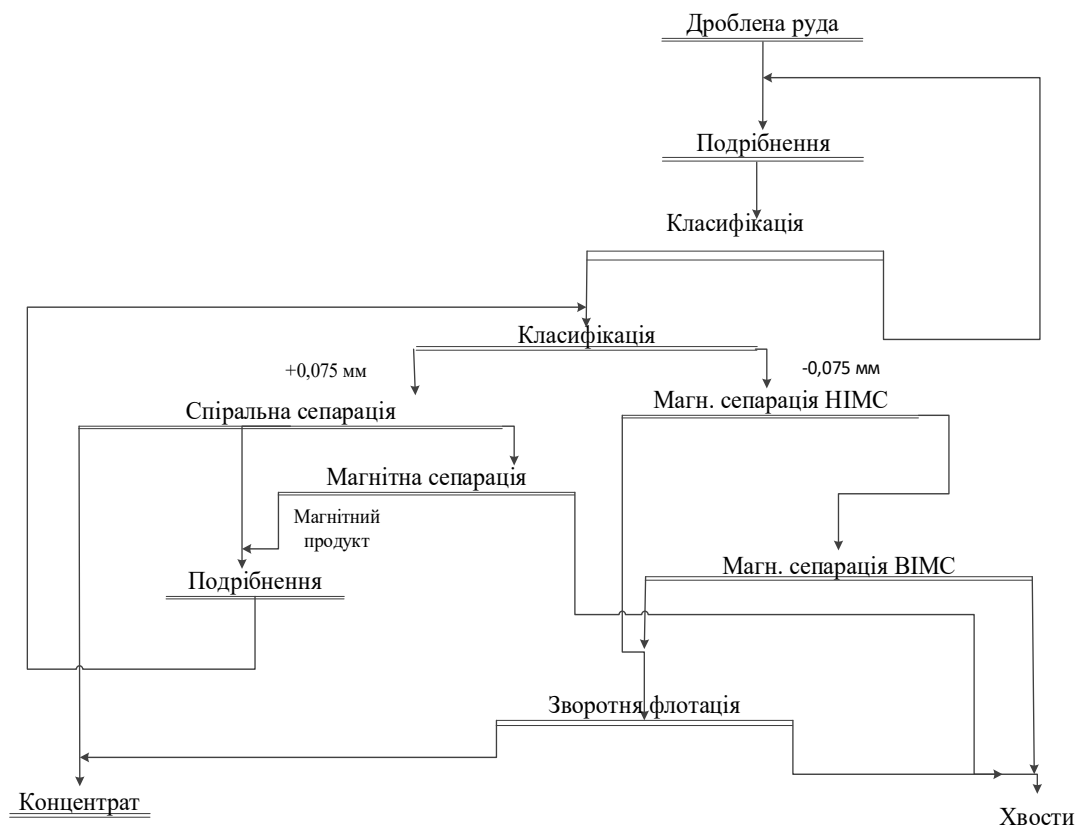


Рис. 1.8. Схема збагачення руди на фабриці Chi Dashan

Дроблена до крупності менше 20 мм руда надходить до кульового млина, який працює в замкнутому циклі зі спіральним класифікатором.

Подрібнений матеріал з використанням гідроциклонів поділяється на два потоки: крупнозернистий і тонкозернистий з крупністю частинок 90% менше 0,075 мм. Піски гідроциклонів направляються на спіральну сепарацію, де виділяють товарний концентрат із масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ близько 67% та наскрізним вилученням за цим компонентом на рівні 42%. Хвости спіральних сепараторів збагачуються в магнітному полі середньої напруженості, що дозволяє знизити втрати заліза з цим продуктом з 31% до 7% вихідного живлення схеми.

Магнітна фракція даної операції поєднується з промпродуктом спіральної сепарації та надходить на другу стадію подрібнення, злив млина повертається на класифікацію у гідроциклонах. У шламовому контурі виділення цінних мінералів проводиться на базі магнітної сепарації в полях малої та високої напруженості, магнітні фракції збагачуються до необхідної якості з використанням процесів зворотної флотації. Флотаційний концентрат характеризується масовою часткою заліза загального понад 67% та його вилученням близько 33% від вихідного живлення. Якісно-кількісні показники роботи фабрики наведено у таблиці 1.5.

Таблиця 1.5 - Показники роботи збагачувальної фабрики Chi Dashan

Найменування продуктів	Вихід, %	Масова частка заліза, %	Вилучення заліза, %
Вихідна руда	100	29,8	100
концентрат	33,2	67,81	74,8
Хвости	66,8	11,3	25,2

Використання спіральної сепарації в головних операціях процесу збагачення вихідної руди дозволило виділити у концентрат розкриті рудні зерна цінних мінералів, а виведення хвостів, які надалі перечищаються магнітною сепарацією, забезпечує скорочення фронту подрібнення.

Отже, на підставі проведеного аналізу сучасного стану практики застосування спіральної сепарації при збагаченні мінеральної сировини, що містить мінерали заліза, можна зробити висновки:

- спіральні сепаратори знаходять широке застосування для отримання гематитових та гематит-магнетитових концентратів;
- одержання залізорудного концентрату здійснюється як з використанням багатостадіальних гравітаційних схем на базі спіральної сепарації, так і із застосуванням комбінованих схем, де спіральна сепарація реалізована в голові процесу збагачення, а на перечистних операціях встановлені високоінтенсивні магнітні сепаратори;

- різні технологічні схеми з використанням спіральної сепарації забезпечують одержання залізорудного концентрату із масовою часткою заліза загального 65-68% і наскрізним вилученням по даному компоненту 75-84% із руд із масовою часткою загального заліза 29-46% [6, 14].

1.2. Теоретичні та експериментальні дослідження явища сегрегації при гравітаційному збагаченні у спіральних сепараторах

Ключовими стадіями збагачення у спіральних сепараторах виступають стратифікація (розшарування) та сепарація твердої фази. Під розшаруванням розуміють диференціацію мінеральних частинок за розміром вздовж вертикального профілю потоку, тоді як сепарація полягає у просторовому розділенні вже класифікованого матеріалу [1,15]. Попри значну кількість існуючих теоретичних моделей, механізм переміщення та концентрування зерен у похилому потоці пульпи залишається вивченим недостатньо. На сьогодні жодна з концепцій не дає вичерпного пояснення динаміці розподілу різнозернистих фракцій у жолобі спірального сепаратора.

Пріоритетним науковим завданням у сфері вдосконалення гравітаційних методів збагачення є детальне вивчення механізмів сегрегації мінеральних частинок. Глибоке розуміння того, як фракції концентруються та розшаровуються у потоці пульпи, відкриває шлях до оптимізації процесів розділення за фізичними властивостями (густиною, формою та розміром). Особливу актуальність мають пошуки кінетичних закономірностей сегрегації у типових промислових режимах течії. В контексті гравітації це явище розглядається як диференціація твердої фази під дією знакозмінних сил у зонах контакту зерен.

Попри те, що у гравітаційних методах розділення сегрегаційні сили часто виявляються домінуючими над гідравлічними, це явище залишається одним із найменш досліджених аспектів збагачення. Аналіз наявної літератури свідчить про дефіцит фундаментальних праць у цьому напрямку; більшість публікацій мають узагальнюючий характер або стосуються суміжних процесів, зокрема грохочення. На сьогодні відсутня вичерпна математична модель, яка б кількісно

описувала динаміку сегрегації. Сучасний опис процесу обмежується якісними характеристиками. Зокрема, залишаються невизначеними параметри швидкості сегрегації та ступінь впливу ключових факторів на стратифікацію частинок безпосередньо у гвинтовому каналі сепаратора.

У гравітаційних методах збагачення виділяють два фундаментальні механізми диференціації мінеральної фази: сегрегаційний, що базується на безпосередньому контакті та взаємодії зерен, та гідравлічний, де розділення компонентів відбувається через рідке середовище (водний прошарок).

Ефекти сегрегації, що визначають кінцевий результат збагачення, обумовлені низкою фізико-механічних явищ, до яких належать:

- Міжчастинкова фільтрація (просіювання та інфільтрація): механічне проникнення дрібнодисперсних зерен крізь порожнини між крупними фракціями як у динамічному стані, так і в умовах статичного шару.
- Реологічні властивості середовища: особливості течії дисперсних систем з варіативним вмістом глинистої складової.
- Диференціація за плавучістю: вертикальне переміщення частинок (спливання або занурення), спричинене відмінностями в їхній густині, морфології та гідродинамічному опорі.
- Ефекти розклинювання (виштовхування): перерозподіл зерен внаслідок дії контактних сил відштовхування у щільному потоці.
- Динамічна мікро-взаємодія: варіативність поведінки частинок (зіткнення, відскок, обертання) залежно від їх пружності, форми та гранулометричних характеристик.
- Поперечне вимивання: селективне вилучення окремих компонентів потоками міжчасткового агента.
- Механічне зчеплення («захоплення»): взаємодія частинок, обумовлена складністю їхньої геометрії та кінематичними параметрами руху.
- Абразивна деградація: стирання поверхні мінералів з подальшим вилученням утвореного тонкодисперсного шламу.

- Кінетична сегрегація при псевдозрідженні: розділення фаз у стані розпушення, де вектори швидкості частинок змінюються залежно від їхніх індивідуальних критичних швидкостей зависання.
- Просторова стратифікація: розподіл компонентів у масиві сипучого матеріалу або під впливом вібраційного поля.
- Гвинтова (спіральна) диференціація: специфічне розшарування у криволінійних потоках, що характеризується циклічним переміщенням неоднорідних фракцій.

Незважаючи на багатогранність проявів сегрегації, найбільш ґрунтовно цей процес досліджено стосовно операцій грохочення, тоді як його роль у складних гідродинамічних умовах спіральної сепарації потребує додаткового вивчення [1, 15].

Згідно з дослідженнями [16], при моделюванні сегрегації сипучих середовищ виділяють чотирнадцять базових характеристик дисперсних матеріалів, що обумовлюють їхню здатність до перерозподілу. Кожна з цих властивостей визначає індивідуальну траєкторію та кінетику руху частинок у межах конкретного фізичного поля. Залежно від конфігурації зовнішніх сил, домінуючого значення може набувати градієнт тієї чи іншої характеристики компонентів середовища.

Оскільки сегрегація розглядається як результат взаємодії неоднорідних зерен у межах складних фізичних полів (або їх суперпозиції), автор [16] пропонує класифікувати релевантні властивості матеріалу за двома функціональними категоріями:

Динаміко-силові характеристики: визначають інтенсивність і характер впливу зовнішнього поля на одиничну частинку, формуючи вектор її просторового переміщення.

Інтеракційні характеристики: обумовлюють ефекти міжчастинкової взаємодії, що безпосередньо впливають на векторну спрямованість та швидкість відносного зміщення неоднорідних зерен.

Таким чином, схильність зернистої суміші до сегрегації є інтегральною функцією, що залежить не лише від фізико-механічних властивостей фаз, а й від інтенсивності діючих енергетичних полів, а також від наявності чинників, що інтенсифікують або демпфують процес розділення. До фундаментального комплексу таких властивостей слід віднести:

геометричні параметри (розмір та морфологію/форму зерен);
масо-інерційні показники (густину);
трибологічні та поверхневі характеристики (мікрорельєф поверхні/шорсткість, адгезійну здатність);
механічні константи (пружність).

У науковій літературі [17] традиційно домінує думка, що визначальним чинником сегрегаційних процесів є гранулометричний склад та геометричне співвідношення розмірів зерен. Дане твердження знаходить своє підтвердження у численних випадках зсувних течій зернистих мас. Проте, з огляду на полімеханічну природу сегрегації та варіативність граничних умов, таку детермінацію слід вважати певною мірою спрощеною.

Комплексний аналіз механізмів взаємодії неоднорідної твердої фази потребує врахування наступних аспектів:

Суперпозиція фізичних полів. Взаємодія частинок рідко обмежена лише механічним зсувом; вона протікає під впливом гравітаційних, інерційних, а подекуди й електромагнітних чи гідродинамічних сил.

Вплив проміжного середовища. У переважній більшості технологічних процесів диференціація твердих фаз відбувається у присутності дисперсійного (міжчасткового) агента.

Реологічний опір. Рідке або газоподібне середовище не є пасивним фоном, а виступає активним модератором взаємодії, що може як інтенсифікувати, так і суттєво нівелювати ефект сегрегації, змінюючи умови передачі імпульсу між частинками.

Таким чином, абсолютизація розмірного фактора без врахування гідродинамічного стану міжчасткового простору може призвести до хибних

прогнозів щодо інтенсивності розшарування матеріалу в реальних промислових апаратах.

У дослідженні [16] запропоновано методологічний підхід до систематизації сегрегаційних явищ шляхом диференціації впливових чинників на дві засадничі категорії:

Детермінуючі сили, що виступають першопричиною (тригером) виникнення сегрегаційних ефектів.

Фізико-механічні процеси, які безпосередньо реалізують просторовий перерозподіл компонентів дисперсної системи.

Відповідно до цієї концепції, ініціація конкретних механізмів сегрегації обумовлена дією наступного комплексу сил та моментів:

Гравітаційна складова: визначає базовий вектор седиментації та стратифікації зерен за масою.

Контактно-механічні сили: виникають при безпосередній взаємодії мінеральних індивідів у потоці.

Трибологічні фактори: сили тертя, що генеруються на межі розподілу фаз «частинка – обмежувальна поверхня».

Динамічні (ударні) навантаження: імпульсні сили, що супроводжують зіткнення часток між собою.

Розклинювальний тиск: виникає всередині мінеральних агрегатів, складених з неоднорідних за властивостями зерен.

Пружні деформації: сили відскоку та реакції при контакті твердої фази з футеровкою або стінками апарата.

Ротаційні моменти (моменти кочення): обумовлюють обертальний рух часток при їх взаємодії з поверхнями або суміжними зернами.

Гідродинамічний опір: сили протидії, що виникають при відносному переміщенні твердої фази в об'ємі міжчасткового агента (рідини чи газу).

Сили міжмолекулярного та електромагнітного зчеплення: адгезійні взаємодії, електростатичне притягання та інші поверхневі ефекти.

Така деталізація силового поля дозволяє більш точно моделювати поведінку полідисперсного середовища в робочій зоні гвинтового сепаратора, враховуючи не тільки гравітацію, а й сукупність контактних та гідродинамічних взаємодій.

Виходячи з наведеного аналізу природи сегрегаційних явищ, стає очевидним, що математична інтерпретація кінетичних закономірностей повинна базуватися на багатофакторній залежності. Зокрема, функція швидкості диференціації неоднорідної твердої фази має інтегрувати вплив трьох засадничих груп параметрів:

Фізико-механічні константи мінеральних зерен (їх гранулометричні, масові та морфологічні характеристики).

Реологічні та гідродинамічні властивості дисперсійного агента, що заповнює міжчастковий простір.

Енергетичні параметри зовнішніх фізичних полів, які детермінують інтенсивність ініціації або інгібування (гальмування) процесу розшарування.

Враховуючи гетерогенність властивостей частинок та варіативність умов їхньої контактної взаємодії, можна стверджувати про існування множини механізмів сепарації. Ці механізми можуть реалізовуватися як у формі одиничних актів розділення, так і у вигляді складних суперпозицій. З наукової точки зору важливо підкреслити, що ідентифікація кінетичних параметрів сегрегації має здійснюватися з обов'язковою прив'язкою до конкретних фізичних механізмів, що домінують у досліджуваній системі.

Такий підхід дозволить уникнути надмірного спрощення при переході від теоретичного опису до побудови прогнозних математичних моделей спіральної сепарації.

Крім іншого, процес переміщення компонентів суміші може розглядатися як механізм інфільтрації (проникнення). Його суть полягає у поступовому зміщенні дрібнодисперсних фракцій крізь порожнечі між великими зернами під впливом гравітації під час руху шару матеріалу [18]. Така взаємодія призводить до ефекту витіснення великих включень дрібнішими у протилежний бік, що

часто спостерігається при підйомі великих часток до поверхні шару, який перебуває у стані вібрації або динамічного руху.

Механізм, що отримав назву «диференціація траєкторій», пояснює сегрегацію через відмінності в лініях руху частинок різної природи. Найчастіше таке явище фіксують у зонах інтенсивного зсуву поблизу відкритої поверхні шару. Суть явища полягає у варіативності співвідношення інерції та опору для кожного окремого елемента суміші: оскільки частинки мають неоднакову масу та об'єм, середовище впливає на них із різною інтенсивністю, що й зумовлює розходження їхніх шляхів [19, 20, 21].

Під час руху мінеральних частинок у гравітаційних потоках має місце також механізм розшарування, за якого сегрегація відбувається у розріджених зернистих середовищах, подібних до псевдозріджених систем. Кінетика такого механізму визначається сукупністю фізико-механічних властивостей самих частинок і не обмежується лише їх крупністю або густиною, як це характерно для процесів розділення у рідких середовищах.

При гідравлічному розділенні основну роль відіграють сили тяжіння, гідродинамічні сили та сили взаємодії частинок під час їх зіткнення. У випадку сегрегаційного розділення визначальними є саме міжчастинкова взаємодія, зіткнення зерен та їх просторовий перерозподіл за крупністю [1].

У процесі розшарування мінеральних зерен суттєве значення має розклинювальна дія частинок, розташованих у верхніх шарах потоку. Експериментально встановлено, що швидкість сегрегаційного розшарування зростає зі збільшенням крупності частинок, підвищенням різниці їх густини, інтенсифікацією вібраційного впливу та зменшенням товщини шару матеріалу. Разом із тим зазначені дослідження мають переважно загальний характер, оскільки вони дозволяють пояснити саме явище розшарування та окремі його закономірності, але не формують універсальної аналітичної моделі процесу.

У теорії гравітаційної сепарації руд розшарування частинок, що переміщуються по похилій поверхні, розглядається з урахуванням дії турбулентних вихорів, взаємного впливу частинок та градієнта швидкості за

глибиною потоку [1]. Частинка, яка перебуває в певному шарі, зазнає ударної дії від зерен, розташованих вище, внаслідок чого виникає її обертання та проявляється ефект Магнуса. Вважається, що підйомна сила, яка виникає внаслідок міжчастинкової взаємодії, є однією з основних причин розпушування шару, а отже - і подальшого розшарування матеріалу. При цьому концентрація дрібних частинок за висотою шару змінюється менш різко порівняно з крупними зернами, а найдрібніші класи за глибиною потоку часто розподіляються майже рівномірно.

Використання різних механізмів при описі сегрегації у гравітаційних потоках призводить до різного трактування визначальних ознак розділення частинок: в одних випадках основним параметром вважається густина [1], в інших - крупність [22]. Так, для опису динаміки сегрегації частинок різної густини в роботі [1] використано механізм плавучості, тоді як у роботі [22] процес розділення за крупністю розглядається з урахуванням неоднорідного розподілу тиску між дрібними та крупними фракціями. Водночас в обох підходах недостатньо враховується залежність швидкості сегрегації від швидкості зсуву потоку та концентрації твердої фази. Це є суттєвим обмеженням, оскільки саме ці параметри значною мірою визначають інтенсивність розшарування, а їх значення у гравітаційних зсувних потоках змінюються у широких межах.

Під час руху мінеральних частинок у гравітаційних потоках має місце також механізм розшарування, за якого сегрегація відбувається у розріджених зернистих середовищах, подібних до псевдозріджених систем. Кінетика такого механізму визначається сукупністю фізико-механічних властивостей самих частинок і не обмежується лише їх крупністю або густиною, як це характерно для процесів розділення у рідких середовищах.

При гідравлічному розділенні основну роль відіграють сили тяжіння, гідродинамічні сили та сили взаємодії частинок під час їх зіткнення. У випадку сегрегаційного розділення визначальними є саме міжчастинкова взаємодія, зіткнення зерен та їх просторовий перерозподіл за крупністю [1].

У процесі розшарування мінеральних зерен суттєве значення має розклинювальна дія частинок, розташованих у верхніх шарах потоку. Експериментально встановлено, що швидкість сегрегаційного розшарування зростає зі збільшенням крупності частинок, підвищенням різниці їх густини, інтенсифікацією вібраційного впливу та зменшенням товщини шару матеріалу. Разом із тим зазначені дослідження мають переважно загальний характер, оскільки вони дозволяють пояснити саме явище розшарування та окремі його закономірності, але не формують універсальної аналітичної моделі процесу.

У теорії гравітаційної сепарації руд розшарування частинок, що переміщуються по похилій поверхні, розглядається з урахуванням дії турбулентних вихорів, взаємного впливу частинок та градієнта швидкості за глибиною потоку [1]. Частинка, яка перебуває в певному шарі, зазнає ударної дії від зерен, розташованих вище, внаслідок чого виникає її обертання та проявляється ефект Магнуса. Вважається, що підйомна сила, яка виникає внаслідок міжчастинкової взаємодії, є однією з основних причин розпушування шару, а отже - і подальшого розшарування матеріалу. При цьому концентрація дрібних частинок за висотою шару змінюється менш різко порівняно з крупними зернами, а найдрібніші класи за глибиною потоку часто розподіляються майже рівномірно.

Використання різних механізмів при описі сегрегації у гравітаційних потоках призводить до різного трактування визначальних ознак розділення частинок: в одних випадках основним параметром вважається густина [1], в інших - крупність [22]. Так, для опису динаміки сегрегації частинок різної густини в роботі [1] використано механізм плавучості, тоді як у роботі [22] процес розділення за крупністю розглядається з урахуванням неоднорідного розподілу тиску між дрібними та крупними фракціями. Водночас в обох підходах недостатньо враховується залежність швидкості сегрегації від швидкості зсуву потоку та концентрації твердої фази. Це є суттєвим обмеженням, оскільки саме ці параметри значною мірою визначають інтенсивність розшарування, а їх значення у гравітаційних зсувних потоках змінюються у широких межах.

Застосування варіативних підходів до моделювання сегрегації в гравітаційних потоках часто базується на відмінностях у фізичних властивостях компонентів - зокрема, їхній густині [23] або геометричних параметрах [24]. Так, у дослідженні [23] динаміку розділення часток із різною щільністю пояснюють через принцип плавучості, тоді як у праці [24] розшарування за розміром обґрунтовують градієнтом тиску (нерівномірним розподілом напружень) між дрібними та великими фракціями.

Проте спільною рисою обох моделей є ігнорування таких критичних чинників, як інтенсивність зсуву та об'ємна частка твердої фази. Це є суттєвим недоліком, оскільки швидкість сегрегаційних процесів безпосередньо залежить від цих показників. Більше того, у реальних гравітаційних потоках швидкість зсуву та концентрація часток не є стабільними величинами й зазнають значних коливань у всьому об'ємі середовища.

Для глибшого розуміння того, як інтенсивність зсуву корелює з процесами розділення фаз, у дослідженні [25] було проаналізовано поведінку часток із різними фізико-механічними властивостями у високошвидкісних гранульованих потоках. Автор спирається на синтез раніше запропонованих моделей для часток, що різняться габаритами [24] та масою [23].

Зокрема, сегрегація за густиною описується через принцип плавучості (за аналогією з законом Архімеда для рідких середовищ) [23]. Водночас динаміка розділення за розміром базується на теорії градієнта литостатичного тиску, що виникає внаслідок дії сили тяжіння [24]. Згідно з цією концепцією, гравітаційні напруження в потоці розподіляються між фракціями неоднаково. Кожна група часток характеризується власним коефіцієнтом парціального тиску, значення якого зазвичай не є еквівалентним їхній об'ємній частці в суміші.

Відповідно до положень роботи [26], напрямок міграції часток визначається співвідношенням цих показників:

Компоненти, чия частка парціальних напружень перевищує їхню локальну концентрацію, зміщуються в зони зниженого литостатичного тиску.

І навпаки, частки, на які припадає менша частка напружень порівняно з їхньою часткою в об'ємі, мігрують у ділянки з вищим тиском.

Варто зауважити, що в усіх згаданих теоретичних підходах супутній процес стохастичного перемішування описується в межах квазидифузійної моделі.

Через брак теоретичного підґрунтя для прогнозування того, як кінематика та структура потоку впливають на сегрегацію та перемішування, у працях [23–24] ці показники вважалися сталими величинами. Їх визначали емпірично під час математичного моделювання. Водночас подальші роботи [27–29] виявили, що коефіцієнти сегрегації та квазидифузії значною мірою залежать від швидкості зсуву, яка зазвичай є неоднорідною. Врахування цієї залежності дало змогу суттєво зблизити результати розрахунків із даними експериментів.

Попри це, пошук точних математичних зв'язків між параметрами зсувного потоку та коефіцієнтами розділення залишається пріоритетним завданням [24]. Сучасні моделі [27–29], попри їхню адаптивність, не здатні повною мірою описати розділення частинок, спричинене градієнтом швидкості зсуву та коливаннями температури зернистого середовища. На необхідність вивчення цих факторів вказують автори робіт [24, 30 – 34]. Зокрема, у дослідженнях [24, 34] інтенсивність сегрегації за розміром пов'язують із градієнтом кінетичної частини напружень, що виникають у потоці. При цьому загальне напруження поділяють на контактну та кінетичну складові, де остання формується внаслідок пульсаційного перенесення імпульсу. Вважається, що саме нерівномірний розподіл цих напружень між різними фракціями призводить до їхнього просторового розділення.

1.3 Застосування методів обчислювальної гідродинаміки при моделюванні гравітаційного збагачення руд

Застосування методів обчислювальної гідродинаміки при моделюванні поділу різнорідних середовищ з твердою фазою в моделюванні гравітаційного збагачення широко використовується при вивченні процесів переробки корисних копалин.

На сьогоднішній день доцільність модельного супроводу наукових досліджень і складних технічних розробок не викликає сумнівів.

Обчислювальна гідродинаміка (CFD) є одним з найбільш перспективних напрямків моделювання гідродинаміки. На даний момент практика моделювання процесів гравітаційного збагачення з використанням методів обчислювальної гідродинаміки в Україні обмежена, але дослідники за кордоном все частіше використовують цей підхід при проектуванні обладнання та вивченні процесів збагачення.

У роботі [35] автори використали методи обчислювальної гідродинаміки для вивчення впливу похилих пластин на характер розширення підвіски в киплячому шарі в гідравлічному сепараторі. Експерименти проводилися в режимі ламінарного потоку.

Наведено результати розрахунку швидкості суспензії, об'ємної концентрації твердої речовини в розрахунковому обсязі моделі, отримано залежності об'ємного вмісту твердої речовини від витрати води. Однак автор не наводить жодних даних, що підтверджують адекватність отриманих результатів, крім того, обчислювальна область була двовимірною, що також обмежує застосування моделі. Частина статей, пов'язаних з моделюванням процесів збагачення методами обчислювальної гідродинаміки, присвячена циклонам та гідроциклонам.

У роботі [36] розглянуто результати тривимірного моделювання процесу класифікації в промисловому гідроциклоні з метою оптимізації цього пристрою. Після перевірки надійності моделі були проведені дослідження впливу вмісту твердих речовин в суспензії, витрати живлення і діаметра верхньої частини гідроциклону на його робочі характеристики. Показано, що зменшення вмісту твердих речовин, діаметра верхньої частини апарату і збільшення витрати пульпи підвищують ефективність роботи гідроциклону. Установка вертикального металевго стрижня в центрі гідроциклону за результатами моделювання дозволяє знизити втрати тиску в апараті. В якості обмеження

моделі автор зазначає, що тільки при твердому вмісті менше 10% в пульпі досягається задовільна точність розрахунків.

Науковці [37] критично оцінили існуючі числові моделі, що використовуються для розрахунку продуктивності гідроциклонів, і пропонує власну модель цього апарату. В якості суцільної фази використовувалася вода, в якості дисперсних фаз - повітря і вапняк щільністю 2700 кг/м^3 .

Було виділено 5 класів розмірів вихідного матеріалу: 0,00425 мм, 0,0138 мм, 0,027 мм, 0,0554 мм, 0,11034 мм. Результати розрахунку об'ємної концентрації частинок різного діаметру в апараті, а також крива класифікації, підтверджуються експериментальними даними.

Ще одна модель циклону була запропонована компанією ANSYS Inc., розробником програмної системи ANSYS Fluent. За допомогою моделей турбулентності, представлених в ANSYS, можна точно змодельовати закручений потік в циклоні, можна описати взаємодію частинка-частинка, частинка-стінка, а також ефект блокування частинок в обсязі апарату. Розроблена модель циклону дозволить оптимізувати зниження тиску в робочому об'ємі і підвищити ефективність сепарації сировини. Надійність моделі підтверджена експериментами [38].

Ряд авторів описують в своїх роботах модель руху суспензії на шнековому сепараторі для приготування вугілля при низьких (0,3% і 3%) концентраціях твердих речовин [39].

Початкова потужність, що використовується в обчислювальних експериментах, складалася з суміші частинок вугілля, кварцу і скляних кульок. Для перевірки адекватності моделі автори порівнюють залежності масового вмісту частинок у пульпі від відстані від центральної осі сепаратора, отриманих при моделюванні, з експериментальними даними і приходять до наступного висновку: при твердому вмісті 0,3% досягається хороша порівнянність експериментальних і розрахункових даних [40].

Як недолік дослідження можна відзначити те, що автори використовували обчислювальну область, яка представляє собою лише один оборот сепаратора,

обмежений зверху інтерфейсом вода-повітря, а це не дозволяє повноцінно вивчити процес поділу в модельованому пристрої.

У роботі [41] розглянуто метод моделювання спіральних транспортних засобів, що враховує зіткнення частинок. У роботі використовуються 2 види частинок однакового діаметру з щільністю 2400 кг/м^3 і 4800 кг/м^3 . Адекватність моделі перевірено шляхом порівняння вмісту важких частинок в матеріалі, який відокремлювався відсікачем, встановленим після першого повороту сепаратора. Розроблена модель дозволила авторам визначити положення відсікачів, при яких досягається максимальна ефективність збагачення.

Науковці [42] представили результати чисельного моделювання відсаджувальної машини IPJ-1500 виробництва Gekko Systems. Були отримані дані про розподіл швидкостей і траєкторій руху підвіски, а також виявлена зона, в якій рециркулює потік. В якості обмежень моделі можна виділити той факт, що обчислювальна область є двовимірною, крім того, підвіска розглядається як однофазний континуум.

У роботі [43] описано результати моделювання сегрегації частинок у відсаджувальній машині. Обчислювальна сітка являє собою двовимірну, обмежену прямокутну область, розташовану над решіткою апарату. В результаті розрахунків були отримані розподіли частинок в обчислювальній області, а також поля швидкостей рідини в різні моменти часу, які узгоджуються з експериментальними спостереженнями.

В іншій роботі [44] застосовували методи обчислювальної гідродинаміки для моделювання поділу вугільних частинок у гідравлічному сепараторі. У статті представлені результати фізичних експериментів з розділення вугілля в лабораторній установці, а також дані серії обчислювальних експериментів. Розроблена модель дає можливість визначати поля швидкостей в сепараторі, положення частинок в його робочому об'ємі, криві поділу при різних швидкостях рідини, що в свою чергу дає можливість обґрунтувати вибір геометричних параметрів приладу і оцінити ефективність його роботи. Автори зробили

висновок, що система похилих пластин в апараті підвищує ефективність сепарації.

На основі аналізу вітчизняної та зарубіжної літератури не виявлено робіт, що описують моделі інших гравітаційних апаратів, заснованих на методах обчислювальної гідродинаміки з урахуванням явища сегрегації.

Отже, можна зробити висновок, що CFD моделі гравітаційних пристроїв розробляються тільки для циклону, шнекового сепаратора, відсаджувальної машини і гідравлічного сепаратора.

Представлені моделі не дозволяють в повній мірі вивчити кінетику розділення мінеральних частинок, а також спрогнозувати показники збагачення руди і матеріалу. Проведені дослідження не в повній мірі засновані на оцінці ролі явища сегрегації в застосуванні гравітаційних процесів. Ряд авторів не наводять ніяких даних, що підтверджують адекватну відповідність моделі реальному процесу розділення.

1.4. Висновки, визначення завдань та напрями досліджень

Проведений аналіз стану гравітаційних технологій розділення тонкодисперсних та дрібнозернистих матеріалів показує, що на сьогоднішній день існує проблема ефективного отримання кондиційної продукції при переробці різних видів мінеральної сировини цієї крупності. Необхідність удосконалення процесів гравітаційного збагачення руд за їх низької крупності обумовлена залученням у переробку дедалі складніших за речовинним складом об'єктів. Можливості традиційних гравітаційних методів під час використання тонких фракцій матеріалу обмежені. Необхідно зосередити зусилля вчених та спеціалістів на інноваційних наукових напрямках дослідження даних процесів.

Нерозкритий потенціал залишається у використанні явища сегрегації при поділі дрібних та тонких класів мінеральних частинок. Виникає необхідність вивчення цього процесу та практичної реалізації результатів даного дослідження.

В'язкість суспензії є однією з властивостей для рудних суспензій з широким діапазоном крупності частинок і різною концентрацією твердого в операціях і

продуктах. Вона визначає характер руху рідини, стан в ній твердої речовини – ступінь її розпушення, утрудненість осадження, витрати енергії на транспортування при збагаченні магнетитових руд у спіральних сепараторах

Розвиток теоретичних основ збагачення дрібних фракцій мінеральної сировини можна здійснити шляхом використання сучасних методів моделювання, зокрема методів обчислювальної гідродинаміки.

На підставі виконаного аналізу сформульовано мету досліджень.

Метою роботи є обґрунтування технологічних параметрів гравітаційного збагачення магнетитових кварцитів на підставі встановлення залежностей ефективної в'язкості магнетитової суспензії від крупності частинок та температури пульпи, як двофазної суміші мінеральних частинок та рідини з різною щільністю та закономірностей сегрегації та руху частинок у спіральному сепараторі за рахунок чисельного моделювання гідродинаміки процесу.

Для вирішення поставленої мети сформульовані наступні завдання:

1. Вивчити речовинний склад та мінералого-технологічні особливості сировини, що містить магнетит для вибору та обґрунтування способів їх гравітаційного збагачення.

2. Встановити залежності ефективної в'язкості магнетитової суспензії від крупності частинок та температури пульпи, як двофазної суміші мінеральних частинок та рідини з різною щільністю.

3. Розробити спосіб розрахунку ефективної в'язкості рудної суспензії.

4. На основі чисельного моделювання визначити закономірності руху мінеральних частинок різної крупності та щільності на робочій поверхні гвинтових апаратів та гідродинамічні особливості процесу спіральної сепарації.

5. Розробити методику кількісної оцінки явища сегрегації і виявити закономірності цього процесу з урахуванням чисельного моделювання гвинтової сепарації з визначенням чинників, які впливають ефективність сегрегації мінеральних часток.

6. Розробити та обґрунтувати нові технологічні рішення для гравітаційного збагачення тонких мінеральних частинок на основі виявлених закономірностей їх гравітаційного розділення

7. Провести дослідні та промислові випробування пропонуємих технологічних рішень щодо підвищення ефективності гравітаційного збагачення тонких фракцій мінеральної сировини для впровадження їх на діючому виробництві.

Об'єктом дослідження є технологія гравітаційного збагачення магнетитових руд у спіральних потоках невеликої товщини.

Предмет дослідження є залежності величини ефективної динамічної в'язкості рудної суспензії від характеристик твердих частинок – полімодального гранулометричного складу та форми частинок; закономірності руху мінеральних частинок різної крупності та щільності на робочій поверхні гвинтових апаратів та гідродинамічні особливості процесу спіральної сепарації

РОЗДІЛ 2. ВПЛИВ РЕОЛОГІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ПУЛЬПИ НА ПОКАЗНИКИ ЗБАГАЧЕННЯ МАГНЕТИТОВИХ СУСПЕНЗІЙ У СПІРАЛЬНИХ СЕПАРАТОРАХ

Суспензії (пульпи) в технологічних схемах збагачення магнетитових та гематитових руд відрізняються широкими діапазонами крупності частинок у продуктах 0,001 - 6(10) мм, а також концентраціями твердого у операціях і продуктах переробки в межах від 1 до 85 %. При цьому в'язкість суспензії є однією з найважливіших властивостей, визначаючих характер руху рідини (число Рейнольдса), стан в ній твердої речовини – ступінь її розпушення, утрудненість осадження, витрати енергії на транспортування та ін. Розрахунок ефективної в'язкості двофазних полімодальних сумішей твердих частинок до яких відносяться магнетитові та гематитові кварцити необхідний для розробки методів моделювання руху частинок у гвинтовому сепараторі та розрахунку їх швидкостей при гравітаційному збагаченні залізних руд. Слід зазначити, що, незважаючи на чисельність опублікованих теоретичних та експериментальних досліджень, між ними є певний якісний та кількісний розрив. Сьогодні, існує протиріччя між величезним масивом експериментальних даних, точність яких різко зросла останні десятиліття, і рівнем теоретичних моделей. Тому доцільно провести критичний аналіз існуючих поглядів на процеси впливу в'язкості на течію структурованих дисперсних систем, представити основні реологічні моделі з їх експериментальним обґрунтуванням, показати нові можливості опису реологічної поведінки широкого кола систем.

2.1 В'язкість та структура гетерогенних суспензій

Одним із найважливіших параметрів, що впливають на роботу гвинтових сепараторів, є коефіцієнт в'язкості середовища. Коефіцієнт в'язкості середовища присутній у всіх формулах для розрахунку швидкості падіння зерен різної крупності, що наводяться різними авторами, також присутній у знаменнику у формулі для розрахунку числа Рейнольдса і т.д. Однак вплив в'язкості рідкої

фази на процес гравітаційного збагачення вивчено мало. Наявні віскозиметри погано пристосовані для вимірювання в'язкості пульп, які схильні до розшарування. Тому необхідно розглянути зв'язок між структурою та в'язкістю дисперсних систем.

Зв'язок між структурою та в'язкістю дисперсних систем встановлений досить давно. У роботах [45-48] особливості неньютоновської течії суспензій пояснюються зміною їхньої структури, зокрема виникненням та руйнуванням агрегатів частинок. Відомі також досить успішні спроби описати зниження в'язкості зі зростанням швидкості у межах моделей течії, де існування агрегатів не допускається [49-55].

До нашого часу серед дослідників немає єдиної погляду на механізми течії дисперсних систем, про що свідчить розмаїтість запропонованих реологічних рівнянь [50, 55-62].

У нашій роботі ми не торкатимемося методів механіки цілісних середовищ, звичайних для теоретичної реології [63-65], вважаючи, що аномалія в'язкості – визначається структурою системи. Візьмемо за основу думку, що структура існує там, де “в'язкість змінюється зі зміною швидкості зсуву”, а також уявлення П.А. Ребіндера про зниження в'язкості в результаті поступового руйнування структури системи [66-67]. При цьому структурування суспензії зазвичай розуміється як утворення агрегатів з коагуляційними контактами між частинками.

При вивченні накопиченого за багато десятиліть експериментального та теоретичного матеріалу [61, 64, 65, 68 - 76] створюється враження, що досягнуто повне розуміння реологічної поведінки структурованих систем і мета подальших досліджень полягає лише в уточненні деталей. Однак це не відповідає дійсності.

Так автори [70, 75] стверджують, що у галузі реології структурованих дисперсних систем, поки що немає задовільної кількісної теорії, що пов'язує реологічні властивості тіл з параметрами їх структури.

Автори [74] прямо стверджують, що "реологічні моделі, як відомо, не є фізичними законами, а являють собою емпіричні та напівемпіричні наближення, що описують криві течії у певному інтервалі швидкостей зсуву".

Аналіз літератури показує, що різноманітність існуючих реологічних моделей відбиває принципові відмінності видів течії, які існують у різних текучих системах. Однак результати порівняння моделей з експериментом дозволяють зробити висновок про те, що приблизно з однаковою точністю можна описати одним і тим же реологічним рівнянням різні за фізико-хімічною природою системи, а ту саму дисперсну систему - принципово різними реологічними рівняннями. В результаті можна вибрати відповідне реологічне рівняння для опису будь-якого експерименту, не замислюючись про реальний механізм течії. Такий стан справ цілком прийнятний для інженерних досліджень, але його не можна розглядати з погляду теорії та науки.

Спроби будь-якою ціною апроксимувати експериментальні дані на максимально широкому інтервалі швидкостей зсуву привели до великої кількості напівемпіричних виразів аж до реологічних рівнянь з п'ятьма або шістьма підгоночними коефіцієнтами.

Альтернативний підхід полягає в штучному розділенні кривих течії або кривих в'язкості на окремі ділянки, які описуються різними способами, але, зазвичай, статечним законом.

Наприклад, [56] показано, що на обмеженій ділянці швидкостей зсуву експериментальні точки з рівним успіхом описуються різними реологічними рівняннями (наприклад, статечним законом або моделлю Сиско). Більше того, для окремих ділянок однієї кривої течії однаково придатні вищезгадані моделі та модель Кросу. Загалом вибір відповідного реологічного рівняння для всієї кривої або для її окремої ділянки залишається за дослідником. При цьому підході окремі реологічні рівняння є емпіричними формулами для апроксимації експериментальних даних, а спроба знайти загальне реологічне рівняння для різних систем заздалегідь вважається безглуздою.

Необхідність вибору адекватного реологічного рівняння серед багатьох можливих призвела до створення певних правил, формальних, але досить логічних [51, 75]. Рівняння має давати хорошу апроксимацію експерименту в широкому діапазоні швидкостей зсуву, включати мінімальну кількість незалежних постійних параметрів, ці параметри повинні піддаватися незалежній оцінці і мати реальний фізичний зміст. Останнє означає, що реологічне рівняння має бути одержано з мікрореологічної моделі. При виборі адекватного реологічного рівняння слід починати з формул, що мають найменшу кількість параметрів, і переходити до інших, наприклад, трипараметричних рівнянь тільки при поганому узгодженні експерименту з двопараметричною моделлю. Такий підхід ґрунтується на тому простому факті, що рівняння з більшим числом параметрів легше підігнати до складної серії даних.

Існує багато формул, що відображають залежність в'язкості гетерогенних сумішей від концентрації частинок, причому в більшості випадків розрахунковий коефіцієнт в'язкості не враховує вплив розміру частинок. Так, наприклад, у відомій формулі Ейнштейна [58] в'язкість сумішей рідини та тонких сферичних частинок лінійно залежить тільки від їхньої об'ємної концентрації:

$$\mu = \mu_0 (1 + k\varphi), \quad (2.1)$$

де μ_0 - коефіцієнт в'язкості води ($\mu_0 = 0,001$ Па с), $k = 2,5$ - коефіцієнт 2,5 для сферичних частинок [57], φ - об'ємна концентрація частинок, яка розраховується за формулою:

$$\varphi = \frac{V_{\text{дф}}}{V_{\text{с}}}, \quad (2.2)$$

де $V_{\text{дф}}$ — об'єм дисперсної фази, м³; $V_{\text{с}}$ — об'єм суспензії, м³.

Однак це рівняння експериментально підтверджується тільки для дуже розбавленої суспензії об'ємною концентрацією до 5%, а величина коефіцієнта k часто перевищує 2,5 навіть для сферичних частинок [70, 75].

Загальну схему реологічної поведінки дисперсних систем із коагуляційною структурою наведено в роботі [55] для інтерпретації закономірностей течії структурованих суспензій (рис. 2.1). На першій ділянці крива характеризує стан, за якого структура системи залишається незруйнованою, а течія практично відсутня. На другій ділянці спостерігається початок деформації та розвиток течії за Шведовим, коли відбувається часткове руйнування просторової структури суспензії. Подальше зростання напруження зсуву призводить до поступового переходу системи до течії за Бінгамом, що відповідає третій ділянці, де структура значною мірою руйнується, а рух пульпи набуває більш стабільного характеру..

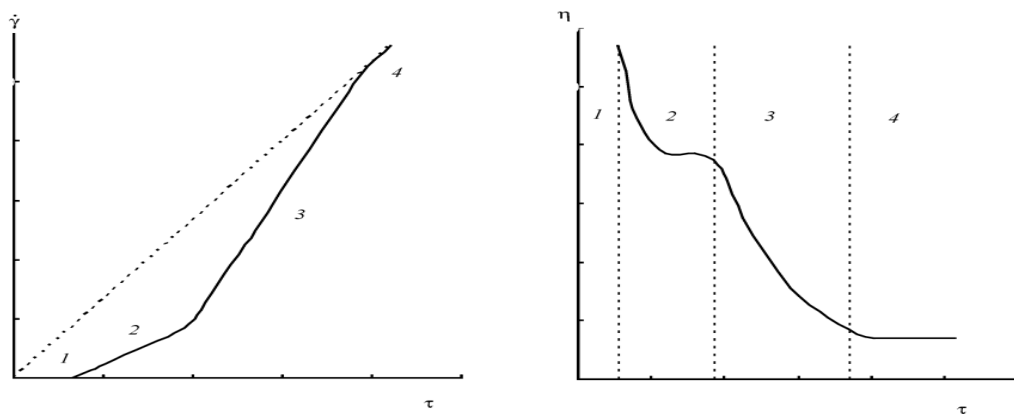


Рис. 2.1. Реологічна крива [55]

На ділянці 4 відбувається повне руйнування структури і виникає ньютонівська течія, яку важко зафіксувати [55].

Кожен сегмент повної реологічної кривої відповідає специфічному фізичному механізму деформації та течії матеріалу. Апроксимація цих сегментів прямими лініями є корисним наближенням, але потребує обґрунтування за допомогою реологічних моделей. Крім того, існує така думка [60,61], що зсувна течія присутня при скільки завгодно малих напругах зсуву.

Протягом останніх п'ятдесяти років запропоновано значну кількість концептуальних підходів до опису стаціонарної зсувної течії дисперсних систем, що зумовило формування широкого спектра функціональних залежностей між ефективною в'язкістю η , напругою зсуву τ і швидкістю зсуву $\dot{\gamma}$ [62-72].

З феноменологічної погляду можна використовувати переважно таке вихідне математичне рівняння:

$$\tau^m = \tau_y^m + \eta_{pl}^n \times \dot{\gamma}^n \quad (2.3)$$

З цього виразу може бути зведено до більш відомих рівнянь течії, що містять граничну напругу зсуву τ_y^m серед інших параметрів.

Тому, більшість відомих рівнянь течії можна отримати з рівняння (2.3), спеціально вибираючи величини показників ступеня n та m .

Рівняння Бінгама [67]:

$$\tau = \tau_B + \eta_B \dot{\gamma}, \quad (2.4)$$

рівняння Кессона [67]:

$$\tau^{1/2} = \tau_c^{1/2} + \eta_c^{1/2} \dot{\gamma}^{1/2}, \quad (2.5)$$

рівняння Гершеля-Балклі [67]:

$$\tau = \tau_H + \eta_H \dot{\gamma}^n \quad (2.6)$$

де τ_B , τ_C , τ_H – параметри, що мають значення граничного напруження зсуву.

Основним недоліком існуючих реологічних рівнянь є відсутність їх належного теоретичного обґрунтування, зокрема мікрореологічної моделі, яка б встановлювала зв'язок між реологічними коефіцієнтами та структурно-

реологічними характеристиками дисперсних систем, такими як сили міжчастинкової взаємодії, будова та розміри агрегатів.

Теоретичною основою реологічних рівнянь виступають мікрореологічні моделі, що пов'язують макроскопічні реологічні властивості з особливостями руху частинок у в'язкому середовищі, дією сил тяжіння та відштовхування, а також гідродинамічною взаємодією між частинками.

Так, у роботі [64] висловлено припущення, що реологічні властивості суспензій визначаються об'ємною концентрацією дисперсної фази, інтенсивністю та характером міжчастинкових взаємодій, а також структурою агрегатів, що формуються в системі.

До основних чинників, які впливають на характер течії суспензій, автор відносить броунівський рух частинок, сили міжчастинкового притягання та відштовхування, а також гідродинамічну взаємодію між частинками. Остання, за його твердженням, стає визначальною за високих концентрацій дисперсної фази, коли гідродинамічні поля течії, що формуються навколо окремих частинок, починають взаємно перекриватися та впливати одне на одне.

На сучасному етапі розвитку реології дисперсних систем можна виокремити три основні типи мікрореологічних моделей.

Моделі першого типу базуються на використанні кінетичних рівнянь для опису процесів утворення та руйнування агрегатів, що складаються з двох і більше частинок. У таких підходах рівняння стану структури визначає баланс між процесами розриву міжчастинкових зв'язків і їх відновленням.

Наприклад, у моделі Кроса [64] поступальний броунівський рух частинок призводить до утворення агрегатів-ланцюжків (константа швидкості з'єднання k_2).

Розрив зв'язків відбувається завдяки броунівському руху (константа швидкості розриву k_0) та дії зсувної течії (константа швидкості розриву зв'язків $k_1 \dot{\gamma}^n$). При цьому висунуто припущення, що в'язкість пропорційна числу зв'язків між частинками.

У моделі Крігера [49] частки об'єднуються в дублети завдяки броунівському руху і поділяються на окремі частинки під дією зсувної течії. Рівновага зміщується від дублетів до синглетів (тобто до окремих частинок) зі зростанням швидкості зсуву.

Користуючись аналізом розмірностей, автор [49] показав, що відносна в'язкість η_r повинна залежати від концентрації Φ і від величини безрозмірного редукованого зсуву:

$$\tau_r = \frac{\tau r^3}{kT} \quad (2.7)$$

Дійсно, в окремих випадках спостерігається співпадіння експериментальних точок на графіці $\eta_r = \eta_r(\tau_r)$ для різних дисперсійних середовищ, але тільки для частинок малого розміру. Аналогічна суперпозиція має місце при побудові залежності η_r від безрозмірної швидкості зсуву [57]:

$$\dot{\gamma}_r = \dot{\gamma} t_r = \frac{6\pi\eta_0 r^3 \dot{\gamma}}{kT} \quad (2.8)$$

Цю обставину можна пояснити тим, що у механізмі течії беруть участь лише гідродинамічні (в'язкі) сили за наявності броунівського руху частинок.

Автор [77] склав кінетичне рівняння, яке описує коагуляцію завдяки броунівському руху, а також дії зсувної течії. Ця модель призводить до рівняння течії виду

$$\tau = \frac{\tau_B}{1 + \frac{\beta}{\dot{\gamma}}} + \eta_B \dot{\gamma}. \quad (2.9)$$

Рівняння враховує реальну криволінійну форму залежності $\tau(\dot{\gamma})$. Крива течії має два асимптотичні стани, а саме ньютонівську прямолінійну залежність при $\dot{\gamma} \rightarrow 0$ і залежність, що описується рівнянням Бінгама при $\dot{\gamma} \rightarrow \infty$. Отже, з'являються граничні значення в'язкості $\eta(0)$ та η_∞ . Водночас модель Джіллеспі

[77] використовує метод розділення на частини напруженості зсуву між процесом руйнування структури та процесом підтримування в'язкості течії суспензії, тобто. ця модель близька до моделі другого типу.

Моделі другого типу включають структурну ($\tau_y \dot{\gamma}$) та в'язку ($\eta_{PL} \dot{\gamma}^2$) частини. дисипації енергії течії. Структурна частина описує втрати енергії в процесі розриву зв'язків між частинками, а в'язка - втрати енергії. Цей підхід використано у роботах [77, 78] для пояснення течії рідини Бінгаму.

Концепція окремих джерел дисипації набула розвитку моделі «пружного флока» у роботах [57, 70, 79, 80].

Автори дійшли висновку, що енергія, втрачена при русі рідини зовні агрегату і всередині простору між частинками в агрегаті сферичної форми (флокулі), дає найбільший внесок у "структурну" частину дисипації енергії, тоді як втрати енергії завдяки розриву зв'язків між частинками щодо малі [57, 75].

Висунуто припущення, що під дією гідродинамічних сил відбувається розтягнення всіх зв'язків між частинками в агрегаті до критичної величини Δ_C , після чого цей агрегат розпадається на агрегати меншого розміру.

Великий внесок у дисипацію енергії роблять гідродинамічні сили опору руху частинок всередині агрегату, що супроводжується розтягуванням зв'язків. Рівноважний розмір агрегату визначається рівнянням:

$$F_H = F_A, \quad (2.10)$$

де $F_H \approx \eta_0 R^2 \dot{\gamma}$ – гідродинамічна розривна сила, $F_A \approx F_S/R^2$ – сила зчеплення, нормована до площі перерізу агрегату. Граничне напруження можна виразити наступним рівнянням:

$$\tau_B \approx F_A \Delta_C \frac{\Phi^2}{\delta^2} \quad (2.11)$$

Мікрореологічні моделі третього типу припускають, що втрати енергії відбуваються лише завдяки в'язкому перебігу дисперсійного середовища

навколо одиниць течії (часток чи агрегатів). В'язка течія суспензії при цьому є єдиним джерелом дисипації енергії.

Моделі в'язкості, які описують ньютонівську поведінку суспензій, засновані на двох припущеннях. По-перше, потужність дисипації енергії залежить тільки від в'язкого тертя між агрегатом, що рухається, і дисперсійним середовищем, що обтікає агрегат. По-друге, розмір агрегату визначається рівновагою між гідродинамічними силами, що розтягують, що ведуть до розриву агрегату, і силами міжчасткового тяжіння.

Зокрема, у моделях, що описують зсувну течію жорстких ланцюжків, частинки пов'язані разом силами Ван-дер-Ваальса. Для забезпечення гідродинамічних обчислень ці ланцюги описувалися як модельні циліндри з осьовим ставленням J . Фактично гранична напруження τ_c виникало у завершальному вираженні моделі Кессона через зменшення втрат на в'язке тертя внаслідок зменшення розмірів агрегату-циліндру.

У [73] запропоновано подібну ланцюжкову модель для перебігу колоїдних розчинів феромагнетиків у магнітному полі. Рівноважна довжина ланцюжка сферичних частинок

$$(2l) \approx \dot{\gamma}^{-1/2}. \quad (2.12)$$

Звідки $\tau_B = 2/3nr_0F_S$, де n – число пов'язаних в агрегати частинок в одиниці об'єму, r_0 – відстань між частинками.

У [55] для опису агрегатів використовується концепція фракталів, доповнена поняттям ефективного обсягу $\Phi_{\text{еф}}$. По суті, передбачається, що реальний обсяг частинок в агрегаті замінюється обсягом сфери, всередині якої є агрегат. Зрозуміло, що такий ефективний об'єм ($\Phi_{\text{еф}}$) набагато більше реального обсягу дисперсної фази, тобто

$$\Phi_{\text{еф}} = \Phi r^{(3/D-1)} \quad (2.13)$$

Звідси випливає, що в'язкість агрегованої суспензії є істотно вищою порівняно з в'язкістю тієї ж системи, в якій дисперсна фаза перебуває у стані індивідуально розподілених частинок. Таким чином, зменшення ступеня агрегації частинок і відповідне зниження ефективного об'єму агрегатів зумовлює явище зсувного розрідження. За умов зсувної течії спостерігається зменшення характерного радіуса агрегатів, яке описується емпіричним законом:

$$R(\dot{\gamma}) = \frac{R_0}{1+(b\dot{\gamma})^m} \quad (2.14)$$

Переважає більшість дослідників інтерпретують механізм течії структурованих дисперсних систем як послідовний процес руйнування вихідної просторової структури під дією зростаючої швидкості зсуву. У межах такого підходу реологічна поведінка розглядається як результат поступової деструкції міжчасткових зв'язків і відповідної перебудови мікроструктури системи.

Водночас навіть у моделях, де повністю нехтується впливом сил зчеплення між частинками, передбачається наявність певної впорядкованої структури. Зокрема, у моделі так званої «шарової» течії колоїдних систем, розвиненій у роботах, припускається формування впорядкованих шарів або ланцюжкових структур частинок при інтенсивному зсувному потоці.

Згідно з цими уявленнями, за високих швидкостей зсуву частинки орієнтуються у вигляді локально впорядкованих рядів або ланцюжків, організованих у шаруваті структури вздовж напрямку течії. Натомість за низьких значень зсувних напружень система характеризується тривимірним хаотичним розташуванням частинок, що зумовлює наближення до ньютонівської поведінки з відносно високою ефективною в'язкістю $\eta(0)$.

За низьких значень напруження зсуву τ частинки дисперсної фази характеризуються тривимірним хаотичним просторовим розташуванням, що зумовлює прояв ньютонівської течії з підвищеною ефективною в'язкістю. Із подальшим зростанням зсувного навантаження система поступово зазнає

структурної перебудови, що проявляється у формуванні впорядкованих двовимірних гексагональних шарів.

Такий перехід супроводжується послідовним зниженням ефективної в'язкості внаслідок зменшення гідродинамічного опору та ступеня просторової неупорядкованості системи. У граничному випадку, за повністю сформованої шарової структури, реалізується режим ньютонівської течії, що характеризується мінімально можливою ефективною в'язкістю для даної дисперсної системи η_{∞} .

З подальшим збільшенням напруження зсуву τ ефективна в'язкість системи може демонструвати тенденцію до зростання, що пов'язано з нестійкістю шарової структури та переходом до дилатантної реологічної поведінки. Такий ефект зумовлений порушенням впорядкованого розташування частинок і формуванням більш щільних гідродинамічно взаємодіючих структур.

Для більш детального аналізу впливу в'язкості суспензій на технологічні показники збагачення магнетитових руд доцільно розглянути існуючі моделі залежності в'язкості від об'ємної концентрації дисперсної фази Φ .

У роботах [62, 64] узагальнено сучасні уявлення щодо реології суспензій із класифікацією систем за характером міжчасткової взаємодії. Модель «твердих сфер» застосовується для випадків, коли сили Ван-дер-Ваальса та електростатичного відштовхування є зневажливо малими. У таких системах частинки прагнуть до випадкового просторового розподілу під дією броунівського руху, тоді як структурована впорядкованість виникає переважно під дією зсувної течії.

Гідродинамічна взаємодія між частинками реалізується в умовах перекривання полів течії навколо сусідніх частинок, що призводить до істотного зростання дисипації енергії в'язкого тертя. Унаслідок цього спостерігається нелінійне збільшення ефективної в'язкості зі зростанням об'ємної концентрації твердої фази.

За низьких швидкостей зсуву система характеризується високою в'язкістю внаслідок просторової неупорядкованості частинок, тоді як зі збільшенням

швидкості зсуву формується впорядкована шарова структура, що спричиняє зниження в'язкості.

Модель «м'яких сфер» розширює вказаний підхід шляхом урахування електростатичного відштовхування між частинками, оточеними подвійним електричним шаром. У цьому випадку ефективний об'єм частинок замінює геометричний об'єм твердої фази, що дозволяє враховувати гідродинамічне «розширення» частинок у реальному потоці.

У роботах [53] ефективна об'ємна концентрація розглядається як сума об'єму твердої фази та рідини, іммобілізованої всередині агрегатів. За такого підходу руйнування агрегатів призводить до вивільнення захопленої рідини, зменшення ефективної концентрації дисперсної фази та, відповідно, зниження в'язкості зі збільшенням швидкості зсуву відповідно до класичної залежності Ейнштейна.

У роботі [67] агрегати (флокули) розглядаються як самостійні структурні одиниці течії, що включають захоплену рідину. У цьому випадку у розведених суспензіях флокули апроксимуються еквівалентними жорсткими сферами з непроникною поверхнею, а об'ємна концентрація дисперсної фази замінюється на концентрацію флокул, тобто вводиться умовний гідродинамічний об'єм системи.

Автор [65] пояснює вторинний електров'язкісний ефект як наслідок збільшення ефективного діаметра частинок у результаті електростатичного відштовхування при їх взаємодії. У рамках цього підходу вводиться поняття виключеного (гідродинамічного) об'єму частинок, який істотно перевищує їх геометричний розмір і виступає додатковим джерелом дисипації енергії в процесі в'язкої течії.

Найбільш повну картину реологічної поведінки монодисперсних латексних систем, що характеризуються інтенсивним броунівським рухом, наведено в роботах [46, 49]. Показано, що спроби отримати залежність в'язкості $\eta(\Phi)$ на основі строгої гідродинамічної теорії не забезпечують задовільної узгодженості з експериментальними даними. Найкраще узгодження досягається в рамках

підходу послідовного «введення» дисперсної фази у вже існуючу суспензію, яку при цьому розглядають як безперервне середовище. Така процедура формалізується у вигляді функціонального рівняння для ефективної в'язкості системи.

$$\eta_r(\Phi_1 + \Phi_2) = \eta_r(\Phi_1)\eta_r(\Phi_2). \quad (2.15)$$

Цей вираз призводить до рівняння Арреніуса

$$\eta_r = \exp[\eta]\Phi, \quad (2.16)$$

яка досить добре підходить для низьких концентрацій.

Коефіцієнт η являє собою “характеристичну в'язкість”.

Дотримуючись висновків [81-84], перерахуємо основні моделі течії суспензій, що ґрунтуються на строгих гідродинамічних розрахунках. Силами тяжіння та відштовхування при цьому нехтують. Як згадувалося, для нескінченно розбавленої суспензії, у якій повністю відсутня гідродинамічна взаємодія між частинками, справедливе рівняння Ейнштейна. Висновок цього рівняння заснований на розрахунку дисипації енергії при обтіканні в'язкою рідиною відокремленої сфери. отримано подібне рівняння для перебігу суспензії частинок у формі еліпсоїдів.

У суспензії, де концентрація досить висока, необхідно враховувати гідродинамічну взаємодію частинок.

В результаті накладання полів перебігу сусідніх частинок в'язкість суспензії збільшується. Тоді рівняння Ейнштейна набуває розширеної форми

$$\frac{\eta}{\eta_0} = 1 + 2,5\Phi + a_2\Phi^2 + a_3\Phi^3, \quad (2.17)$$

де величина коефіцієнтів a_2 та a_3 різна у різних авторів.

У рамках осередкових моделей приймається, що збурення течії, спричинене виділеною частинкою, локалізується в обмеженій області поблизу неї, яка розглядається як гідродинамічний осередок.

В осередковій моделі Симхи отримано складний аналітичний вираз для відносної в'язкості у вигляді ряду за степенями об'ємної концентрації Φ . При цьому концентрація Φ_m інтерпретується як гранична концентрація пакування, за якої перебіг суспензії стає неможливим. Зазвичай її пов'язують із максимально щільною геометричною упаковкою сферичних частинок у регулярній ґратці.

У роботах [81 – 84] звертається увага на те, що ефекти, які проявляються при високих концентраціях дисперсної фази, можуть бути пояснені в рамках парної взаємодії індивідуальних частинок. Водночас відзначається значний розкид експериментально визначених значень в'язкості, який традиційно пов'язують із впливом негідродинамічних факторів, зокрема броунівського руху та сил міжчасткової взаємодії.

Таким чином, жодна з відомих моделей не забезпечує одночасного адекватного опису як пластичної, так і псевдопластичної течії з достатньою точністю. Узагальнений аналіз існуючих залежностей показує, що коефіцієнт в'язкості у більшості випадків розглядається як функція лише об'ємної концентрації, тоді як вплив розміру частинок у цих моделях не враховується.

Водночас численні експериментальні дослідження грубодисперсних суспензій, що застосовуються як середовище для збагачення корисних копалин, свідчать, що ефективна в'язкість визначається не лише концентрацією твердої фази, але й формою та розміром зважених частинок. Нехтування роллю гранулометричного складу, ймовірно, пов'язане з екстраполяцією положень Ейнштейна щодо незалежності в'язкості розріджених суспензій від розміру частинок на області високих концентрацій твердої фази, де ці припущення втрачають свою коректність.

У зв'язку з цим особливий інтерес становлять підходи, в яких вплив дисперсного складу враховується через введення середнього ефективного діаметра частинок пульпи як керуючого параметра реологічної поведінки. При

цьому відповідні функціональні залежності є специфічними для різних матеріалів і типів дисперсних систем.

2.2 Розробка моделі ефективної динамічної в'язкості пульпи як двофазної суміші твердого та рідини при збагаченні магнетитових руд у гвинтовому сепараторі

Розробка моделі ґрунтується на положенні, що динамічна в'язкість рудної пульпи як двофазної системи, утвореної мінеральними частинками та рідкою фазою, за сталого значення об'ємної концентрації твердої фази φ визначається полімодальним гранулометричним складом дисперсної фази.

Розглянемо теоретичну модель та експериментальні дані, запропоновані для її верифікації та опису в роботах [69, 75]. Теоретичне обґрунтування функціональної залежності побудовано на припущенні, що введення однакової кількості частинок у вихідне дисперсійне середовище (чисту рідину) та у вже сформовану суспензію однакового об'єму призводить до ідентичних відносних змін ефективної в'язкості відповідних систем [69, 75].

Зазначене припущення є коректним лише для випадку низьких концентрацій монодисперсної твердої фази, коли гідродинамічна взаємодія між частинками є незначною. При підвищенні концентрації твердої фази гідродинамічні струмені рідини, що обтікають окремі частинки, починають взаємодіяти між собою, внаслідок чого порушуються умови гідродинамічної подібності навіть у системах із мономодальним гранулометричним складом.

Експериментальні дані показують, що поведінка системи може бути описана єдиною степеневою функціональною залежністю, параметри якої набувають різних значень залежно від характеристик дисперсної системи:

$$\bar{\mu} = \left(1 - \frac{\varphi}{0,73}\right)^{-1,525}; \quad (2.18)$$

$$\bar{\mu} = \left(1 - \frac{\varphi}{0,65}\right)^{-1,675}; \quad (2.19)$$

$$\bar{\mu} = \left(1 - \frac{\varphi}{0,56}\right)^{-1,8}. \quad (2.20)$$

Два основні коефіцієнти моделі визначаються шляхом апроксимації експериментальних результатів, отриманих у ході досліджень різних типів рудних пульп.

Приймалося, що чисельне значення коефіцієнта 0,73 відповідає максимальній об'ємній частці частинок при їх гексагональній упаковці; значення 0,65 - максимальній об'ємній частці при кубічній об'ємно-центрованій упаковці; значення 0,56 - максимальній об'ємній частці при простій кубічній упаковці [75].

Із виразів (2.18)–(2.20) випливає, що при наближенні об'ємної частки частинок φ до граничних значень максимально можливої упаковки для відповідних структурованих станів, приведена (відносна) в'язкість $\bar{\mu}$ асимптотично прямує до нескінченності. Зокрема, для найменш щільної упаковки ($\varphi = 0,56$) така поведінка є фізично коректною, оскільки відповідає переходу системи до стану втрати рухливості (жорсткої структури).

У таблиці 2.1 наведено розрахункові значення відносної ефективної в'язкості двофазних систем, отримані за формулами (2.18) – (2.20). Надалі наведені залежності використовуються як узагальнений опис експериментального діапазону значень ефективної в'язкості суспензій, до якого належить, зокрема, магнетитова пульпа.

Виходячи з припущення, що надмірна в'язкість суспензії визначається не лише об'ємною часткою твердої фази, але й обернено пропорційна частці вільної рідкої фази, а також враховуючи, що класична формула Ейнштейна справедлива лише для гранично малих концентрацій дисперсної фази, останню було узагальнено шляхом відповідного перетворення у вигляді:

$$\mu - \mu_0 = d\mu = \alpha\mu_0\varphi \approx \mu d \left[\frac{\alpha\varphi}{(1-\beta\varphi)} \right]. \quad (2.21)$$

Інтегруємо цей вираз та отримуємо

$$\bar{\mu} = \exp[\alpha\varphi(1 - \beta\varphi)], \quad (2.22)$$

де α та β - емпіричні коефіцієнти, що підбираються з умови найкращого збігу із даними, які отримані у дослідженнях.

Урахувавши вище сказане отримуємо парні до (2.18-2.20) рівняння:

$$\ln(\bar{\mu}) = \frac{2,054\varphi}{(1-0,856\varphi)}; \quad (2.23)$$

$$\ln(\bar{\mu}) = \frac{2,5266\varphi}{(1-0,9714\varphi)}; \quad (2.24)$$

$$\ln(\bar{\mu}) = \frac{3,1502\varphi}{(1-1/103\varphi)}. \quad (2.25)$$

У таблиці 2.1 також наведено дані розрахунків $\bar{\mu}$ як за формулами (2.18) ÷ (2.20), так і за (2.23) ÷ (2.25).

З чисельних розрахунків випливає, що в інтервалі $0 < \varphi < 0,45$ розбіжність між парними залежностями (2.18) та (2.23), (2.19) та (2.24), (2.20) та (2.25) не перевищує 5 %. Це свідчить про те, що відповідні розрахункові співвідношення, отримані на основі різних фізико-математичних підходів, при належному підборі емпіричних коефіцієнтів забезпечують практично еквівалентні результати в межах інженерної точності.

Із виразів (2.23) – (2.25) випливає, що при об'ємній частці твердої фази $\varphi \leq 0,9066$ жодна з розглянутих залежностей не демонструє асимптотичного зростання ефективної в'язкості до нескінченності, що є більш фізично обґрунтованим порівняно з поведінкою, яка випливає з рівняння (2.20), де при $\varphi = 0,56 \bar{\mu} \rightarrow \infty$.

Таблиця 2.1 - Дані розрахунків $\bar{\mu}$ за формулами (2.18) ÷ (2.20), (2.23) ÷ (2.25)

φ		0,01	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3	0,35	0,4	0,45	0,5	0,55	0,6
Номер рівняння	(1)	1,021	1,11	1,25	1,42	1,63	1,89	2,24	2,71	3,36	4,31	5,82	8,46	13,9
	(2)	1,026	1,14	1,32	1,55	1,85	2,26	2,82	3,65	4,96	7,20	11,7	23,0	73,4
	(3)	1,033	1,18	1,43	1,75	2,22	2,90	3,98	5,84	9,54	18,8	55,7	1402	-
	(6)	1,021	1,11	1,25	1,42	1,64	1,92	2,29	2,79	3,49	4,50	6,02	8,46	12,6
	(7)	1,026	1,42	1,32	1,56	1,87	2,30	2,91	3,82	5,22	7,54	11,7	19,8	37,9
	(8)	1,032	1,18	1,43	1,76	2,24	2,97	4,11	6,03	9,54	16,7	33,5	81,8	267

Таким чином, узагальнені залежності (2.23) – (2.25) забезпечують більш коректний опис граничних режимів течії концентрованих суспензій та є доцільнішими для інженерного застосування при моделюванні реологічної поведінки пульп високої концентрації.

Наведені в літературі експериментальні дані, зокрема значення відносної ефективної в'язкості $\bar{\mu} = \frac{\mu_p}{\mu_f}$, яка визначається як відношення в'язкості двофазної суміші μ_p до в'язкості дисперсійного середовища μ_f , для систем із однорідними сферичними частинками при об'ємній концентрації $\varphi = 0,4$, демонструють суттєвий розкид і становлять 7,4 та 16,0. Таким чином, розбіжність перевищує дворазове значення і не супроводжується у відповідних роботах достатнім аналізом фізичних причин такої невідповідності. У роботі [71] для аналогічних сферичних частинок наведено значення $\bar{\mu}=6,2$, що також істотно відрізняється від максимального наведеного експериментального значення (більш ніж у 2,5 рази).

Більшість теоретичних моделей містять щонайменше один емпіричний параметр, що визначається шляхом апроксимації експериментальних даних. За наявності настільки значного розкиду експериментальних результатів виникає припущення, що процес спільного руху частинок, який формально розглядається як монодисперсний, фактично реалізується як рух полідисперсної системи з перекриванням гідродинамічних і структурних ефектів.

Так, у роботі [55] експериментально досліджувалась швидкість руху частинок у монодисперсних фракціях, однак фактичне відношення діаметрів частинок у межах однієї мономодальної фракції змінювалося в інтервалі від 1,17

до 2,34. У зв'язку з цим можна очікувати, що швидкості руху частинок у межах такої фракції, визначеної за середнім діаметром, відрізняються суттєво менше, ніж швидкості вільного руху, які пропорційні квадрату діаметра частинок і можуть змінюватися в межах 1,18 – 2,79 рази відповідно.

Оскільки відмінності в значеннях ефективної динамічної в'язкості двофазних систем при сталому значенні об'ємної концентрації твердої фази φ_m є значними, припущення про їх повну визначеність лише максимальною об'ємною концентрацією φ_m для реального гранулометричного складу виглядає фізично неповним. Зв'язок між φ_m та фактичним полімодальним розподілом частинок при цьому залишається недостатньо формалізованим.

У загальному випадку, як показано вище, динамічна в'язкість двофазної системи при фіксованій φ істотно залежить від гранулометричного складу твердої фази. Розглянемо граничний випадок, коли різниця в розмірах частинок настільки велика, що рідина та частинки дрібної фракції формують ефективне несуче середовище для крупних частинок. Відповідно до цього припущення, ефективна в'язкість суспензії, утвореної дрібною фракцією з об'ємною часткою φ_1 описується залежністю:

$$\ln \bar{\mu}_{p1} = \frac{2,054\varphi_1}{(1-0,856\varphi)}. \quad (2.26)$$

При цьому враховано, що для дрібних частинок ефективна частка вільної рідини становить $(1 - 0,856\varphi)$, згідно з емпіричною залежністю, встановленою на основі експериментальних досліджень.

Відносна в'язкість суспензії, утвореної крупною фракцією з об'ємною часткою φ_2 , у середовищі, сформованому дрібними частинками з в'язкістю $\bar{\mu}_{p1}$, з урахуванням відповідної частки вільного дисперсійного середовища $(1 - 0,856\varphi_2)$, може бути представлена як:

$$\ln \bar{\mu}_{p2} = \left\{ \left[\frac{2,054\varphi_1}{(1-0,856\varphi)} \right] + \left[\frac{2,054\varphi_2}{(1-0,856\varphi)} \right] \right\}. \quad (2.27)$$

У таблиці 2.2 наведено результати розрахунків за залежністю (2.27) для бімодальної системи твердих частинок при варіюванні об'ємних часток компонентів різної крупності.

Таблиця 2.2 - Результати розрахунків $\overline{\mu_{p2}}$ за формулою (2.27) для бімодальної суміші твердих частинок при варіюванні об'ємних часток частинок двох видів крупності

φ	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,55	0,6
$\overline{\mu_{p2}}$								
0	1,11	1,25	1,64	2,29	3,49	6,02	8,45	12,6
0,1 φ	1,11	1,25	1,63	2,23	3,30	5,38	7,23	10,1
0,3 φ	1,11	1,25	1,61	2,17	3,10	4,78	6,17	8,22
0,5 φ	1,11	1,25	1,60	2,16	3,07	4,72	6,09	8,13
0,7 φ	1,11	1,25	1,61	2,18	3,16	5,00	6,61	9,12
0,9 φ	1,11	1,25	1,63	2,25	3,35	5,62	7,69	11,1
φ	1,11	1,25	1,64	2,29	3,49	6,02	8,45	12,6

З даних, наведених у таблиці 2.2, випливає, що при $\varphi = 0,6$ відносна ефективна в'язкість бімодальної двофазної суміші, порівняно з монодисперсною системою, суттєво залежить від гранулометричного розподілу твердої фази і може змінюватися більш ніж у 1,5 рази.

Аналогічні міркування можуть бути поширені на полімодальні системи. У цьому випадку вираз для ефективної в'язкості полімодальної двофазної суміші при $\varphi_0 = 0$ набуває вигляду:

$$\ln \bar{\mu}_{pn} = \frac{2.054 \sum_i^n \varphi_i}{[1 - 0.856(\varphi - \sum_{k=i-1}^{i-1} \varphi_k)]}. \quad (2.28)$$

Далі уточнимо модель розрахунку ефективної в'язкості двофазної системи, враховуючи, що при русі пульпи фактична швидкість обтікання частинок рідиною, з урахуванням ефекту стиснення потоку в міжчастинковому просторі, перевищує швидкість набігання потоку в лобовій точці частинки.

Для бімодальної системи поправний гідродинамічний фактор f визначається як:

$$f = \left\{ \left[1 - \frac{\pi \left(\frac{6\varphi_1}{\pi} \right)^{\frac{2}{3}}}{4} \right] \left[1 - \frac{\pi \left(\frac{6\varphi_1}{\pi} \right)^{\frac{2}{3}}}{4} \right] \right\}^{-\frac{1}{2}}. \quad (2.29)$$

Приймається також, що збільшення градієнта швидкості за поперечною координатою пропорційне величині f .

Втрати енергії при обтіканні сферичної частинки в ламінарному режимі, згідно з формулою Стокса, пропорційні добутку в'язкості середовища на швидкість руху частинки. У реальних умовах ці два фактори - стиснення потоку в міжчастинковому просторі та зростання дисипативних втрат внаслідок підвищення ефективної в'язкості середовища - діють одночасно та взаємопов'язано.

У запропонованій моделі ефект стиснення потоку враховується лише при визначенні швидкості обтікання частинки, оскільки використана емпірична залежність ефективної в'язкості від об'ємної концентрації твердої фази вже інтегрально відображає зростання дисипативних втрат порівняно з однорідною рідиною.

З урахуванням зазначених положень ефективна в'язкість двофазного середовища визначається як добуток виразів (2.27) та (2.29):

$$\bar{\mu}_{p2} = \left\{ \left[1 - \frac{\pi \left(\frac{6\varphi_1}{\pi} \right)^{\frac{2}{3}}}{4} \right] \left[1 - \frac{\pi \left(\frac{6\varphi_1}{\pi} \right)^{\frac{2}{3}}}{4} \right] \right\}^{-\frac{1}{2}} \times \exp \left\{ \left[\frac{2,054\varphi_1}{(1-0.856\varphi)} \right] + \left[\frac{2,054\varphi_2}{(1-0.856\varphi)} \right] \right\}. \quad (2.30)$$

У таблиці 2.3 наведено результати розрахунків ($\bar{\mu}_{p2}$ з а формулою (2.30) для бімодальної суміші твердих частинок при варіюванні об'ємних часток компонентів різної крупності. Отримані дані свідчать, що запропонований спосіб урахування стиснення потоку в міжчастинковому просторі істотно розширює діапазон значень відносної ефективної в'язкості та забезпечує практично повне

перекриття області експериментальних значень, які задаються залежностями (2.18) – (2.20) або (2.23) – (2.25).

Таблиця 2.3 - Результати розрахунків $\overline{\mu_{p2}}$ за формулою (2.30) для бімодальної суміші твердих частинок

φ	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,55	0,6
$\overline{\mu_{p2}}$								
0	1,22	1,46	2,14	3,39	5,96	12,3	19,5	33,7
0,1 φ	1,23	1,48	2,17	3,38	5,72	10,9	16,1	25,2
0,3 φ	1,24	1,49	2,17	3,29	5,31	9,32	12,9	18,5
0,5 φ	1,24	1,49	2,17	3,27	5,23	9,07	12,5	17,8
0,7 φ	1,24	1,49	2,17	3,31	5,41	9,75	13,8	20,5
0,9 φ	1,23	1,48	2,18	3,40	5,81	11,4	17,2	27,7
φ	1,22	1,46	2,14	3,39	5,95	12,3	19,5	33,7

Розбіжність між мінімальним і максимальним значеннями ефективної в'язкості близько 2, тобто розраховані значення повністю знаходяться всередині області експериментальних значень відносної ефективної в'язкості двофазних сумішей.

Розбіжність між мінімальним і максимальним значеннями ефективної в'язкості становить приблизно 2, що свідчить про те, що розрахункові значення повністю знаходяться в межах області експериментально визначених значень відносної ефективної в'язкості двофазних сумішей.

Оцінимо вплив форми та орієнтації частинок на величину відносної в'язкості. Як було показано, зокрема при аналізі руху частинок довільної форми, доцільним є використання еквівалентного відносного діаметра частинок θ_i (аналог коефіцієнта сферичності), який визначається за виразом:

$$\theta_i = \frac{(2d_{si} + d_{mi})}{(3d_{vi})}, \quad (2.31)$$

де: d_{si} , d_{mi} і d_{vi} - еквівалентні діаметри сферичних частинок, визначені за площею бічної поверхні, міделового перерізу та об'ємом частинки. Для сферичної частки $\theta = 1$.

У цьому випадку вираз для ефективної в'язкості бімодальної суміші набуває вигляду:

$$\bar{\mu}_{p2} = \left\{ \left[1 - \frac{\pi(\frac{6\varphi_1}{\pi})^{\frac{2}{3}}}{4} \right] \left[1 - \frac{\pi(\frac{6\varphi_2}{\pi})^{\frac{2}{3}}}{4} \right] \right\}^{-\frac{1}{2}} \times \exp \left\{ \left[\frac{2,054\varphi_1\theta_1}{(1-0.856\varphi)} \right] + \left[\frac{2,054\varphi_2\theta_2}{(1-0.856\varphi)} \right] \right\}. \quad (2.32)$$

Для кількісної оцінки впливу форми частинок на величину відносної в'язкості розглянемо просторову орієнтацію витягнутих і сплюснених обертових еліпсоїдів. Використовуючи відповідні аналітичні співвідношення, наведені в літературних джерелах, отримано значення еквівалентного відносного діаметра частинок: для витягнутих (голкоподібних) частинок при співвідношенні півосей еліпсоїда обертання ($a/b = 1 \div 1000$); для сплюснених (дископодібних) частинок при ($b/a = 1 \div 0,001$). Отримані значення еквівалентного відносного діаметра наведено в таблиці 2.4.

Таблиця 2.4 - Значення еквівалентного відносного діаметра θ

Голкоподібні частинки										
a/b	1	2	5	10	20	50	100	200	500	1000
θ_1	1	0,956	0,974	1,024	1,097	1,225	1,345	1,486	1,797	1,901
θ_2	1	1,066	1,215	1,359	1,523	1,774	1,991	2,235	2,504	2,922
дископодібні частинки										
b/a	1	0,5	0,2	0,1	0,05	0,02	0,01	0,005	0,002	0,001
θ_1	1	1,118	1,413	1,749	2,190	2,966	3,736	4,706	6,387	8,047
θ_2	1	0,995	1,098	1,258	1,488	1,912	2,343	2,895	3,860	4,8195

Величини θ_1 відповідають випадку поздовжньої орієнтації частинки вздовж найбільшої піввісі еліпсоїда або вздовж найменшої еліпсоїдної піввісі. Величини θ_2 відповідають випадку поперечної орієнтації частинок відносно найбільшої піввісі еліпсоїда для голкоподібних частинок або відносно найменшої піввісі еліпсоїда для дископодібних частинок.

У таблиці 2.5 наведено результати розрахунків, що дозволяють оцінити сумарний вплив гранулометричного складу, ефекту стиснення потоку рідини в

міжчастковому просторі та просторової орієнтації еліпсоїдальних частинок. Розглянуто випадки подовжених еліпсоїдів ($a/b > 1$) та сплюснених еліпсоїдів ($b/a < 1$) за умов їх орієнтації вздовж найбільшої або найменшої піввісі відповідно, що дозволяє встановити закономірності зміни відносної в'язкості двофазної системи залежно від просторової конфігурації частинок.

Таблиця 2.5 – Розрахункові значення відносної ефективної в'язкості двофазної суміші (пульпи) за рівнянням (2.23)

Голкоподібні та дископодібні частинки $\theta_1 = 0,956; \theta_2 = 1,118$									
φ_1		0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,55	0,6
$\overline{\mu_{p2}}$	0	1,23	1,44	2,27	3,73	6,90	15,3	25,1	45,4
	0,5	1,25	1,50	2,20	3,35	5,39	9,41	13,0	18,5
	1	1,21	1,53	2,10	3,26	5,63	11,4	17,7	30,1
Голкоподібні та дископодібні частинки									
$\theta_1 = 1,118; \theta_2 = 0,956$									
$\overline{\mu_{p2}}$	0	1,21	1,44	2,10	3,26	5,63	11,4	17,7	30,1
	0,5	1,25	1,50	2,21	3,38	5,51	9,80	13,7	19,9
	1	1,22	1,59	2,27	3,73	6,90	15,3	25,1	45,4
Голкоподібні та дископодібні частинки									
$\theta_1 = 1,024; \theta_2 = 1,749$									
$\overline{\mu_{p2}}$	0	1,32	1,72	3,11	6,30	15,2	47,3	96,4	224,7
	0,5	1,30	1,62	2,58	4,31	7,59	15,1	22,2	34,1
	1	1,22	1,46	2,17	3,45	6,13	12,9	20,5	35,8
Голкоподібні та дископодібні частинки									
$\theta_1 = 1,749; \theta_2 = 1,024$									
$\overline{\mu_{p2}}$	0	1,22	1,46	2,17	3,45	6,13	12,9	20,5	35,8
	0,5	1,29	1,63	2,63	4,50	8,45	18,0	28,2	46,8
	1	1,32	1,72	3,11	6,30	15,2	47,3	96,4	224,7

У разі використання залежності (2.24) замість залежності (2.23), за тих самих граничних умов, що були прийняті вище, отримано розрахункові значення ефективної динамічної в'язкості двофазної суміші, які наведено в таблиці 2.6.

Результати, представлені в таблицях 2.2, 2.3, 2.5 та 2.6, послідовно демонструють вплив дисперсності гранулометричного складу частинок, ефекту стиснення течії рідини в міжчастковому просторі, а також форми та просторової орієнтації частинок відносно напрямку руху потоку. Слід зазначити, що останні дві серії розрахунків виконано для бімодальної суміші твердих частинок.

Таблиця 2.6 - Розрахункові значення відносної ефективної в'язкості двухфазної суміші (пульпи) за рівнянням (2.24)

Голкоподібні та дископодібні частинки									
$\theta_1 = 0,956; \theta_2 = 1,118$									
φ_1		0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,55	0,6
$\overline{\mu_{p2}}$	0	1,27	1,59	2,63	4,88	10,8	31,9	64,7	155,4
	0,5	1,28	1,59	2,51	4,19	7,67	16,1	25,1	42,1
	1	1,24	1,53	2,40	4,17	8,49	22,2	41,7	91,1
Голкоподібні та дископодібні частинки									
$\theta_1 = 1,118; \theta_2 = 0,956$									
$\overline{\mu_{p2}}$	0	1,14	1,52	2,38	4,11	8,28	21,4	39,9	86,3
	0,5	1,28	1,59	2,52	4,26	7,94	17,2	27,6	47,8
	1	1,27	1,60	2,66	4,98	11,1	33,3	68,2	165,6
Голкоподібні та дископодібні частинки									
$\theta_1 = 1,024; \theta_2 = 1,749$									
$\overline{\mu_{p2}}$	0	1,38	1,90	3,91	9,59	39,7	150,4	425,5	1539
	0,5	1,34	1,75	3,06	5,75	12,1	29,7	50,7	93,8
	1	1,26	1,56	2,51	4,49	9,52	26,4	51,3	117,0
Голкоподібні та дископодібні частинки									
$\theta_1 = 1,749; \theta_2 = 1,024$									
$\overline{\mu_{p2}}$	0	1,25	1,55	2,48	4,42	9,27	25,3	48,9	110,4
	0,5	1,34	1,76	3,14	6,18	14,1	40,0	76,5	164,6
	1	1,39	1,91	3,98	9,88	32,1	160,8	461,5	1700

Проведені розрахункові оцінки показують, що за умови сталого значення об'ємної частки твердих частинок у двофазній системі (пульпі) величина її ефективної динамічної в'язкості суттєво залежить від структурно-геометричних характеристик дисперсної фази, зокрема гранулометричного складу та форми частинок. Залежно від зазначених параметрів, значення в'язкості можуть відрізнятися на десятки відсотків і навіть набувати кратних відмінностей.

Встановлено, що розрахункові значення ефективної динамічної в'язкості повністю охоплюють область експериментально визначених значень. Водночас відсутність або неповнота даних щодо характеристик дисперсної фази унеможливорює безпосереднє порівняння експериментальних і розрахункових значень швидкостей руху пульпи без введення додаткових припущень щодо параметрів твердих частинок. Це, у свою чергу, ускладнює проведення коректних порівняльних розрахунків швидкостей руху як твердих частинок, так і зважених потоків.

При побудові моделі прийнято припущення, що абсолютні лінійні розміри частинок не впливають на ефективну динамічну в'язкість двофазної суміші. Водночас вони враховуються у рівняннях руху частинок та при описі контактної взаємодії між частинками різних класів крупності.

Таким чином, у результаті розроблення моделі ефективної динамічної в'язкості магнетитових пульп як двофазних систем запропоновано розрахунковий підхід, що враховує гранулометричний розподіл частинок, ступінь стиснення потоку рідини в міжчастковому просторі та вплив форми частинок. Отримані співвідношення дозволяють кількісно оцінювати вплив зазначених чинників на величину ефективної в'язкості двофазних сумішей та забезпечують пояснення спостережуваного розкиду експериментальних даних.

2.3 Експериментальні дослідження в'язкості суспензії

Для підтвердження адекватності запропонованої моделі та уточнення отриманих коефіцієнтів експериментально визначали в'язкість пульп за різних концентрацій і крупності мінеральних частинок, а також досліджували вплив температури та в'язкості середовища на показники збагачення залізних руд у спіральних сепараторах.

З цією метою було розроблено нову методику експериментальних досліджень.

2.3.1 Методика проведення досліджень з визначення в'язкості пульпи залізних руд.

В'язкість суспензій визначали двома незалежними методами.

Перший спосіб

У першому випадку в'язкість суспензій вимірювали на реконструйованій лабораторній флотаційній машині. Конструктивно машина у ванні містила два однакові горизонтальні імпелери, встановлені на окремих осях - нижній та верхній. Нижній імпелер мав монолітний вал, який приводився в рух електродвигуном із постійною частотою обертання та виконував функцію

ведучого елемента. Верхній імпелер (ведений) був встановлений на порожнистому валу, через який проходив вал нижнього імпелера, і був з'єднаний через зубчасту передачу з лічильником обертів. За відсутності рідини у ванні передача обертального руху від нижнього до верхнього імпелера була практично відсутня.

У процесі досліджень вимірювали частоти обертання ведучого та веденого валів імпелерів (с^{-1}). На основі отриманих даних визначали в'язкість пульпи, виходячи з уявлення про динамічну в'язкість як потік імпульсу, що переноситься між шарами рідини за одиницю часу через одиничну площу при одиничному градієнті швидкості [71]:

$$\eta = \frac{\rho(\vartheta_1 - \vartheta_2)S}{\Delta l}, \quad (2.33)$$

де ρ - густина суспензії, кг/м^3 ; ϑ_1, ϑ_2 - швидкість відповідно ведучого та веденого валів, м/см ; S - площа перерізу між площинами імпелерів, м^2 ; Δl - відстань між ведучим та веденим валів імпелерів, см .

Лінійна швидкість визначалась як відношення довжини кола до періоду обертання, де довжина кола дорівнює $2\pi r$. Після відповідних перетворень отримано залежність для розрахунку в'язкості через частоти обертання:

$$\eta = 0,01(n_1 - n_2)\rho_1 \quad (2.34)$$

де n_1, n_2 - відповідно частота обертання ведучого та веденого валів імпелерів, с^{-1} .

Густина суспензії визначали за залежністю::

$$\rho_c = \frac{\rho_1 \rho_2}{(\rho_2 + k_1(\rho_1 - \rho_2))}, \quad (2.35)$$

де ρ_1, ρ_2 - густина першого і другого компонентів суспензії, кг/м^3 ; $k_2 = 1 - k_1$ - частка другого компонента в суспензії, частки од.; k_1 - частка першого компонента в суспензії, частки од.

Відповідно до наведеної методики, розрахункова формула для в'язкості суспензії набуває вигляду:

$$\eta = 2,1 \cdot 10^{-5} \rho_c n_d, \quad (2.36)$$

де η - в'язкість суспензії, $\text{мПа} \times \text{с}$; ρ_c - густина суспензії, кг/м^3 ; n_d - частота обертання веденого валу, с^{-1} .

Виміряні значення в'язкості узгоджували з результатами, наведеними у розділі 2.2, та обробляли у вигляді залежностей:

в'язкість суспензії (пульпи) η :

$$\eta = f(\eta_0, \rho_c, \varphi_{T\theta}, f_c), \quad (2.37)$$

Відносну в'язкість визначали як $\frac{\eta}{\eta_0}$:

$$\frac{\eta}{\eta_0} = f(\rho_c, \varphi_{T\theta}, f_n), \quad (2.38)$$

де η_0 - в'язкість води, $\text{мПа} \times \text{с}$; ρ_c - густина суспензії, кг/м^3 ; $\varphi_{T\theta}$ - масова частка твердої у суспензії, частка од.; f_n - питома поверхня твердої у суспензії, $\text{м}^2/\text{м}^3$ суспензії.

Другий метод застосовували для оцінки впливу температури на процеси розділення пульпи. Дослідження виконували із використанням капілярного віскозиметра зворотного струму типу ВНЖ. Метод базується на визначенні часу проходження заданого об'єму суспензії через капіляр вимірювального пристрою. При цьому фіксувався час заповнення приймального резервуара (нижнього та верхнього).

Кінематичну в'язкість визначали за залежністю:

$$\eta_k = \frac{g \times T \times k}{9.807}, \quad (2.39)$$

де: g - прискорення вільного падіння, м/с^2 ; T - час проходження суспензії певного об'єму з вимірювального резервуара через капіляр, K - постійна віскозиметра (табл. 2.7).

Таблиця 2.7 – Постійні віскозиметру

Найменування	Діапазон в'язкості, $\text{мм}^2/\text{с}$	Значення постійної K , $\text{мм}^2/\text{с}^2$
Віскозиметр ВНЖ 0,45 мм	0,6-3	0,003
Віскозиметр ВНЖ 0,61 мм	2-10	0,01
Віскозиметр ВНЖ 0,80 мм	6-30	0,03
Віскозиметр ВНЖ 1,08 мм	20-100	0,1
Віскозиметр ВНЖ 1,41 мм	60-300	0,3
Віскозиметр ВНЖ 1,91 мм	200-1000	1
Віскозиметр ВНЖ 2,52 мм	600-3000	3
Віскозиметр ВНЖ 3,42 мм	2000-10000	10
Віскозиметр ВНЖ 4,50 мм	6000-30000	30

2.3.2 Результати досліджень в'язкості рудної суспензії при різних концентраціях та крупності мінеральних частинок

Результати досліджень в'язкості рудної суспензії, отримані за першою методикою, наведено на рис. 2.2 та в табл. 2.8.

Встановлена значна різниця між значеннями в'язкості, розрахованими за аналітичними залежностями, та експериментально отриманими даними, що пояснюється впливом густини суспензії та її питомої поверхні. Для кількісної оцінки взаємозв'язків між досліджуваними параметрами було сформовано кореляційну матрицю (табл. 2.9).

Аналіз множинної залежності коефіцієнта в'язкості від в'язкості, густини суспензії, питомої поверхні твердої фази та її об'ємної частки показав достатньо

високий рівень узгодженості моделі з експериментальними даними: коефіцієнт кореляції становить 0,83, а статистична значущість -9,8.

Таблиця 2.8 - Результати досліджень в'язкості рудної суспензії

Показники	Значення		
	мінімальне	середнє	максимальне
η , мПа×с	0,69	2,31	12,4
η_0 , мПа×с	0,68	1,0351	1,365
ρ_c , кг/м ³	1072	1752	3000
f_n , 10 ³ м ² /м ³	4,72	113,58	484,3
φ_{me} , частка од.	0,155	0,54	0,91
η/η_0 , од.	1,015	4,545	12,4

Таблиця 2.9 - Кореляційна матриця

	η	η_0	ρ_c	f_n	φ_{me}	η/η_0
η	51,625	0,024	0,821	-0,486	-0,741	0,119
η_0	0,206	51,625	0,003	-0,02	-0,122	0,059
ρ_c	9,774	0,025	51,625	-0,669	-0,938	0,038
f_n	-4,47	-0,166	-6,6812	51,625	0,703	-0,092
φ_{me}	-8,023	-1,035	-14,48	7,35	51,625	0,036
η/η_0	1,004	0,495	0,325	-0,773	0,303	51,625

При врахуванні взаємного впливу досліджуваних показників отримано наступну залежність:

$$\eta = -0,778 + 0,1\eta_0 + 0,517\rho_c - 0,141f_n + 0,145\varphi - 0,103\rho_c\varphi + 0,582f_n\varphi + 0,811\rho_c f_n, \quad (2.40)$$

Коефіцієнт кореляції для множинної моделі (2.40) становить 0,85, а показник статистичної значущості - 10,1.

Встановлено, що множинна залежність відносної в'язкості (η/η_0) від тих самих параметрів є слабшою порівняно з наведеною вище моделлю: коефіцієнт кореляції знаходиться в межах 0,26 – 0,33, а значущість - 2,2–2,8.

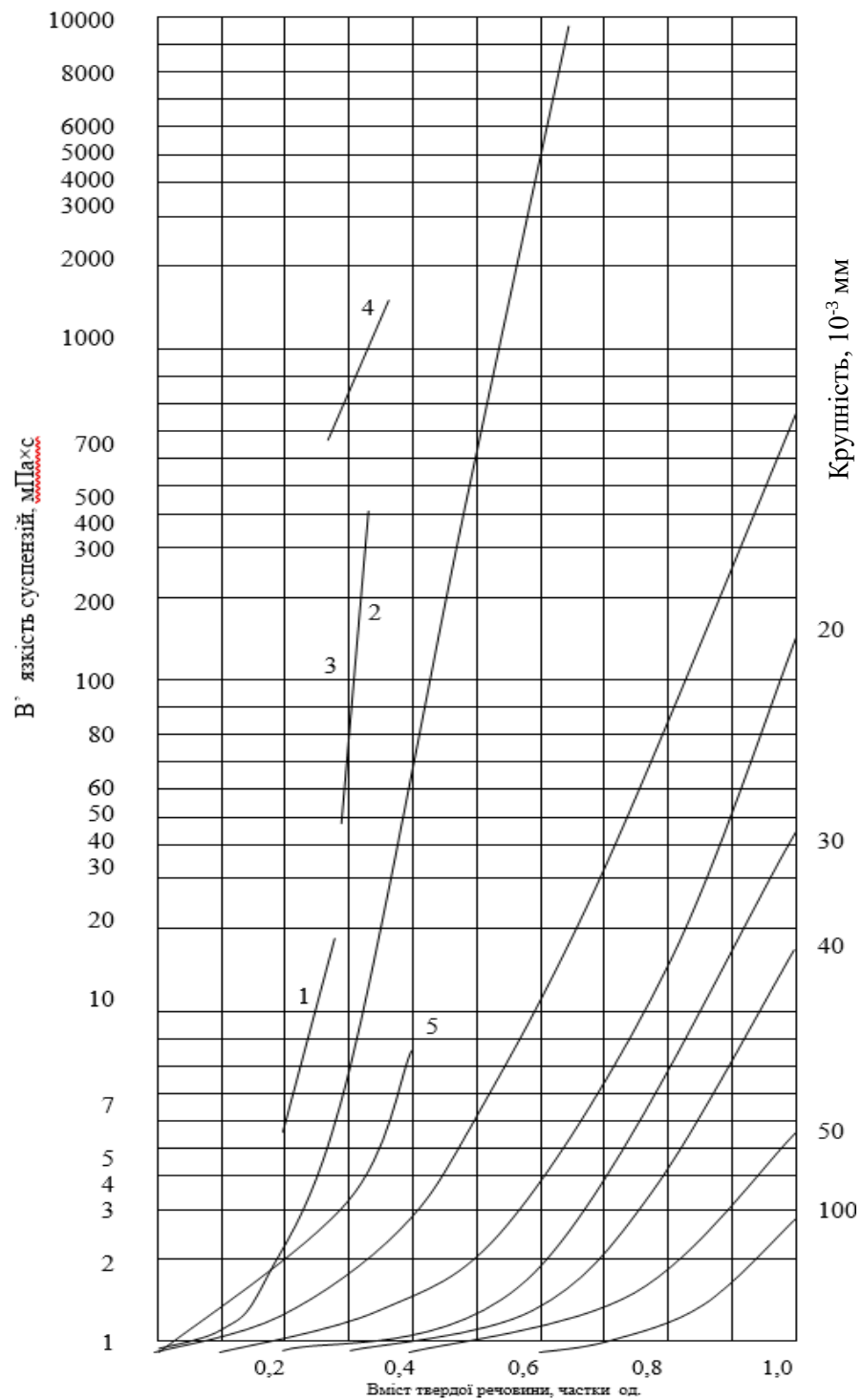


Рис. 2.2. Залежності в'язкості водно-магнетитових суспензій від вмісту твердого матеріалу і його крупності: розрахункові та практичні дані для молотого феросиліцію крупністю - 0,1 мм (1), для суміші феросиліцію з магнетитом (2) і магнетиту (3), для магнетиту, забрудненого немагнітними шламами (4); для магнетиту крупністю 0,050-0,074 мм (5).

Це пояснюється відносною незалежністю в'язкості рідкої фази від інших розглянутих параметрів та їх домінуючим впливом на реологічні властивості суспензії в цілому.

Для підтвердження отриманих результатів додатково проведено вимірювання в'язкості суспензії капілярним методом.

У цьому випадку в'язкість суспензії μ_c визначали залежно від об'ємної концентрації твердої фази $\mathcal{W}$ за емпіричною формулою Ванда, яка є справедливою для суспензій із дисперсною фазою, представленою дрібними частинками крупністю менше 0,1 мм:

$$\mu_c = \mu_0(1 + 2,5\mathcal{W} + 7,34\mathcal{W}^2 + 16,2\mathcal{W}^3), \quad (2.41)$$

де μ_0 – в'язкість рідкої фази – води, яка дорівнює 0,001 Нс/м².

Дослідження впливу об'ємної концентрації твердої фази на в'язкість виконували для рудної суспензії крупністю –0,1 мм у діапазоні масової частки твердого від 20 до 100 %. Експерименти для кожного режиму повторювали п'ять разів. Відносна похибка визначення в'язкості не перевищувала 3 %.

Результати досліджень наведено на рис. 2.3.

Встановлено, що для фракції магнетитової пульпи крупністю менше 0,1 мм в'язкість суспензії має обернено пропорційну залежність від вмісту даного класу (рис. 2.3).

Зокрема, у діапазоні об'ємної концентрації твердого 10-70 % спостерігається зростання в'язкості зі зменшенням частки фракції –0,1 мм від 100 до 20 %, що свідчить про суттєвий вплив гранулометричного складу на реологічні властивості системи.

Маємо такі рівняння:

для об'ємної частки твердого 0.7 з апроксимацією $R^2 = 0,998$:

$$\mu_c = -8,675 \mathcal{W}_{0,1} + 20,665, \quad (2.44)$$

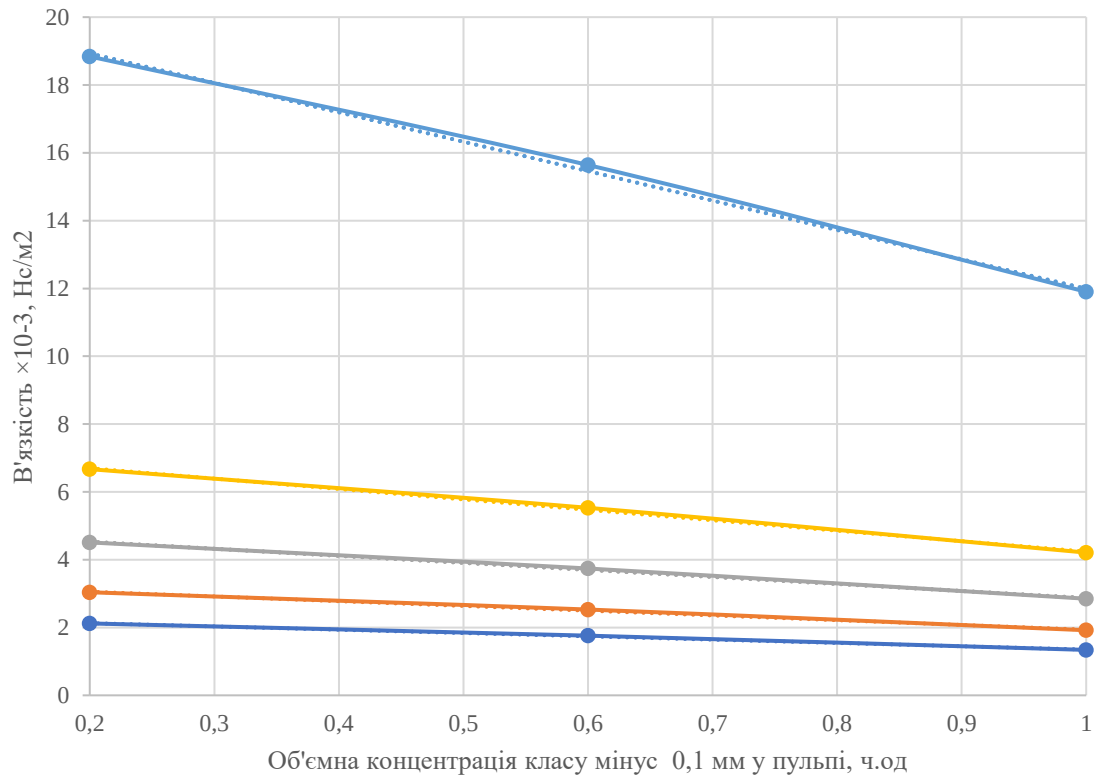


Рис. 2.3. Залежність в'язкості суспензії від об'ємної концентрації класу мінус 0,1 мм у пульпі

● об'ємна доля твердого 0,1
 ● об'ємна доля твердого 0,2
 ● об'ємна доля твердого 0,3
 ● об'ємна доля твердого 0,4
 ● об'ємна доля твердого 0,7

для об'ємної частки твердого 0.4 з апроксимацією $R^2 = 0,9982$:

$$\mu_c = -3,075 \mathcal{W}_{0,1} + 7,315, \quad (2.45)$$

для об'ємної частки твердого 0.3 з апроксимацією $R^2 = 0,9983$:

$$\mu_c = -2,075 \mathcal{W}_{0,1} + 4,945, \quad (2.46)$$

для об'ємної частки твердого 0.2 з апроксимацією $R^2 = 0,9973$:

$$\mu_c = -1,4 \mathcal{W}_{0,1} + 3,3367, \quad (2.47)$$

для об'ємної частки твердого 0.1 з апроксимацією $R^2 = 0,998$:

$$\mu_c = -0,975 \mathcal{W}_{0,1} + 2,325. \quad (2.48)$$

Після математичної обробки експериментальних результатів рівняння (2.41) може бути трансформовано для конкретних умов проведених досліджень наступним чином:

$$\mu_c = \mu_0(1 + 2,5\mathcal{W} + 7,34\mathcal{W}^2 + 16,2\mathcal{W}^3) \times \kappa_e, \quad (2.49)$$

де κ_e – поправковий коефіцієнт за об'ємною концентрацією фракції –0,1 мм:

$$\kappa_e = 1,38 - 0,36\mathcal{W}_{-0,1} - 0,09\mathcal{W}_{-0,1}^2 \quad (2.50)$$

Отже, з урахуванням введення поправкового коефіцієнта рівняння (2.41) може бути використане для практичного визначення в'язкості та обґрунтування її впливу на умови гравітаційного збагачення магнетитових руд.

Оскільки в технологічних схемах переробки магнетитових руд спіральні сепаратори можуть застосовуватися для доведення магнетитових промпродуктів до більш високої якості, надалі було досліджено вплив намагніченості суспензії на її в'язкість. За основу прийнято класичний зв'язок між в'язкістю дисперсної системи та об'ємною часткою твердої фази φ за Ейнштейном (формула 2.1).

Згідно з теорією Ейнштейна, розбавлені та стійкі дисперсні системи є ньютонівськими рідинами, у яких в'язкість лінійно залежить від об'ємної частки твердої фази та не залежить від дисперсності. Водночас для частинок несферичної форми коефіцієнт у відповідних залежностях, як правило, перевищує 2,5, що пояснюється збільшенням ефективного гідродинамічного об'єму порівняно з геометричним об'ємом частинки.

Наявність магнітно-орієнтованих шарів молекул води на поверхні твердих частинок може бути врахована шляхом ефективного збільшення об'ємної частки твердої фази:

$$\eta_{num} = 2,5(1 + k)\phi, \quad (2.51)$$

де $k = \phi_0/\phi$ - відношення об'ємної частки поверхневих шарів ϕ_0 до загальної об'ємної частки твердої фази у суспензії ϕ .

Оскільки об'єм поверхневих шарів лінійно пов'язаний із питомою поверхнею твердої фази, в'язкість суспензії повинна зростати зі збільшенням дисперсності твердої фази за умови сталої її концентрації. Приріст в'язкості обумовлений збільшенням ефективної концентрації структуроутворюючих елементів:

$$d\eta = \eta_c \cdot \alpha \cdot d\phi. \quad (2.52)$$

Після розділення змінних та інтегрування в межах від нульової до кінцевої концентрації отримаємо

$$\ln\left(\frac{\eta}{\eta_0}\right)\alpha\phi, \text{ або } \eta = \eta_0 l^{(\alpha\phi)}, \quad (2.53)$$

де $l = 2,7$ - основа натуральних логарифмів.

Найпоширенішою формою рівняння (2.53) є рівняння отримане розкладом експоненти в ряд

$$\eta = \eta_0(1 - \alpha\phi + \beta\phi^2 + \dots). \quad (2.54)$$

У більшості досліджень приймається $\beta \approx \alpha^2$. Однак експериментальні значення коефіцієнта при членах вищих порядків, що характеризують взаємодію

між частинками твердої фази, суттєво відрізняються від теоретичних оцінок і можуть змінюватися в широких межах (від 3 до 75). Такі відхилення пояснюються неоднорідністю міжчастинкових взаємодій та наявністю гідратних (поверхневих) шарів рідини.

Якщо в суспензії

$$Q_{тв} = 1 - Q_{H_2O}, \quad (2.55)$$

де $Q_{тв}$ і Q_{H_2O} - частки твердої фази та води відповідно, то питома поверхня твердої фази визначається як

$$F_{об} = \frac{6(1-\theta)}{d_r}, \quad (2.56)$$

де $F_{об}$ - поверхня частинок твердого м²/м³ суспензії; d_r - діаметр частинок, м; θ - частка води в суспензії, част. од.

Діаметр каналів між частинками визначається як:

$$d_k = \frac{2d_r\theta}{3(1-\theta)^2}. \quad (2.57)$$

Відношення розмірів частинок до каналів становить

$$\frac{d_r}{d_k} = \frac{1,5(1-\theta)^2}{\theta}. \quad (2.58)$$

Розміри частинок і каналів зрівнюються при певному значенні масової частки рідини у суспензії. Враховуючи розмір молекули води ($3,85 \times 10^{-10}$ м), площа, що припадає на одну молекулу, становить $11,635 \times 10^{-20}$ м² [75].

За умови щільного упакування молекул (0,78 покриття поверхні) маса молекулярного шару води дорівнює:

$$g_{H_2O} = \frac{0,78 \cdot 18}{11,636 \cdot 10^{-20} \cdot 6,0247 \cdot 10^{23}} = 2 \cdot 10^{-7} \text{ г/м}^2, \\ \text{або } 2 \cdot 10^{-10} \text{ м}^3/\text{м}^2. \quad (2.59)$$

Кількість молекулярних шарів між частинками визначається як:

$$n_{H_2O} = \frac{d_r \theta}{12(1-\theta) \cdot 10^{-10}}. \quad (2.60)$$

Результати розрахунків (рис. 2.2) показують, що умови утруднення течії визначаються як вмістом крупних, так і дрібних частинок. Зокрема, однакова кількість молекулярних шарів води ($\sim 175 \cdot 10^3$) для частинок діаметром 50 мкм і 5 мкм досягається при вмісті води відповідно 80 % і 98 %. Це свідчить про те, що для дрібних частинок структуроутворення починається за менших концентрацій твердої фази.

Отримані результати узгоджуються з попередніми висновками щодо впливу крупності фракції – 0,1 мм. Встановлено, що ступінь взаємного впливу зерен у зваженому стані визначається їх гідравлічними розмірами і зростає при переході від крупних до дрібних частинок.

Цим пояснюється різна інтенсивність зростання в'язкості суспензій різної крупності: для матеріалу з 80 % класу - 0,044 мм різке зростання в'язкості спостерігається при концентрації понад 40 %, тоді як для матеріалу з 80 % класу - 0,031 мм - вже при концентрації понад 60 %.

Додатково слід враховувати, що суспензії з магнітними властивостями твердої фази під дією міжчастинкових магнітних взаємодій додатково структуруються, що також впливає на їхню в'язкість і повинно враховуватися при керуванні процесами збагачення.

Окремо слід зазначити, що в'язкість рідкої фази пульпи істотно залежить від температури, що безпосередньо впливає на показники роботи гвинтових сепараторів. Підвищення в'язкості призводить до зниження ефективності

розділення та якості концентрату. У зв'язку з цим на наступному етапі досліджень було вивчено вплив температури на в'язкість пульпи.

2.3.3 Дослідження температурного впливу на реологічні характеристики рудних пульп

На початку даного циклу експериментів було виконано вимірювання в'язкості води та пульпи крупністю 80 % класу – 0,033 мм за різних температур: 60, 50, 40, 30, 20, 10 та 5 °С. Результати вимірювань наведено на рис. 2.4 [75].

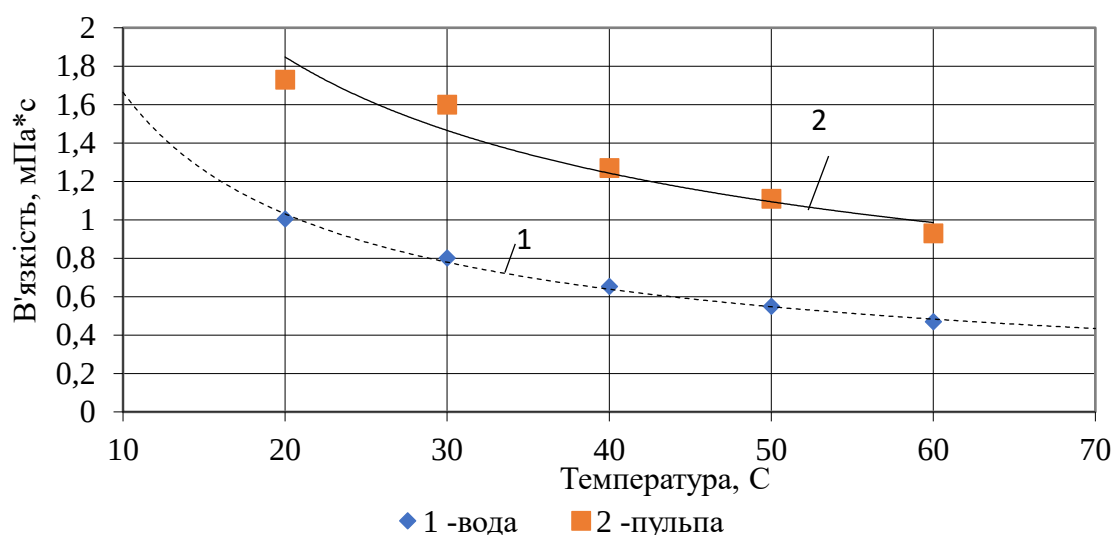


Рис. 2.4. Вплив температури води та пульпи крупністю 80 % класу -0,033 мм на в'язкість

Як показали експериментальні дослідження, зі зростанням температури спостерігається зменшення в'язкості як води, так і рудної пульпи. Це пояснюється фізичною сутністю в'язкості як характеристики внутрішнього тертя рідин, тобто здатності текучих середовищ чинити опір відносному переміщенню їх шарів. Унаслідок цього механічна енергія, що витрачається на переміщення шарів, дисипується у вигляді тепла. Мікроскопічний механізм внутрішнього тертя полягає в перенесенні імпульсу хаотично рухомими молекулами з одного шару рідини до іншого, що призводить до вирівнювання швидкостей у потоці.

Подальші дослідження виконувалися у двох напрямках:

- теоретичний аналіз впливу в'язкості на рух пульпи по гвинтовій поверхні;
- експериментальне дослідження при різних температурах пульпи, швидкостях потоку та крупності живлення.

Теоретичні розрахунки базувалися на тому, що у гвинтових сепараторах рух частинок відбувається під дією гравітаційних сил та сил гідродинамічного опору середовища, що детально розглянуто у розділах 1 та 2.1.

Відповідно до прийнятої моделі, швидкість руху частинок заданої крупності визначається щільністю середовища та динамічним коефіцієнтом в'язкості.

З урахуванням умов стисненого руху швидкість частинок визначається за залежністю [75]:

$$v_{\text{ст}} = \frac{24}{d\Delta_{\text{сеп}}} \left(\sqrt{\mu_{\text{ст}}^2 + \frac{d^3 \Delta_{\text{сеп}} (\rho - \Delta_{\text{сеп}})}{216}} - \mu_{\text{ст}} \right), \quad (2.61)$$

де $v_{\text{ст}}$ - швидкість руху частинок у стиснутих умовах, м /с, d – крупність частинок, м; $\Delta_{\text{сеп}}$ – густина середовища, кг/м³, ρ – щільність частинок; кг /м³, $\mu_{\text{ст}}$ – в'язкість суспензії Нс/м², що визначається за залежністю (2.41).

З рівняння (2.61) випливає, що зменшення в'язкості суспензії призводить до суттєвого збільшення швидкості потоку пульпи, що безпосередньо впливає на умови розділення мінеральних частинок у гвинтових сепараторах.

Для підтвердження цього висновку було проведено натурні експерименти при різних швидкостях потоку для рудної пульпи крупністю – 0,1 мм та магнітного промпродукту крупністю – 0,033 мм за масової частки твердого 40 % і трьох температурних режимах: 5 °С, 30 °С та 50 °С. Визначення в'язкості суспензії здійснювали капілярним методом. Результати досліджень наведено в табл. 2.10.

Таблиця 2.10 – Результати експериментів з визначення в'язкості пульпи (масова частка твердого 40 %) при різних швидкісних та температурних режимах (середні значення)

Крупність	Кінематичний коефіцієнт в'язкості, см ² /с	Швидкість потоку теоретична м/с	Експериментальна швидкість пульпи, м/с	Температура, град С	Вилучення заліза загального у концентрат, %
-0,1+0,01	0,0152	1,013	0,7	32	68
	0,00511	1,402	0,93	32	66
-0,033+0	1,567			5	62
	0,8			28	74
	0,556			50	66

Технологічні показники розділення надано у табл. 2.11, 2.12.

Таблиця 2.11 – Технологічні показники гравітаційного збагачення магнетитової пульпи крупністю -0,1+0,1 мм при різних температурах

Температура	Матеріал	Показники розділення, %		
		Вихід	Масова частка Fe	Вилучення Fe
5°C	Концентрат	40,82	63,48	60,54
	Легка фракція	59,18	28,54	39,46
	Вихідний продукт	100	42,8	100
28-30 °C	Концентрат	50,89	69,03	82,08
	Легка фракція	49,11	15,62	17,92
	Вихідний продукт	100	42,8	100
50°C	Концентрат	50,90	64,5	76,71
	Легка фракція	49,10	20,30	23,29
	Вихідний продукт	100	42,8	100

Отримані експериментальні результати (рис. 2.5–2.6) підтверджують, що в'язкість пульпи суттєво впливає на її гідродинамічні характеристики, зокрема на швидкість руху потоку. Таким чином, практичні дані узгоджуються з теоретичними розрахунками та підтверджують адекватність розробленої математичної моделі швидкості руху частинки залежно від в'язкості середовища та крупності частинок (рівняння 2.61).

Зокрема, при зниженні коефіцієнта кінематичної в'язкості з 0,0152 до 0,00511 см²/с теоретично встановлено зростання швидкості потоку з 1,013 до 1,402 м/с, тобто у 1,38 раза. В експериментальних умовах за аналогічної зміни в'язкості швидкість потоку збільшилася з 0,70 до 0,93 м/с, що відповідає зростанню у 1,33 рази [15].

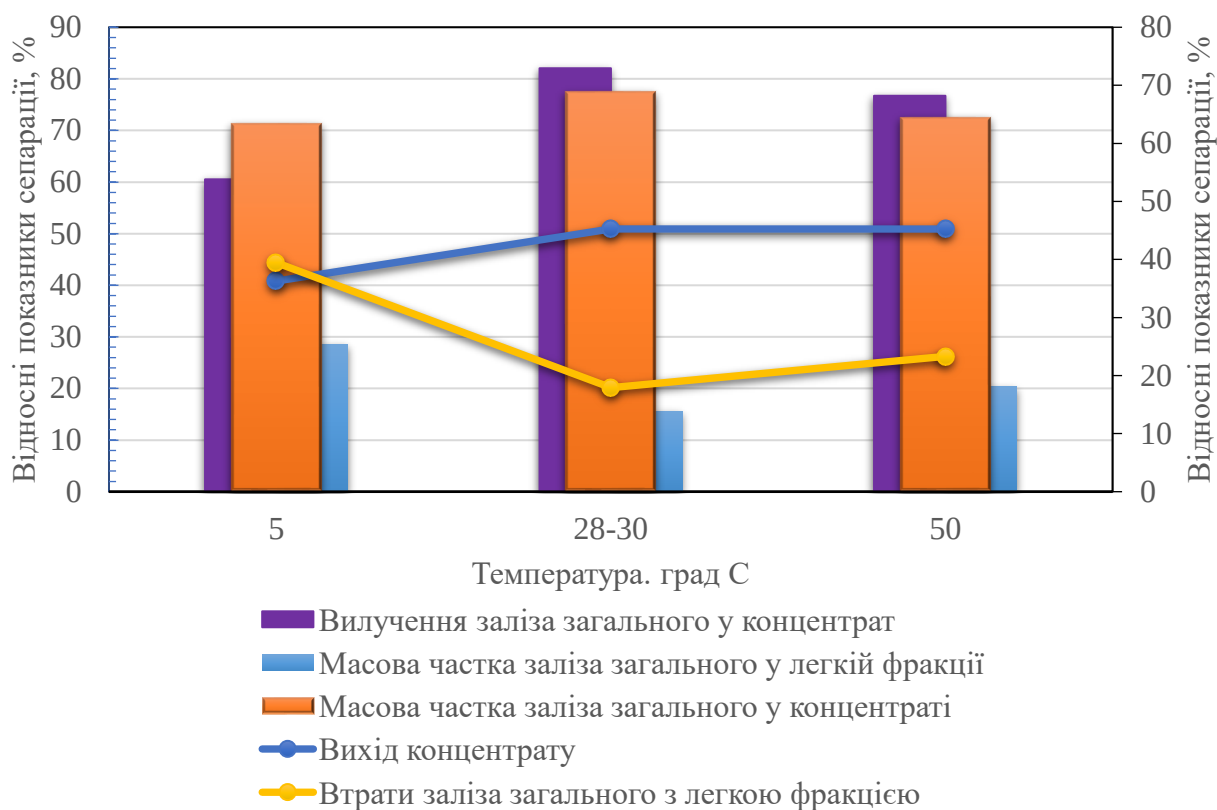


Рис. 2.5. Технологічні показники гравітаційного збагачення магнетитової пульпи крупністю $-0,1+0,1$ мм з масовою часткою заліза загального 42,8 % при різних температурах [15]

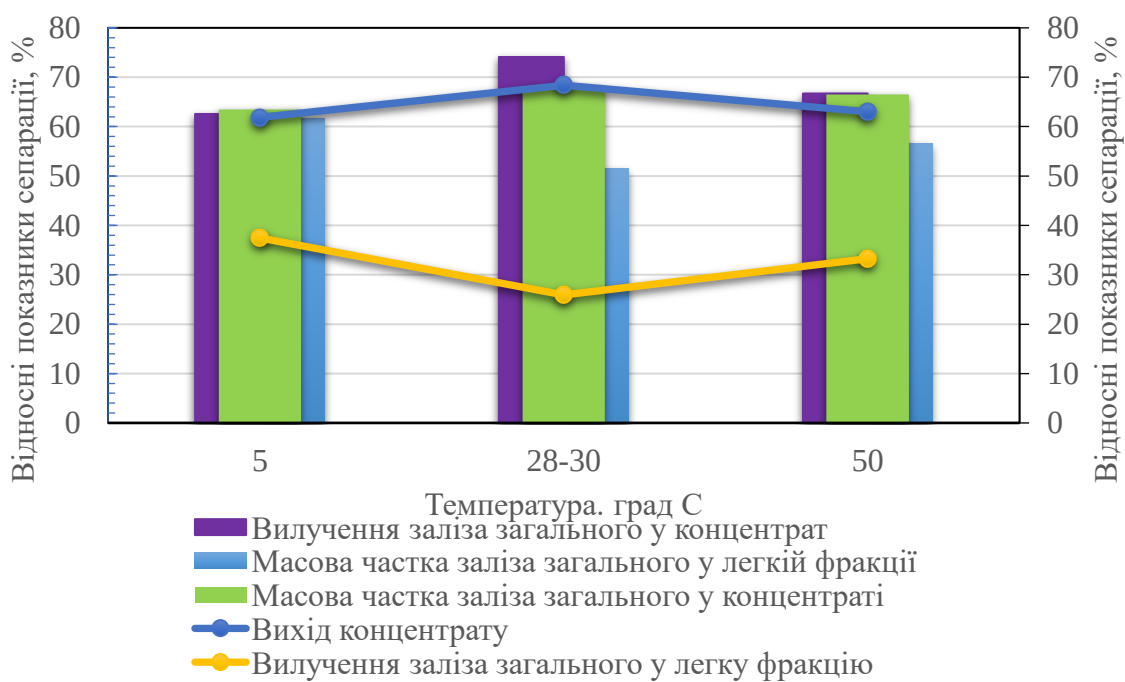


Рис. 2.6. Технологічні показники гравітаційного збагачення магнетитової пульпи крупністю 80 % класу $-0,033$ мм з масовою часткою заліза загального 62,8 % при різних температурах [15]

Розбіжність між теоретичними та експериментальними результатами не перевищує 5 % (середнє значення - 3,6 %), що свідчить про достатній рівень адекватності запропонованої моделі.

Встановлено суттєвий вплив температури на в'язкість пульпи та, відповідно, на показники гравітаційного збагачення магнетитових руд у гвинтових сепараторах різної крупності.

Аналіз отриманих результатів показує, що максимальні значення вилучення заліза в концентрат спостерігаються при температурі 28 – 30 °С. При температурі 5 °С як масова частка заліза в концентраті, так і його вилучення є мінімальними як для вихідного класу – 0,1+0,01 мм, так і для пульпи крупністю 80 % класу – 0,033 мм.

Так, при зниженні температури з 28 – 30 до 5 °С в'язкість пульпи крупністю – 0,1+0,01 мм зростає у 1,13 рази. Це супроводжується зменшенням вилучення заліза на 21,54 % (з 82,08 до 60,54 %) та зниженням його масової частки в концентраті з 69,03 до 63,48 %.

Аналогічна тенденція спостерігається і для пульпи крупністю 80 % класу – 0,033 мм. При зниженні температури з 28 – 30 до 5 °С в'язкість зростає у 1,96 рази, що призводить до зменшення вилучення заліза на 11,54 % (з 74,08 до 62,54 %) та зниження його масової частки в концентраті з 68,03 до 63,48 %.

При підвищенні температури з 28 – 30 до 50 °С в'язкість пульпи крупністю – 0,1+0,01 мм зменшується у 1,64 рази. Це супроводжується зниженням вилучення заліза на 5,37 % (з 82,08 до 76,71 %) та зменшенням його масової частки в концентраті з 69,03 до 64,50 %.

Для пульпи крупністю 80 % класу – 0,033 мм при підвищенні температури до 50 °С в'язкість зменшується у 1,44 рази, що призводить до зниження вилучення заліза на 7,37 % (з 74,08 до 66,71 %) та зменшення його масової частки в концентраті з 68,03 до 66,50 %.

Отже, в'язкість пульпи та її температура є визначальними факторами, що істотно впливають на процес гравітаційного збагачення магнетитової пульпи у

гвинтових сепараторах. Найбільш високі показники збагачення досягаються в оптимальному температурному інтервалі 28 – 30 °С. Контроль температури пульпи у виробничих умовах дозволяє мінімізувати втрати цінних компонентів, особливо в зимовий період, коли використання технічної води з низькою температурою призводить до підвищення в'язкості та погіршення технологічних показників процесу.

Висновки до розділу 2

1. У результаті аналізу моделей, у яких встановлено зв'язок між структурою та в'язкістю дисперсних систем показано, що теоретичним обґрунтуванням реологічних рівнянь є мікрореологічні моделі, які пов'язують реологічні властивості з характером руху частинок у в'язкій рідині, силами тяжіння та відштовхування, гідродинамічною взаємодією між частинками.

2. Встановлено, що до основних факторів, що впливають на течію суспензій, відносяться: броунівський рух частинок, міжчасткові сили тяжіння і відштовхування, гідродинамічна взаємодія між частинками, яка виникає за високих об'ємних концентрацій, коли поле течії навколо однієї частинки взаємодіє з полем течії навколо сусідньої частки. В'язкість агрегованої суспензії набагато вища за в'язкість тієї ж суспензії, але розділеної на окремі частинки.

3. Показано, що на особливий інтерес заслуговує теорія, яка враховує вплив розмірів частинок як функцію середнього ефективного діаметра частинок пульпи. Так як у більшості розроблених теоретичних моделях коефіцієнт в'язкості залежить від об'ємної концентрації і не враховує вплив розміру частинок. Хоча різні експериментальні дослідження грубодисперсних суспензій, використовуваних як середовище для збагачення корисних копалин, показали, що ефективну в'язкість впливають як концентрація, а й форма зважених частинок та його розміри.

4. Показано, що уявлення про те, що ефективна динамічна в'язкість двофазних сумішей мінеральних частинок та рідини при постійному значенні об'ємної концентрації твердої фази повністю визначаються максимальною об'ємною концентрацією для фактичного гранулометричного складу твердої

фази є фізично некоректним, оскільки є дуже значні відмінності в цих значеннях. і в залежності від розподілу частинок за крупністю може змінюватися більш ніж в 1,5 -2 рази.

5. Встановлено, що надмірна в'язкість суспензії пропорційна не тільки об'ємній частці твердої фази, але також обернено пропорційна величині об'ємної частки вільної рідини

6. Доведено, що при постійному значенні об'ємної частки твердих частинок у магнетитовій пульпі величина її ефективної динамічної в'язкості залежить від конкретних характеристик твердих частинок — полімодального гранулометричного складу та форми частинок і може різнитися в десятки відсотків і досягати кратних значень.

7. Вперше при спіральній гравітаційній сепарації магнетитової пульпи, як двофазної суміші мінеральних частинок та рідини, запропоновано новий спосіб розрахунку ефективної в'язкості пульпи, який враховує полімодальний гранулометричний склад суспензії, стисненість рідини в міжчастковому просторі та вплив форми частинок, що дозволило оцінити підвищення ефективності розділення магнетиту та кварцу за рахунок зменшення ефективної в'язкості пульпи у потоці на поверхні спірального сепаратору.

8. Експериментально встановлено, що залежність в'язкості суспензії пульпи від вмісту частинок крупністю 0,1 мм має обернено пропорційну залежність: для частинок магнетитової пульпи менш 1 мм в діапазоні об'ємної концентрації твердого в пульпі від 10 до 70 % в'язкість суспензії збільшується зі зменшенням об'ємної концентрації класу -0,1 мм від 100 до 20 %:

9. Показано, що ступінь взаємного впливу зерен у зваженому стані зростає від крупних частинок до дрібних, що дозволяє сформулювати умови зменшення взаємного впливу частинок друг на друга у потоці на поверхні гвинтового сепаратору, а саме для дрібних частинок розміром менше 0,1 мм утруднення розпочинається при менших їх концентраціях.

10. Встановлено, що в'язкість магнетитових суспензій підвищується при зниженні крупності подрібнення по різному і залежить від масової частки

твердого: матеріал крупністю 80 % мінус 0,044 мм швидко збільшує в'язкість суспензії при концентраціях вище 40 %, а матеріал крупністю 80 % мінус 0,031 мм швидко збільшує в'язкість суспензії при масовій частці вище 60 %.

11. Вперше доведено, що швидкість руху частинок різної крупності магнетитової суспензії при її збагаченні у спіральному сепараторі визначається кінематичною в'язкістю суспензії і залежить від змінення температури, що дозволило визначити показники збагачення магнетитової руди й уникнути додаткових втрат цінних компонентів, а саме максимальне вилучення заліза у концентрат 74,08-82,08 % при масовій частці заліза загального 68,05-69,03 % мають місце в визначеному оптимальному діапазоні температури пульпи – 28 - 30 °C.

РОЗДІЛ 3. ЧИСЕЛЬНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПОТОКУ ТВЕРДИХ ЧАСТИНОК У СПІРАЛЬНИХ СЕПАРАТОРАХ ПРИ ЗБАГАЧЕННІ МАГНЕТИТОВИХ РУД

З метою прогнозування якості магнетитового концентрату та концентрації твердої речовини за масою й створення сприятливих умов для подальшої радіальної сегрегації частинок при застосуванні в технологічних схемах збагачення магнетитових руд спіральних сепараторів виконано чисельне моделювання потоку пульпи у цих апаратах.

3.1 Методологія моделювання

Слід зазначити, що в умовах одночасної дії відцентрових і гравітаційних сил у плівковому потоці спірального сепаратора формуються різні типи течій - первинні та вторинні потоки [85], а також реалізуються різні гідродинамічні режими - ламінарний, перехідний і турбулентний [86]. Це зумовлює неоднорідний радіальний розподіл легких і важких частинок у робочій зоні апарата. Завдяки конструктивній простоті, технологічній ефективності та широкому практичному застосуванню спіральні сепаратори є об'єктом значної уваги дослідників. Водночас механізм руху та розподілу частинок у внутрішньому потоці спірального сепаратора досі залишається недостатньо вивченим.

До цього часу теоретичне моделювання, фізичні вимірювання та методи чисельного моделювання застосовувалися для дослідження поведінки потоку частинок у спіральних сепараторах. Теоретичні моделі можуть бути розроблені на основі встановленого наукового розуміння процесів і основних законів багатофазної гідродинаміки. Через складність процесів, задіяних у спіральному сепараторі, для спрощення основних рівнянь зазвичай використовуються припущення про сталий потік і тонку плівку [87].

Застосовність сучасних теоретичних моделей спіральних сепараторів переважно обмежується стаціонарними умовами процесу. Одним із найбільш

надійних підходів до отримання практичної інформації щодо закономірностей руху частинок є фізичні вимірювання. Проте, незважаючи на те, що спіральний сепаратор є відкритою системою, мала стійкість тонких плівкових потоків до зовнішніх втручань практично виключає можливість використання інтрузивних методів вимірювання гідродинамічних параметрів.

Сучасним ефективним інструментом дослідження є метод позитронно-емісійного відстеження частинок (РЕРТ), який дозволяє здійснювати кількісну оцінку явищ руху частинок у тривимірному просторі навіть у непрозорих середовищах. Даний підхід успішно застосовувався дослідниками для аналізу траєкторій руху частинок у спіральних сепараторах [88]. Разом із тим, висока вартість реалізації методу суттєво обмежує його використання як рутинного інструменту досліджень.

На відміну від експериментальних методів, чисельне моделювання характеризується високою ефективністю, гнучкістю та відносно низькими витратами [89 – 92]. Упродовж останніх років для вивчення гідродинамічних і сепараційних процесів у спіральних сепараторах активно застосовуються різні чисельні підходи, зокрема обчислювальна гідродинаміка (CFD), метод дискретних елементів (DEM) та метод згладженої гідродинаміки частинок (SPH). Узагальнення застосування зазначених моделей наведено в таблиці 3.1 [114].

Аналіз опублікованих досліджень (див. табл. 3.1) засвідчив, що у моделюванні руху багатофазних потоків у спіральних сепараторах переважно застосовується ейлерівська багатофазна модель типу Ейлера–Ейлера, реалізована в рамках обчислювальної гідродинаміки (CFD).

3.1.1 Модель Ейлера - Ейлера

У моделі Ейлера – Ейлера безперервна та дисперсна фази розглядаються як взаємопроникні континууми. Частинки, що відрізняються за густиною або гранулометричним складом, моделюються як окремі фазові компоненти.

Таблиця 3.1 – Резюме попередніх моделей потоку частинок у спіральному сепараторі [114].

Автори	Методи	Мета дослідження
Matthews та ін. [86]	CFD (Ейлера-Лагранжа)	Якісно вивчити радіальний розподіл деяких частинок вугілля та кварцу
Matthews та ін. [93]	CFD (Ейлера-Ейлера)	Дослідити поведінку частинок у спіральному сепараторі та обчислювальний потенціал використання щільних середовищ для обробки вугілля
Mishra та Tripathy[94]	DEM	Для вивчення впливу положення розсічувача на спіральний жолоб для досягнення максимальної ефективності сепарації
Doheim та ін. [95]	CFD (Ейлера-Ейлера)	Для порівняння 4 моделей турбулентності для прогнозування потоку твердих часток при концентрації розбавленого корму (0,3% і 3% за масовою часткою) у спіральному сепараторі LD9
Mahran та ін. [96]	CFD (Ейлера-Ейлера)	Для дослідження швидкості, радіального розподілу та концентрації частинок на спіральному сепараторі LD9 при відносно реалістичній концентрації сировини (15% масової частки)
Kwon та ін. [97]	SPH	Дослідити вплив параметрів форми поперечного перерізу на сегрегацію частинок у спіральному сепараторі Humphrey.

Для кожної фази формулюються осереднені за фазою рівняння неперервності та рівняння збереження імпульсу, які мають такий вигляд:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0 \quad (3.1)$$

та

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla p + \nabla p_q + \nabla \bar{\tau}_q + \nabla \rho_q \vec{g}_q + \vec{F}_d + \vec{F}_B \quad (3.2)$$

де q представляє різні фази: $q=1$ для води, $q=2$ для повітря та $q=3-n$ для різних типів частинок; α_q – об'ємна частка фази q ; $\vec{v}_q$ – вектор швидкості фази q ; ρ_q – густина матеріалу фази q ; $\vec{g}_q$ – прискорення сили тяжіння; p_q ($q \geq 3$) – тиск, описаний моделлю Syamlal-O'Brien [108]; p – тиск, що

розподіляється між усіма фазами; $\vec{F}_d$ – сила опору; $\vec{F}_B$ – підйомна сила Багнольдаа; $\bar{\tau}_q$ – фазовий тензор напружень-деформацій, що виражається як:

$$\bar{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \vec{v}_q + \nabla \vec{v}_q^T) + \alpha_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \vec{v}_q \bar{I} \quad (3.3)$$

де μ_q – зсувна в'язкість фази q , яка визначається кореляцією Gidaspow et al. [109]; T – транспонування матриці; $\bar{I}$ – матриця ідентичності; λ_q – об'ємна в'язкість фази, яка описується кореляціями Lun et al. [110].

У процесі моделювання сила віртуальної маси та сила турбулентної дисперсії не враховувалися. Для опису міжфазної сили опору між твердими частинками та водним середовищем використовувалася зсувна в'язкість фази q , визначена за кореляцією Gidaspow et al. [111], яка виражається таким чином:

Коли $\alpha_1 > 0,8$:

$$\vec{F}_d = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_q \alpha_1 \rho_1 |\vec{v}_q - \vec{v}_1|}{d_q} \alpha_1^{-2,65} (\vec{v}_1 - \vec{v}_q) \quad (3.4)$$

Коли $\alpha_1 \leq 0,8$:

$$\vec{F}_d = \left(150 \frac{\alpha_q (1 - \alpha_1) \mu_1}{\alpha_1 d_q^2} + 1,75 \frac{\alpha_q \alpha_1 \rho_1 |\vec{v}_q - \vec{v}_1|}{d_q} \right) (\vec{v}_1 - \vec{v}_q) \quad (3.5)$$

де C_D – коефіцієнт опору, виражений наступним чином:

$$C_D = \frac{24}{\alpha_1 Re} [1 + 0.15 (\alpha_1 Re)^{0.687}] \quad (3.6)$$

де Re є відносним числом Рейнольдса.

Для опису сили опору між повітрям і водою було використано симетричну модель опору, яку можна виразити наступним чином:

$$\vec{F}_d = C_D \frac{3\alpha_1\alpha_2\rho_{12}|\vec{v}_q - \vec{v}_1|}{4d_{12}} (\vec{v}_1 - \vec{v}_q) \quad (3.7)$$

де

$$C_D = \max\left(\frac{24(1+0.15(\alpha_1 Re)^{0.687})}{Re}\right) \quad (3.8)$$

Густина та в'язкість розраховуються на основі усереднених за об'ємом властивостей, які наведені як

$$\rho_{12} = \alpha_1\rho_1 + \alpha_2\rho_2 \quad (3.9)$$

$$\mu_{12} = \alpha_1\mu_1 + \alpha_2\mu_2 \quad (3.10)$$

Діаметр, згідно з рівнянням (3.7), визначається як

$$d_{12} = 0.5(d_1 + d_2) \quad (3.11)$$

Отже, модель Ейлера – Ейлера розглядає зернисті потоки як суцільні рідиноподібні середовища та, як правило, ґрунтується на використанні моделі кінетичної теорії зернистого потоку (KTGF), яка застосовується для опису міжчастинкових взаємодій. Цей підхід є одним із основних методів прогнозування поведінки великомасштабних потоків твердих частинок.

Разом із тим, чіткість міжфазної межі, отриманої за допомогою моделі Ейлера – Ейлера, є нижчою порівняно з моделлю об'єму рідини (VOF). Це пояснюється тим, що модель Ейлера – Ейлера базується на часовому та просторовому осередненні параметрів, унаслідок чого кожна фаза як континуум умовно займає весь розрахунковий об'єм [98]. У зв'язку з цим модель демонструє недостатню точність при прогнозуванні вільної поверхні плівкового потоку в спіральних сепараторах.

Для усунення зазначеного недоліку дослідниками було запропоновано модифікацію обчислювальної області моделювання потоку частинок. Зокрема, перед побудовою розрахункової області для частинок [93, 95, 96] попередньо визначається положення вільної поверхні плівки потоку шляхом моделювання руху рідкої фази. Отриманий профіль вільної поверхні надалі використовується як верхня межа обчислювальної області потоку частинок і в процесі моделювання вважається незмінним.

Такий підхід дозволяє уникнути чисельної дифузії на межі розділу «повітря – вода» за рахунок виключення повітряної області з розрахунків, однак його застосування є ефективним лише для моделювання розріджених потоків частинок. При зростанні концентрації твердих фаз форма плівкового потоку суттєво змінюється, що робить використання фіксованої межі некоректним. Тому достовірне прогнозування зміни вільної поверхні плівкового потоку, зумовленої високою концентрацією твердих частинок, є необхідною умовою адекватного моделювання процесів сепарації у спіральному сепараторі.

3.1.2 Модель відстеження інтерфейсу VOF

Модель відстеження інтерфейсу VOF використовується для опису структури стратифікованого потоку газ-рідина, рівняння безперервності та імпульсу для нестисливого двофазного потоку можна виразити як [101]

$$\nabla(\vec{v}) = 0 \quad (3.12)$$

$$\frac{\partial(\rho_{12}\vec{v})}{\partial t} + \nabla(\rho_{12}\vec{v}\vec{v}) = \nabla p + \nabla(\mu_{12}\nabla\vec{v}) + \rho_{12}\vec{g} \quad (3.13)$$

Сила поверхневого натягу між газовою та рідкою фазами не розглядається. Для точного захоплення межі розділу вільної поверхні потокової плівки була застосована схема стиснення для дискретизації членів конвекції в рівнянні об'ємної частки, щоб підтримувати чіткість межі

розділу. Компресійна схема є схемою реконструкції другого порядку на основі обмежувача ухилу. Обмежувачі нахилу використовуються в схемах просторової дискретизації, щоб уникнути хибних коливань або хитань, які інакше виникли б у схемах просторової дискретизації високого порядку через різкі зміни в області рішення. Наведена нижче теорія застосовна до зональної дискретизації та фазово-локалізованої дискретизації, яка використовує структуру схеми стиснення [112].

$$\alpha_f = \alpha_d + \beta \nabla \alpha_d d\vec{r} \quad (3.14)$$

де α_f – номінальне значення VOF; α_d – клітина-донор VOF; β – значення обмежувача ухилу; $\nabla \alpha_d$ – значення градієнта VOF клітини-донора; $d\vec{r}$ – клітина на відстані.

Обмежувач нахилу обмежений значеннями від 0 до 2 (включно). Для значень менше 1 просторова дискретність представлена схемою з низькою роздільною здатністю. Для значень від 1 до 2 просторова дискретизація представлена схемою високої роздільної здатності.

3.1.3 Ейлерова мультифлюїдна модель VOF

Для усунення обмежень моделі Ейлера–Ейлера Gregor Černe та співавт. [98] вперше запропонували гібридний підхід, що поєднує моделі Volume of Fluid (VOF) та Ейлера – Ейлера. Даний підхід було реалізовано як нову модель багатофазного потоку в рамках ейлерової мультифлюїдної VOF-формуляції, впровадженої у програмному середовищі ANSYS Fluent. Модель призначена для опису розрахункової області, що містить ділянки з чітко вираженою межею розділу фаз, які моделюються методом VOF, а також області дисперсного багатофазного потоку, які описуються підходом Ейлера–Ейлера.

Таким чином, ейлерова мультифлюїдна VOF-модель забезпечує єдину чисельну платформу для поєднання VOF - та Ейлер – Ейлер-формулювань, що дозволяє застосовувати схеми дискретизації та чисельні підходи, придатні як

для різко виражених, так і для дифузних меж розділу. Основою узгодження моделей є еквівалентність функції забарвлення, що використовується для відстеження інтерфейсу в моделі VOF, та змінної об'ємної частки в моделі Ейлера – Ейлера. Крім того, перехід між моделями може здійснюватися через обчислення градієнта пористості в суміжних обчислювальних комірках.

Водночас ейлерова мультифлюїдна VOF - модель усуває обмеження класичного підходу VOF, пов'язані з припущенням спільних полів швидкості та температури. З іншого боку, вона мінімізує розмиття міжфазної межі, характерне для моделі Ейлера–Ейлера, яке виникає через необхідність використання емпіричних замикальних співвідношень в усереднених рівняннях. Детальний опис процедури зв'язування моделей наведено в роботі [98].

Узагальнюючи, ейлерова мультифлюїдна VOF-модель є придатною як для моделювання течій із вільною поверхнею, так і для дисперсних потоків, а також забезпечує коректне відтворення положення міжфазної межі. Зокрема, при моделюванні спіральних сепараторів взаємодія між повітрям і водою описується за допомогою VOF-алгоритму відстеження інтерфейсу, оскільки ці фази є чітко стратифікованими. Натомість взаємодія між водою та твердими частинками моделюється за допомогою підходу Ейлера–Ейлера, оскільки тверді частинки дисперговані у рідкій фазі, що чітко ілюструється на рис. 3.1.

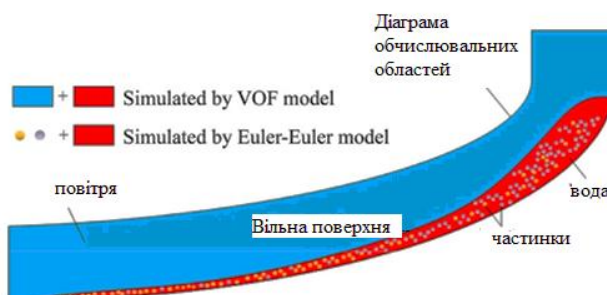


Рис. 3.1 Принципова діаграма обчислювальних областей для моделей VOF і Ейлера-Ейлера.

Зокрема, ейлерова мультифлюїдна VOF - модель поєднує переваги підходів VOF та Ейлера – Ейлера. Модель VOF, що забезпечує високу точність відстеження міжфазної межі, застосовується для режимів течії з чітко вираженим розділенням фаз, що дозволяє уникати чисельної дифузії інтерфейсу. Водночас залучення моделі Ейлера – Ейлера запобігає виникненню нефізичних ефектів диспергування, які можуть спостерігатися при використанні лише VOF - підходу. Таким чином, зазначена зв'язана модель є теоретично обґрунтованою та ефективною для одночасного аналізу руху частинок і зміни форми потоку. Однак її застосування переважно обмежується задачами газорідних потоків у змішаних або перехідних режимах, таких як бульбашкові, струминні та переривчасті течії [99 – 101].

Крім того, підвищення концентрації твердих частинок не лише змінює конфігурацію потоку, але й посилює ефект Багнольда. Даний ефект уперше був запропонований Багнольдом у 1954 році [102]. Його фізична сутність полягає в тому, що при безперервному зсувному деформуванні суспензії виникає дисперсійний тиск, спрямований перпендикулярно до напрямку зсуву, що зумовлює тенденцію частинок до розширення у поперечному напрямку. Величина дисперсійного тиску зростає зі збільшенням градієнта швидкості. За досягнення критичного значення градієнта швидкості, при якому дисперсійний тиск урівноважує ефективну вагу частинок у середовищі, відбувається їх зависання.

Ефект Багнольда суттєво впливає на процес вертикальної сегрегації частинок у спіральних сепараторах [103]. Фактично концентрація твердих частинок у спіральному потоці поступово зростає у напрямку до внутрішньої радіальної зони. Хоча загальна концентрація живильної пульпи може бути відносно невисокою, у внутрішній частині жолоба вона залишається значно підвищеною [104]. Таким чином, ефект Багнольда присутній у більшості режимів роботи спіральних сепараторів і не може бути проігнорований.

Das та співавт. [105] запропонували удосконалену математичну модель, яка враховує ефект Багнольда для прогнозування поведінки частинок і структури потоку в спіральних сепараторах при збагаченні вугілля.

Нещодавно Jain PK, Rayasam V. [106] запропонували спрощену форму вихідної моделі Багнольда в області інерції частинок, яка має велике значення для кількісного дослідження ефекту Багнольда.

3.1.4 Модель підйомної сили Багнольда

Багнольд вважав, що при безперервному зсувному деформуванні суспензії твердих частинок у системі виникає дисперсійний тиск, спрямований перпендикулярно до напрямку зсуву. Якщо частинка перебуває у зваженому стані в умовах ламінарної течії, то дисперсійний тиск урівноважує ефективну силу тяжіння частинки, віднесену до одиниці площі.

Для розмежування різних режимів дисперсійного тиску Багнольд запропонував безрозмірний критерій - число Багнольда (N), яке визначається як відношення інерційних напружень до в'язких напружень і може бути виражене таким чином [106]:

$$N = \frac{\lambda^2 \rho_p d_p^2}{\eta} \frac{dv}{dy}, \text{ для } \lambda < 12 \quad (3.15)$$

де λ – лінійна концентрація, виражена таким чином [106] :

$$\lambda = \frac{1}{\left(\frac{C_0}{C}\right)^{\frac{1}{3}} - 1}, \text{ для } \lambda < 12 \quad (3.16)$$

де C_0 – максимально можлива об'ємна концентрація твердих речовин, яка при моделюванні встановлена 0,63; C – об'ємна концентрація твердих речовин; ρ_p – густина частинок; d_p – діаметр частинок; $\frac{dv}{dy}$ – швидкість зсуву; η – в'язкість рідини.

Багнольда визначив два обмежувальні режими потоку на основі значення N : домінуючу область в'язкості ($N \leq 40$) та домінуючу область інерції частинок ($N \geq 450$), розділену перехідною областю ($40 < N < 450$).

Дисперсійний тиск у домінуючій області інерції частинок, P_1 , на частинку можна виразити як [103]

$$P_1 = 0,042(\lambda d_p)^2 \rho_p \left(\frac{dv}{dy}\right)^2, \text{ для } N \geq 450 \quad (3.17)$$

Дисперсійний тиск, P_2 , на частинку в домінуючій області в'язкості задається як [103]

$$P_2 = 2,93\lambda^{\frac{2}{3}}\eta \frac{dv}{dy}, \text{ для } N \leq 40 \quad (3.18)$$

Подібно до припущення, запропонованого Jain і Rayasam [106], вважалося, що тверді частинки мають форму непружних сфер. Оскільки дисперсійний тиск формується вздовж площини зсуву та діє перпендикулярно до поверхні зсуву, відповідну силу Багнольда можна розглядати як добуток дисперсійного тиску на площу вертикальної проекції частинки.

У зоні, де домінує інерційний режим руху частинок, сила Багнольда $F_{B, \text{інерція}}$ визначається таким чином:

$$F_{B, \text{інерція}} = P_1 \frac{\pi d_p^2}{4} = 0.033\lambda^2 d_p^4 \rho_p \left(\frac{dv}{dy}\right)^2 \text{ для } N \geq 450 \quad (3.19)$$

У зоні, де переважає в'язкісний режим руху частинок, сила Багнольда $F_{B, \text{в'язкість}}$ може бути виражена таким чином:

$$F_{B, \text{в'язкість}} = P_2 \frac{\pi d_p^2}{4} = 2.3\lambda^{\frac{2}{3}} d_p^2 \eta \frac{dv}{dy} \text{ для } N \leq 40 \quad (3.20)$$

Однак Багнольд не навів явного виразу для дисперсійного тиску в перехідній області, де на процес зависання частинок одночасно впливають як в'язкісний, так і інерційний механізми. У цій зоні дисперсійний тиск формується за спільної дії ефектів, характерних як для області домінування в'язкості, так і для області домінування інерції частинок.

З метою завершення математичного опису сили Багнольда було прийнято припущення щодо форми її виразу в перехідній області, яка може бути представлена таким чином:

$$F_{B, \text{перех}} = \left(\frac{N_{\square} - N_1}{N_2 - N_1} \right) F_{B, \text{інерція}} + \left(1 - \frac{N_{\square} - N_1}{N_2 - N_1} \right) F_{B, \text{в'язкість}}, \quad (3.21)$$

для $40 < N < 450$

де $N_{11}=40$ і $N_2=450$.

Наведене рівняння ґрунтується на методі інтерполяції та поєднує класичні вирази сили Багнольда для області домінування інерції частинок і області домінування в'язкості. Перевагою такого підходу є можливість якісного прогнозування зміни співвідношення між двома складовими сили Багнольда ($F_{B \text{ інерція}}$ та $F_{B \text{ в'язкість}}$) зі зростанням числа Багнольда N у перехідній області.

Зокрема, кожна складова сили Багнольда була помножена на відповідний масштабний коефіцієнт, що дозволило оцінити результуючу силу в перехідному режимі. При значеннях N , близьких до 40, у перехідній області переважає сила $F_{B \text{ в'язкість}}$. Із подальшим зростанням N внесок в'язкісної складової поступово зменшується, тоді як частка інерційної складової $F_{B \text{ інерція}}$ відповідно зростає. Коли значення N наближається до 450, сила Багнольда в перехідній області практично переходить у режим домінування інерційної складової.

Таким чином, повна сила Багнольда, описана рівняннями (3.19) – (3.21), була реалізована за допомогою користувацької функції (User - Defined Function, UDF) у вигляді коефіцієнта підйомної сили. Для зручності подальшого викладу запропонована модель у наступних розділах позначається як модель підйомної сили Багнольда.

3. 2 Методологія чисельного моделювання та параметри розрахунку. Розроблення чисельної моделі технологічного процесу або апарата із застосуванням методів обчислювальної гідродинаміки (CFD) здійснюється послідовно та включає такі основні етапи:

1. постановка задачі моделювання та визначення цілей дослідження;
2. побудова геометричної моделі досліджуваного об'єкта;
3. генерація розрахункової сітки;
4. задання фізичних властивостей середовища, а також початкових і граничних умов моделювання;
5. чисельне розв'язання математичної моделі;
6. обробка, візуалізація та аналіз отриманих результатів.

Типове програмне забезпечення, що реалізує методи обчислювальної гідродинаміки, складається з таких основних модулів:

- генератора геометричної моделі та розрахункової сітки;
- препроцесора, у якому задаються параметри моделі, фізичні властивості середовища та граничні умови;
- вирішувача (solver), у якому здійснюється чисельне розв'язання системи диференціальних рівнянь на основі обраного математичного алгоритму;
- постпроцесора, призначеного для візуалізації, інтерпретації та аналізу результатів обчислень.

У зв'язку зі складністю багатофазного потоку в спіральному сепараторі моделювання було поділено на два послідовні етапи, що дозволило підвищити стійкість і достовірність чисельних розрахунків.

На першому етапі попередньо моделювалося поле течії, яке включало лише водну та повітряну фази у спіральному сепараторі, із використанням

ейлерової мультифлюїдної VOF - моделі. При цьому вода розглядалася як первинна фаза, а повітря - як вторинна. На початковому етапі вся розрахункова область була заповнена повітрям, після чого через вхідний патрубок подавалася вода. Після досягнення стабільного двофазного газорідного потоку визначалися основні гідродинамічні характеристики рідинного середовища.

На другому етапі, на основі сформованого стаціонарного поля течії рідини, у вхідну зону вводилася задана концентрація твердих частинок, що дозволяло дослідити закономірності їх руху, розподілу та сегрегації в спіральному потоці.

Подальше CFD - моделювання виконувалося за умов, ідентичних експлуатаційним параметрам промислового експерименту, із використанням спірального сепаратора СВШ – 2 - 1000 та лабораторного спірального сепаратора. Основною відмінністю між зазначеними апаратами був профіль поперечного перерізу жолоба: сепаратор СВШ – 2 - 1000 характеризувався параболічною геометрією поперечного перерізу, тоді як лабораторний сепаратор мав профіль у вигляді слабко похилої кривої.

Для дослідження впливу геометричних параметрів спіралі, зокрема кута нахилу та форми поперечного профілю, на закономірності руху мінеральних частинок були проведені систематичні фізичні експерименти як на промисловому сепараторі СВШ – 2 - 1000, так і на лабораторній установці. Отримані експериментальні дані використовувалися для верифікації чисельної моделі та оцінки точності прогнозування ефективності розділення частинок методом CFD-моделювання [115].

Схему експериментальної установки спірального сепаратора наведено на рис. 3.2. Як надано на рис. 3.2, експериментальна установка являла собою замкнуту циркуляційну систему, до складу якої входили живильний бак (1), спіральний сепаратор (2), змішувальний бак (3) та насос (4). Така конфігурація забезпечувала безперервну циркуляцію пульпи та стабільність гідродинамічних умов під час проведення досліджень.

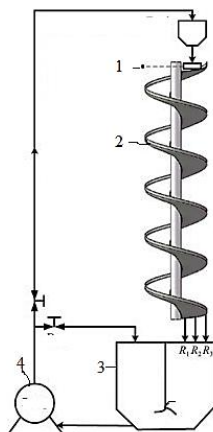


Рис. 3.2 Експериментальна установка спірального сепаратору:

1 - живильний бак; 2 - спіральний сепаратор; 3 - змішувальний бак; 4 – насос.

Швидкість подачі живлення регулювалася за допомогою байпасного регулювального клапана, що дозволяло підтримувати задані технологічні параметри процесу. Живильний бак мав мобільну конструкцію та міг встановлюватися на різній висоті, що забезпечувало можливість зміни гідростатичного напору та дослідження його впливу на характеристики потоку.

Розвантажувальний отвір спірального сепаратора був поділений на три зони (R_1 , R_2 , R_3), призначені для окремого збору продуктів із внутрішньої, середньої та зовнішньої частин спірального потоку. Такий підхід дозволяв оцінювати закономірності радіальної сегрегації мінеральних частинок та ефективність їх розділення за густиною.

Частинки кварцу та магнетиту з вузькими діапазонами крупності були попередньо підготовлені методом ситового розсіву. Гранулометричний склад частинок кварцу та магнетиту наведено на рис. 3.3.

Як наведено на рис. 3.3, середній розмір частинок магнетиту (D_{50}) становив 0,075 мм, тоді як для частинок кварцу цей показник дорівнював 0,086 мм.

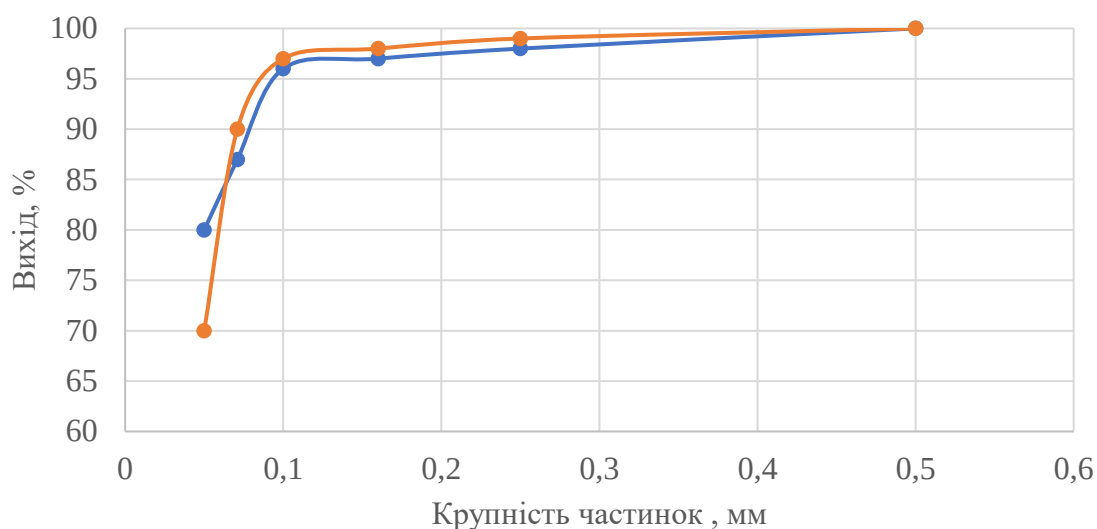


Рис. 3.3. Гранулометрична характеристика матеріалу, який подавався на дослідження

—●— магнетит —●— кварц

Для проведення експериментальних досліджень було підготовлено мінеральну суміш різного гранулометричного складу, сформовану шляхом змішування частинок кварцу та магнетиту у співвідношенні 1 : 1 за об'ємом.

Серії експериментів були спрямовані на дослідження впливу геометричних параметрів спірального сепаратора на ефективність процесу розділення. Зокрема, розглядалися чотири варіанти кута нахилу жолоба: 4°, 6°, 8° та 10°, що дозволило встановити закономірності впливу профілю спіралі на траєкторії руху частинок та показники гравітаційного збагачення.

Отримані продукти розділення відбирали протягом фіксованого проміжку часу, після чого проби висушували, зважували та аналізували на вміст заліза і масову концентрацію твердої фази. Масова концентрація твердого визначалася як відношення маси твердих частинок до загальної маси пульпи, виражене у відсотках.

Експериментальні відносні похибки були переважно зумовлені невизначеністю гідродинамічного поля потоку та складністю траєкторій руху частинок у багатофазному середовищі. Поведінка потоку в спіральному сепараторі змінювалася впродовж усього експериментального процесу, що могло впливати на репрезентативність відібраних проб. За надто короткого

часу відбору проб результати характеризувалися підвищеною випадковою похибкою та недостатньою достовірністю.

З метою мінімізації впливу зазначених факторів було прийнято час відбору проб 200 с, що забезпечувало отримання достатньої маси матеріалу та підвищувало репрезентативність результатів. Додатковим джерелом похибки була нестабільність роботи насосного обладнання: після кожного відбору проби загальний об'єм пульпи в системі зменшувався, що могло спричиняти зміну продуктивності насоса та коливання швидкості подачі живлення.

Для підтримання сталого режиму роботи після кожного відбору проби до змішувального бака додавали еквівалентну кількість пульпи, що дозволяло зберігати постійну швидкість потоку живлення. Крім того, з метою зниження похибки, пов'язаної з людським фактором, кожен експеримент проводили у трьох паралельних повтореннях.

Результати повторних дослідів показали, що відносне стандартне відхилення для масової концентрації твердої фази та показників якості не перевищувало 5 %, що свідчить про високу відтворюваність експериментальних даних. Остаточні значення параметрів визначалися як середнє арифметичне трьох паралельних експериментів.

Параметри чисельного моделювання руху частинок у лабораторному спіральному сепараторі наведено в табл. 3.2.

З огляду на те, що гранулометричний склад матеріалу, використаного в експериментальних дослідженнях, характеризувався відносно вузьким діапазоном розмірів частинок (переважно в межах 0,040 – 0,100 мм), було прийнято припущення, що частинки із середнім розміром D_{50} можуть репрезентативно характеризувати основну масу твердої фази. У зв'язку з цим, з метою спрощення чисельного аналізу, у моделюванні розмір частинок живлення приймався рівним значенню D_{50} , визначеному за результатами експерименту.

Таблиця 3. 2 – Налаштування симуляції потоку частинок у спіральних сепараторах в лабораторних умовах

Фактори	Найменування показника
Щільність магнетиту (кг/м^3)	5100
Щільність кварцу (кг/м^3)	2650
Щільність води (кг/м^3)	1000
Щільність повітря (кг/м^3)	1,225
В'язкість води ($\text{кг}\cdot\text{м}^{-1}\text{с}^{-1}$)	0,001003
В'язкість повітря ($\text{кг}\cdot\text{м}^{-1}\text{с}^{-1}$)	$1,7894\times 10^{-5}$
Діаметр магнетиту (мм)	0,16; 0,1; 0,07; 0,05
Діаметр кварцу (мм)	0,16; 0,1; 0,07; 0,05
Діаметр повітря (мм)	1×10^{-5}
Живильна об'ємна частка магнетиту	0,0282
Живильна об'ємна частка кварцу	0,0282
Подача об'ємної частки повітря	0
Швидкість подачі магнетиту (м/с)	0,144
Швидкість подачі кварцу (м/с)	0,144
Швидкість живлення води (м/с)	0,144
Швидкість подачі повітря (м/с)	0

Для оцінки точності прогнозування вільної поверхні плівкового потоку за допомогою ейлерової мультифлюїдної VOF - моделі було виконано CFD - моделювання як рідинного потоку, так і руху твердих частинок у промисловому спіральному сепараторі типу СВШ – 2 - 1000, а також у лабораторному спіральному сепараторі.

Отримані в результаті чисельного моделювання значення товщини плівки потоку були зіставлені з експериментальними даними вимірювань, що дозволило оцінити адекватність побудованої моделі та ступінь її відповідності реальним умовам процесу сепарації.

Автори [104, 107] виявили виражену опуклість поверхні пульпи у внутрішньому жолобі порівняно з плівкою водного потоку, маючи на увазі, що додавання частинок матиме важливий вплив на форму плівки потоку. Таким чином, оцінка ейлерової мультифлюїдної моделі VOF може бути досягнута шляхом перевірки того, чи може вона точно передбачити зміни форми плівки

поток. З посиланням на умови вимірювання за Holtham [85, 104] налаштування симуляції потоку частинок у спіральному сепараторі типу СВШ-2-1000 та сепараторі лабораторного типу наведено в табл. 3.3.

Таблиця 3.3 – Налаштування симуляції потоку частинок у спіральному сепараторі типу СВШ-2-1000.

Фактори	Найменування показника
Щільність кварцу (кг/м^3)	2650
Щільність води (кг/м^3)	998,2
Щільність повітря (кг/м^3)	1,225
В'язкість води ($\text{кг/(м}\cdot\text{с)}$)	0,001003
В'язкість повітря ($\text{кг/(м}\cdot\text{с)}$)	$1,7894 \times 10^{-5}$
Діаметр кварцу (мм)	0,53
Діаметр повітря (мм)	1×10^{-5}
Живильна об'ємна частка кварцу	0,06243
Подача об'ємної частки повітря	0
Швидкість подачі кварцу (м/с)	0,549
Швидкість живлення води (м/с)	0,549
Швидкість подачі повітря (м/с)	0

Насправді, важко використовувати ейлерову мультифлюїдну модель VOF для моделювання частинок із широким розподілом розмірів, оскільки, теоретично, частинки з різними значеннями розміру слід розглядати як окремі фази, що значно збільшить вартість обчислень. Тому необхідно розумно спростити розмір частинок, щоб підвищити обчислювальну ефективність. Отже, розмір частинок кварцу був спрощений до D_{50} в процесі моделювання.

На наступному етапі було виконано моделювання осадження частинок у спіральному сепараторі. Це вимагало врахування складної геометрії потоку, змінної концентрації твердої фази та взаємодії між компонентами.

Було розглянуто декілька підходів:

метод скінченних різниць (FDM),

метод скінченних об'ємів (FVM),

метод скінченних елементів (FEM).

Основні характеристики цих методів наведено у табл. 3.4.

FDM має обмеження у складних геометріях. FVM широко застосовується у комерційних пакунках (наприклад, ANSYS Fluent), проте важко адаптується до задач з сильно варіативною в'язкістю. FEM є найбільш гнучким для геометрії спірального сепаратора та адаптивного уточнення розв'язку. Тому було обрано FEM на основі FreeFEM++.

Підтвердженням доцільності вибору є роботи, які продемонстрували ефективність FEM для подібних задач.

Схема розв'язання та реалізація в FreeFEM++

Загальна система рівнянь включала:

рівняння Нав'є–Стокса;

рівняння неперервностей;

транспортне рівняння для концентрації частинок C .

Система розв'язувалась покроково у вигляді послідовного алгоритму типу operator- splitting:

Розв'язання рівняння Нав'є – Стокса для швидкості при фіксованому тиску.

Виправлення тиску з урахуванням умови не стискання.

Розв'язання транспортного рівняння для концентрації частинок C з урахуванням переносу та дифузії.

Таблиця 3.4 – Характеристика методів чисельного моделювання процесів

Метод	Основні ідеї методу	Переваги	Недоліки	Приклади застосування
Метод скінченних різниць (FDM)	Дискретизація області: досліджувана область розбивається на сітку з вузлових точок. Апроксимація похідних: похідні в диференціальних рівняннях замінюються на різниці наблизення (наприклад, скінченні різниці). Система рівнянь: отримані різниці рівняння утворюють систему алгебраїчних рівнянь, яку можна розв'язати чисельно.	Простота реалізації: метод відносно простий для розуміння та реалізації. Ефективність для деяких задач: FDM може бути ефективним для задач з добре структурованою геометрією та простими граничними умовами. Широке використання в 3D-друку	Чутливість до геометрії: для складних геометричних областей FDM може бути менш ефективним. Проблеми з неструктурованими сітками: FDM краще працює на регулярних сітках, ніж на неструктурованих. Залежність від якості сітки: точність розв'язку залежить від розміру та якості сітки.	Обчислювальна гідродинаміка: моделювання потоків рідин та газів. Електромагнетизм: моделювання полів та розподілу електромагнітної енергії. Теплопередача: розрахунок теплових потоків у різних середовищах. 3D-друк: Моделювання та керування процесом екструзії пластику для створення тривимірних об'єктів
Метод скінченних об'ємів (FVM)	Дискретизація: область розв'язку розбивається на скінченні об'єми (невеликі об'єми навколо кожної вузлової точки сітки). Інтегрування: диференціальні рівняння інтегруються за кожним скінченним об'ємом	Завдяки перетворенню об'ємних інтегралів у поверхневі за допомогою формули Остроградського, метод FVM є консервативним, тобто зберігає потоки через контрольні об'єми, що важливо для моделювання перенесення речовин та енергії. Метод легко формулюється для неструктурованих сіток.	Важко адаптується до задач з сильно варіативною в'язкістю	FVM використовується для моделювання задач, пов'язаних з переносом маси, імпульсу, енергії, а також у гідродинаміці, теплофізиці та інших галузях. Відмінності від інших методів: На відміну від методу скінченних різниць, FVM не потребує, щоб сітка була структурованою. На відміну від методу скінченних елементів, FVM забезпечує збереження потоків через контрольні об'єми, що важливо для задач збереження. Приклад застосування: В обчислювальній гідродинаміці FVM використовується для моделювання течії рідини та газу, враховуючи їх властивості (наприклад, тиск, швидкість, температуру) у кожному скінченному об'ємі

Продовження табл. 3.4

Метод	Основні ідеї методу	Переваги	Недоліки	Приклади застосування
Метод скінченних елементів (FEM).	1. Дискретизація області: Область дослідження (наприклад, деталь машини) розбивається на безліч маленьких, простіших частин - скінченних елементів. 2. Апроксимація: В межах кожного елемента, фізичні величини (наприклад, переміщення, температура) апроксимуються простими функціями (наприклад, лінійними або квадратичними). 3. Формування системи рівнянь: Використовуючи принципи механіки суцільного середовища, для кожного елемента формується система рівнянь, яка пов'язує значення фізичних величин у вузлових точках. 4. Збирання глобальної системи: Системи рівнянь для всіх елементів об'єднуються в загальну, глобальну систему рівнянь. 5. Розв'язання системи: Глобальна система рівнянь розв'язується для знаходження значень фізичних величин у вузлах. 6. Інтерпретація результатів: Отримані значення використовуються для аналізу розподілу фізичних величин у досліджуваній області.	Можливість розв'язувати задачі з складною геометрією. Гнучкість при роботі з неоднорідними матеріалами та складними умовами. Можливість використання в різних галузях (механіка, теплотехніка, гідродинаміка). Широка реалізація в комерційному та некомерційному програмному забезпеченні.	Метод вимагає значних обчислювальних ресурсів, особливо для великих та складних задач. Необхідно уважно підходити до вибору скінченних елементів та параметрів сітки, щоб забезпечити точність розв'язку. Складність інтерпретації результатів для складних задач	Розв'язання диференціальних рівнянь, які описують фізичні процеси. Широко використовується для аналізу напружень, деформацій, теплопередачі та інших фізичних явищ у складних системах.

Оновлення в'язкості $\mu(C)$ та перехід до наступного кроку моделювання.

Реалізацію чисельного моделювання виконано у середовищі FreeFEM++ на неструктурованих сітках із кількістю елементів у діапазоні 4000 – 12000. Для забезпечення чисельної стійкості та точності застосовувалося автоматичне адаптивне регенерування сітки у випадках виникнення локальних зон надмірної деформації швидкісного поля.

Розв'язання системи рівнянь здійснювалося з використанням прямих та ітераційних методів лінійної алгебри (UMFPACK та GMRES із попередньою обумовленістю LU - факторизацією).

Моделювання течії у спіральному сепараторі виконувалося на основі рівнянь Нав'є – Стокса для турбулентного режиму з використанням RNG k- ϵ моделі:

$$\rho_f(\vec{u}\nabla)\vec{u} = -\nabla p + \mu_f\nabla^2\vec{u} + \rho_f\vec{g}_{\text{еф}} \quad (3.22)$$

де ρ_f – густина рідини ($\text{кг}\cdot\text{м}^{-3}$), $\vec{u}$ – вектор швидкості рідини ($\text{м}\cdot\text{сек}^{-1}$), ∇p тиск (Па), μ_f - в'язкість суспензії; $\vec{g}_{\text{еф}}$ - — ефективне прискорення ($\text{м}\cdot\text{с}^{-2}$), що включає дію гравітації та відцентрових прискорень у спіральній геометрії

Ліва частина рівняння описує конвективний перенос імпульсу. Перший доданок правої частини характеризує градієнт тиску, другий - в'язкісні сили, третій - об'ємні сили (гравітаційні та інерційні у неінерційних системах відліку).

Для замикання системи рівнянь застосовано RNG k- ϵ модель турбулентності, яка забезпечує підвищену точність у зонах з великими градієнтами швидкості та поблизу стінок у порівнянні з класичною k- ϵ моделлю.

Модель руху частинок. Траєкторії твердих частинок розраховувалися в рамках лагранжевого підходу (Discrete Phase Model, DPM). Рух кожної частинки описувався рівнянням:

$$m_p \frac{dv_p}{dt} = F_D + F_G + F_C + F_B + \dots \quad (3.23)$$

де основні сили: F_D — сила опору (drag), що залежить від числа Рейнольдса частинки; F_G — сила тяжіння ($m_p \times g$); F_C — відцентрова сила (у випадку моделювання в обертовій системі або при радіальному прискоренні потоку); F_B — сила Архімеда (підйомна), при необхідності коригується для щільності частинки й рідини.

Також враховувалася взаємодія частинок зі стінками (відбиття, прилипання або ковзання залежно від граничних умов), а також можливість агрегації частинок.

Модель геометрії базувалася на тривимірній CAD-моделі спірального сепаратора з реальними геометричними параметрами.

На вході задавалися умови типу velocity inlet або mass flow inlet із фіксованим профілем швидкості. На виході застосовувалася умова фіксованого тиску (pressure outlet). На стінках використовувалася умова прилипання (no - slip).

Для дискретизації використовувалася неструктурована або гібридна сітка з локальним згущенням біля стінок, що забезпечувало виконання критерію y^+ у діапазоні 1–30 залежно від моделі стінкових функцій.

Розв'язання рівнянь виконувалося з використанням алгоритмів SIMPLE або PISO залежно від стаціонарності постановки задачі. Просторова апроксимація здійснювалася методом другого порядку точності.

Модель в'язкості та її оновлення.

В'язкість суспензії $\mu f(C, T)$ оновлювалася на кожному ітераційному кроці відповідно до локальної концентрації твердої фази C та температури T .

Залежність динамічної в'язкості від концентрації та температури задавалася емпіричною функцією:

$$\mu_f(C, T) = \mu_0(1 + \alpha C^m)e^{\beta(T_0 - T)} \quad (3.24)$$

де C - об'ємна концентрація твердих частинок; T - температура рідини, К; T_0 - еталонна температура, К; μ_0 - динамічна в'язкість чистої рідини при температурі T_0 , Па·сек; α , m , β - емпіричні коефіцієнти, що визначають вплив концентрації та температури на в'язкість

Додатково ефективна швидкість осадження частинок визначалась модифікованим рівнянням Стокса:

$$v_s = \frac{(\rho_p - \rho_f)g_{\text{еф}}d_p^2}{18\mu_f} \quad (3.25)$$

де v_s - ефективна швидкість осадження частинки, м·сек⁻¹, ρ_p - густина частинки, кг·м⁻³, ρ_f - густина рідини, кг·м⁻³, $g_{\text{еф}}$ - ефективне прискорення (з урахуванням відцентрової сили у спіралі), м·сек⁻², d_p - еквівалентний діаметр частинки, м, μ_f - динамічна в'язкість суспензії при заданих C та T , Па·сек.

Ця залежність дозволяє врахувати вплив змінної в'язкості на процес осадження у полі дії гравітаційно-інерційних сил.

Чисельна схема.

Чисельна реалізація базувалася на:

- імпліцитній часовій дискретизації;
- квадратичних базисних функціях для швидкості;
- лінійних функціях для тиску (метод Пенальті);
- адаптивному оновленні поля в'язкості на кожному часовому кроці.

Часова інтеграція виконувалася зі стабільним кроком до $\Delta t = 10^{-3}$, що забезпечувало стійкість розрахунків для в'язкоплинних систем.

Чисельна реалізація та параметри моделі.

Область розрахунку представляла собою плоский зріз спірального жолоба, дискретизований трикутною неструктурованою сіткою з локальним згущенням у зонах інтенсивної концентрації частинок.

Основні параметри моделі:

$\rho_f = 1000 \text{ кг/м}^3$ - густина води;

$\rho_m = 5100 \text{ кг/м}^3$ - густина магнетиту;

$\rho_q = 2650 \text{ кг/м}^3$ - густина кварцу;

$T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ – температура;

$C = 0,35$ - концентрація твердої фази

$\mu_f \approx 2,52 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ - динамічна в'язкість

кут нахилу $\alpha = 6^\circ$ - кут нахилу спіралі;

$g_{\text{еф}} = 1,025 \text{ м/с}^2$ - ефективне прискорення.

Ключова особливість моделі.m

Принциповою особливістю розробленого підходу є врахування нелінійної залежності в'язкості від концентрації твердої фази:

$$\mu(C) = \mu_0(1 + \alpha C^n) \quad (3.26)$$

де μ_0 — динамічна в'язкість чистої рідини (води), α та n — емпіричні параметри, встановлені експериментально ($\alpha = 3.75$, $n = 2.1$), C — локальна концентрація твердих частинок.

Для реалістичного опису пульпи застосовано модель в'язкості суспензії μ_f , в стиснених умовах:

$$\mu_f = \mu_0(1 + 2.5\phi + 10.5\phi^2 + 0.00273\exp(16.6\phi)) \quad (3.27)$$

де μ_0 — в'язкість чистої води, ϕ — об'ємна концентрація твердої фази.

За умов: $\mu_0 = 0.797 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ при $T = 30^\circ\text{C}$, $\phi = 0.35$

Отримали:

$$\begin{aligned}
\mu_f &= 0.797 \times 10^{-3} (1 + 2.5 \times 0.35 + 10.05 \times 0.35^2 + 0.00273 \exp(16.6 \cdot 0.35)) \\
&= 0.797 \times 10^{-3} (1 + 0.875 + 1.232 + 0.00273 \times 20.857) \\
&= 0.797 \times 10^{-3} (3.107 + 0.057) = 0.797 \times 10^{-3} \times 3.164 \approx 2.522 \times 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}
\end{aligned}$$

Перенормування та збіжність.

На кожному часовому кроці виконувався перерахунок поля концентрації та відповідне оновлення в'язкості у всіх вузлах сітки. Це дозволило коректно відтворити ефекти структурного згущення суспензії при високих концентраціях.

Проведено аналіз збіжності за кроком часу та згущенням сітки. Встановлено, що використана квадратична апроксимація забезпечує стабільну збіжність із похибкою менше 1 %. Найбільш чутливими є області з великими градієнтами концентрації, для яких застосовувалося адаптивне згущення сітки за критерієм ∇C .

3.3 Сітка обчислювальної області

Створення сітки обчислювальної області здійснюється в спіральному сепараторі типу СВШ-2-1000 та спіральному сепараторі лабораторного масштабу. Перевірка незалежності сітки необхідна для мінімізації помилок і підвищення ефективності обчислень. Насправді сітка обчислювальної області спірального сепаратора є узгодженою для кожного повороту. Тому для перевірки незалежності сітки достатньо розглянути лише один повний поворот. Три схеми сітки (145360, 308416 і 474000 комірок) у спіральному сепараторі типу СВШ-2-1000 і три схеми сітки (78000, 149760 і 303072 комірок) у спіральному сепараторі лабораторного масштабу були створені для проведення перевірки незалежності сітки від двох аспектів рідини - потік і потік частинок. Результати тесту на незалежність сітки показують, що розмір сітки мало впливає на результати моделювання, коли число сіток перевищує 308416 і 149760 для спірального сепаратора типу СВШ-2-1000 і спірального сепаратора лабораторного масштабу відповідно.

У двох обчислювальних моделях спіральних сепараторів - промислового типу СВШ – 2 - 1000 та лабораторного масштабу - верхня межа розрахункової області задавалася таким чином, щоб не обмежувати природний розвиток плівкового потоку. Особливу увагу приділено забезпеченню коректного відтворення вільної поверхні потоку, що визначає гідродинаміку процесу розділення.

Розрахункові сітки були локально згущені в прижолобній зоні для детального опису структури плівкового потоку. Зокрема, мінімальна висота елементів сітки в області дна жолоба становила 0,2 мм для сепаратора СВШ - 2 - 1000 та 0,15 мм для лабораторного варіанту відповідно.

Безрозмірна відстань першого вузла від стінки y^+ становила приблизно 4 для промислового сепаратора та 2 для лабораторного, що забезпечує коректне застосування стінкових функцій у межах моделі турбулентності.

У результаті дискретизації вся обчислювальна область спірального сепаратора СВШ – 2 - 1000 (5 витків) була представлена сіткою з приблизно $1,85 \times 10^6$ шестигранних елементів, тоді як для лабораторного сепаратора (4 витки) було сформовано сітку з $7,49 \times 10^5$ елементів аналогічного типу.

Гранична поверхня розрахункової області для обох типів сепараторів була розділена на вхідну, вихідну, верхню стінку та стінку жолоба. На вхідній поверхні задавалася гранична умова швидкісного входу, при якій вектор швидкості був орієнтований перпендикулярно до вхідної площини.

На вихідній поверхні застосовувалася умова заданого тиску (pressure outlet). Для стінки жолоба використовувалася умова відсутності ковзання (no - slip), із застосуванням стандартних стінкових функцій для моделювання пристінного шару. Для верхньої межі області задавалася умова вільного ковзання, що дозволяло коректно відтворити розвиток вільної поверхні плівкового потоку.

Геометрична модель гвинтового каналу спірального сепаратора була побудована у вигляді закрученого жолоба з такими параметрами: радіус $R = 0,375$ м, висота $H = 1,5$ м, кут нахилу $\alpha = 6^\circ$. Для чисельного розв'язання було

сформовано тривимірну тетраедричну сітку з локальним згущенням у прижолобній зоні та області осадження частинок (рис. 3.4) [114].

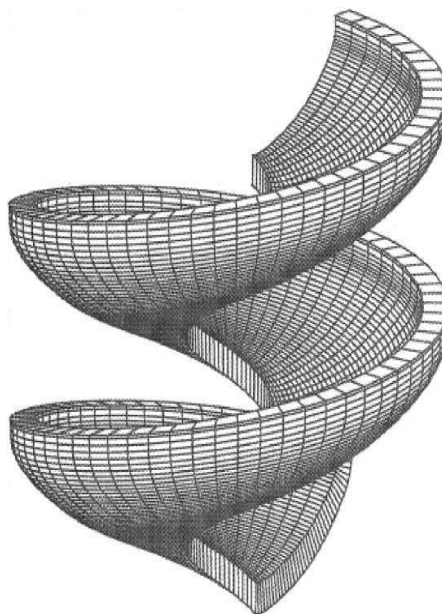


Рис. 3.4 Згенерована тетраедрична сітка [114].

3.4. Результати чисельного моделювання процесів розділення частинок у спіральних сепараторах при збагаченні магнетитових руд

Дослідження кінцевих швидкостей осадження мінеральних частинок у рідині є фундаментальною основою як теоретичних, так і експериментальних робіт у галузі гравітаційного збагачення. Дана гідродинамічна характеристика має визначальне значення для обґрунтування вибору та оптимізації технологічних параметрів процесів гравітаційного розділення.

Застосування методів обчислювальної гідродинаміки (CFD) у поєднанні з чисельним моделюванням дозволяє з достатнім рівнем точності визначати кінцеві швидкості осадження частинок різної крупності, густини та геометричної форми без необхідності залучення трудомістких експериментальних процедур. Це забезпечує високу ефективність і універсальність даного підходу та обґрунтовує його як перспективний інструмент дослідження процесів гравітаційного збагачення.

3.4.1 Покрокова процедура обчислення швидкостей осадження частинок

Крок 1. Запис початкових умов та параметрів:

$$\rho_f = 1000 \text{ кг/м}^3 \quad (\text{густина води}), \rho_{\text{магнетит}} = 5100 \text{ кг/м}^3, \rho_{\text{кварц}} = 2650 \text{ кг/м}^3, \\ d_p = 0.05 \text{ мм} = 5 \times 10^{-5} \text{ м}, g_{\text{еф}} = 1.025 \text{ м/с}^2, \mu_f = 2.1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Крок 2. Запис формули Стокса для швидкості осадження (формула 3.24)

Крок 3. Підстановка значень для магнетиту:

$$v_{\text{магнетит}} = \frac{(5100 - 1000) \times 1.025 \times (5 \times 10^{-5})^2}{18 \times 2.1 \times 10^{-3}} = 2.78 \times 10^{-4} \text{ м/с}$$

Крок 4. Підстановка значень для кварцу:

$$v_{\text{кварц}} = \frac{(2650 - 1000) \times 1.025 \times (5 \times 10^{-5})^2}{18 \times 2.1 \times 10^{-3}} = 1.12 \times 10^{-4} \text{ м/с}$$

Крок 5. Обчислення співвідношення швидкостей осадження

$$\frac{v_{\text{магнетит}}}{v_{\text{кварц}}} = \frac{2.78 \times 10^{-4}}{1.12 \times 10^{-4}} = 2.48$$

Таким чином, встановлено, що частинки магнетиту осаджуються приблизно у 2,5 рази швидше порівняно з частинками кварцу, що підтверджує ефективність їх гравітаційного розділення за рахунок різниці густин мінеральних фаз.

Розширені розрахунки швидкостей осадження наведено в табл. 3.5 для умов: динамічна в'язкість суспензії $\mu = 2.1 \times 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, температура $T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ та об'ємна концентрація твердої фази у живленні 35 %. Отримані результати свідчать про наявність квадратичної залежності швидкості осадження від

розміру частинок ($v \sim d^2$) та стабільність відношення швидкостей осадження магнетиту до кварцу в межах 2,48–2,49.

Таблиця 3.5 - Швидкість осадження частинок різної крупності

Розмір частинки, мм	Магнетит, м/с	Кварц, м/с	Відношення	Пояснення
0.05	2.78×10^{-4}	1.12×10^{-4}	2.48	Базовий випадок
0.074	6.08×10^{-4}	2.45×10^{-4}	2.48	Стандартна фракція
0.10	1.11×10^{-3}	4.47×10^{-4}	2.48	Середній розмір
0.16	2.84×10^{-3}	1.14×10^{-3}	2.49	Крупна фракція

Для оцінювання точності розробленої математичної моделі здійснено порівняння розрахункових значень із експериментально отриманими даними. Валідація моделі проводилася для частинок діаметром $d = 0,1$ мм. Відповідні результати наведено в таблиці 3.6.

Таблиця 3.6.– Порівняння моделі з експериментом

Джерело	Швидкість осадження, м/с	Відхилення, %
Модель	$1,11 \times 10^{-3}$	–
Експеримент	$1,07 \times 10^{-3}$	3,6

Відхилення швидкості осадження між розрахунковими значеннями, отриманими за моделлю, та експериментальними даними визначалося за наступною залежністю:

$$\Delta = \frac{v_{\text{модель}} - v_{\text{експеримент}}}{v_{\text{модель}}} \times 100 \% \quad (3.28)$$

де: $v_{\text{модель}}$ – швидкість осадження за розрахунковою моделлю, м/с;
 $v_{\text{експеримент}}$ – швидкість осадження, отримана експериментально, м/с; Δ – відносне відхилення, %.

Згідно з отриманими результатами, відхилення між розрахунковими та експериментальними значеннями становить 3,6 %, що відповідає допустимим межах похибки для експериментальних досліджень подібного типу (не

перевищує 5 %). Це свідчить про високу узгодженість математичної моделі з експериментальними даними та її адекватність для прогнозування швидкості осадження частинок у розглянутих умовах.

Для частинок магнетиту розміром 0,1 мм виконано розрахунок швидкості осадження при різних кутах нахилу спірального каналу (40°, 60°, 80°, 100°), результати якого наведено в табл. 3.7. Встановлено, що зі збільшенням кута нахилу спіралі зростає ефективне прискорення частинок g_{ef} , що, у свою чергу, призводить до підвищення швидкості їх осадження.

Таблиця 3.7 – Вплив кута нахилу на швидкість осадження ($d = 0,1$ мм)

Кут, град	g_{ef} , м/с ²	v_s , м/с
4	0.684	$7,41 \times 10^{-4}$
6	1.025	$1,11 \times 10^{-3}$
8	1.366	$1,48 \times 10^{-3}$
10	1.707	$1,85 \times 10^{-3}$

Водночас при перевищенні кута нахилу понад 10° спостерігається ризик розвитку турбулентних ефектів, що може призводити до порушення стабільності потоку та зниження ефективності процесу розділення.

3.4.2 Розрахунок та аналіз швидкості осадження частинок у стиснених гідродинамічних умовах

Надалі виконано розрахунок швидкості осадження частинок у стиснених гідродинамічних умовах із урахуванням змінної в'язкості суспензії, визначеної за залежністю (3.26). Врахування залежності в'язкості від концентрації твердої фази дозволило більш коректно описати реальні умови руху частинок у багатофазному потоці, зокрема ефекти структурного ущільнення та зростання гідродинамічного опору середовища. Це забезпечило підвищення точності оцінки швидкості осадження та адекватніше відображення процесів, що відбуваються у спіральному сепараторі при змінних режимах течії.

Як приклад наводимо дані для частинок крупністю 0,05 мм.

Магнетит

$$v_{\text{магнетит}} = \frac{(5100 - 1000) \times 1,025 \times (5 \times 10^{-5})^2}{18 \times 2,522 \times 10^{-3}} = 2,314 \times 10^{-4}, \text{ м/с}$$

Кварц

$$v_{\text{кварц}} = \frac{(2650 - 1000) \times 1,025 \times (5 \times 10^{-5})^2}{18 \times 2,522 \times 10^{-3}} = 0,9308 \times 10^{-4}, \text{ м/с}$$

У попередній моделі без урахування нелінійної залежності в'язкості мали $\mu_f = 2.1 \times 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Порівняння показує, що врахування реології середовища призводить до зростання в'язкості та зменшення швидкостей осадження обох компонентів:

Зменшення $v(m)$ з 2.78×10^{-4} до $2.31 \times 10^{-4} \text{ м/с}$

Зменшення $v(q)$ з 1.12×10^{-4} до $9.31 \times 10^{-5} \text{ м/с}$

У табл. 3.8 наведено розраховані швидкості осадження частинок магнетиту та кварцу для різних розмірів в стиснених умовах.

Таблиця 3.8: – Швидкість осадження магнетиту і кварцу

Розмір частинок, мм	Магнетит, м/с	Кварц, м/с	Відношення
0.03	1.00×10^{-4}	4.03×10^{-5}	2.48
0.04	1.78×10^{-4}	7.17×10^{-5}	2.48
0.05	2.78×10^{-4}	1.12×10^{-4}	2.48
0.06	4.00×10^{-4}	1.61×10^{-4}	2.48
0.07	5.45×10^{-4}	2.19×10^{-4}	2.48

З результатів розрахунків випливає, що магнетит осаджується приблизно у 2,48 раза швидше порівняно з кварцом, причому це співвідношення залишається практично сталим у всьому дослідженому діапазоні крупності частинок. Така стабільна різниця швидкостей осадження формує сприятливі

гідродинамічні умови для ефективного гравітаційного розділення мінеральних компонентів у спіральних сепараторах.

Отриманий результат свідчить про високу кінетичну селективність процесу, за якої різниця в щільності частинок трансформується у стійке розділення траєкторій руху, що підвищує ефективність сепарації та стабільність формування концентрату і хвостів.

3.4.3 Чисельне моделювання поля розділення та руху частинок у спіральному сепараторі.

Чисельне моделювання гідродинамічних характеристик потоку та траєкторій руху частинок у спіральному сепараторі виконувалося із застосуванням програмного комплексу ANSYS Fluent. Геометрична модель спірального каналу була відтворена у CAD-середовищі відповідно до реальних конструктивних параметрів лабораторного зразка сепаратора.

Для математичного опису процесу застосовано тривимірну систему рівнянь Нав'є – Стокса, що дозволило отримати детальну картину розподілу швидкостей, тиску та траєкторій руху частинок у робочій зоні сепаратора. Турбулентні ефекти моделювалися за допомогою моделі $k-\epsilon$ з урахуванням пристінних явищ у зоні низьких швидкостей.

Граничні умови задавалися наступним чином: на вхідному перерізі — швидкісний профіль із середньою швидкістю подачі суспензії V_0 ; на вихідних перерізах - умова сталого тиску; на стінках каналу — умова прилипання (no-slip condition).

Частинки різних фракцій (1, 20, 50 та 100 мкм) вводилися в потік із використанням методу Lagrangian Particle Tracking з урахуванням дії сил гравітації, відцентрової сили та гідродинамічного опору середовища. Для моделювання мінеральних фаз приймалися відповідні значення густини: 5100 кг/м³ для магнетиту та 2650 кг/м³ для кварцу.

На рис. 3.5 наведено поля розподілу швидкостей у спіральному каналі в поздовжньому та поперечному перерізах [114].

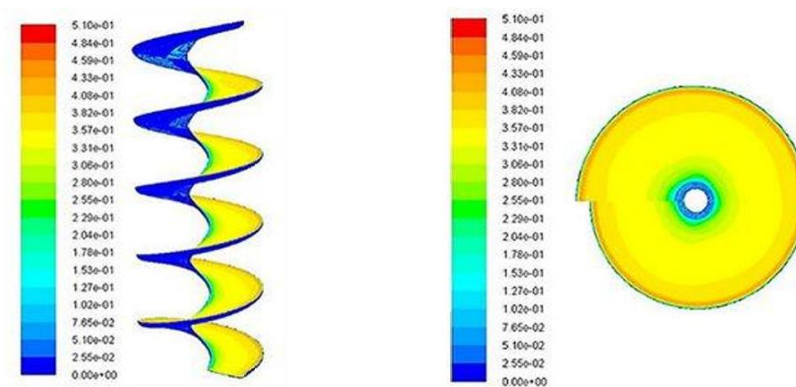


Рис. 3.5 Результати моделювання поля розділення частинок у спіральному сепараторі [114].

Результати чисельного моделювання поля розділення частинок у спіральному сепараторі, наведені на рис. 3.5, демонструють наступні закономірності.

На поздовжньому зрізі спірального каналу (ліворуч) представлено просторовий розподіл параметра розділення (швидкості або концентрації частинок), що відображає вплив геометрії витків на характер руху частинок різної густини — магнетиту та кварцу. Кольорова шкала ілюструє градієнт значень від мінімальних (сині ділянки) до максимальних (червоні ділянки).

Горизонтальний переріз (праворуч) характеризується концентричним розподілом параметра: у центральній області переважають нижчі значення, тоді як у прибережних зонах спостерігається їх зростання, що відповідає зонам селективного накопичення окремих фракцій.

Встановлено формування стійкого профілю швидкостей із підвищеними значеннями у центральній частині потоку та зниженням у периферійній зоні. Такий розподіл зумовлює дію відцентрових сил і створює умови для гравітаційно-відцентрового розділення частинок за густиною.

Отримані результати підтверджують ефективність процесу гідродинамічного та гравітаційно-відцентрового розділення у спіральному

сепараторі та можуть бути використані для подальшої оптимізації його конструктивних параметрів і режимів роботи.

На рис. 3.6 наведено траєкторії руху та просторовий розподіл частинок різного розміру: (a) 1 мкм, (b) 20 мкм, (c) 50 мкм, (d) 100 мкм.

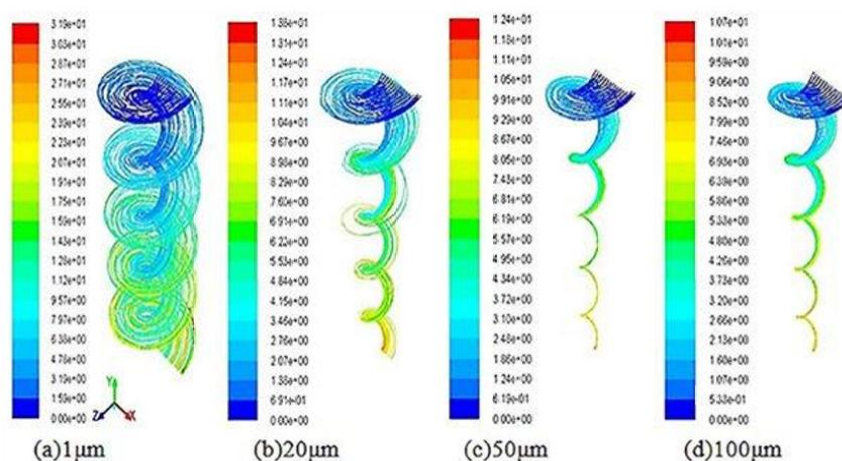


Рис. 3.6 Результати моделювання поля розділення частинок у спіральному сепараторі при чотирьох градієнтах розмірів частинок магнетиту та кварцу [114].

Колірна шкала відображає інтенсивність відповідного параметра (швидкість руху або концентрацію частинок) – від мінімальних значень (синій) до максимальних (червоний).

З даних, наведених на рис. 3.6, встановлено наступні закономірності.

Малі частинки (1 – 20 мкм) характеризуються складними просторовими траєкторіями з численними обертами та значним радіальним зміщенням. Їхній рух істотно залежить від турбулентних пульсацій та локальних неоднорідностей гідродинамічного поля, що зумовлює нерівномірний розподіл по перерізу каналу. Висока чутливість до в'язкісних сил і градієнтів швидкості призводить до збільшення часу перебування частинок у робочій зоні сепаратора.

Середні частинки (50 мкм) демонструють більш стабільні траєкторії з переважним зміщенням у напрямку зовнішнього краю спірального каналу. У цьому випадку домінуючою є дія відцентрових сил, тоді як вплив турбулентності суттєво зменшується, що сприяє більш ефективному їх відокремленню.

Великі частинки (100 мкм) характеризуються найбільш прямолінійними та стабільними траєкторіями з мінімальними коливаннями. Відцентрові сили значно переважають гідродинамічні збурення, що забезпечує їх швидке переміщення до периферійної зони каналу та формування важкої фракції.

Таким чином, зі збільшенням розміру частинок (від 1 до 100 мкм) спостерігається зменшення впливу турбулентності та в'язкісних ефектів і одночасне зростання ролі інерційних та відцентрових сил. Це призводить до спрощення траєкторій руху та підвищення ефективності гравітаційно-відцентрового розділення.

Отримані результати підтверджують доцільність використання спіральних сепараторів для селективного розділення частинок із різними гранулометричними характеристиками, особливо за наявності виражених відмінностей у їх розмірі та густині.

Висновки з моделювання:

- Ефективність розділення у спіральному сепараторі визначається сукупним впливом розміру та густини частинок.
- Збільшення розміру частинок зменшує вплив турбулентних ефектів і підвищує стабільність траєкторій, що сприяє більш чіткому розділенню фракцій.
- Отримані гідродинамічні та кінематичні характеристики можуть бути використані для оптимізації конструктивних параметрів сепаратора та режимів його роботи з метою підвищення селективності процесу збагачення.

Крім того, побудова тривимірної моделі потоку із застосуванням методів скінченно-елементного моделювання відкриває можливості для подальшої

деталізації процесів, зокрема визначення зон турбулентності, локального накопичення фракцій та просторового розподілу концентрацій у каналі. Це може бути реалізовано в середовищах типу OpenFOAM або COMSOL із використанням сумісних форматів обміну сітковими даними.

Для підтвердження отриманих висновків були проведені фізичні експерименти, в результаті яких отримано концентрат, проміжний продукт та відходи (табл. 3.9).

Таблиця 3.9 - Показники збагачення магнетитової руди

Найменування продуктів	Вихід, %	Вміст магнетиту, %	Вилучення магнетиту, %	Вихід, %	Вміст магнетиту, %	Вилучення магнетиту, %
	Спіральний сепаратор СВШ-2-1000			Лабораторний сепаратор		
Концентрат	6,1	70,7	32,9	13,3	74,4	85,4
Промпродукт	51,8	13,8	54,6	40,0	3,4	11,8
Хвости	42,1	3,9	12,5	46,7	0,7	2,8
Всього	100,0	13,1	100,0	100,0	11,6	100,0

При використанні сепаратора типу СВШ – 2 - 1000 у концентраті переважно накопичуються частинки вихідної сировини крупністю менше 0,1 мм; промпродукт характеризується фракцією 0,16 – 0,1 мм; у хвостах переважають дрібнодисперсні шламові частинки (менше 0,01 мм).

Для лабораторного спірального сепаратора встановлено, що концентрат також представлений переважно частинками крупністю менше 0,1 мм. Промпродукт за гранулометричним складом близький до концентрату, проте містить підвищену частку більш крупних частинок, у тому числі фракції понад 0,1 мм. У хвости переходять переважно шламові частинки (менше 0,01 мм), а також окремі крупні зерна кварцу.

У цілому для обох типів апаратів отримано близькі показники збагачення. Водночас встановлено, що лабораторний сепаратор забезпечує формування концентрату з вищими технологічними показниками (за виходом, вмістом та вилученням магнетиту), тоді як використання сепаратора СВШ – 2 - 1000 сприяє отриманню більш збагаченого промпродукту.

Встановлено, що втрати цінного компонента з хвостами для сепаратора СВШ – 2 - 1000 становлять 12,5 %, тоді як для лабораторного сепаратора вони не перевищують 3 %.

Отримані експериментальні результати підтверджують дані чисельного моделювання поля розділення частинок у спіральному сепараторі.

3.5 . Прогнозування зміни форми плівки потоку

У цьому розділі представлено форму плівки потоку наприкінці п'ятого оберту спірального сепаратора СВШ-2-1000 до та після додавання частинок за допомогою ейлерової мультифлюїдної моделі VOF. Крім того, порівнювалися результати моделювання потоку рідини з моделлю Ейлера-Ейлера на основі двох чисельних схем для рівнянь об'ємної частки (QUICK і модифікованого захоплення інтерфейсу з високою роздільною здатністю (модифікований HRIC)). Ефективність ейлерової мультифлюїдної моделі VOF і моделі Ейлера-Ейлера для захоплення вільної поверхні плівки потоку надано на рис. 3.7.

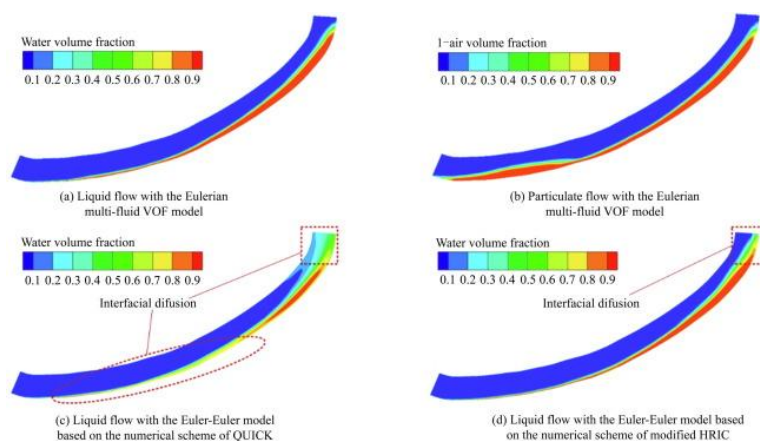


Рис. 3. 7 . Ефективність ейлерової мультифлюїдної моделі VOF і моделі Ейлера-Ейлера для захоплення вільної поверхні плівки потоку.

Як показано на рис. 3.7, область плівки потоку в потоці рідини характеризується об'ємною часткою водної фази. Область плівки потоку в потоці частинок можна спостерігати шляхом віднімання об'ємної частки повітря із загальної об'ємної частки. З рис. 3.7а та 3.7б можна помітити , що

гострі вільні поверхні потоку рідини та потоку частинок можна чітко відстежувати за допомогою ейлерової багатофлюїдної моделі VOF. На основі ейлерової мультифлюїдної моделі VOF після додавання частинок можна спостерігати виражене здуття поверхні плівки потоку у внутрішньому жолобі, як показано на рис. 3.7 b. Для порівняння це видно з рис. 3.7 c, що модель Ейлера-Ейлера, заснована на числовій схемі QUICK, навряд чи може явно охопити вільну поверхню через великомасштабну міжфазну дифузію. Як показано на рис. 3.7 d, модель Ейлера-Ейлера, заснована на числовій схемі модифікованого HRIC, демонструє кращу продуктивність у захопленні вільної поверхні у внутрішніх і середніх жолобах, ніж модель QUICK, тоді як міжфазна дифузія все ще відбувається при невеликій частині зовнішнього жолоба.

Порівняння результатів моделювання на основі ейлерової мультифлюїдної моделі VOF та експериментальних даних щодо товщини плівки потоку показано на рис. 3.8. Варто зазначити, що товщина плівки потоку визначається як осьова відстань між вільною поверхнею плівки потоку та нижньою стінкою. Отже, прогнозовані значення товщини плівки потоку в потоці рідини та потоці частинок показали хорошу узгодженість з експериментальними даними. Таким чином, ейлерова мультифлюїдна модель VOF показала більш реалістичний інтерфейс, що відповідає потоку рідини та потоку частинок. Це може усунути обмеження на припущену вільну поверхню обчислювальної області при моделюванні потоку частинок за допомогою моделі Ейлера-Ейлера [93, 95, 96]. Крім того, це означає, що потік твердих частинок з високою концентрацією можна додатково досліджувати на основі ейлерової мультифлюїдної моделі VOF.

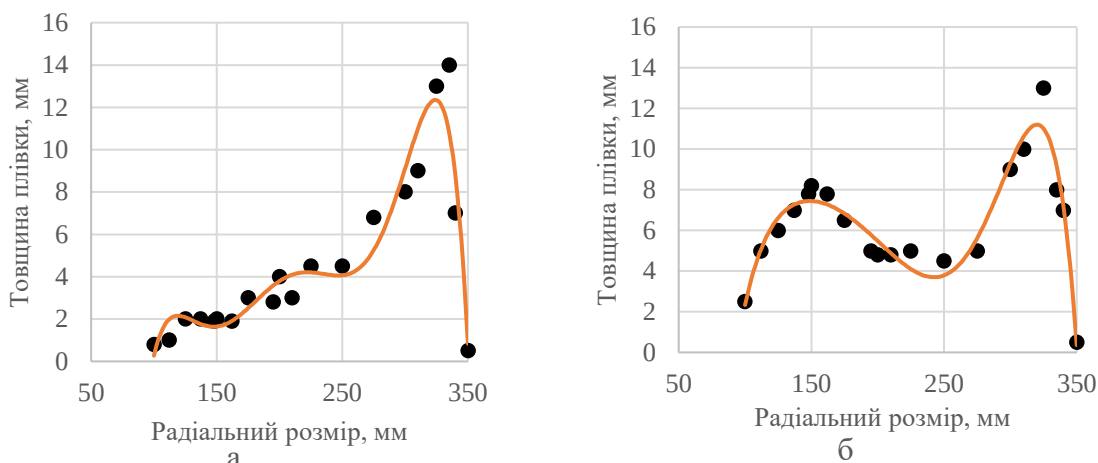


Рис. 3.8 . Результати порівняння товщини плівки потоку між моделюванням (—) з використанням ейлерової мультифлюїдної моделі VOF та експериментальними даними (• EXP): а – водний потік; б - пульпотік

Слід зазначити, що ефект взаємодії між частинками та рідинами стає більш суттєвим із збільшенням концентрації твердої речовини. З одного боку, збагачення частинок вплине на форму плівки потоку. З іншого боку, зміна форми плівки потоку впливає на вертикальну стратифікацію та радіальну сегрегацію частинок. Тому дуже важливо точно передбачити поведінку розділення частинок у плівці потоку.

Експериментально встановлено, що у водному потоці, що рухається спіральною поверхнею, проявляється поперечна циркуляція потоку, тобто у придонному шарі радіальна складова швидкості має негативне значення і відбувається циркуляція потоку у напрямку центральної осі апарату; у поверхневому шарі рідини циркуляція відбувається у напрямку до зовнішньої сторони борту спірального апарату і радіальна складова швидкості є позитивною величиною.

Даний ефект проілюстрований на рис. 3.9, де представлено розподіл значень радіальної складової швидкості водного потоку в поперечному перерізі спірального сепаратору СВШ-2-1000 і лабораторного спірального сепаратору.

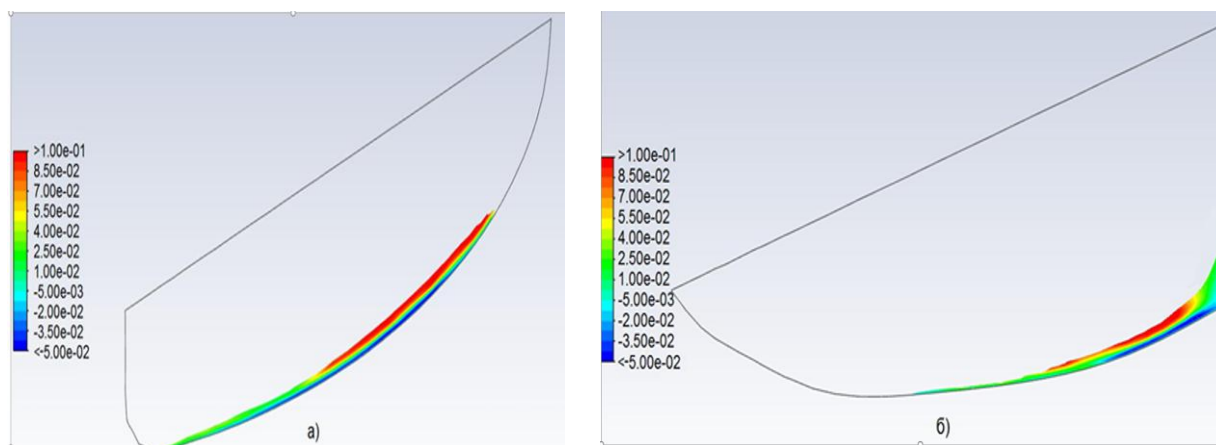


Рис. 3.9 Розподіл радіальних компонент швидкості водного потоку, м/с, в поперечному перерізі спіральних сепараторів: а - СВШ-2-1000; б - лабораторний спіральний сепаратор

Поперечна циркуляція водного потоку відіграє визначальну роль у формуванні механізму розділення мінеральних частинок на робочій поверхні спіральних сепараторів. Поверхневі шари потоку переміщуються у напрямку зовнішнього борту апарата вздовж траєкторії розгортання спіралі, тоді як придонні шари спрямовані до внутрішнього борту вздовж траєкторії її згортання. Така двошарова структура руху зумовлює просторову сегрегацію частинок за густиною і розміром, що визначає ефективність процесу. У подальшому увагу буде зосереджено на прогнозуванні ефективності сегрегації у спіральному сепараторі.

3.6. Прогнозування ефективності сегрегації розділення частинок у спіральному сепараторі

Явище сегрегації істотно впливає на процес розділення мінеральної сировини у спіральних сепараторах (див. розд. 1). Водночас це питання залишається недостатньо вивченим, оскільки значна частина наявних досліджень має переважно якісний характер. Така ситуація зумовлена складністю кількісної оцінки просторового розподілу частинок різної густини,

крупності та форми у тонкому шарі потоку, що рухається по жолобу спіралі. З огляду на малу товщину потоку застосування стандартних експериментальних методів є ускладненим.

У цих умовах чисельне моделювання на основі методів обчислювальної гідродинаміки (CFD) дозволяє досліджувати процес сегрегації мінеральних частинок у спіральних сепараторах із можливістю його кількісної інтерпретації.

У процесі спіральної сепарації сегрегація проявляється як просторовий перерозподіл мінеральних зерен за крупністю, густиною та формою в умовах їх взаємодії у рухомому потоці на спіральній поверхні жолоба. При цьому спостерігається вертикальна стратифікація потоку за висотою: у придонному шарі концентруються важкі та більш інерційні зерна, тоді як у приповерхневому шарі переважають легкі частинки.

3.6.1. Перевірка запропонованої моделі підйомної сили Багнольда

У даному розділі виконано оцінювання ефективності прогнозування запропонованої моделі підйомної сили Багнольда. Змодельований вміст заліза за різних кутів нахилу спіралі порівнювався з експериментальними даними. Відповідні результати наведено на рис. 3.10 [115].

З рис. 3.10 видно, що загальні тенденції зміни масової частки загального заліза при варіації кута нахилу спіралі, отримані як у результаті чисельного моделювання, так і експериментально, загалом добре узгоджуються між собою. Це свідчить про адекватність використаної моделі для опису процесів розділення у спіральному сепараторі.

Слід зазначити, що врахування підйомної сили Багнольда дозволяє більш реалістично відтворити процес сегрегації частинок, зокрема вертикальну стратифікацію та радіальний перерозподіл фракцій у потоці.

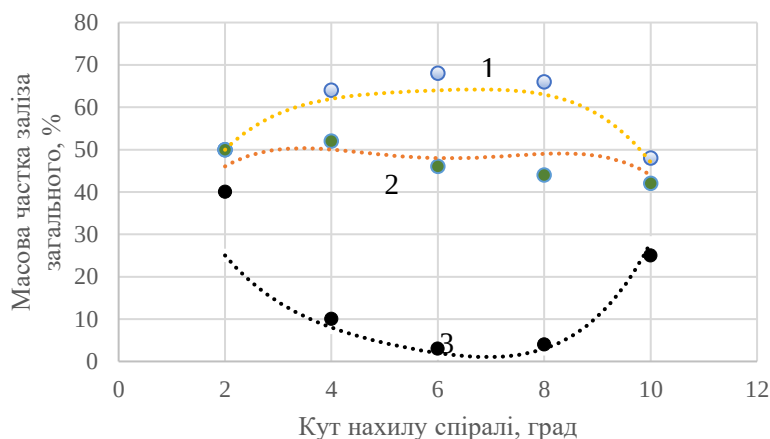


Рис. 3.10. Порівняння змодельованої (лінії) та експериментальної (точки) якості концентрату з різними кутами нахилу спіралі: 1 масова частка заліза загального у важкій фракції; 2 – масова частка заліза загального у промпродукті; 3- масова частка заліза загального у легкій фракції

Оскільки радіальна сегрегація є наслідком попереднього вертикального розшарування частинок, а сила Багнольда суттєво впливає саме на цей процес, розбіжності між розрахунковими та експериментальними даними доцільно інтерпретувати з позицій вертикальної стратифікації дисперсної фази.

3.6.2. Вплив моделі підйомної сили Багнольда на вертикальну стратифікацію частинок

Початкова стадія формування плівки потоку є критично важливою для процесів вертикальної стратифікації частинок. У цьому контексті досліджено розподіл об'ємних часток магнетиту та кварцу на поверхні жолоба на першому витку спіралі, як показано на рис. 3.11 [115]. Об'ємна частка твердої фази на поверхні жолоба характеризує частку частинок, що зазнають переважного осадження, і, таким чином, може певною мірою відображати ефективність процесу стратифікації.

Дані, наведені на рис. 3.11 b і d, відображають розподіл об'ємних часток магнетиту та кварцу на поверхні жолоба у випадку, коли підйомна сила Багнольда не враховується. Встановлено, що частинки магнетиту мають

тенденцію до концентрації у центральній частині жолоба, тоді як їх об'ємна частка у пристінних (внутрішніх) зонах є відносно низькою.

Для порівняння, об'ємна частка частинок кварцу на поверхні жолоба є загалом меншою, ніж відповідна частка магнетиту. Як і очікувалося, частина зерен кварцу накопичується у зовнішній області жолоба, однак незначна їх кількість також виявляється у внутрішній зоні, що свідчить про неповну селективність розділення на початковій ділянці потоку.

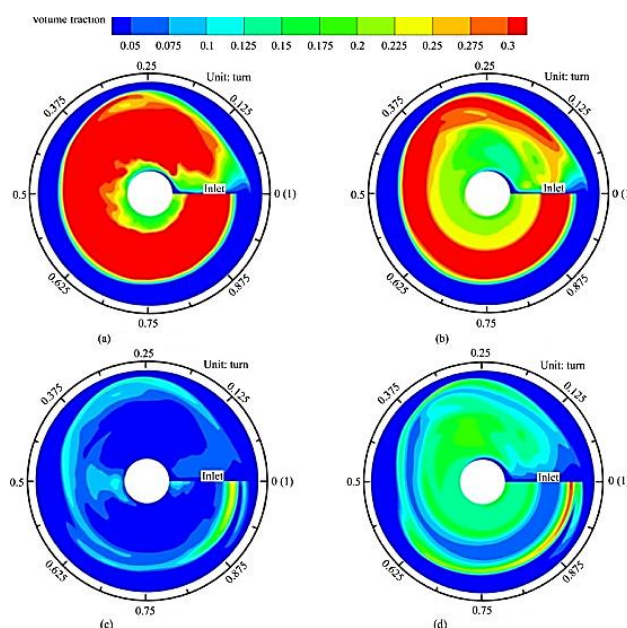


Рис. 3.11 . Розподіл об'ємної частки твердого тіла на поверхні жолоба на першому повороті.: а, b – магнетит; с, d – кварц [115].

Це можна інтерпретувати з позицій гідродинаміки дисперсних потоків та механізмів інерційного розшарування. Оскільки підйомна сила (за Багнольдом) у розрахунковій моделі не враховується, механізм перерозподілу частинок у плівці потоку визначається переважно балансом гравітаційних, інерційних та в'язкісних сил. У таких умовах затонулі (важкі) частинки кварцу не отримують додаткового механізму підйому у верхні швидкісні шари течії, що обмежує їх міграцію в радіальному напрямку. Внаслідок цього вони

переважно концентруються у придонній зоні плівки, де швидкості мінімальні, а в'язкісне гальмування домінує над турбулентним перемішуванням.

Спостережуваний розподіл об'ємних часток у внутрішній частині жолоба (рис. 3.11а, с) є наслідком гідродинамічної сегрегації, яка формується під дією градієнтів швидкості в плівковому потоці. У зоні низьких швидкостей відбувається переважне осадження більш щільних частинок (магнетиту), що зумовлює їх накопичення у придонному шарі. Одночасно інерційні ефекти сприяють радіальному переносу більш важких частинок у напрямку внутрішньої частини спіралі, де діють менші відцентрові прискорення.

Для легких частинок кварцу, навпаки, характерним є їх часткове виносне перенесення у швидкісні поверхневі шари потоку під дією інерційного розшарування та гідродинамічного зсуву. Проте через відсутність моделі підйомної сили частина кварцових частинок, що потрапила у придонну область, не реентренується у верхні шари, що призводить до їх локального накопичення в нижній зоні плівки.

Таким чином, формування спостережуваного профілю концентрацій є результатом суперпозиції гідродинамічної сегрегації за щільністю та інерційного розшарування частинок у плівковому потоці, що рухається в полі гравітаційно-відцентрових сил.

Для додаткової ілюстрації процесів розшарування частинок у плівці потоку досліджено розподіл об'ємних часток магнетиту та кварцу на відстані 0,25 оберту, як показано на рис. 3.12. На цій ділянці плівка потоку ще не є повністю розвиненою, її товщина залишається відносно рівномірною в радіальному напрямку, а зона розподілу частинок є розширеною.

Таким чином, момент 0,25 оберту обрано як характерний для аналізу початкової стадії формування стратифікації та оцінювання ефективності розділення частинок у спіральному потоці.

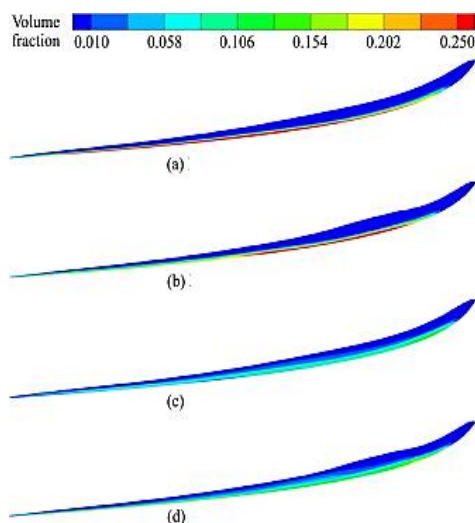


Рис. 3.12 . Розподіл об'ємної частки твердого тіла в плівці потоку на 0,25 обертів: a, b – магнетит; c, d - кварц

На рис. 3.12a і c чітко простежується виражена вертикальна сегрегація між частинками магнетиту та кварцу у середній і внутрішній западинах спірального жолоба за умови врахування підйомної сили Багнольда. Це свідчить про формування стійкої вертикальної стратифікації плівкового потоку, яка є наслідком взаємодії інерційного розшарування, гравітаційної седиментації та гідродинамічної міграції частинок у полі зсувних швидкостей.

На відміну від цього, при виключенні моделі підйомної сили Багнольда (рис. 3.12b і d) спостерігається істотне зменшення ступеня стратифікації та посилення мікромасштабного перемішування фаз. У цьому випадку домінує гідродинамічна турбулентна дифузія та інерційне захоплення частинок потоком, що призводить до їх більш рівномірного розподілу без чітко вираженого вертикального градієнта концентрації.

Встановлено, що в моделі з урахуванням підйомної сили Багнольда об'ємна частка магнетиту є більшою у приповерхневій (швидкоплинній) зоні малого гідродинамічного тиску, тоді як у придонній області з підвищеним гідростатичним тиском і зменшеною швидкістю потоку спостерігається переважання кварцу. Такий розподіл є характерним проявом вертикальної гідродинамічної сегрегації, коли дія підйомної сили сприяє виносу більш

легких частинок у верхні шари плівки, а важчі частинки за рахунок інерційно-гравітаційного осадження концентруються в нижніх шарах.

Фізично це означає, що врахування підйомної сили Багнольда підсилює механізм диференціальної міграції частинок у вертикальному напрямку та сприяє формуванню двошарової структури плівкового потоку: верхній швидкоплинний шар, збагачений легкими фракціями, та нижній повільний шар, де домінують важкі мінерали. Саме у верхньому шарі під дією відцентрових сил відбувається радіальне винесення легких частинок назовні, тоді як у нижньому шарі реалізується їх внутрішня міграція під дією радіального градієнта тиску та гравітаційного осадження.

Таким чином, запропонована модель підйомної сили Багнольда суттєво підсилює адекватність опису процесів вертикальної стратифікації та гідродинамічної сегрегації у спіральному сепараторі, забезпечуючи більш реалістичне відтворення механізмів розділення мінеральних частинок.

3.6.3 Механізм ефекту Багнольда на вертикальне розшарування частинок

Для подальшого аналізу домінуючих гідродинамічних механізмів у плівковому потоці було виконано оцінку просторового розподілу числа Багнольда на характерній ділянці каналу при 0,25 обертів спіралі. Отримані результати наведені на рис. 3.13.

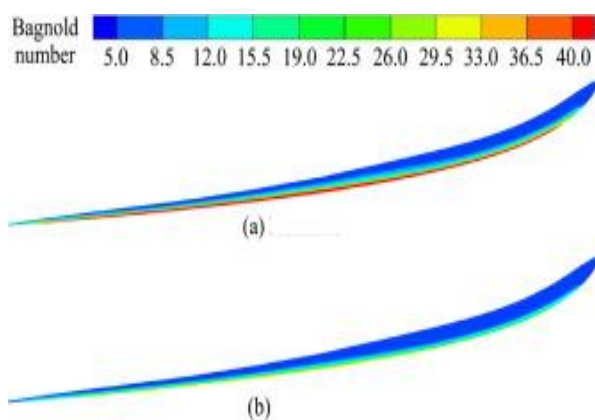


Рис. 3.13. Розподіл числа Багнольда в плівці потоку на 0,25 обертах: а – магнетит; б - кварц

Аналіз розподілу дозволяє ідентифікувати зони переважання інерційно-гравітаційних сил над в'язкісними, а також області, де суттєву роль відіграють ефекти підйомної сили Багнольда та зсувної гідродинаміки. Зокрема, варіації числа Багнольда по товщині плівки відображають перехід від в'язкісно-домінованого режиму біля стінки до інерційно-стратифікованого режиму у приповерхневих шарах потоку.

Таким чином, розподіл числа Багнольда є індикатором локальної інтенсивності процесів гідродинамічної сегрегації та дозволяє кількісно охарактеризувати умови формування вертикальної стратифікації у плівці потоку на ранній стадії її розвитку.

Як показано на рис. 3.13, значення числа Багнольда як для частинок магнетиту, так і для кварцу у верхньому шарі плівки потоку є незначними. Це зумовлено, насамперед, низькою об'ємною концентрацією твердої фази в приповерхневій області та відносно малими градієнтами швидкості зсуву, що знижує інтенсивність інерційно-дисперсійних ефектів.

У напрямку до придонних шарів спостерігається поступове зростання числа Багнольда, що відображає збільшення локальних швидкостей зсуву та концентрації твердих частинок у нижній частині плівкового потоку. Для магнетитових частинок у припридонній зоні значення числа Багнольда перевищує 40 і досягає максимального значення близько 81. Це відповідає переходу від в'язкісно-домінованого до перехідного режиму взаємодії частинок із потоком, де інерційні ефекти та дисипативні сили співіснують і формують складний режим гідродинамічної взаємодії.

Для частинок кварцу значення числа Багнольда в нижньому шарі не перевищує 40, а максимальне становить близько 33, що свідчить про збереження переважно в'язкісного режиму взаємодії. Таким чином, для кварцу інерційні ефекти є менш вираженими, і його поведінка в потоці значною мірою контролюється в'язкісним опором середовища.

Важливо зазначити, що для обох мінералів максимальні значення числа Багнольда суттєво нижчі за критичне значення (~ 450), за якого дисперсійні

інерційні ефекти стають визначальними. Отже, внесок інерційного механізму Багнольда в загальну динаміку системи є обмеженим, що узгоджується з обмеженим розміром частинок (<200 мкм), для яких, згідно з Багнольдом, інерційно-дисперсійні ефекти не є домінуючими.

У ламінарно-турбулізованому плівковому потоці сила Багнольда виконує роль додаткового механізму, що протидіє ефективній силі тяжіння частинок, формуючи умови їх вертикального перерозподілу. При збільшенні глибини занурення домінуючий механізм у вертикальному напрямку поступово переходить від ефектів підйомної (дисперсійної) сили до ефективної гравітаційної седиментації.

Підвищені значення сили Багнольда у придонній області пов'язані зі збільшенням локальних швидкостей зсуву та концентрації твердої фази, що посилює гідродинамічну взаємодію частинок. При цьому відношення сили Багнольда до ефективної сили тяжіння для частинок кварцу є більшим, ніж для магнетиту на всіх характерних глибинах потоку, що вказує на більш виражений опір осіданню легких частинок.

Отже, сила Багнольда відіграє ключову роль на початкових стадіях вертикальної стратифікації, сприяючи прискореному розшаруванню фаз у плівковому потоці. Це підтверджується як чисельними результатами, так і експериментальними спостереженнями: одразу після подачі пульпи система перебуває у змішаному стані, проте в міру розвитку плівкового потоку та формування стабільного поля швидкостей ефекти Багнольда посилюються, що особливо впливає на поведінку кварцових частинок, які мають більшу схильність до підйому у швидкісні шари потоку порівняно з магнетитом.

3.6.4 Вплив моделі підйомної сили Багнольда на подальшу радіальну сегрегацію

Вертикальна стратифікація частинок на початковій стадії розвитку плівкового потоку відіграє визначальну роль у подальшому формуванні радіальної сегрегації у спіральному сепараторі. На рис. 3.14 наведено

порівняльний аналіз розподілу об'ємної частки частинок магнетиту та кварцу по всій поверхні жолоба з урахуванням та без урахування моделі підйомної сили Багнольда.

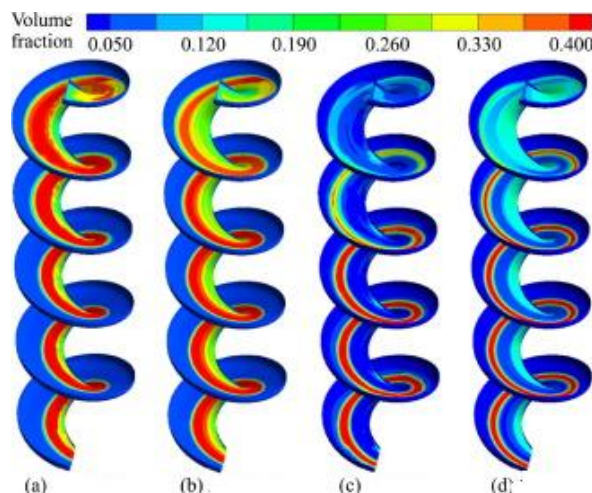


Рис. 3.14 . Розподіл об'ємної частки твердих речовин на поверхні жолоба: а, b – магнетит; с, d – кварц [115].

З аналізу рис. 3.14 встановлено, що на поверхні жолоба формуються виражені смуги концентрації частинок магнетиту та кварцу, інтенсивність і положення яких залежать від кута нахилу спіралі. При цьому зона підвищеної концентрації кварцу в середньому розташовується ближче до зовнішньої стінки жолоба порівняно з магнетитом, що узгоджується з механізмом гідродинамічної та інерційної міграції частинок у відцентровому полі.

У разі неврахування моделі підйомної сили Багнольда спостерігається часткове проникнення смуги осідання кварцу у внутрішню западину (рис. 3.14d), причому зі збільшенням кута западини відбувається її поступове зміщення у напрямку внутрішньої зони потоку. У поєднанні з результатами, наведеними на рис. 3.11d, це свідчить про недостатній рівень вертикальної стратифікації частинок у початковий момент розвитку плівкового потоку.

На початковій стадії розділення частинки кварцу, які потрапляють у придонну область плівки, не зазнають достатнього впливу підйомної сили та залишаються в зоні мінімальних швидкостей. У подальшому вони

транспортуються у напрямку внутрішньої частини жолоба під дією внутрішніх течій та вторинних циркуляцій, що призводить до їх небажаного захоплення у внутрішню зону сепаратора.

На рис. 3.15 наведено результати розподілу частинок магнетиту та кварцу в контрольній області R_1 (див. рис. 3.2) для різних кутів нахилу спіралі. Отримані дані свідчать, що при врахуванні моделі підйомної сили Багнольда у внутрішній зоні спостерігається збільшення концентрації магнетиту та зменшення вмісту кварцу, що є ознакою більш ефективного розділення фаз.

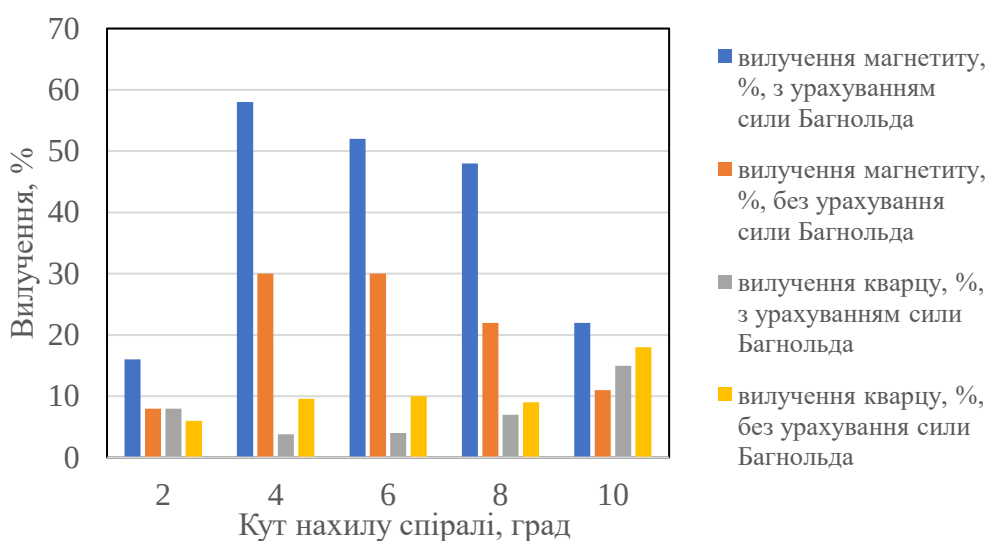


Рис. 3.15. Вилучення кварцу та магнетиту в області R_1 спірального сепаратору (див. рис. 3.2) з різним кутом нахилу спіралі

Покращення показників розділення пояснюється розвитком вертикальної стратифікації та перерозподілом частинок у плівковому потоці під дією вторинних течій. Водночас слід зазначити, що механізм впливу вторинних потоків на радіальну сегрегацію є складним і суттєво залежить від стійкості гідродинамічного поля, що потребує додаткових досліджень.

З метою кількісної оцінки явища сегрегації за густиною було виконано розрахунок ефективності сегрегації частинок магнетитової руди у спіральному сепараторі типу СВШ-1000 та лабораторному сепараторі з використанням

розроблених чисельних моделей, адекватність яких була підтверджена технологічними дослідженнями.

Ефективність сегрегації за густиною визначалась за критеріальним виразом:

$$E_s = \frac{\gamma(\beta-\alpha)}{\alpha(100-\alpha)} = \frac{\varepsilon-\gamma}{100-\alpha} \quad (3.29)$$

де γ – вихід частинок матеріалу, що залишили розрахунковий обсяг, перебуваючи в придонному шарі; β – вміст частинок мінералу певної щільності у матеріалі придонного шару; α – вміст частинок мінералу певної щільності у вихідному живленні; ε – вилучення частинок мінералу певної щільності в придонний шар.

Запропонований показник фактично відповідає критерію Ханкока і характеризує технологічну ефективність гравітаційного розділення. Максимальне значення ефективності відповідає повному концентруванню частинок відповідної густини у придонному шарі.

У подальшому аналізі розглядалася сегрегація магнетиту як цільового компонента. На основі чисельних даних визначено масові потоки частинок магнетиту, що виходять із придонної та поверхневої зон, та розраховано відповідну ефективність сегрегації. На рис. 3.16 і 3.17 наведено розподіл частинок магнетиту за висотою плівкового потоку на виході зі спіральних сепараторів промислового та лабораторного масштабів.

На рис. 3.16 чорними точками позначено експериментальні дані, червоною кривою - теоретичний профіль розподілу, жовтою лінією — межу розділення гідродинамічних шарів. Отримані результати свідчать про загальну узгодженість експериментальних та розрахункових даних, що підтверджує адекватність моделі. Відхилення у крайових зонах пов'язані з розвитком турбулентних пульсацій та крайовими ефектами потоку.

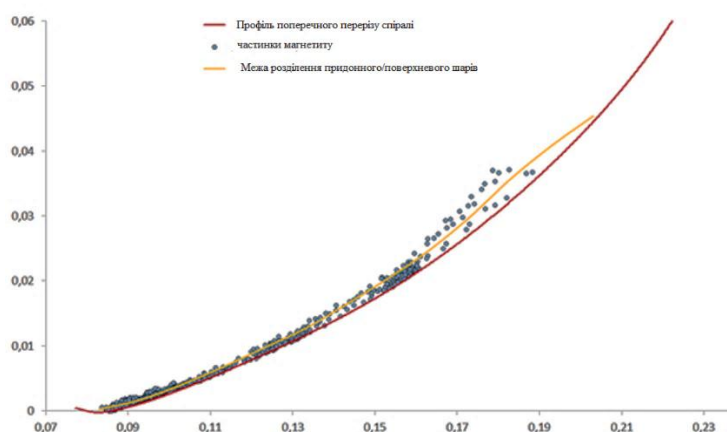


Рис. 3.16. Розподілення частинок магнетиту за висотою водного потоку на виході зі спірального сепаратору типу СВШ -2 -1000

Аналогічні закономірності спостерігаються і для лабораторного сепаратора (рис. 3.17), при цьому нижчі абсолютні значення концентрації зумовлені масштабними та режимними відмінностями процесу (геометрія апарата, кут нахилу спіралі, гідравлічне навантаження).

Таким чином, результати, наведені на рис. 3.16 і 3.17, підтверджують адекватність розробленої моделі незалежно від масштабу апарата. При цьому промисловий сепаратор характеризується вищим рівнем концентрації магнетиту у цільових зонах, що свідчить про більшу інтенсивність процесу розділення, тоді як лабораторна модель забезпечує більш чітку відповідність локальним гідродинамічним закономірностям.

Отримані результати підтверджують доцільність використання чисельного моделювання для прогнозування ефективності процесів розділення з урахуванням масштабного фактора, геометрії спіралі та режимних параметрів.

Для додаткової верифікації моделі досліджено вплив основних технологічних параметрів - масової частки твердого у живленні, продуктивності подачі та витрати води - на ефективність сегрегації [114]. Результати розрахунків наведено в табл. 3.10.

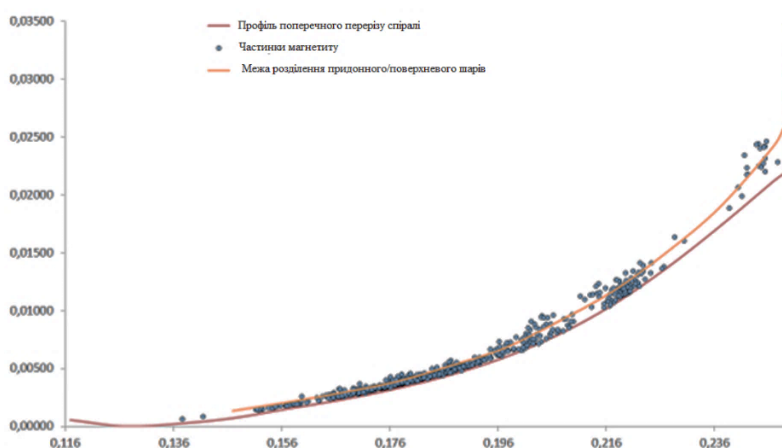


Рис. 3.17. Розподілення частинок магнетиту за висотою водного потоку на виході зі спірального сепаратору лабораторного типу

Таблиця 3.10 - Визначення ефективності сегрегації за щільністю при збагаченні магнетитової руди у спіральних сепараторах

Q, кг/год	W, л/год	T, %	Es	γ, %		β, %		ε, %		α, %
				прид.	пов.	прид.	пов.	прид.	пов.	
Спіральний сепаратор СВШ – 2 -1000										
225	900	20	0,69	58,21	41,79	80,44	9,03	92,54	7,46	50,6
300	900	25	0,76	58,31	41,69	83,28	5,37	95,59	4,41	50,8
386	900	30	0,83	58,35	41,65	86,81	1,55	98,74	1,26	51,3
485	900	35	0,87	57,06	42,94	90,45	1,37	98,87	1,13	52,2
Лабораторний спіральний сепаратор										
225	900	20	0,73	59,86	40,14	80,92	5,38	95,73	4,27	50,6
300	900	25	0,84	54,8	45,2	88,93	4,57	95,93	4,07	50,8
386	900	30	0,91	50,79	49,21	95,97	5,19	95,02	4,98	51,3
485	900	35	0,94	50,95	49,05	98,14	4,48	95,79	4,21	52,2

Примітка: Q – продуктивність за живленням, кг/год; W – витрати води, л/ч; T – масова частка твердого в живленні, %; Es – ефективність сегрегації; γ – вихід мінеральних частинок у придонний (прид.) та поверхневий (пов.) шар відповідно; β – вміст магнетиту в матеріалі придонного и поверхневого шару відповідно; ε – вилучення магнетиту в придонний и поверхневий шар відповідно; α – вміст магнетиту у вихідному живленні.

У ході моделювання змінювалися продуктивність та масова частка твердого, тоді як витрата води залишалась сталою (0,9 м³/год). Встановлено,

що ефективність сегрегації за густиною є вищою для лабораторного сепаратора у всьому діапазоні досліджуваних параметрів.

Залежність ефективності сегрегації від масової частки твердого наведено на рис. 3.18. Як видно, зі збільшенням масової частки твердого від 20 % до 35 % ефективність зростає від 0,69 до 0,87 для сепаратора СВШ – 2 - 1000 та від 0,73 до 0,94 для лабораторного апарата.

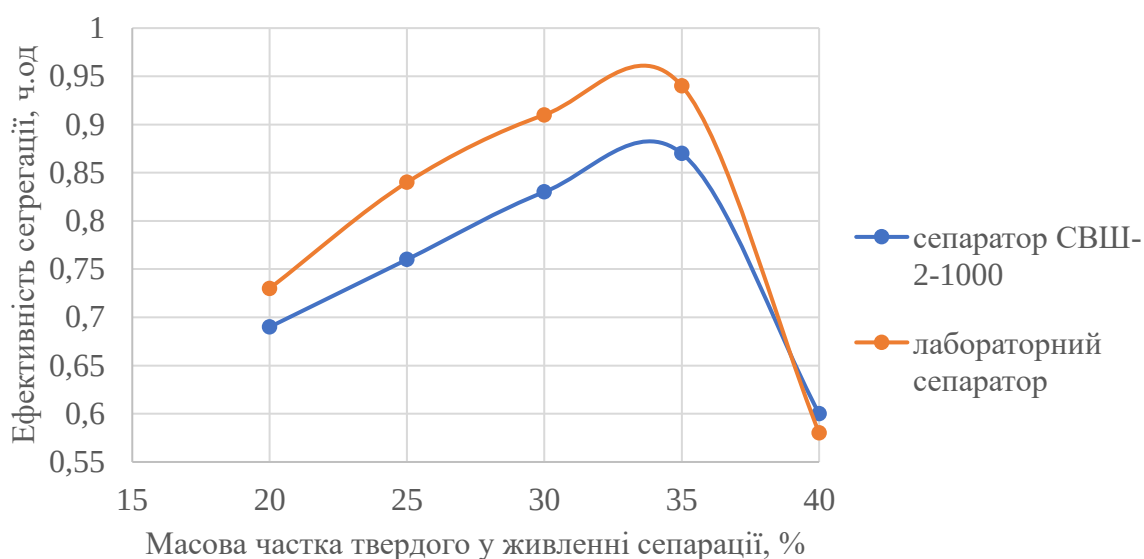


Рис. 3.18 – Вплив масової частки твердого в живленні сепарації на ефективність сегрегації за щільністю у спіральних сепараторах при постійних витратах води

Отримані результати дозволяють зробити висновок, що підвищення масової частки твердого у живленні сприяє інтенсифікації процесів гідродинамічної та гравітаційно-відцентрової сегрегації. Найбільш ефективне розділення досягається за умов оптимальної гідродинамічної структури потоку, що формується у спіральному жолобі з плавним профілем поперечного перерізу.

Висновки до розділу 3

В розділі 3 виконано чисельне моделювання потоку пульпи у спіральних сепараторах щодо поведінки складного багатозфазного потоку, з метою обґрунтування сприятливих умов сегрегації та розділення частинок різної щільності в жолобах спіралі при гравітаційному збагаченні магнетитових руд для прогнозування якості магнетитового концентрату та концентрації твердої речовини за масою.

1. При аналізі математичних моделей встановлено, що порівняно з ейлер-ейлерівським підходом, ейлерова мультифлюїдна модель VOF забезпечує суттєво кращий опис міжфазних границь у системах «повітря – вода» та «повітря–пульпа» в умовах спіральної сепарації, оскільки ефективно запобігає чисельній дифузії між фазами та дозволяє відтворювати чіткі інтерфейси. Отримані результати щодо зміни товщини плівки потоку до та після введення твердої фази, розраховані на основі VOF-моделі, добре узгоджуються з даними літературних джерел, що підтверджує адекватність підходу. Використання VOF - моделі дозволяє подолати обмеження, притаманні підходу Ейлера – Ейлера, зокрема щодо некоректного відтворення верхньої межі вільної поверхні.

2. На прикладі визначення швидкостей вільного та стисненого осадження частинок показано, що методи обчислювальної гідродинаміки (CFD) є ефективним інструментом для моделювання процесів гравітаційного осадження мінеральних частинок у рідинному середовищі та кількісного визначення їх швидкостей. Отримані чисельні результати демонструють задовільну узгодженість з експериментальними даними, що підтверджує адекватність застосованих моделей для опису як вільного, так і стисненого режимів падіння частинок.

3. Запропонована модель підйомної сили Багнольда може бути розглянута як ефективний інструмент для прогнозування процесів сегрегації частинок у спіральному сепараторі. Показано, що у разі її неврахування спостерігається

підвищення об'ємної частки кварцу в придонному шарі та його зміщення у внутрішню частину потоку під дією вторинних течій, що призводить до зниження точності прогнозування якості магнетитового концентрату за вмістом заліза у внутрішньому жолобі. Водночас урахування сили Багнольда забезпечує більш коректне відтворення вертикальної стратифікації між частинками кварцу та магнетиту, що формує сприятливі умови для подальшої радіальної сегрегації та підвищує фізичну обґрунтованість чисельної моделі.

4. Математичний апарат методів обчислювальної гідродинаміки дозволяє змодельовати рух безперервних середовищ, присутніх у робочих обсягах гравітаційного збагачувального обладнання, на основі багатозначних рівнянь збереження маси, імпульсу та k - ϵ моделі турбулентності та описати поведінку мінеральних частинок на основі моделі дискретних елементів.

5. Чисельний спосіб розв'язання диференціальних рівнянь гідродинаміки методом скінченних елементів FEM на основі FreeFEM++ та використання сучасного апаратного та програмного забезпечення дозволяє отримати результати з необхідною точністю.

6. Показано, що створені чисельні моделі процесу розділення магнетитових руд в спіральних сепараторах дозволяють досліджувати закономірності розподілу швидкості рідини на спіральній поверхні апаратів, а також розподілу мінеральних частинок по крупності та щільності в розрахункових обсягах моделей, що узгоджуються з відомими закономірностями даного процесу.

7. На основі чисельного моделювання досліджено процес сегрегації мінеральних частинок за густиною у спіральних сепараторах. Запропоновано аналітичну залежність для кількісної оцінки ефективності сегрегації в потоках малої товщини, що дозволяє враховувати розподіл частинок за щільністю у придонному та поверхневому шарах. Встановлено, що ефективність сегрегації зростає зі збільшенням масової частки твердої фази у вихідному живленні, що обумовлено посиленням гідродинамічної стратифікації та інтенсифікацією процесів вертикального розшарування.

8. Розроблена чисельна модель процесу спіральної сепарації ґрунтується на системі диференціальних рівнянь нерозривності та збереження імпульсу, модифікованих для врахування багатофазності середовища, а також рівнянь транспорту турбулентної кінетичної енергії та її дисипації. Додатково модель включає рівняння балансу сил, що діють на мінеральні частинки, що дозволяє адекватно описувати їх динаміку в неоднорідному гідродинамічному полі.

9. Вперше для прогнозування процесів сегрегації частинок у спіральних сепараторах при збагаченні магнетитових руд розроблено методику чисельного моделювання, що базується на застосуванні апарату обчислювальної гідродинаміки із використанням ейлерової мультифлюїдної VOF - моделі з урахуванням підйомної сили Багнольда. Це дозволило адекватно відтворити гідродинамічні параметри потоку суспензії та встановити вплив геометрії поперечного перерізу спірального жолоба на ефективність процесу. Показано, що зменшення кривизни профілю поперечного перерізу від параболічного до слабо похилого сприяє підвищенню ефективності сегрегації дрібних фракцій мінеральних частинок на 5,48 – 7,45 %.

10. Вперше при гравітаційному збагаченні магнетитових руд у спіральних сепараторах на основі чисельного моделювання потоку твердих частинок встановлено закономірності сегрегації мінеральних частинок за густиною та висотою спірального потоку малої товщини. Отримані результати показали можливість підвищення ефективності сегрегації за рахунок оптимізації гідродинамічних умов процесу. Зокрема, ефективність сегрегації зростає з 0,69 до 0,87 при збільшенні масової частки твердої фази у живленні з 20 % до 35 % для спірального сепаратора з параболічним профілем поперечного перерізу, а також з 0,73 до 0,94 у разі використання сепаратора з профілем поперечного перерізу у вигляді слабо похилої кривої.

РОЗДІЛ 4. РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ГРАВІТАЦІЙНОГО ЗБАГАЧЕННЯ МАГНЕТИТОВИХ РУД НА СПІРАЛЬНИХ СЕПАРАТОРАХ

У результаті проведених досліджень із чисельного моделювання процесу спіральної сепарації магнетитових руд та встановлення впливу в'язкості середовища на процес розділення мінеральних фаз на похилій поверхні показано, що використання спіральних апаратів забезпечує суттєве підвищення якісно-кількісних показників збагачення зазначеної мінеральної сировини. Отримані в ході моделювання результати вимагають подальшого підтвердження в умовах збагачувального виробництва. Тому наступним кроком при переході від моделювання до впровадження на збагачувальній фабриці спіральних сепараторів є проведення промислових випробувань спіральної сепарації, а також розробка технології збагачення мінеральної сировини, що розглядається.

Основною проблемою при застосуванні спіральних сепараторів є вплив мінеральних частинок крупністю менше 0,01 мм на процес розділення пульпи. Для покращення розуміння принципів роботи спіральних сепараторів в практиці їх застосування та в попередніх розділах вивчається рух рідини на поверхні спіралей та жолобів з урахуванням гідродинамічних параметрів [1, 6, 75, 114, 115, 117, 121, 122]. Для доведення теоретичних положень в цьому розділі розглянемо вплив різних параметрів на процес розшарування, способи їх регулювання, які дозволять об'єктивно оцінити можливості використання спіральних сепараторів. При цьому, як показано раніше ефективність процесу збагачення руди значною мірою визначається співвідношенням швидкостей руху у водному потоці легких і важких мінералів, параметрами потоку, характеристикою і властивостями мінеральних зерен, видом і станом робочої поверхні апарату, тобто умовами транспортування мінеральних зерен [1, 6, 75, 114, 115, 123, 124, 126].

Метою цих досліджень є розробка рекомендацій щодо застосування гравітаційної спіральної сепарації в технологічних схемах збагачення магнетитових кварцитів на підставі вивчення основних факторів, що впливають на роботу спірального сепаратора.

4.1 Результати промислових досліджень

План експериментальних робіт передбачав вивчення процесів збагачення магнетитової сировини на спіральних сепараторах. Досліджувався потенціал даного методу для отримання високоякісного концентрату, що характеризується підвищеною концентрацією $Fe_{заг}$ (від 68 %) та мінімальними домішками SiO_2 (до 2,5 %).

Для виконання завдань досліджень були відібрані проби з різних вузлів технологічних схем збагачення руд АТ «ПВДГЗК» ПРАТ «ЦГЗК». А саме:

- піски II стадії класифікації секції №5 РЗФ-1 АТ «ПВДГЗК»;
- подрешітний продукт тонкого грохочення магнетитового концентрату ПРАТ «ЦГЗК»;
- надрешітний продукт тонкого грохочення магнетитового концентрату ПРАТ «ЦГЗК».

Гранулометричний склад проб відібраних продуктів наведено у таблиці 4.1.

Було проведено мінеральний аналіз проб, результати якого свідчать про особливості гранулометричного та мінералогічного складу: Фото мінералів продуктів дослідження наведено на рис. 4.1 -4.4.

Клас крупності +0,056 мм представлений переважно магнетитом (82,3 об.%) та кварцом (11,9 об.%). Додатково зафіксовано наявність рудних мінералів (гематит, пірит, гетит, гідрогетит) у сумі 2,2 об.% та нерудних (кумінгтоніт, рибекіт, кальцит, егірин, біотит) у кількості 3,6 об.%.

Таблиця 4.1 - Гранулометричний склад продуктів, що направляються на дослідження

Найменування продуктів	Клас крупності, мм				
	+0,25	0,25-0,071	0,071-0,056	0,056-0,04	-0,04+0
піски II стадії класифікації	16,79	57,49	9,70	5,07	10,95
Надрешітний продукт тонкого грохоту	0,01	9,66	4,65	4,81	80,87
Підрешітний продукт тонкого грохоту	-	-	5,48	7,28	87,24

Клас крупності $-0,056+0,04$ мм складається на 95,4 об.% з магнетиту та на 2,1 об.% з кварцу. Вміст інших рудних та нерудних мінералів становить відповідно 1,3 і 1,2 об.%.

Клас крупності $-0,032$ мм - спостерігається найвищий рівень концентрації магнетиту, де його об'ємна частка сягає 97,9%. Вміст кварцу в цій фракції є незначним (1,1%), а на супутні рудні та нерудні мінерали припадає 0,6% та 0,4% відповідно.

Щодо розподілу мінералів у продуктах розділення, ситуація наступна:

Надрешітний продукт: характеризується вмістом магнетиту на рівні 92,9%. Вміст кварці в даному продукті досягає 4,1%, водночас на долю інших рудних компонентів та нерудних домішків припадає 1,4% і 1,6% відповідно.

Підрешітний продукт: складається переважно з магнетиту (97,4%). Кількість кварцу в ньому значно нижча — лише 1,0%, а вміст додаткових рудних і нерудних компонентів становить 1,3% та 0,3%. Ступінь розкриття основних компонентів розподілився таким чином: для магнетиту він є найвищим і становить 98,3%, тоді як для кварцу цей показник суттєво нижчий — 27,6%. Для інших рудних та нерудних мінералів ступінь вивільнення складає 31,8% та 24,5% відповідно.

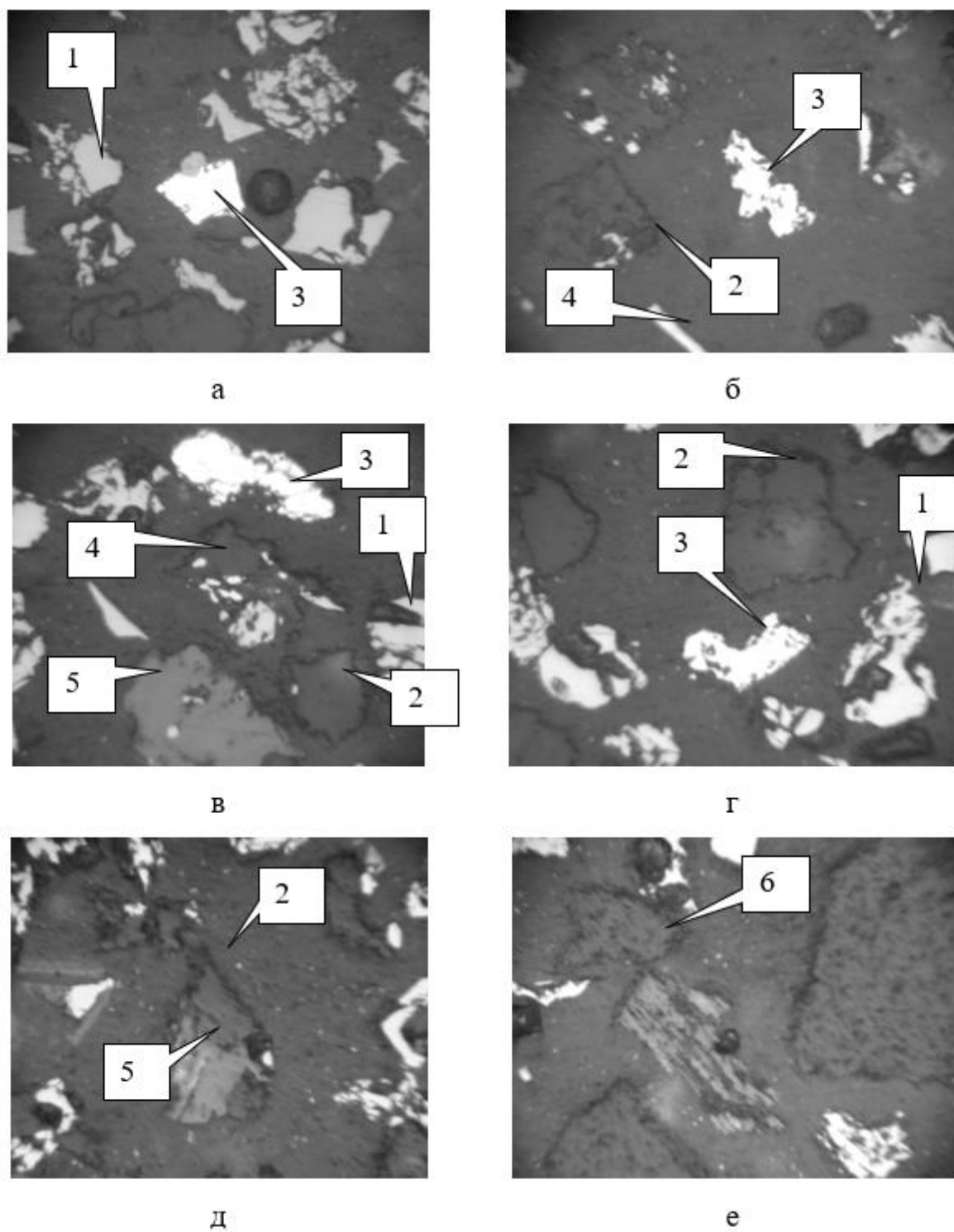


Рисунок 4.1 – Гранулометрична фракція +0,05 мм; прохідне світло; зб. 450X. 1- магнетит; 2 – кварц; 3 – пірит; 4 – гематит; 5 – кальцит; 6- амфібол (кумінгтоніт, рибекіт).

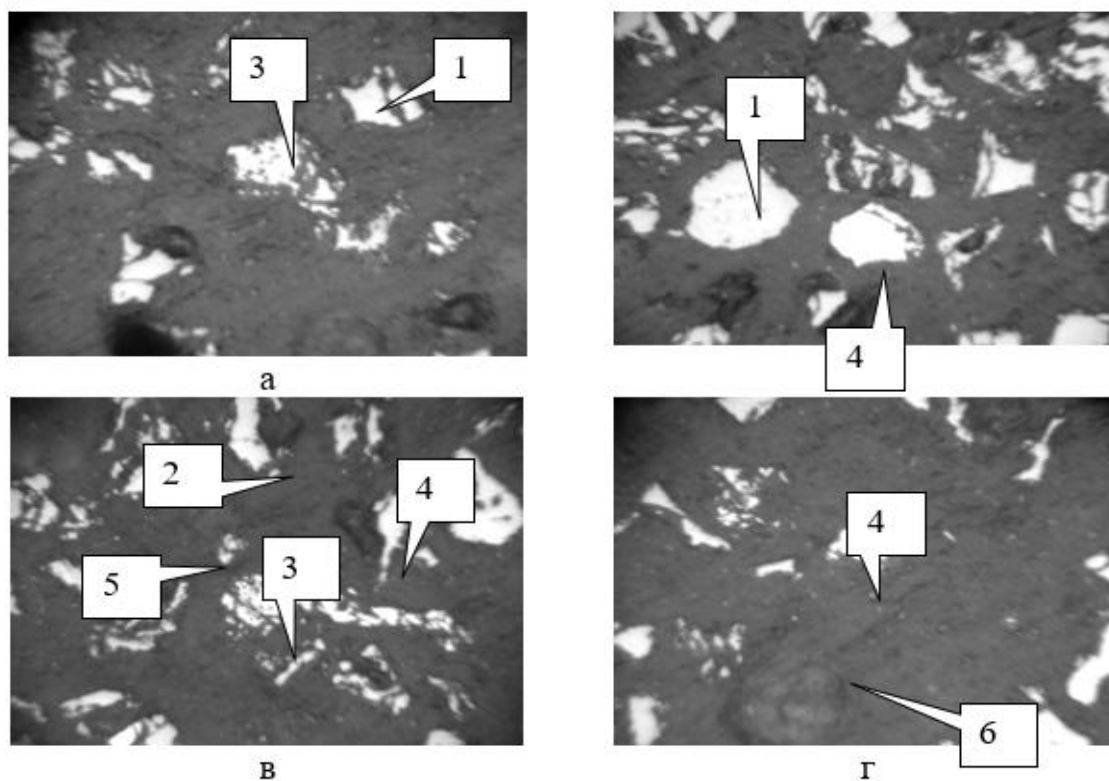


Рисунок 4.2 – Гранулометрична фракція $+0,05+0,04$ мм; відбите світло; зб. 450X. 1- магнетит; 2 – кварц; 3 – пірит; 4 – гематит; 5 – кальцит; 6- амфібол (кумінгтоніт, рибекіт).

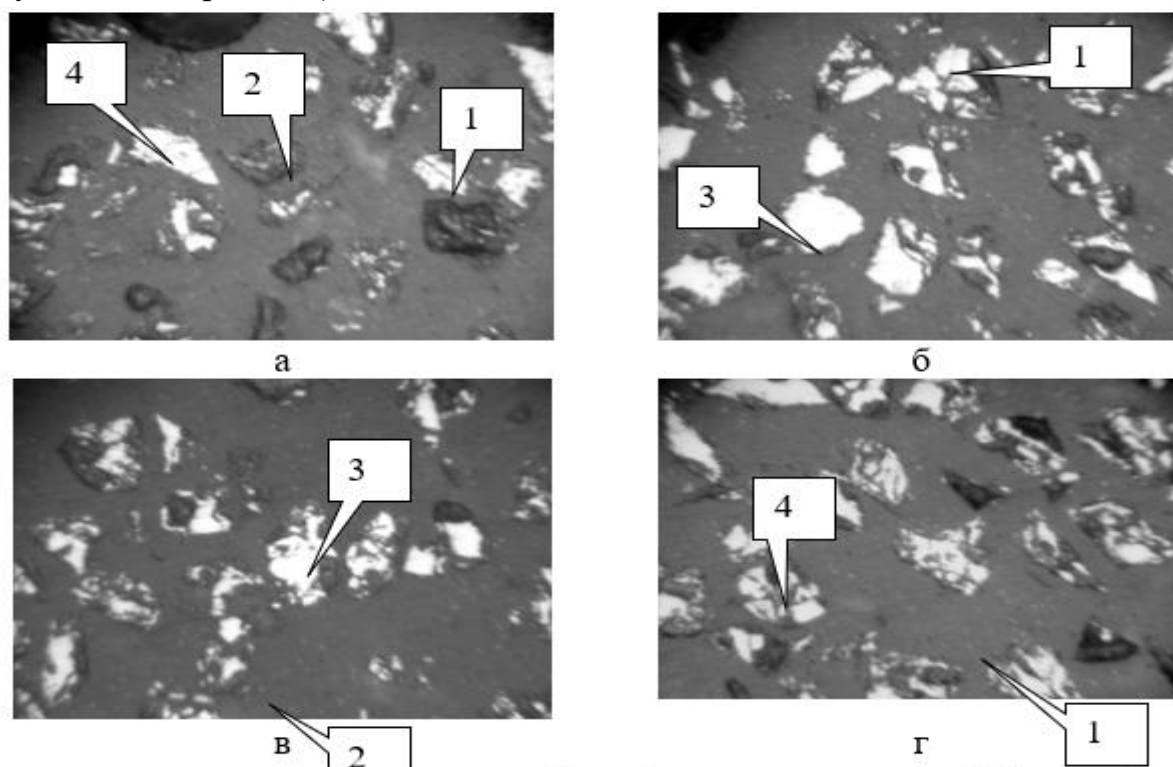


Рисунок 4.3 – Гранулометрична фракція $-0,04+0,032$ мм; відбите світло; зб. 450X. 1- магнетит; 2 – кварц; 3 – пірит; 4 - гематит.

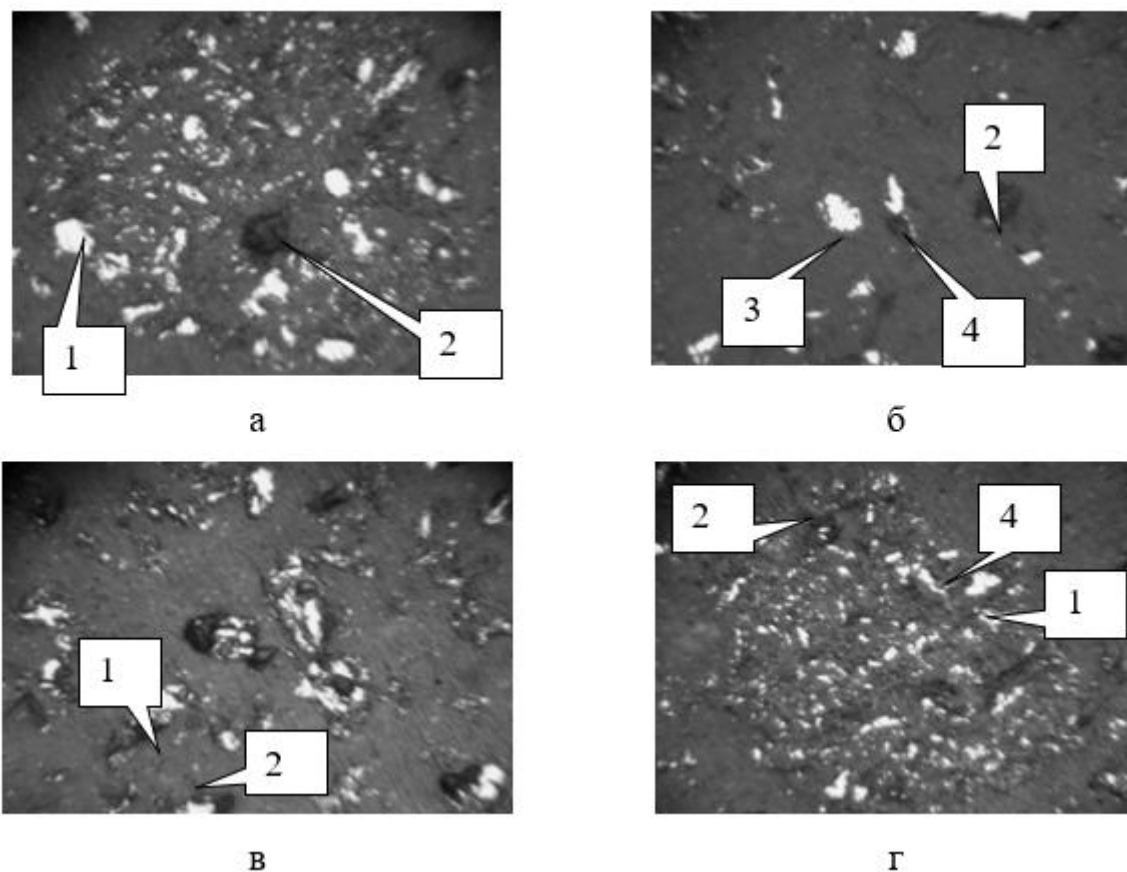


Рисунок 4.4 – Гранулометрична фракція -0,032 мм; відбите світло; зб. 450х. 1- магнетит; 2 –кварц; 3 – пірит; 4 - гематит.

Дослідження показало, що зростки присутні в усіх класах крупності, проте їх характер змінюється залежно від розміру частинок: Для кварцу та інших мінералів спостерігається накопичення «багатих» зростків у дрібніших фракціях.

Для магнетиту зафіксовано зворотну закономірність: їхня частка зменшується зі зменшенням розміру зерен.

Дослідження проводились на спіральних сепараторах СВШ-2-1000 (рис.4.5) в виробничих умовах комбінатів. Сепаратори відрізнялися кутом нахилу спіралей.

Комплекс досліджень та випробувань на спіральному сепараторі при роботі в оптимальному режимі передбачав визначення:

- масової частки $\text{Fe}_{\text{заг}}$ та SiO_2 у продуктах сепарації,

- виходу продуктів сепарації;
- показників продуктивності за твердим та пульпою;
- впливу в'язкості пульпи на показники розділення;
- положення відсікачів в жолобі;
- кута нахилу жолобів;
- коливання властивостей живлення при проведенні сепарації.



Рис 4.5 - Спіральний сепаратор типу СВШ-2-1000 з різним кутом нахилу спіралі

Дослідження проводилися на випробувальному стенді, ключовим вузлом якого був спіральний сепаратор з одним заходом. Робота установки організована за принципом замкнутого циклу: суміш із зумпфа подавалася насосом 1ГР через нагнітальну лінію. Обов'язковим елементом схеми був розмагнічувач, що забезпечував руйнування магнітних флокул перед сепарацією.

Регулювання подачі живлення здійснювалося за допомогою частотного перетворювача. Час для відбору всіх продуктів дорівнював 30 секунд. Розподілення матеріалу при виході з сепараторів надано на рис. 4.6.



Рис. 4.6 Розподілення матеріалу при виході з сепараторів

Результати технологічних показників продуктів розділення на стендовій установці у період визначення ефективного режиму роботи в умовах АТ «ПВДГЗК» секції №5 РЗФ-1 відображено у таблиці 4.2.

Таблиця 4.2- Технологічні показники продуктів розділення

Живлення ГС		Положення відсікача, мм	Концентрат (важкий продукт)		Продукт 2+3		Продуктивність, т/год
Густина пульпи, г/л	Масова частка Fe, %		Вихід, %	Масова частка Fe, %	Вихід, %	Масова частка Fe, %	
1300	55.4	95	12.8	68,4	87,20	53,49	1,39
		140	16.5	66,6	83,5	53,2	1,49
		170	34,8	65,9	65,2	50,1	1,26
		190	41.2	65,5	58,8	50,5	1,29

Результати тестування на спіральному сепараторі показали можливість отримання з пісків II стадії класифікації з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ 55,4% важкої фракції з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ 66,6% при виході (від операції 16,5%) та положенні відсікача 140 мм відповідно. Для отримання концентратів (важкий продукт) з масовою часткою заліза загального більше 68 % положення відсікача повинно бути на рівні 95 мм. При цьому вихід концентрату склав 12,8 %.

Гранулометрична характеристика отриманих концентратів з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ 66,6% і $Fe_{\text{заг}}$ 68,4% надана у табл. 4.3.

Таблиця 4.3- Гранулометричний склад концентратів спірального сепаратора

Продукт	Фракції крупності, мм	-1 +0,5	-0,5 +0,2	-0,2 +0,125	-0,125 +0,071	-0,071 +0,063	-0,063 +0,056	-0,056 +0,04	-0,04 +0
Концентрат Fe _{заг.} - 66,6,%	Вихід, %	0,2	3,8	14,0	26,7	14,0	1,8	32,7	6,8
	Масова частка Fe _{заг.} , %	50,8		63	66,5	67,1	69,1		69,2
Концентрат Fe _{заг.} - 68,4,%	Вихід, %	0,9	2,6	13,3	24,9	15,4	0,3	33,6	9,0
	Масова частка Fe _{заг.} , %	63,0		65,7	67,4	68,8	69,4		68,3

Аналізуючи дані таблиці 4.3, можливо зробити висновок, що у обох концентратах найбільший вихід (32,7- 33,6%) посідає фракція $-0,056$ мм, з високою масовою часткою заліза (69,2%). Друга за виходом фракція $-0,125$ мм (26,7%) має масову частку заліза загального 66,5%. У цілому, для концентратів характерно закономірне збільшення масової частки Fe_{заг} із зменшенням крупності частинок. При цьому основні маси продукту концентруються в діапазоні крупності фракцій від $-0,071$ мм і нижче, що важливо задля оптимізації сепарації.

При умові видалення з продуктів фракцій більше $0,125$ мм якість концентратів за залізом буде вища. Мінералогічний аналіз проб концентратів підтвердив, що магнетит концентрується, переважно, в найбільш дрібнозернистому матеріалі, тобто фракціях фракцій $-0,04+0$ і $-0,063+0,04$ мм і представлений мономінеральними частинками з незначною кількістю зростків. У більш крупнозернистому матеріалі магнетит знаходиться як у вільному вигляді так і має включення в частках кварцового, іноді магнетит-кварцового складу. Кварц перерозподілено у складі матеріалу гранулометричних фракцій зі зворотною закономірністю. Найбільша його кількість у гранулометричних фракціях крупністю більше $0,125$ мм, де утворює зростки з магнетитом, рідше із силікатами, карбонатами. У матеріалі з крупністю частинок менше $0,1$ мм кварц представлений головним чином мономінеральними частинками. У матеріалі дрібнозернистих фракцій зрідка

відзначаються мономінеральні частки гематиту чи його зростки з магнетитом. Силікати та карбонати присутні у незначній кількості.

Результати гранулометричного та мінерального аналізів отриманих концентратів показав, що подальше розділення продуктів на спіральному сепараторі необхідно проводити на вузьких за крупністю фракціях. Тому на наступному етапі проводилися дослідження щодо доцільності гравітаційного збагачення у спіральних сепараторах надрешітного продукту тонкого грохочення магнетитового магнітного промпродукту. Результати випробування наведено у таблиці 4.4.

Таблиця 4.4 - Результати технологічних випробувань надрешітного продукту тонкого грохочення магнетитового магнітного промпродукту в

№ з/п	Найменування фракцій (продуктів)	Масова частка твердого у пульпі, %	Вихід, %	Масова частка Fe _{заг}	Масова частка SiO ₂	Вміст кл.- 0,040 мм
1	важка	56,8	8,1	65,4	6,8	72,3
	середня	41,0	38	45	22,9	66,0
	легка	9,3	53,9	66,9	11,8	80,3
	Вих. продукт	25,00	100	58,46	15,61	74,2
2	важка	57,6	11,2	68,4	5,9	70,6
	середня	46,6	36,1	46,5	25,2	64,7
	легка	8,5	52,7	67,8	11,7	80,5
	Вих. продукт	25,00	100	60,18	15,92	73,7
3	важка	47,0	12,8	68,5	4,4	77,5
	середня	40,4	25	41,9	34,6	50,4
	легка	6,5	62,2	67,9	9	89,8
	Вих. продукт	25,00	100	61,48	14,81	79,8
4	важка	60,5	17,1	63,9	9,4	70,3
	середня	51,6	35,9	47,1	31,1	56,6
	легка	5,05	47	67,5	12,1	83,0
	Вих. продукт	25,00	100	59,56	18,46	71,3
5	важка	63,1	13,8	63,6	9,5	67,5
	середня	39,9	25,4	50,7	23	68,6
	легка	10,5	60,8	66,1	12,1	71,3
	Вих. продукт	25,00	100	61,84	14,51	70,1

Результати досліджень показують, що сепарація надрешітних продуктів з масовою часткою Fe_{заг} 58,46-61,48 % у спіральних сепараторах дозволяє отримати три продукти – «важку», «середню» та «легку» фракцію. При цьому

продукти – «важка» та «легка» фракція є концентратом. Виробництво залізорудного концентрату з вмістом Fezag понад 67% потребує точного регулювання гідродинамічних потоків на поверхні гвинтового жолоба, що здійснювалося шляхом коригування налаштувань відсікача.

Гранулометричний склад отриманих на спіральному сепараторі фракцій спірального сепаратора наведено на рис.4.7.

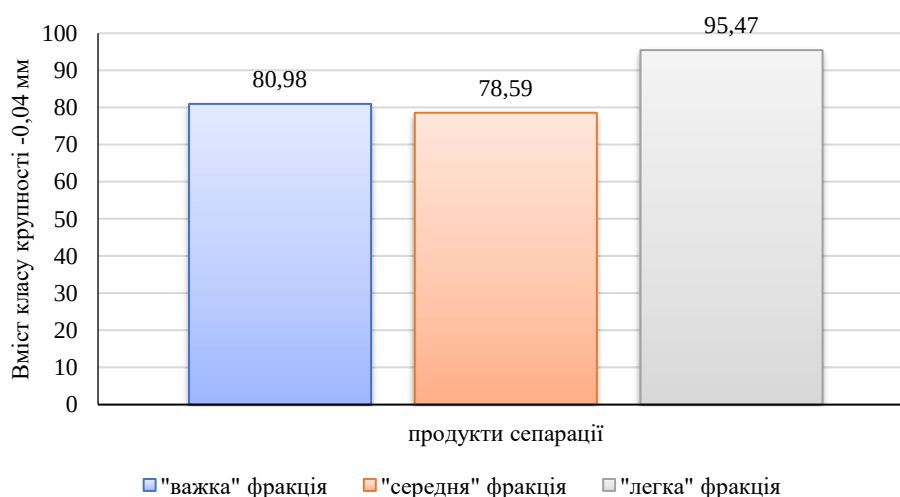


Рис. 4.7 – Розподіл класу -0,04 мм - «важка», «середня», «легка» фракції об'єднаних продуктів спірального сепаратора

Аналіз отриманих даних показує, що «важка» фракція містить 80,98% класу -0,04 мм. Це свідчить про значну тонкість частинок, характерну для важких мінералів, які добре подрібнені та містять рудні компоненти.

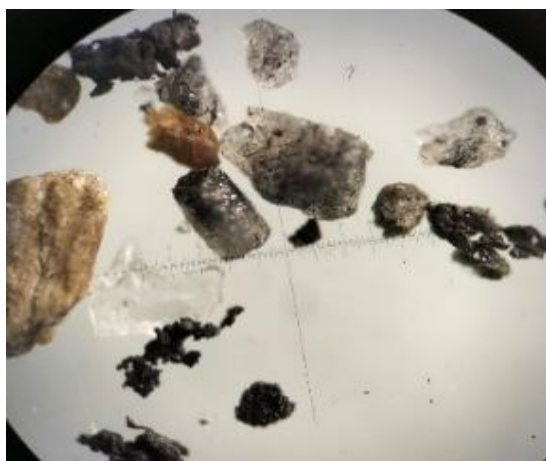
У «середньої» фракції частка класу -0,04 мм становить 78,59%. Це вказує на домінування дрібнодисперсних компонентів. Але рівень концентрації найбільш тонких частинок тут нижчий порівняно із важкою фракцією [118].

Для «легкої» фракції характерно найвищий вміст класу -0,04 мм - 95,47%. Тобто в ній міститься переподрібнений магнетит, який має питому вагу набагато меншу ніж більш крупні частинки і тому концентрується саме в цій фракції.

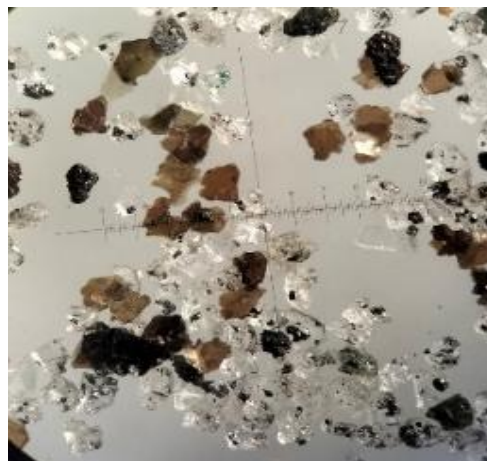
Промпродукт, отриманий у процесі спіральної сепарації, характеризується наявністю магнетиту, гематиту та кварцу у формі багатих зростків, а також пустих зерен (рис. 4.8). З огляду на його значний вихід (40,4–46,6 % від операції), доцільно повертати цей матеріал на стадію до подрібнення в основну схему. Це забезпечить вивільнення корисних мінералів із зростків для їх подальшого вилучення методами магнітної сепарації [118].

Можливість вилучення готового продукту на рівні до 60 % від операційного потоку дозволяє істотно зменшити навантаження на стадію подальшого подрібнення. При цьому обсяг подрібнення є достатнім для ефективного розкриття мінеральних зростків та підвищення якості кінцевого продукту. Отримані результати досліджень дозволяють рекомендувати впровадження спіральних сепараторів у схемах гравітаційного збагачення надрешітного продукту.

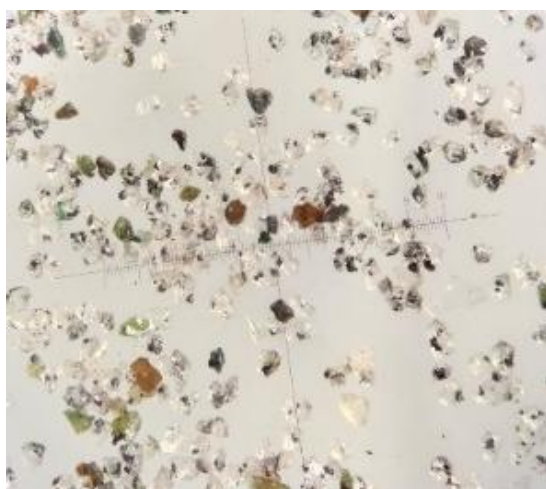
У результаті аналізу експериментальних даних встановлено, що, окрім положення відсікача, на формування гідродинамічної структури потоків у спіральних сепараторах істотний вплив має коефіцієнт в'язкості середовища [75]. У роботі [115] показано, що зменшення в'язкості суспензії призводить до збільшення швидкості потоку пульпи, що, у свою чергу, суттєво впливає на ефективність розділення мінеральних частинок у спіральному апараті. Для підтвердження цього положення було проведено натурні експерименти для надрешітного продукту з масовою часткою твердого 40 % при трьох температурних режимах: 5 °С, 30 °С та 50 °С. Результати досліджень наведено в табл. 4.5. Отримані експериментальні дані (табл. 4.5) підтверджують, що в'язкість пульпи істотно впливає на її гідродинамічні характеристики, зокрема на швидкість течії. Встановлено суттєвий вплив температури на в'язкість суспензії та, відповідно, на показники гравітаційного збагачення магнетитових руд у спіральних сепараторах різної крупності. Аналіз результатів свідчить, що максимальні значення вилучення заліза у концентрат спостерігаються в інтервалі температур 28 – 30 °С, тоді як за температури 5 °С показники вилучення та масової частки заліза є мінімальними.



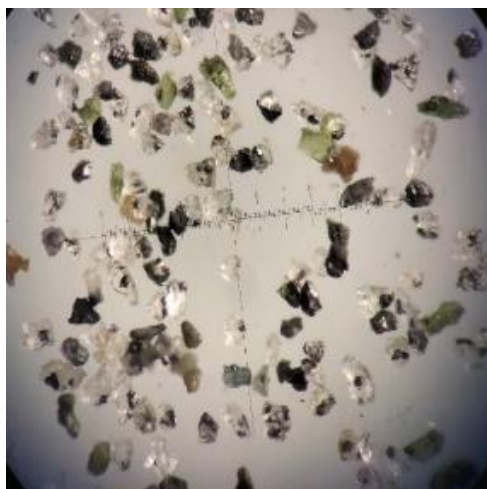
а)



б)



в)



г)



д)



е)

Рис. 4.8 — Важка фракція спірального сепаратору - $0,45+0,25$ (а), $-0,25+0,16$ (б), $-0,16+0,07$ (в), $-0,07+0,056$ (г), $-0,056+0,04$ (д), $-0,04$ (е) мм.

Таблиця 4.5- Технологічні показники гравітаційного збагачення магнетитової пульпи крупністю 80 % класу – 0,033 мм при різних температурах [118].

Температура	Матеріал	Показники розділення, %		
		Вихід	Масова частка Fe	Вилучення Fe
5 °С	Концентрат	61,87	63,48	62,54
	Легка фракція	38,13	61,70	37,46
	Вихідний продукт	100	62,8	100
28–30 °С	Концентрат	68,38	68,03	74,08
	Легка фракція	31,62	51,49	25,92
	Вихідний продукт	100	62,8	100
50 °С	Концентрат	63,00	66,5	66,71
	Легка фракція	37,00	56,50	33,29
	Вихідний продукт	100	62,8	100

З метою отримання магнетитових концентратів із масовою часткою SiO_2 менше 2 % були проведені дослідження процесу розділення підрешітного продукту тонкого грохочення магнітного промпродукту у спіральному сепараторі.

Гранулометричний склад підрешітного продукту, а також розподіл масових часток $Fe_{\text{заг}}$ і SiO_2 за класами крупності з накопиченням наведено в таблиці 4.6.

Мінералогічний аналіз вихідних проб підрешітного продукту показав, що фракція крупністю + 0,05 мм переважно представлена магнетитом (82,3 об. %) і кварцом (11,9 об. %). Серед супутніх мінералів виявлено рудні (гематит, пірит, гетит, гідрогетит - сумарно 2,2 об. %) та нерудні компоненти (кумінгтоніт, рибекіт, кальцит, егірин, біотит - сумарно 3,6 об. %).

Фракція крупністю – 0,05 + 0,04 мм характеризується значним переважанням магнетиту (95,4 об. %) при вмісті кварцу 2,1 об. %. Вміст інших рудних і нерудних мінералів становить відповідно 1,3 і 1,2 об. % [118].

Фракція крупністю – 0,04 + 0,032 мм порівняно з попередньою характеризується ще вищим вмістом магнетиту (96,4 об. %) та зниженим вмістом кварцу (1,8 об. %). Частка інших рудних і нерудних мінералів становить відповідно 1,1 і 0,7 об. % [118].

Таблиця 4.6 - Гранулометричний склад підрешітного продукту, та розподіл масової частки $Fe_{заг}$, SiO_2 за класами крупності

Клас крупності, мм	Вихід, %	Масова частка, %		Вихід по «-» , %	Масова частка з накопиченням по «-» , %	
		$Fe_{заг}$	SiO_2		$Fe_{заг}$	SiO_2
+0,05	5,48	60,97	13,5	100,00	70,77	2,29
-0,05+0,04	7,28	70,83	2,4	94,52	71,34	1,64
-0,04+0,032	13,14	70,80	2,3	87,24	71,39	1,58
-0,032+0	74,1	71,49	1,45	74,10	71,49	1,45
Разом	100	70,77	2,29			

Фракція крупністю – 0,032 мм характеризується найвищим вмістом магнетиту - 97,9 об. %. Вміст кварцу становить 1,1 об. %, тоді як частка інших рудних і нерудних мінералів досягає відповідно 0,6 та 0,4 об. %.

Узагальнений мінералогічний склад проби підрешітного продукту за результатами аналізу становить: магнетит - 96,6 об. %, кварц -1,9 об. %, інші рудні мінерали - 0,8 об. % та нерудні мінерали - 0,7 об. %. Ступінь розкриття мінералів становить: для магнетиту - 97,8 %, для кварцу - 29,5 %, для інших рудних мінералів - 32,5 %, для нерудних - 24,9 % [118].

Встановлено, що зростки присутні в усіх класах крупності. Для кварцу та супутніх рудних і нерудних мінералів спостерігається тенденція до збільшення частки «багатих» зростків у напрямку зменшення крупності, тобто від грубих до дрібних класів. Для магнетиту виявлено протилежну закономірність - зі зменшенням крупності зростає частка «бідних» зростків.

Результати розділення підрешітного продукту на три фракції при різних кутах нахилу спіралі наведено у табл.4.7-4.8.

Результати досліджень на спіральному сепараторі показали можливість зниження масової частки SiO_2 в концентраті з 3,48-3,74 % до 2,29-2,14 % при куті нахилу спіралі 15 та 20 градусів відповідно. Для вивчення можливості отримання концентратів з масовою часткою SiO_2 менше 2 %, важка фракція спірального сепаратору була розсіяна за граничним зерном 0,032 мм.

Продукти розсіву направлялись на хімічний та мінералогічний аналізи. Результати розсіву надано у табл.4.9.

Таблиця 4.7- Результати випробування в умовах ЗФ ПРАТ «ЦГЗК»

Густина , г/л	Живлення сепаратора			Важкий продукт			Середній продукт			Легкий продукт		
	Fe _{заг.}	Fe _{маг.}	SiO ₂	Fe _{заг.}	Fe _{маг.}	SiO ₂	Fe _{заг.}	Fe _{маг.}	SiO ₂	Fe _{заг.}	Fe _{маг.}	SiO ₂
Сепаратор спіральний, кут нахилу 15 ⁰ (плоский) катушка розмагнічування в роботі												
1270	69,5	67,0	3,48	70,67	68,4	2,29	69,3	66,4	3,68	69,2	66,9	3,67
Сепаратор спіральний, кут нахилу 20 ⁰ (плоский) катушка розмагнічування в роботі												
1270	69,4	66,8	3,74	70,77	68,0	2,14	69,2	66,4	3,62	68,81	67,0	
1320	69,1	66,8	4,15	68,75	66,4	4,36	68,6	66,0	4,41	69,36	67,2	3,54

Таблиця 4.8 - Результати збагачення підрешітного продукту тонкого грохочення на спіральному сепараторі

№ з/п	Продукт збагачення	Вихід, %	Масова частка, %		Вилучення, %	
			Fe _{заг}	SiO ₂	Fe _{заг}	SiO ₂
1	Вихідний продукт	100	69,50	3,48	100	100
	Важка фракція	14,66	70,67	2,29	14,91	9,66
	Легка фракція	85,34	69,3	3,68	85,09	90,34
2	Вихідний продукт	100	69,43	3,74	100	100
	Важка фракція	14,67	70,77	2,14	14,95	8,40
	Легка фракція	85,33	69,2	4,01	85,05	91,60

Таблиця 4.9 - Гранулометричний склад важких фракцій розділення підрешітного продукту тонкого грохочення проби 1 на спіральних сепараторах

№ з/п	Клас крупності, мм	Вихід від продукту, %	Масова частка Fe _{заг} , %	Масова частка SiO ₂ , %
1	+0,032	23,64	68,99	4,6
	-0,032+0	76,36	71,19	1,58
	Всього	100	70,67	2,29
2	+0,032	55,4	70,38	2,5
	-0,032+0	44,6	71,27	1,7
	Всього	100	70,77	2,14

Результати мінералогічного аналізу показали, що загалом матеріал концентрату спірального сепаратора характеризується таким об'ємним складом: магнетит - близько 96,0 об. %, кварц - 1,5 об. %, інші рудні мінерали

(гематит, пірит, гетит, гідрогетит) - 1,4 об. %, нерудні мінерали (кальцит, кумінгтоніт, рибекіт, біотит, егірин) - 0,9 об. %.

Фракція крупністю + 0,032 мм містить близько 91 об. % магнетиту у вигляді вільних зерен та близько 3,5 об. % у складі зростків, серед яких кількість бідних зростків приблизно у п'ять разів перевищує кількість багатих. Вміст кварцу становить близько 2 об. %. Серед супутніх рудних мінералів у даному класі присутні гематит, пірит та гідроксиди заліза.

Фракція крупністю – 0,032 мм характеризується вищим ступенем розкриття магнетиту і містить близько 97 об. % магнетиту у вигляді вільних зерен та близько 1,5 об. % у складі зростків, серед яких переважають бідні різновиди. Вміст кварцу становить 0,7 об. %, інших рудних мінералів - 0,8 об. % [120].

Отже, результати досліджень на спіральному сепараторі довели можливість отримання концентратів з масовою часткою SiO_2 менш 2% за умовою розділення важкої фракції за граничним зерном 0,032 мм.

4.2 Розробка технологічних схем збагачення магнетитових кварцитів за допомогою спіральних сепараторів

В результаті проведених досліджень рекомендовано три напрямлення використання спіральної сепарації магнетитових продуктів у технологіях збагачення залізних руд.

Перше, виділення кондиційного магнетитового концентрату з масовою часткою заліза загального понад 68 % безпосередньо після другого стадії подрібнення забезпечує розвантаження млинів на 10–12 %. Такий підхід запобігає надмірному подрібненню мінералу на наступних стадіях технологічного циклу [118].

Друге – отримання товарного магнетитового концентрату з масовою часткою заліза загального більше 67 % з надрешітних продуктів тонкого грохочення магнетитового магнітного промпродукту. В цьому випадку в технологічній схемі передбачено розділення надрешітного продукту за

допомогою спірального сепаратора на три фракції. «Важка» та «легка» фракції є товарним концентратом, а «промпродукт» повертається у основну технологічну схему збагачення магнетитових руд на II стадію подрібнення. При перевірці цієї схеми в промислових умовах з надрешітного продукту з масовою часткою заліза загального 63,45 % отримано товарний концентрат 88,43 % за виходом з масовою часткою заліза загального 67,5 %. Втрати заліза загального з хвостами склали 5,93 %

Третє – отримання магнетитових концентратів з масовою часткою SiO_2 менш 2%. При цьому технологічна схема із застосуванням спірального сепаратору повинна включати такі технологічні операції: класифікацію у гідроциклонах підрешітного продукту та подальшу концентрацію пісків на спіральному сепараторі (рис.4.9, 4.10).

Перевірка такої схеми в промислових умовах показала, що вихідним продуктом для спіральної сепарації є піски гідроциклону з масовою часткою заліза 70,09% та кварцом 2,94%.

Результатом розділення в спіральному сепараторі стало виділення важкої фракції (вихід 12,42 %), яка за своїми характеристиками відповідає високим стандартам якості. Даний концентрат містить 71 % загального залізу при низькому рівні діоксиду кремнію (1,8 %) [118].

Легка фракція після сепарації має масову частку заліза загального, ($\text{Fe}_{\text{заг}}$ - 69,87%), але масова частка SiO_2 становить 3,22 %. Після об'єднання зі зливом гідроциклонів отримали концентрат 87,58 % за виходом з масовою часткою $\text{Fe}_{\text{заг}}$ - 70,14% та SiO_2 2,71 % .

Надані рекомендації узгоджуються з висновками інших дослідників. Так, в роботі Richards [116]. наводяться дані, що при збагачення різних типів руди на матеріалі розміром менше 0,1 мм ефективно гравітаційне розділення мінералів в спіральних сепараторах, при умові що вхідні продукти розділені на «вузькі» за розміром фракції.

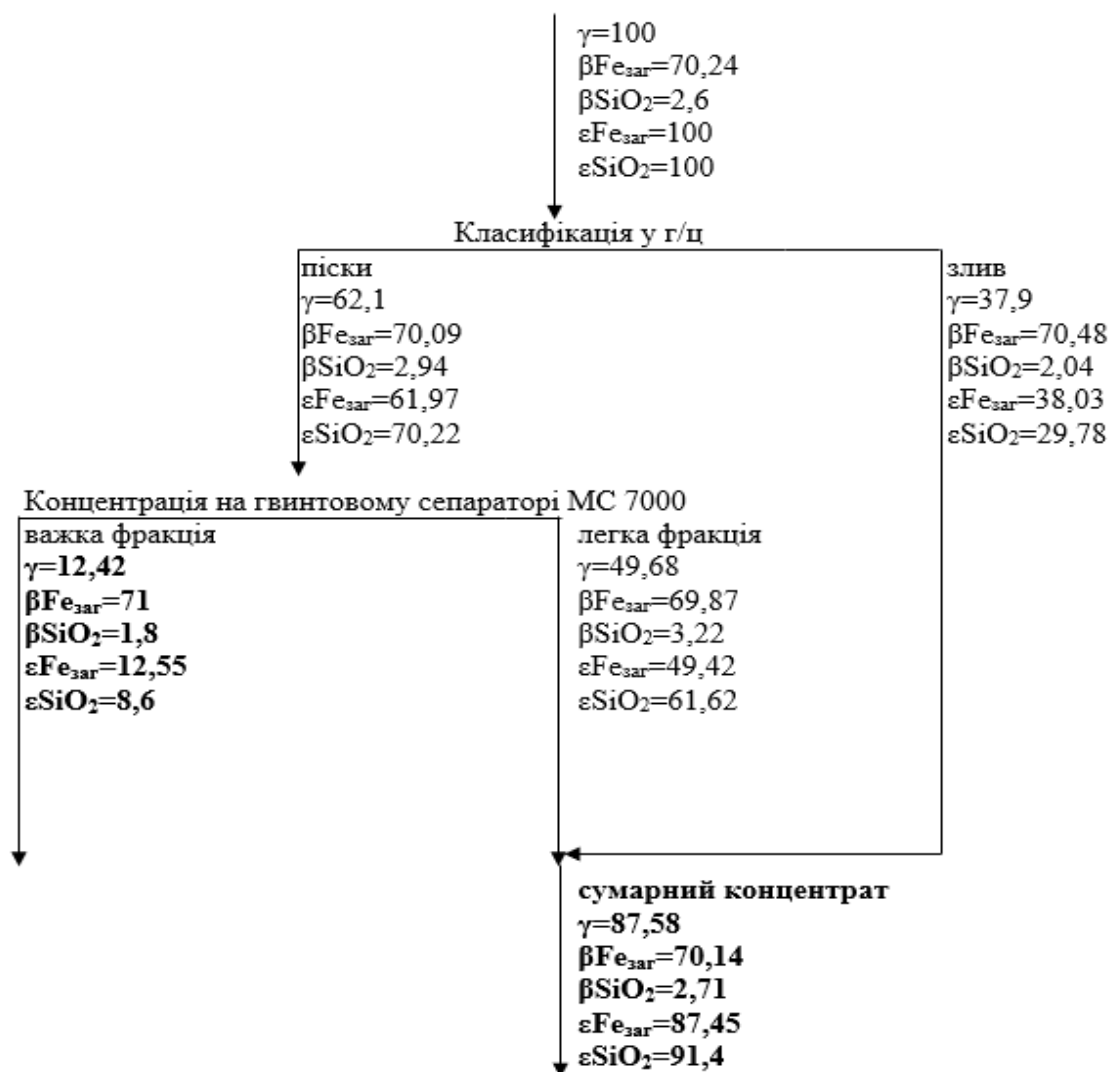


Рисунок 4.9 – Пропозиції щодо удосконалення технологічної схеми збагачення підрешітного продукту тонкого грохочення з метою отримання товарного продукту для порошкової металургії (масова частка SiO₂ 1,8%)

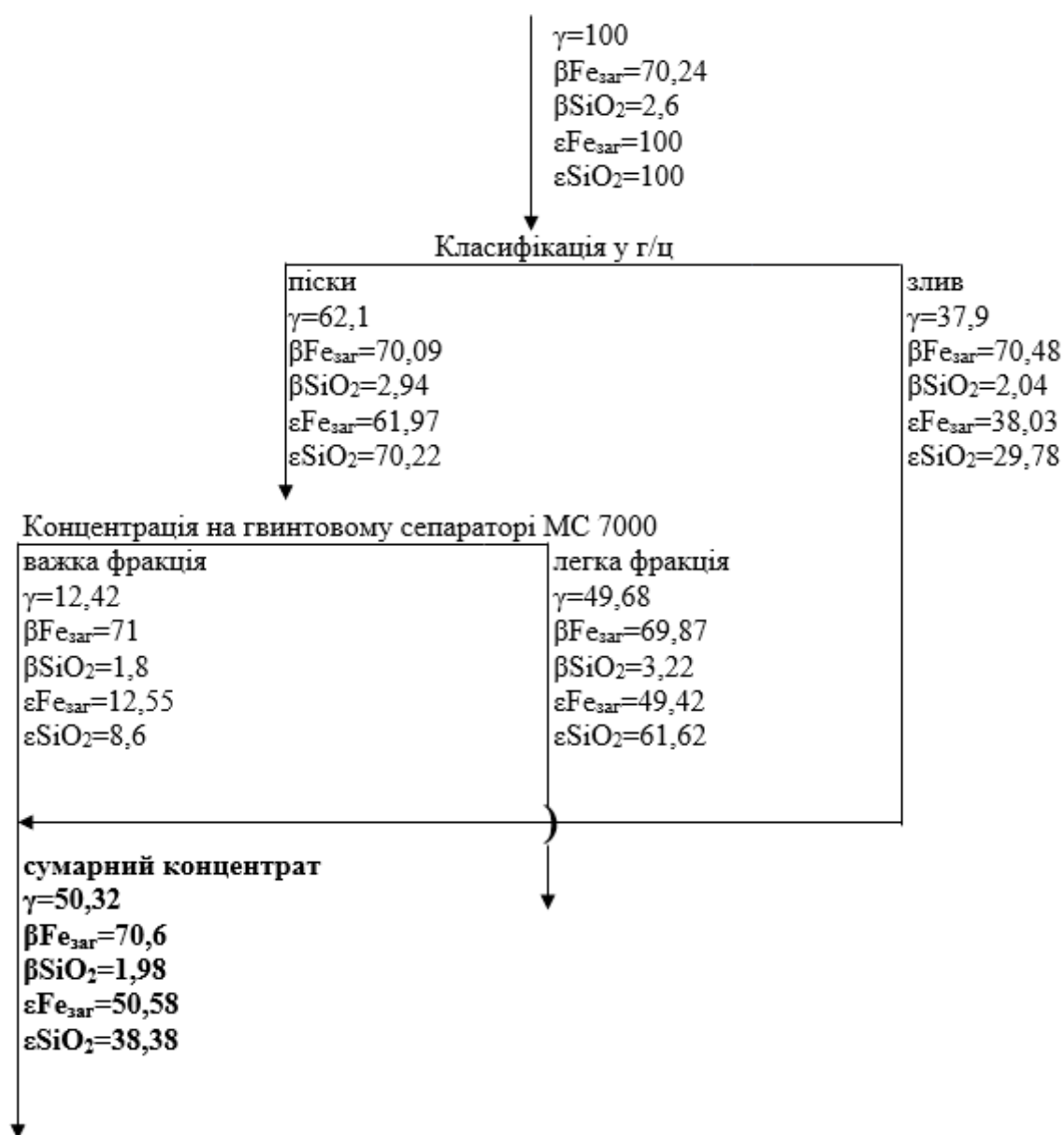


Рисунок 4.10 - Пропозиції щодо удосконалення технологічної схеми збагачення підрешітного продукту тонкого грохочення з метою отримання товарного продукту з масовою часткою SiO_2 менше ніж 2%

В роботі [125] наголошується про особливість формування потоків у спіральному сепараторі. Нашими дослідженнями це положення підтверджено і доведено, що положення відсікача для формування концентратного потоку повинно бути на рівні 95 мм.

В роботі [120] наводяться дані, що отримані на двох фабриках з переробки залізної руди, показують, що криві вилучення мінералів носіїв заліза, кремнезему та глинозему в спіралях основної, переочисної та контрольної сепарації є подібними та демонструють систематичне зниження вилучення крупних частинок. Результати аналізу цих даних також показують подібність у розподілі розмірів носіїв заліза, кремнезему та глинозему в сировині спірального контуру концентраторів і незвичайну форму кривих вилучення цих мінералів за крупністю на різних спіралях. Це узгоджується з розробленими рекомендаціями стосовно видалення легкої фракції в спіральному сепараторі як концентрату.

Отже, проведені дослідження підтверджують ефективність використання спірального гравітаційного сепаратора для збагачення магнетитових руд, а подальші роботи можуть бути зосереджені на більш детальному аналізі впливу параметрів спіральних сепараторів на якість кінцевого продукту.

4.3 Визначення річного економічного ефекту

Річний економічний ефект від впровадження нових технологічних процесів для першого варіанта, за якого технологічна схема передбачає збагачення підрешітного продукту тонкого грохочення методом магнітної сепарації з подальшою класифікацією у гідроциклоні, визначається за формулою:

$$E_p = (C_2 - Z_2)Q_{k2} - (C_1 - Z_1)Q_{k1} \quad (4.1)$$

де C_1 – ціна однієї тони концентрату за експлуатаційним варіантом.

C_2 – собівартість однієї тони концентрату за проектним варіантом.

C_1 – собівартість однієї тони концентрату за експлуатаційним варіантом.

C_2 – собівартість однієї тони концентрату за проектним варіантом.

$Q_{к1}$, $Q_{к2}$ – виробництво концентрату за базовим та проектуємим варіантами, тис т/рік

$$E_p = ((107-60)*294928 + (98-59)*2079694) - (97-58)*2374623 = 1164525 \$ = 88643860 \text{ грн. (за курсом НБУ).}$$

За другим варіантом, при при якому технологічна схема передбачає об'єднанні важкої фракції та зливу гідроциклону, розраховується за формулою:

$$E_p = ((102-60)*1194910 + (97-59)*1179712) - (97-58)*2374622 = 2404979 \$ = 90355061 \text{ грн. (за курсом НБУ).}$$

Об'єм капітальних інвестицій (табл. 4.10) визначено з урахуванням потреби в додатковому обладнанні. Проект передбачає закупівлю 12 одиниць гідроциклонів (із 50-відсотковим резервом), 24 гвинтових сепараторів (запас — 20%) та 2 насосних агрегатів (резерв складає 100%). Відповідно до прайс-листів, вартість одного гідроциклону становить 1 502 800 грн, сепаратора — 1 878 500 грн, а одиниці насосного обладнання — 375 700 грн.

Таблиця 4.10 – Додаткові капітальні витрати

Найменування обладнання	Кількість з урахуванням резерву, шт	Ціна за шт., грн.	Разом, грн.
Гідроциклон	12	1502800	17941596
Гвинтовий сепаратор	24	1878500	45263282,66
Насос	2	375700	751400
Разом витрат на додаткове обладнання			63956279

Загальні капіталовкладення з урахуванням резерву обладнання становлять $K_{\text{заг}} = 63\,956\,279$ грн. Річний економічний ефект від впровадження нових технологічних процесів становить $88\,643\,860$ грн/рік (у межах мінімального оцінюваного ефекту), або $7\,386\,988$ грн/місяць E_m .

Період окупності нового обладнання визначається за формулою:

$$P_o = K_{\text{заг}} / E_m \quad (4.2)$$

де P_o - період окупності нового обладнання; $K_{\text{заг}}$ - загальні капіталовкладення; E_m - місячний економічний ефект від застосування нових технологічних процесів.

Період окупності нового обладнання з урахуванням застосування запропонованих нових технологічних процесів складає близько 9 місяців.

$$P_o = 63956279 / 7386988 = 8,7 \text{ (міс)}$$

Отже, встановлено, що річний економічний ефект від впровадження нової технології за умови попередньої класифікації підрешетного продукту в гідроциклоні та виділення продукту для порошкової металургії (вихід 12,42 %; масова частка $Fe_{\text{заг}}$ - 71 %; SiO_2 - 1,8 %) та супутнього концентрату (вихід 87,58 %; масова частка $Fe_{\text{заг}}$ - 70,14 %, SiO_2 - 2,71 %) становить $88\,643\,860$ грн.

У другому варіанті, при поєднанні важкої фракції зі зливом гідроциклону для вилучення концентрату вищого сорту (масова частка $Fe_{\text{заг}}$ - 70,6 %, SiO_2 - 1,98%) з виходом 50,32 % та першого сорту (масова частка $Fe_{\text{заг}}$ - 69,87 %, SiO_2 - 3,22%) з виходом 49,68 % прогнозований ефект зростає до $90\,355\,061$ грн.

Висновки до розділу 4

При проведенні промислових випробувань підтверджена можливість впровадження спіральної гравітаційної сепарації при переробці пісків II стадії класифікації з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ - 55,4 %. Встановлено, що при фіксації

відсікача на позначці 95 мм отримано вихід кондиційного концентрату на рівні 12,8 % із масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ понад 68 %.

Встановлено, що розділення продуктів на спіральному сепараторі необхідно проводити на вузьких за крупністю фракціях.

У результаті сепарації надрешітних продуктів з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ 58,46-61,48 % у спіральних сепараторах в промислових умовах отримано три продукти – важку, середню та легку фракцію. При цьому продукти - важка та легка фракція є концентратом з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ більше 67 %. Для легкої фракції встановлено найвищий вміст переподрібненого магнетиту.

Експериментально підтверджено, що з підрешітного продукту тонкого грохочення магнетитового магнітного промпродукту можна виділяти високосортні концентрати з масовою часткою SiO_2 нижче 2%.

У результаті проведених експериментальних досліджень встановлено, що в'язкість пульпи та її температура суттєво впливають на ефективність процесу збагачення магнетитової рудної пульпи у спіральному гравітаційному сепараторі. Показано, що при зниженні температури пульпи з 28–30 °C до 5 °C в'язкість пульпи крупністю 80 % класу –0,033 мм зростає більш ніж у 1,9 рази. Це, у свою чергу, призводить до погіршення технологічних показників процесу: масова частка загального заліза у концентраті знижується з 68,03 % до 63,48 %, а вилучення загального заліза у концентрат — на 11,54 % (з 74,08 % до 62,54 %).

Практичне значення результатів досліджень полягає у тому, що використання спірального гравітаційного сепаратора при збагачення магнетитових руд дозволяє знизити навантаження на подрібнення на 10-12 % та отримати концентрати з масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ більше 67 % та SiO_2 менш 2%..

В перспективі необхідно виконати роботи з моделювання та оптимізації процесу вилучення дрібних фракцій у спіральних потоках малої товщини, що дозволить знизити втрати корисного компоненту з відходами та підвищити якість магнетитових концентратів, а саме знизити в них масову частку SiO_2 .

На підставі перевірки розробленої моделі можливо розробити схему спірального гравітаційного концентрування залізної руди.

Розраховано річний економічний ефект від впровадження нової технології для двох варіантів схеми. Схеми відрізняються вузлом об'єднання різних концентратів. За першим варіантом передбачено об'єднання легкої фракції спіральної сепарації та зливу гідроциклону. Річний економічний ефект від застосування нових технологічних процесів в цьому випадку 88643860 грн. За другим варіантом (рекомендованим) передбачено об'єднання важкої фракції спіральної сепарації та зливу гідроциклону з отриманням концентрату вищого сорту (50,32% за виходом) у якому масова частка Feзаг становить 70,6 % , масова частка SiO_2 - 1,98%, та отриманням концентрату першого сорту (49,68% за виходом) з масовою часткою заліза загального 69,87 %, SiO_2 3,22 %. Річний економічний ефект від застосування нових технологічних процесів буде складати 90355061 грн.

ВИСНОВОК

Дисертація є закінченою науково-дослідною роботою, у якій розв'язано актуальне науково-практичне завдання, що полягає у обґрунтуванні та розробці технологічних рекомендацій щодо впровадження у гірничо-збагачувальне виробництво технології гравітаційного збагачення магнетитових кварцитів у спіральних сепараторах на підставі залежностей ефективної в'язкості магнетитової суспензії від крупності частинок та температури пульпи, як двофазної суміші мінеральних частинок та рідини з різною щільністю та закономірностей сегрегації та руху частинок у спіральному сепараторі за рахунок чисельного моделювання гідродинаміки процесу.

У результаті аналізу виконаних досліджень та синтезу результатів зроблено такі висновки.

1. На підставі виконаного аналізу показано, що сучасний стан залізорудної промисловості характеризується зниженням якості вихідної сировини та підвищенням вимог до отримуваних концентратів, що зумовлює необхідність розробки нових технологій збагачення, орієнтованих на ефективне використання бідних і тонковкраплених руд. Гравітаційні методи збагачення, зокрема спіральна сепарація, мають значний потенціал у переробці магнетитових руд завдяки можливості селективного поділу мінеральних частинок за густиною та розміром у тонкошарових потоках пульп. Дослідження закономірностей формування реологічних властивостей магнетитових суспензій та умов сегрегації мінеральних частинок у спіральних сепараторах є ключовим науковим завданням, вирішення якого забезпечує створення нових теоретичних підходів до оптимізації гравітаційних процесів.

2. На підставі системного аналізу існуючих моделей реології дисперсних систем, що встановлюють зв'язок між структурою та в'язкістю дисперсних систем та комплексного дослідження реологічних характеристик магнетитових суспензій встановлено, що теоретичною основою реологічних рівнянь є мікрореологічні моделі, які пов'язують реологічні властивості з характером руху

частинок у в'язкому середовищі, силами взаємодії та гідродинамічними ефектами.

3. Встановлено, що ефективність спіральної гравітаційної сепарації магнетитових пульп, як двофазних систем «тверде–рідина», визначається ефективною та кінематичною в'язкістю суспензії, які залежать від полімодального гранулометричного складу, форми частинок і температури пульпи; при цьому зменшення ефективної в'язкості та підтримання оптимального температурного режиму (28–30 °C) забезпечує підвищення селективності розділення магнетиту і кварцу на 5–10 % та максимальне вилучення заліза у концентрат на рівні 74,08–82,08 % при масовій частці $Fe_{\text{заг}}$ 68,05–69,03 %.

4. Розроблено методику визначення ефективної динамічної в'язкості магнетитових пульп, як двофазної дисперсної системи, яка враховує вплив полімодального гранулометричного складу, морфологію частинок та стисненість рідини у міжчастковому просторі, що забезпечує адекватне відображення реологічних властивостей суспензії і дає можливість встановити обернено пропорційну залежність збільшення в'язкості у діапазоні концентрацій твердого від 10 до 70 % від зменшенням об'ємної концентрації класу -0,1 мм від 100 до 20 % та пояснює значні відмінності експериментальних даних.

5. Встановлено залежність між температурою пульпи та якістю продуктів збагачення: зниження температури до 5 °C майже удвічі збільшує в'язкість і знижує вилучення та якість концентрату, що обґрунтовує необхідність контролю температурних режимів у промислових умовах.

6. Вперше для прогнозування сегрегації частинок у спіральних сепараторах при збагаченні магнетитових руд розроблено методику моделювання спіральної сепарації, яка ґрунтується на застосуванні математичного апарата методів чисельної гідродинаміки за рахунок застосування ейлерової мультифлюїдної моделі VOF з урахуванням підйомної сили Бегнольда, що дозволила визначити гідродинамічні параметри потоку суспензії, а саме зменшення кривизни профілю поперечного перерізу спірального жолоба з параболічною геометрією

поперечного перерізу до слабо похилого, сприяє збільшенню ефективності сегрегації дрібних фракцій мінеральних частинок на 5,48-7,45%.

7. Розроблено чисельна модель спіральної сепарації базується на системі рівнянь нерозривності та збереження імпульсу, модифікованих з урахуванням багатофазності потоку, генерації та дисипації турбулентної енергії, а також рівнянь балансу сил, що діють на мінеральні частинки.

8. Вперше при гравітаційному збагаченні магнетитових руд в спіральних сепараторах на підставі чисельного моделювання потоку твердих частинок встановлені закономірності сегрегації мінеральних частинок за густиною та висотою спірального потоку малої товщини, що дозволило підвищити ефективність процесу сегрегації мінеральних частинок з 0,69 до 0,87 при збільшенні масової частки твердого в живленні з 20 % до 35 % при використанні спірального сепаратору з параболічною геометрією поперечного перерізу і з 0,73 до 0,94 у разі використання сепаратору з профілем поперечного перерізу у вигляді кривої слабо похилої

9. Встановлено, що зменшення кривизни поперечного профілю жолоба до слабо похилого сприяє зниженню втрат цінного мінералу. Зокрема, у промисловому сепараторі СВШ-2-1000 з параболічним профілем втрати становили 12,5 %, тоді як у лабораторному апараті зі слабо похилим профілем вони не перевищили 3 %.

10. Підтверджено адекватність розроблених математичних моделей результатами експериментальних досліджень. Проведене зіставлення результатів чисельного моделювання методом обчислювальної гідродинаміки (CFD) з даними лабораторних експериментів засвідчило їх високу узгодженість: відносна похибка між розрахунковими та експериментальними значеннями не перевищує 3,6 %, що є істотно нижчим за загальноприйнятий для інженерних досліджень рівень похибки (5–10 %). Це свідчить про коректність прийнятих припущень, обґрунтованість використаних чисельних методів та можливість практичного застосування запропонованих моделей.

11. Розроблено нові технологічні схеми гравітаційного збагачення магнетитової тонкоподрібненої суспензії, що забезпечують отримання двох товарних концентратів із масовою часткою $Fe_{\text{заг}}$ 69,9–70,6 % та $SiO_2 \leq 3,2$ за $SiO_2 < 2$ %.

12. Річний економічний ефект від упровадження нової технології, що передбачає об'єднання важкої фракції та зливу гідроциклону з формуванням двох товарних концентратів. Перший (50,32 % за виходом) містить $Fe_{\text{заг}}$ - 70,6 % та SiO_2 - 1,98 %, другий (49,68 % за виходом) – $Fe_{\text{заг}}$ - 69,87 % та SiO_2 - 3,22 %. Загальний економічний ефект становить 90,36 млн грн на рік.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Олійник Т. А., Румницький Д. О., Скляр Л. В. Сегрегація частинок при гравітаційній сепарації мінеральних агрегатів у водному середовищі. *Вісник Криворізького національного університету*. 2023. Вип. 56. С. 47–54. URL: <https://doi.org/10.31721/2306-5451-2023-1-56-47-54> (дата звернення: 23.03.2026).
2. Смірнов В. О., Білецький В. С. Гравітаційні процеси збагачення корисних копалин. Донецьк : Східний видавничий дім, 2005. 224 с. URL: <https://core.ac.uk/download/pdf/161786795.pdf> (дата звернення: 23.03.2026).
3. Romeijn T., Behrens M., Paul G., Wei D. Experimental analysis of water and slurry flows in gravity-driven helical mineral separators. *Powder Technology*. 2022. Vol. 405. Art. 117538. URL: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2022.117538> (дата звернення: 23.03.2026).
4. Пілов П. І. Гравітаційні методи збагачення корисних копалин : підручник. Дніпро : Пороги, 2021. URL: <http://surl.li/pjnoc> (дата звернення: 23.03.2026).
5. Burt R. The role of gravity concentration in modern processing plants. *Minerals Engineering*. 1999. Vol. 12, no. 11. P. 1291–1300. URL: [https://doi.org/10.1016/S0892-6875\(99\)00117-X](https://doi.org/10.1016/S0892-6875(99)00117-X) (дата звернення: 23.03.2026).
6. Oliinyk T., Rumnytskyi D., Skliar L. Practice of using spiral separators in magnetite ore dressing. *Geo-Technical Mechanics*. 2025. Issue 172. P. 130–142. DOI: <https://doi.org/10.15407/geotm2025.172.130>.
7. Richards R. G., MacHunter D. M., Gates P. J., Palmer M. K. Gravity separation of ultra-fine (–0.1 mm) minerals using spiral separators. *Minerals Engineering*. 2000. Vol. 13, no. 1. P. 65–77. URL: [https://doi.org/10.1016/S0892-6875\(99\)00150-8](https://doi.org/10.1016/S0892-6875(99)00150-8) (дата звернення: 23.03.2026).
8. Brown C. J., Holtham P. N., Napier-Munn T. J. Particle motion in a spiral concentrator. *Minerals Engineering*. 2020. Vol. 143. Art. no. 106003. URL: <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2019.106003> (дата звернення: 23.03.2026).

9. Technical Report on the Bloom Lake Mine Re-Start Feasibility Study. 2017. URL: http://www.championiron.com/wp-content/uploads/2014/04/2017_03-QIO-Feasibility-Study-Final.pdf (дата звернення: 23.03.2026).
10. Technical report re-scoped preliminary economic assessment of the Kamistiatusset (Kami) iron ore property, Labrador. 2017. URL: https://www.miningdataonline.com/reports/Kami_PEA_03142017.pdf (дата звернення: 23.03.2026).
11. Report on the 2010 exploration program Julianne Lake iron deposit, Western Labrador, Newfoundland & Labrador. 2010. URL: <https://www.gov.nl.ca/iet/files/mines-julienne-julienne-lake-tech-report.pdf> (дата звернення: 23.03.2026).
12. Tano K., Oberg E., Samskog P. O., Monredon T., Broussaud A. Comparison of control strategies for a hematite processing plant. *Powder Technology*. 1999. No. 105. P. 443–450.
13. Dahe X. SLON magnetic separator applied to upgrading the iron concentrate. *Physical Separation in Science and Engineering*. 2003. Vol. 12, no. 2. P. 63–69.
14. Техніка і технологія збагачення корисних копалин : навч. посіб. / В. Г. Кравець, В. С. Білецький, В. О. Смирнов ; КПП ім. Ігоря Сікорського. Київ : КПП ім. Ігоря Сікорського, 2019. 286 с. URL: <https://www.researchgate.net/publication/338535986> (дата звернення: 23.03.2026).
15. Oliinyk T., Rumnitsky D., Skliar L. Determination of the influence of pulp viscosity on the enrichment process of magnetite suspensions in screw separators. *Technology audit and production reserves*. 2025. Vol. 1/3 (81). P. 6–18. DOI: <https://doi.org/10.15587/2706-5448.2025.323268>.
16. Bates L. User Guide to Segregation. United Kingdom : British Materials Handling Board, 1997. 134 p.
17. Bridgwater J., Cooke M. H. A. M., Scott. Interparticle Percolation: Equipment Development and mean Percolation Velocities. *Trans. I Chem. E*. 1978. P. 157–167.
18. Williams J. C. The Segregation of Particulate Materials. *Powder Technology*. 1976. Vol. 15. P. 245.

19. Enstad G. G. Segregation of Powders and its Minimization. *The 2-nd Israel Conference for Conveying and Handling of Particulate Solid : proceedings*. Jerusalem, 1997. P. 11–52.
20. Tang P., Puri V. M. Methods for minimizing segregation: a review. *Particulate Science and Technology*. 2004. Vol. 22, no. 4. P. 321–337.
21. Shinohara K., Enstad G. G. Some Segregation Mechanisms and their Prevention. *Proc. Int. Symp. Reliable flow of Particulate Solids*. Oslo, 1993. P. 819.
22. Shinohara K., Miyata S. Mechanism of Density Segregation of Particles in Filling Vessels. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 1984. Vol. 23, no. 3. P. 423.
23. Khakhar D. V., McCarthy J. J., Ottino J. M. Radial Segregation of Granular Mixtures in Rotating Cylinders. *Phys. Fluids*. 1997. Vol. 9. P. 3600.
24. Gray J., Chugunov V. A. Particle-size Segregation and Diffusive Remixing in Shallow Granular Avalanches. *Journal of Fluid Mechanics*. 2006. Vol. 569. P. 365–398.
25. Hill, K. M. Granular Temperature and Segregation in Dense Sheared Particulate Mixtures / K. M. Hill, Y. Fan // *Kona*. – 2016. – V. 33. – P. 150 – 168.
26. Gray J., Thornton A. R. Theory for Particle Size Segregation in Shallow Granular Free-surface Flows. *Proceedings of the Royal Society of London A*. 2005. Vol. 461(2057). P. 1447–1473.
27. Tripathi A., Khakhar D. V. Density Difference-driven Segregation in a Dense Granular Flow. *J. Fluid Mech.* 2013. Vol. 717. P. 643–669.
28. Fan Y., Schlick C. P., Umbanhowar P. B., Ottino J. M., Lueptow R. M. Modelling Size Segregation of Granular Materials: the Roles of Segregation, Advection and Diffusion. *J. Fluid Mech.* 2014. Vol. 741. P. 252–279.
29. Tunuguntla D. R., Bokhove O., Thornton A. R. A Mixture Theory for Size and Density Segregation in Shallow Granular Free-surface Flows. *Journal of Fluid Mechanics*. 2014. Vol. 749. P. 99–112.
30. Dolgunin V. N., Kudy A. N., Ukolov A. A., Tuev M. A. Rapid Granular Flows on a Vibrated Rough Chute: Behavior Patterns and Interaction Effects of Particles. *Chemical Engineering Research and Design*. 2017. Vol. 122. P. 22–32.

31. Dolgunin V. N., Kudy A. N., Ukolov A. A. Development of the Model of Segregation of Particles Undergoing Granular Flow Down on Inclined Chute. *Powder Technology*. 1998. Vol. 56. P. 211–218.
32. Dolgunin V. N., Kudy A. N., Ukolov A. A. Segregation Kinetics of Particles with Different Roughness and Elasticity under a Rapid Gravity Flow of a Granular Medium. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 2009. Vol. 43(2). P. 187–196.
33. Fan Y., Hill K. M. Shear-induced Segregation of Particles by Material Density. *Phys. Rev. E*. 2015. 022211.
34. Hill K. M., Tan D. S. Segregation in Dense Sheared Flows: Gravity, Temperature Gradients, and Stress Partitioning. *J. Fluid Mech.* 2014. Vol. 756. P. 54–88.
35. Fletcher D. F., Doroodchi E., Galvin K. P. The influence of inclined plates on expansion behaviour of solid suspensions in a liquid fluidised bed — a computational fluid dynamics study. *Powder Technology*. 2005. Vol. 156, issue 1. P. 1–7.
36. Raziye S., Ataallah S. G. CFD simulation of an industrial hydrocyclone with Eulerian–Eulerian approach: A case study. *International Journal of Mining Science and Technology*. 2014. Vol. 24, issue 5. P. 643–648.
37. Narashima M., Brennan M., Holtham P. N. A review of CFD modelling for performance predictions of hydrocyclone. *Engineering Applications of Computational Fluid Mechanics*. 2007. Vol. 1, no. 2. P. 109–125.
38. Simulating the Performance of Solid Cyclone Separator : website. URL: <http://www.ansys.com/Products/Simulation+Technology/Fluid+Dynamics/CFD+Technology+Leadership/Technology+Tips/Simulating+Solid+Separator+Cyclone> (дата звернення: 23.03.2026).
39. Vogel C. R., Peuker U. A. Numerical simulation of the separation of fine particles in a spiral concentrator. *Minerals Engineering*. 2011. Vol. 24, no. 13. P. 1450–1458. URL: <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2011.07.004> (дата звернення: 24.03.2026).

40. Kianinia Y., Khalesi M. R., Abdollahy M. Numerical simulation of slurry flow in a spiral concentrator. *International Journal of Mining Science and Technology*. 2015. Vol. 25, no. 4. P. 651–658. URL: <https://doi.org/10.1016/j.ijmst.2015.05.021> (дата звернення: 24.03.2026).
41. Mishra B. K., Tripathy A. A preliminary study of particle separation in spiral concentrators using DEM. *International Journal of Mineral Processing*. 2010. Vol. 94. P. 192–195.
42. Solnordal C. B., Hughes T., Gray S., Schwarz M. P. CFD modelling of a novel gravity separation device. *Seventh International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries CSIRO*. Melbourne, Australia. 2009. P. 1–6.
43. Xia Y., Peng F. F., Wolfe E. CFD simulation of fine coal segregation and stratification in jigs. *International Journal of Mineral Processing*. 2007. Vol. 82. P. 164–176.
44. Xia Y., Peng F. F. Effect of structured plates on fine coal gravity separation in a liquid fluidized bed system. *Engineering Applications of Computational Fluid Mechanics*. 2007. Vol. 1 (3). P. 164–180.
45. Russel W. B. Review of the Role of Colloidal Forces in the Rheology of Suspensions. *Journal of Rheology*. 1980. Vol. 24 (3). P. 287–317. DOI: <https://doi.org/10.1122/1.549564>.
46. Krieger I. M. Rheology of monodisperse latices. *Advances in Colloid and Interface Science*. 1972. Vol. 3 (2). P. 111–136. DOI: [https://doi.org/10.1016/0001-8686\(72\)80001-0](https://doi.org/10.1016/0001-8686(72)80001-0).
47. Hoffman R. L. Discontinuous and dilatant viscosity behavior in concentrated suspensions. II. Theory and experimental tests. *Journal of Colloid and Interface Science*. 1974. Vol. 46 (3). P. 491–506. DOI: [https://doi.org/10.1016/0021-9797\(74\)90059-9](https://doi.org/10.1016/0021-9797(74)90059-9).
48. Buscall R. An effective hard-sphere model of the non-Newtonian viscosity of stable colloidal dispersions. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*. 1994. Vol. 83 (1). P. 33–42. DOI: [https://doi.org/10.1016/0927-7757\(93\)02652-u](https://doi.org/10.1016/0927-7757(93)02652-u).

49. Krieger I. M. Rheology of polymer colloids. *Polymer colloids* / ed. by R. Buscall, T. Corner, J. Stageman. London ; New York, 1985. Vol. 6. P. 219.
50. Quemada D. Rheology of concentrated disperse systems III. General features of the proposed non-newtonian model. *Rheologica Acta*. 1978. Vol. 17 (6). P. 643–653. DOI: <https://doi.org/10.1007/bf01522037>.
51. Chou K., Lee L. Effect of Dispersants on the Rheological Properties and Slip Casting of Concentrated Alumina Slurry. *Journal of the American Ceramic Society*. 1989. Vol. 72 (9). P. 1622–1627. DOI: <https://doi.org/10.1111/j.1151-2916.1989.tb06293.x>.
52. Craban S., Parzonka W., Havlik V. Non-Newtonian behavior of kaolin suspensions. *Progress and Trends in Rheology II*. New York : Springer-Verlag, 1988. P. 325–328. DOI: https://doi.org/10.1007/978-3-642-49337-9_111.
53. Wildemuth C. R., Williams M. C. Viscosity of suspensions modeled with a shear-dependent maximum packing fraction. *Rheologica Acta*. 1984. Vol. 23 (6). P. 627–635. DOI: <https://doi.org/10.1007/bf01438803>.
54. Doraiswamy D., Mujumdar A. N., Tsao I. [et al.]. The Cox-Merz rule extended: A rheological model for concentrated suspensions and other materials with a yield stress. *Journal of Rheology*. 1991. Vol. 35 (4). P. 647–685. DOI: <https://doi.org/10.1122/1.550184>.
55. Пілов П. І. Гравітаційна сепарація корисних копалин. Дніпропетровськ : Національний гірничий університет, 2003. 123 с.
56. Barnes H. A. A Handbook of Elementary Rheology. Aberystwyth : University of Wales, Institute of Non-Newtonian Fluid Mechanics, 2000. 200 p.
57. Hunter R. J. Foundations of Colloid Science. Vol. 2. Oxford : Oxford University Press, 1995. 922 p.
58. Крих Г. Б. Особливості застосування реологічних моделей неньютонівських рідин. *Вісник Національного університету «Львівська політехніка»*. Теплоенергетика. Інженерія довкілля. Автоматизація. 2007. № 581. С. 71–82. URL: https://vlp.com.ua/files/11_46.pdf (дата звернення: 23.03.2026).

59. Стенцель Й. І., Салдан Ю. Р., Павлов С. В., Кожем'яко В. П. Реологічні моделі молекул води та її сполук. *Оптико-електронні інформаційно-енергетичні технології*. 2013. Вип. 19 (1). С. 202–212. URL: <https://oeipt.vntu.edu.ua/index.php/oeipt/article/view/161> (дата звернення: 23.03.2026).

60. Barnes H. A., Walters K. The yield stress myth? *Rheologica Acta*. 1985. Vol. 24 (4). P. 323–326. DOI: <https://doi.org/10.1007/bf01333960>.

61. Barnes H. A. The Yield Stress Myth? Revisited. *Theoretical and Applied Rheology*. 1992. P. 576–578. DOI: <https://doi.org/10.1016/b978-0-444-89007-8.50248-3>.

62. Tadros Th. F. Introduction. *Solid. Liquid dispersions* / ed. by Th. F. Tadros. London : Academic Press, 1987.

63. Goodwin J. W. The rheology of colloidal dispersions. *Solid. Liquid dispersions* / ed. by Th. F. Tadros. London : Academic Press, 1987. 199 p.

64. Tadros Th. F. Control of the properties of suspensions. *Colloids and Surfaces*. 1986. Vol. 18 (2-4). P. 137–173. DOI: [https://doi.org/10.1016/0166-6622\(86\)80311-0](https://doi.org/10.1016/0166-6622(86)80311-0).

65. Goodwin J. W. Some Uses of Rheology. *Coll. Sci. in Coll. Dispers.* Royal Society of Chemistry, 1982. P. 165.

66. Smith T. L., Bruce C. A. Intrinsic viscosities and other rheological properties of flocculated suspensions of nonmagnetic and magnetic ferric oxides. *Journal of Colloid and Interface Science*. 1979. Vol. 72 (1). P. 13–26. DOI: [https://doi.org/10.1016/0021-9797\(79\)90176-0](https://doi.org/10.1016/0021-9797(79)90176-0).

67. Han C. D. Multiphase Flow in Polymer Processing. *Rheology*. 1980. P. 121–128. DOI: https://doi.org/10.1007/978-1-4684-3746-1_19.

68. Marrucci G., Denn M. M. On the viscosity of a concentrated suspension of solid spheres. *Rheologica Acta*. 1985. Vol. 24 (3). P. 317–320. DOI: <https://doi.org/10.1007/bf01332611>.

69. Жданов В. Г., Старков В. М. Визначення ефективної в'язкості концентрованих суспензій. *Колоїдний журнал*. 1998. Т. 60, № 6. С. 771–774.

70. Кузьмичев В. Є. Закони і формули фізики. Київ : Наукова думка, 1989. 864 с. URL: <https://www.at.alleng.org/d/phys/phys614.htm> (дата звернення: 23.03.2026).

71. Бетчелор Д. Вплив броунівського руху на середню напругу в суспензії сферських частинок. *Механіка. Нове у зарубіжній науці. Гідродинамічна взаємодія частинок у суспензіях*. 1980. Вип. 22. С. 124–153.

72. Кондратьєв А. С., Наумова Є. А. Швидкість стислого осадження бімодальної суміші сферичних частинок в ньютонівській рідині. *Теорет. основ. хім. технол.* 2006. Т. 40, № 4. С. 417–423.

73. Яцков М. В., Буленкова Н. М., Мисіна О. І. Фізична і колоїдна хімія. Рівне: НУВГП, 2016. 164 с.

74. Gadala-Maria F., Acrivos A. Shear-Induced Structure in a Concentrated Suspension of Solid Spheres. *Journal of Rheology*. 1980. Vol. 24 (6). P. 799–814. DOI: <https://doi.org/10.1122/1.549584>.

75. Румницький Д.О. Олійник Т.А., Скляр Л.В. (2025) Influence of operating parameters on the distribution of mineral. *Матеріали І Всеукраїнської студентської науково-практичної WEB конференції "Технології гірництва –виклики, перспективи, інновації"* Кривий Ріг: КНУ. – 2025 <https://drive.google.com/file/d/1zl0olt3fxe9vpnnng28kixb88ev40gcax/view>

76. Oliinyk T., Sklyar L., Kushniruk N. [et al.]. Assessment of the Efficiency of Hematite Quartzite Enrichment Technologies. *Inżynieria Mineralna*. 2023. Vol. 1 (1). P. 33–44. DOI: <https://doi.org/10.29227/im-2023-01-04>.

77. Gillespie T. **The elastic viscosity of concentrated disperse systems**, *J. Colloid Sci* 1960. Vol. 15. P. 219-222.

78. Tanaka H., White J. A study of the swelling of planar and axial jets of molten polymers. *J. Non-Newtonian Fluid Mech.* 1980. Vol. 7. P. 333-343.

79. Van de Ven T. G. M., Hunter R. J. The energy dissipation in sheared coagulated sols. *Rheol. Acta*. 1977. Vol. 16. P. 534.

80. Hunter R. J. The flow behavior of coagulated colloidal dispersions. *Advances in Colloid and Interface Science*. 1982. Vol. 17. P. 197-211. URL: [https://doi.org/110.1016/0001-8686\(82\)80019-5](https://doi.org/110.1016/0001-8686(82)80019-5)
81. Claudio L. A., Berli J., de Vicente A. A Structural Viscosity Model for Magnetorheology. *Applied Physics Letters*. 2012. Vol. 101 (2). Art. 021903. DOI: 10.1063/1.4734504.
82. Guazzelli É., Pouliquen O. Rheology of dense granular suspensions. *Journal of Fluid Mechanics*. 2018. Vol. 852. P. 1–45. URL: <https://doi.org/10.1017/jfm.2018.548> (дата звернення: 23.03.2026).
83. Kramer A. M., Loffler M. Hydrodynamics of monodisperse and polydisperse particle systems in confined flows. *International Journal of Multiphase Flow*. 2016. Vol. 82. P. 114–125. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2016.03.004>.
84. CRC Handbook of Chemistry and Physics / ed. by J. Rumble. 102nd ed. Boca Raton : CRC Press, 2021. 1612 p.
85. Holtham P. N. Primary and secondary fluid velocities on spiral separators. *Miner. Eng.* 1992. Vol. 5 (1). P. 79–91.
86. Matthews B. W., Fletcher C. A. J., Partridge A. C. Computational simulation of fluid and dilute particulate flows on spiral concentrators. *Appl. Math. Model.* 1998. Vol. 22 (12). P. 965–979.
87. Lee S., Stokes Y., Bertozzi A. L. Behavior of a particle-laden flow in a spiral channel. *Phys. Fluids*. 2014. Vol. 26 (4). Art. 043302.
88. Boucher D., Deng Z. T., Leadbeater T. [et al.]. Observation of iron ore beneficiation within a spiral concentrator by positron emission particle tracking. *Chem. Eng. Sci.* 2016. Vol. 140. P. 217–232.
89. Wang J., Andrews J. R. G. Numerical simulations of liquid flow on spiral concentrators. *Miner. Eng.* 1994. Vol. 7 (11). P. 1363–1385.
90. Doheim M. A., Abdel Gawad A. F., Mahran G. M. A. [et al.]. Computational prediction of water-flow characteristics in spiral separators: Part I. Flow depth and turbulence intensity. *J. Eng. Sci.* 2008. Vol. 36 (4). P. 935–950.

91. Doheim M. A., Abdel Gawad A. F., Mahran G. M. A. [et al.]. Computational prediction of water-flow characteristics in spiral separators: Part II. The primary and secondary flows. *J. Eng. Sci.* 2008. Vol. 36 (4). P. 951–961.
92. Ye G., Ma L., Alberini F. [et al.]. Numerical studies of the effects of design parameters on flow fields in spiral concentrators. *Int. J. Coal Prep. Util.* 2022. Vol. 42 (1). P. 67–81.
93. Lucay F. A., Sales-Cruz M., Gálvez E. D. [et al.]. A strategy for simulating the performance of a spiral concentrator. *Minerals*. 2019. Vol. 9, no. 10. Art. 627. URL: <https://doi.org/10.3390/min9100627> (дата звернення: 23.03.2026).
94. Dong K. J., Kuang S. B., Yu A. B. Numerical simulation of the gas–solid–liquid flow in a spiral separator. *Minerals Engineering*. 2017. Vol. 111. P. 116–134. URL: <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2017.06.012> (дата звернення: 24.03.2026).
95. Doheim M. A., Abdel Gawad A. F., Mahran G. M. A. [et al.]. Numerical simulation of particulate-flow in spiral separators. Part I. Low solids concentration (0.3% & 3% solids). *Appl. Math. Model.* 2013. Vol. 37 (1–2). P. 198–215.
96. Mahran G. M. A., Doheim M. A., Abu-Ali M. H., Abdel A. F. CFD simulation of particulate flow in a spiral concentrator. *Mater. Test*. 2015. Vol. 57 (9). P. 811–816.
97. Kwon J., Kim H., Lee S., Cho H. Simulation of particle-laden flow in a Humphrey spiral concentrator using dust-liquid smoothed particle hydrodynamics. *Adv. Powder Technol.* 2017. Vol. 28 (10). P. 2694–2705.
98. Černe G., Petelin S., Tiselj I. Coupling of the interface tracking and the two-fluid models for the simulation of incompressible two-phase flow. *J. Comput. Phys.* 2001. Vol. 171 (2). P. 776–804.
99. Parsi M., Agrawal M., Srinivasan V. [et al.]. Assessment of a hybrid CFD model for simulation of complex vertical upward gas-liquid churn flow. *Chem. Eng. Res. Des.* 2016. Vol. 105. P. 71–84.
100. Shonibare O. Y., Wardle K. E. Numerical investigation of vertical plunging jet using a hybrid multifluid-VOF multiphase CFD solver. *Int. J. Chem. Eng.* 2015. Vol. 2015. Art. 925639.

101. Akhlaghi M., Mohammadi V., Nouri N. M. [et al.]. Multi-fluid VOF model assessment to simulate the horizontal air-water intermittent flow. *Chem. Eng. Res. Des.* 2019. Vol. 152. P. 48–59.
102. Bagnold R. A. Experiments on a gravity-free dispersion of large solid spheres in a Newtonian fluid under shear. *Proc. R. Soc. Lond. A.* 1954. Vol. 225 (1160). P. 49–63. DOI: 10.1098/rspa.1954.018.
103. Sivamohan R., Forssberg E. Principles of spiral concentration. *Int. J. Miner. Process.* 1985. Vol. 15 (3). P. 173–181.
104. Holtham P. N. Particle transport in gravity concentrators and the Bagnold effect. *Miner. Eng.* 1992. Vol. 5 (2). P. 205–221.
105. Das S. K., Godiwalla K. M., Panda L. [et al.]. Mathematical modeling of separation characteristics of a coal-washing spiral. *Int. J. Miner. Process.* 2007. Vol. 84 (1–4). P. 118–132.
106. Jain P. K., Rayasam V. An analytical approach to explain the generation of secondary circulation in spiral concentrators. *Powder Technol.* 2017. Vol. 308. P. 165–177.
107. Meng L. G., Gao S. L., Wei D. Z. [et al.]. Effects of cross sectional geometry on flow characteristics in spiral separators. *Sep. Sci. Technol.* 2021. Vol. 56 (17). P. 2967–2977.
108. Syamlal M., Rogers W., O'Brien T. J. MFIx Documentation: Volume 1. Theory Guide. National Technical Information Service, Springfield, VA. DOE/METC 9411004, NTIS/DE9400087, 1993.
109. Gidaspow D., Bezburuah R., Ding J. Hydrodynamics of circulating fluidized beds: Kinetic theory approach. *7th International Conference on Fluidization.* 1992. P. 75–82.
110. Lun C. K. K., Savage S. B., Jeffrey D. J., Chepuruiy N. Kinetic theories for granular flow: Inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flow field. *J. Fluid Mech.* 1984. Vol. 140 (1). P. 223–256.

111. Hou D. X., Cui B. Y., Zhao Q. [et al.]. Research on the structure of the cylindrical hydrocyclone spigot to mitigate the misplacement of particles. *Powder Technol.* 2021. Vol. 387. P. 61–71.

112. Chen G. J., Wang Q. Q., He S. P. Assessment of an Eulerian multi-fluid VOF model for simulation of multiphase flow in an industrial Ruhrstahl-Heraeus degasser. *Metall. Res. Technol.* 2019. Vol. 116 (6). Art. 617.

113. Mei R. W., Klausner J. F. Shear lift force on spherical bubbles. *Int. J. Heat Fluid Flow.* 1994. Vol. 15 (1). P. 62–65.

114. Олійник Т. А., Скляр Л. В., Румницький Д. О. Застосування математичного апарату обчислювальної гідродинаміки для дослідження процесів гравітаційного збагачення магнетитових руд у спіральних сепараторах. *Науковий журнал «Метінвест Політехніка». Серія: Технічні науки.* 2025. № 5. С. 277–287. DOI: <https://doi.org/10.32782/3041-2080/2025-5-32>.

115. Олійник Т. А., Скляр Л. В., Румницький Д. О., Шлапак В. О. Моделювання сегрегації частинок у спіральних сепараторах при збагаченні магнетитових руд. *Технічна інженерія.* 2025. № 2 (96). С. 273–288. DOI: [https://doi.org/10.26642/ten-2025-2\(96\)-273-288](https://doi.org/10.26642/ten-2025-2(96)-273-288).

116. Nzeh N., Popoola P., Okanigbe D. [et al.]. Physical beneficiation of heavy minerals – Part 1: A state of the art literature review on gravity concentration techniques. *Heliyon.* 2023. Vol. 9, no. 8. Art. e18919. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2023.e18919>.

117. Luttrell G. H., Noble A. Fundamentals of gravity concentration. *Mineral Processing and Extractive Metallurgy Handbook*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration (SME), 2019. P. 453–474. URL: <https://www.researchgate.net/publication/332152345> (дата звернення: 24.03.2026).

118. Jain P. K. An analytical approach to explain complex flow in spiral concentrator and development of flow equations. *Minerals Engineering.* 2021. Vol. 174. Art. 107027. URL: <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2021.107027> (дата звернення: 24.03.2026).

119. Sadeghi A. B., de Oliveira J. J. S., Galéry R. A review of the spiral concentrator: History, fundamentals, and recent developments. *Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review*. 2022. Vol. 43, no. 5. P. 605–621. URL: <https://doi.org/10.1080/08827508.2021.1923671> (дата звернення: 23.03.2026).

120. Rumnytskyi D., Oliinyk T., Sklyar L. Research on the process of separating mineral particles of iron ore on the inclined surface of spiral separators. *Future of science: innovations and perspectives : materials of the 12th International scientific and practical conference (October 6-8, 2025)*. Stockholm : SSPG Publish, 2025. P. 70–78.

121. Олійник Т. А., Румницький Д. О., Скляр Л. В. Удосконалення технології отримання концентрату марки КЗВ. *Розвиток промисловості та суспільства : матеріали Міжнар. наук.-техн. конф. (Кривий Ріг, 2025)*. Кривий Ріг : КНУ, 2025. С. 10.

122. Bazin C. [et al.]. Size recovery curves of minerals in industrial spirals for processing iron oxide ores. *Minerals Engineering*. 2014. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2014.05.012>.

123. Holland-Batt A. B. Spiral separation: Theory and simulation. *Trans. Inst. Min. Metall., Sect. C: Mineral Process. Extr. Metall.* 1989.

124. Holland-Batt A. B. Some design considerations for spiral separators. *Minerals Engineering*. 1995. Vol. 8, no. 11. P. 1381–1395. DOI: [https://doi.org/10.1016/0892-6875\(95\)00104-X](https://doi.org/10.1016/0892-6875(95)00104-X).

125. Forder P., Thew M. T., Harrison D. A numerical investigation of solid–liquid flow in a spiral concentrator. *International Journal of Mineral Processing*. 1993. Vol. 40, no. 1–2. P. 1–20. URL: [https://doi.org/10.1016/0301-7516\(93\)90041-3](https://doi.org/10.1016/0301-7516(93)90041-3) (дата звернення: 23.03.2026).

126. Sahoo S. K., Rao D. S., Reddy P. S. R. Experimental and simulation studies on the separation of iron ore fines in a spiral concentrator. *Journal of the Southern African Institute of Mining and Metallurgy*. 2020. Vol. 120, no. 12. P. 697–706. URL: <https://doi.org/10.17159/2411-9717/1036/2020> (дата звернення: 23.03.2026).

127. Romeijn T., Fletcher D. F., de Andrade A. Evaluation of numerical approaches for the simulation of water-flow in gravity-driven helical mineral separators. *Separation Science and Technology*. 2023. Vol. 58, no. 14. P. 1–20. DOI: <https://doi.org/10.1080/01496395.2023.2258274>.

128 Holtham P. Particle and fluid motion on spiral separators. *Minerals Engineering*. 1991. Vol. 4, no. 3. P. 457–482. DOI: [https://doi.org/10.1016/0892-6875\(91\)90147-N](https://doi.org/10.1016/0892-6875(91)90147-N).

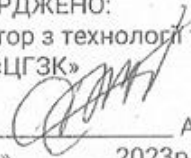
ПРОГРАМА ТА МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ КОМПЛЕКСУ ДОСЛІДЖЕНЬ
ТА ВИПРОБУВАНЬ ЕФЕКТИВНОСТІ ЗАСТОСУВАННЯ МЕТОДІВ
ГРАВІТАЦІЙНОГО ЗБАГАЧЕННЯ НА ГВИНТОВОМУ СЕПАРАТОРІ В
УМОВАХ ЗФ ПРАТ «ЦГЗК». РЕЗУЛЬТАТИ ДОСЛІДЖЕНЬ

**ПРИВАТНЕ АКЦІОНЕРНЕ ТОВАРИСТВО
«ЦЕНТРАЛЬНИЙ ГІРНИЧО-ЗБАГАЧУВАЛЬНИЙ КОМБІНАТ»**

ПОГОДЖЕНО:
Директор з технології та якості ДТР
ТОВ «МЕТІНВЕСТ ХОЛДИНГ»

Подкоритов Подписано цифровой подписью: Подкоритов Александр Леонидович
Дата: 2023.07.27
16:06:01 +03:00 О.Л. Підкоритов
«_____» _____ 2023р.

ЗАТВЕРДЖЕНО:
Директор з технології та якості
ПРАТ «ЦГЗК»

 А.Б. Ртищев
«_____» _____ 2023р.

ПРОГРАМА та МЕТОДИКА

проведення комплексу досліджень та випробувань ефективності застосування методів
гравітаційного збагачення на гвинтовому сепараторі в умовах ЗФ ПРАТ «ЦГЗК»

Погоджено:

Від ПРАТ «ЦГЗК:

/ Начальник технологічного управління

Головний збагачувач

Начальник ЗФ

Заступник начальника ЗФ з ТІЯ

Начальник РВЛ ЦКЛ УЯ

Від ТОВ «МЕТІНВЕСТ ХОЛДИНГ»:

Експерт Дирекції з технології та якості

Від R.D.A. BT:



Д.Ф. Урда

О.М. Гуренко

О.П. Сідлецький

О.М. Клімович

О.І. Шолом

Белан Елена
Николаевна

Подписано
цифровой подписью:
Белан Елена
Николаевна
Дата: 2023.07.27
16:03:31 +03:00

О.М. Белан

м. Кривий Ріг
2023р.

1. Мета проведення напівпромислових випробувань

1.1. Визначення можливості отримання концентрату з масовою часткою SiO_2 на рівні 1,5-1,8% методом гвинтової сепарації при дозбагаченні підрешітного продукту технології доводки концентрату ЗФ ПРАТ «ЦГЗК».

1.2. Визначення закономірностей розділення на гвинтовому сепараторі живлення операції тонкого грохочення та надрешітного продукту.

1.3. Визначення якісно-кількісних показників класифікації у гвинтовому сепараторі;

1.4. Розробка рекомендацій з використання та подальшої переробки промпродукту гвинтового сепаратора.

1.5. Визначити вплив основних параметрів та режимів роботи гвинтового сепаратору, а також властивостей продукту живлення гвинтового сепаратору на ефективність класифікації;

1.6. Визначення оптимальних режимів роботи гвинтового сепаратору при класифікації досліджуваних продуктів.

2. Задача напівпромислових випробувань

Провести комплекс досліджень та випробувань на гвинтовому сепараторі.

При роботі гвинтового сепаратора в оптимальному режимі визначити:

- масову частку Fe заг та масову частку SiO_2 у продуктах класифікації;
- вихід продуктів класифікації;
- показники продуктивності по твердому та пульпі;
- стабільність забезпечення якісно-кількісних показників кінцевих продуктів

розділення при коливанні властивостей живлення операції класифікації.

Оптимальним режимом класифікації вважається комбінація параметрів та режимів з отриманням максимального показника виходу продукту класифікації з масовою часткою SiO_2 на рівні 1,5-1,8%.

На підставі результатів проведених досліджень надати рекомендації у напрямку проведення досліджень з використання та подальшої переробки промпродукту гвинтового сепаратора.

3. Програма випробувань

№ поз.	Найменування заходу	Строк виконання	Відповідальні
1.	Підготовка випробувань		
1.1.	Направити представникам комбінату технічну документацію по складу та компонуванню установки для випробувань. Надати вимоги, умови та схеми підключень устаткування.	12.07.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О.
1.2.	Розробка та затвердження Програми та Методики проведення випробувань	17.07.2023р.	ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Клімович О.М. R.D.A. BT: Цветніков Д.О.
1.3.	Визначитись із місцем розташування напівпромислової установки, точками підключення енергопостачання та водопостачання, відведення продуктів	14.07.2023р.	ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П. ОВ «R.D.A. BT»: Цветніков Д.О.
1.4.	Оформити перепустки для відвідування підприємства, у тому числі проходження інструктажів з ОП і ПБ	14.07.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О.

Продовження Програми випробувань			
№ поз.	Найменування заходу	Строк виконання	Відповідальні
1.5.	Забезпечити ввезення устаткування напівпромислової установки на промплощадку ЗФ ПРАТ «ЦГЗК». Попередньо направити спеціалістам комбінату інформацію щодо характеристики вантажного автотранспорту, держ. номер, марка автомобіля, інформацію по водію у тому числі контакти. Забезпечення автотранспорту для ввезення та подальшого вивезення установки – зона відповідальності R.D.A. BT. Вимоги до автотранспорту: висота не більше 3,5м, верхня розвантаження краном, заборона в'їзду авто типу «оверсайз» (без заступу за борти).	24.07.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П.
1.6.	Виконати монтаж напівпромислової установки, підключення енергопостачання та водопостачання, відведення продуктів. Монтажні роботи, а також роботи з підключенням – виконуються спеціалістами R.D.A. BT. Попередньо надати спеціалістам комбінату посвідчення з навчання з безпечного виконання монтажних робіт та робіт з підключення. Виконати запуск та механічні випробування роботи установки. Проведення наладки роботи установки: регулювання подачі живлення, регулювання положення ножів-відсікачів.	29.07.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П.
1.7.	Підготовка технологічних проб вихідних продуктів для випробувань на гвинтовому сепараторі. Підготовка проб відбувається поступово, згідно із ходом випробовуваних продуктів.	з 17.07.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П. Шолом О.І.
2.	Проведення випробувань		
2.1.	Етап І. Проведення випробувань з циклічною подачею заздалегідь підготовленої проби живлення на гвинтовий сепаратор з метою отримання продукту із масовою часткою SiO ₂ на рівні 1,5-1,8%. Визначення оптимального режиму роботи гвинтового сепаратору при класифікації підрешітного продукту операції тонкого грохочення: - оптимальна густина живлення сепаратору – діапазон 15÷35% тв.; - оптимальне положення ножів-відсікачів 14÷19;	01.08.2023р. – 30.09.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П. Шолом О.І.

Продовження Програми випробувань			
№ поз.	Найменування заходу	Строк виконання	Відповідальні
	- оптимальний кут нахилу жолобів - $10 \div 30^\circ$. Критерієм визначення оптимального режиму є найбільший вихід продукту із масовою часткою SiO_2 на рівні 1,5-1,8%.		
2.1.1.	Проведення випробувань з ефективності застосування котушки розмагнічення під час класифікації на гвинтовому сепараторі. Експеримент проводиться на зі встановленням		
2.1.2.	Проведення досліджень хімічного складу, гранулометричного складу продуктів. Формування проб для мінералогічних досліджень. Обробка, аналіз результатів випробувань етапу I.		
2.2.	Визначення доцільності продовження проведення випробувань у безперервних умовах подачі живлення на гвинтовий сепаратор безпосередньо з технологічного процесу з метою отримання продукту з масовою часткою SiO_2 на рівні 1,5-1,8%. Визначення доцільності проведення випробувань закономірностей розділення на гвинтовому сепараторі живлення та надрешітного продукту операції тонкого грохочення із циклічною подачею проб на установку.	30.09.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П Шолом О.І
2.3.	Етап II. Проведення випробувань у безперервних умовах подачі живлення на гвинтовий сепаратор безпосередньо з технологічного процесу. Визначення стабільності якісно-кількісних показників продукту із масовою часткою SiO_2 на рівні 1,5-1,8% при коливанні властивостей живлення операції класифікації.	01.10.2023р. – 31.12.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П Шолом О.І.
2.3.1.	Розробка тимчасових технічних рішень з організації подачі живлення з процесу на гвинтовий сепаратор у безперервному режимі.	01.10.2023р. – 31.10.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П.
2.3.2.	Монтаж схеми безперервної подачі живлення з процесу на гвинтовий сепаратор.	01.11.2023р. – 30.11.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П.
2.3.3.	Випробування ефективності гвинтової сепарації при виробництві концентрату з масовою часткою SiO_2 на рівні 1,5-1,8%.	01.12.2023р. – 31.12.2023р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П.

Продовження Програми випробувань			
№ поз.	Найменування заходу	Строк виконання	Відповідальні
2.4.	Етап III. Визначення закономірностей розділення на гвинтовому сепараторі живлення та надрешітного продукту операції тонкого грохочення із циклічною подачею проб на установку. Проведення випробувань із підбору оптимального режиму класифікації.	01.01.2024р. – 14.01.2024р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П.
3.	Обробка, аналіз результатів випробувань етапу II. Розробка рекомендацій в напрямку подальших досліджень використання промпродукту гвинтової сепарації. Розрахунок доцільності застосування методу гвинтової сепарації при виробництві концентрату з масовою часткою SiO_2 на рівні 1,5-1,8%.	15.01.2024р. – 28.02.2024р.	R.D.A. BT: Цветніков Д.О. ПРАТ «ЦГЗК»: Гуренко О.М., Сідлецький О.П.

Програма випробувань може бути завершена у випадку, якщо на етапі I не буде досягнуто головної мети – отримання концентрату з масовою часткою SiO_2 на рівні 1,5-1,8%.

4. Підготовка випробувань

Місце проведення досліджень та випробувань: корпус дільниці зневоднення концентрату ЗФ (місце тимчасового розташування напівпромислової установки гвинтової сепарації в осях 42 - 44) та рудо випробувальна лабораторія.

Обладнання для випробувань – напівпромислова установка у складі однозахідного або двозахідного гвинтового сепаратора (5 витків), зумпфа-змішувача, трубопроводів, насосу, розмагнічуючого пристрою.

Вихідні продукти для дослідження:

- підрешітний продукт операції тонкого грохочення;
- надрешітний продукт операції тонкого грохочення;
- залізорудний концентрат секцій ЗФ (живлення грохоту).

R.D.A. BT виконує доставку на проммайданчик ЗФ ПРАТ «ЦГЗК» та монтаж напівпромислової дослідної установки, що являє собою однозахідний гвинтовий сепаратор, що працює в замкненому циклі з зумпфом-змішувачем. Зумпф-змішувач обладнаний відцентровим насосом модифікації 1ГР для забору живлення і подачі через трубу нагнітання, оснащено розмагнічуючим пристроєм для руйнування флокул. Регулювання подачі живлення здійснюється за допомогою частотного перетворювача, що встановлено до електричної схеми приводу насоса. Технічна характеристика гвинтового сепаратора наведена у табл. 1.

R.D.A. BT виконує також доставку та монтаж необхідних комплектуючих (зумпф-змішувач, відцентровий насосний агрегат 1ГР, частотний перетворювач, котушка, що розмагнічує, розвантажувальна розподільна коробка) для складання дослідної (стендової) установки та проведення випробувань в умовах ЗФ ПРАТ «ЦГЗК».

Випробування проводяться згідно розпорядження по комбінату.

Таблиця 1. Технічна характеристика гвинтового сепаратора

Найменування показників	Одиниці вимірювання	Значення
		Тип сепаратора
Діаметр гвинту	см	80
Крок гвинту	см	
Кількість витків	шт	4,5
Кут нахилу	градуси	10-30°
Продуктивність	т/год	
Габаритні розміри:		
висота	мм	2100
ширина	мм	80
Кількість розвантажувальних відсікачів	шт	3
Кількість одержуваних продуктів		3
Місткість мішалки пульпи	м ³	0,7
Вага комплексу, кг	кг	450
Об'єм зумпфа-змішувача	м ³	0,8

5. Умови та методика проведення випробувань

Випробування проводяться у денну зміну 2 рази на тиждень з 09:00 до 12:00.

Для випробувань продуктів із циклічною подачею живлення на гвинтовий сепаратор проводиться підготовка технологічних проб вагою до 150 кг по твердому із масовою часткою вологи на рівні 8 – 12% (для кожного випробовуваного продукту).

Планування проведення експериментів, а також визначення вимірів та досліджень викладено у таблиці 1 додатку 1.

Підготовка проби для випробувань у циклічному режимі здійснюється спеціалістами РВЛ та спеціалістами R.D.A. BT.

Під час випробовування циклічних проб, вимірювання густини живлення гвинтового сепаратору, здійснюється формуванням проби шляхом рівномірного перетину пробником всього потоку з патрубків розвантаження продуктів.

Для забезпечення стабільного режиму класифікації, у зумпф-змішувач додається додаткова маса продукту, що дорівнює сумарній вазі відібраних проб продуктів.

Продуктивність по вихідному живленню гвинтового сепаратору визначається методом заміру часу наповнення потоком матеріалу мірної ємності. Визначення продуктивності за продуктами розділення – заміром маси накопичення продуктів розділення протягом визначеного часу.

Вага проб продуктів для визначення показників класифікації становить не менше 1 кг по сухому матеріалу із формуванням двох дублікатів масою 500 г кожний.

Кожна проба продукту класифікації (живлення, концентрат, промпродукт, хвости) підлягає визначенню:

- % твердого, густина;
- масова частка Fe заг, Fe магн, SiO₂;
- гранулометричний склад по фракціям +0,056; -0,056+0,04; -0,04+0,032; -0,032+0 мм.

Після встановлення оптимального режиму класифікації на гвинтовому сепараторі, проводиться контрольне випробування з відбором проб на основні вищезазначені виміри, а також із формуванням проб для вивчення розгорнутого хімічного складу та мінералогічних досліджень (розподіл зростків мінералів по класах крупності) продуктів класифікації. Додатково проводиться вимірювання показників в'язкості продуктів класифікації та температури пульпи. Під час проведення експерименту з магнітною дефлокуляцією визначається розподіл масової частки Fe заг, Fe магн, SiO₂.

Результати випробування гвинтового сепаратора, поставленого ТОВ «R.D.A.B.T» в умовах збагачувальної фабрики
«ПАТ ЦЗК»

Дата випробування	Живлення сепаратора										Важкий продукт										
	Густина, г/л	масова частка, %																			
		Fe _{заг}	Fe _н	SiO ₂	кл. +0,25 мм	кл. -0,25 +0,16 мм	кл. -0,16 +0,71 мм	кл. -0,71 +0,056 мм	кл. - 0,056 +0,04 мм	кл. -0,04 мм	Fe _{заг}	Fe _н	SiO ₂	кл. +0,25 мм	кл. - 0,25 +0,1 мм	кл. - 0,16 +0,7 мм	кл. - 0,71 +0,0 56 мм	кл. - 0,056 +0,0 4 мм	кл. -0,04 мм		
Сепаратор гвинтовий 15 ⁰ (плоский)																					
28.09.2023	1270	69,4	67,0	3,57	0,05	0,02	0,18	0,29	0,9	98,56	70,2	68,4	2,75	0,03	0,02	0,42	0,76	3,40	95,37		
Сепаратор гвинтовий 20 ⁰ (гострий)																					
12.10.2023	1270- 1320	69,1	66,8	4,15	0	0	0,16	0,39	1,17	98,28	69,32	68,0	3,84	0	0	0,74	4,34	6,39	88,53		
											68,75	66,4	4,36	0	0	1,05	1,74	8,14	89,87		

Продовження таблиці

Дата випробування	Середній продукт										Легкий продукт									
	Густина, г/л	масова частка, %																		
		Fe _{заг}	Fe _м	SiO ₂	кл. +0,25 мм	кл. -0,25 +0,16 мм	кл. -0,16 +0,71 мм	кл. -0,71 +0,056 мм	кл. - 0,056 +0,04 мм	кл. -0,04 мм	Fe _{заг}	Fe _м	SiO ₂	кл. +0,25 мм	кл. - 0,25 +0,1 мм	кл. - 0,16 +0,7 мм	кл. - 0,71 +0,0 56 мм	кл. - 0,056 +0,0 4 мм	кл. -0,04 мм	
Сепаратор гвинтовий 15 ⁰ (плоский)																				
28.09.2023	1270	69,3	66,4	3,68	0,03	0,02	0,19	0,42	1,21	98,13	69,2	66,9	3,67	0,02	0,01	0,11	0,24	0,84	98,78	
Сепаратор гвинтовий 20 ⁰ (гострий)																				
12.10.2023	1270- 1320	69,15	66,4	3,62	0	0	0,43	0,77	2,32	96,48	68,81	67,0	0	0	0	0,19	0,39	0,79	98,63	
		68,64	66,0	4,41	0	0	0,41	0,75	1,54	97,30	69,36	67,2	3,54	0	0	0,16	0,35	0,92	98,57	

*Включена катушка розмагнічування

ДОДАТОК Б

ЗАТВЕРДЖУЮ

Генеральний директор

АТ «Південний ГЗК»

К.А. Федін



АКТ

про впровадження результатів дисертаційної роботи

«Обґрунтування технологічних параметрів гравітаційного збагачення
магнетитових кварцитів у спіральних сепараторах»

У 2023 р. спеціалістами АТ «ПВДГЗК» було проведено технологічне тестування на базі секції №5 РЗФ-1 з метою оцінки можливості отримання високоякісного концентрату з вмістом $Fe_{заг} = 70,0\%$.

При виконванні робіт за даною тематикою використовувалися матеріали дисертаційної роботи Румницького Д.О., а саме, чисельне моделювання потоку твердих частинок та встановлені закономірності сегрегації мінеральних частинок за густиною та висотою спірального потоку малої товщини, що дозволило підвищити ефективність процесу сегрегації мінеральних частинок з 0,69 до 0,87 при збільшенні масової частки твердого в живленні з 20 % до 35 % при використанні спірального сепаратору з параболічною геометрією поперечного перерізу і з 0,73 до 0,94 у разі використання сепаратору з профілем поперечного перерізу у вигляді кривої слабо похилої.

При виконанні робіт використовувалася дослідна (стендова) установка на основі гвинтового сепаратора СВШ-2-1000, обладнана зумпфом-змішувачем, насосним агрегатом та розмагнічуючим пристроєм для руйнування флокул.

Дослідження проводились з таких проміжних продуктів: розвантаження першої стадії мокрої магнітної сепарації секції №5 РЗФ-1; піски II стадії класифікації секції №5 РЗФ-1; концентрат $Fe = 66,0\%$; концентрат $Fe = 68,5\%$.

У результаті аналізу гранулометричного складу продуктів подрібнення та магнітного збагачення встановлено, що у магнітному продукті першої стадії сепарації найбільш багатомасовою за залізом є фракція - 0,04+0 мм, вихід якої складає 39,59 - 40,3 %. Масова частка заліза загальною у ній на рівні 65,1 – 66,2 %. У пісках II стадії класифікації, на відміну від магнітного продукту, найбільш багатими фракціями за залізом є класи крупності -0,056+0,04 мм та -

0,04+0 мм, вихід яких відповідно складає 23,7-25,97 % та 16,04-16,5 % відповідно. Масова частка заліза загального у цих класах складає 66,6-67,1% та 66-66,2 % відповідно. За мінералогічним аналізом у цих фракціях концентруються мономінеральні частинки магнетиту та кварцу. Кількість зростків у цих фракціях незначна. У матеріалі з крупністю частинок більше 0,05 мм кварц утворює зростки з магнетитом, рідше із силікатами, карбонатами. Вміст мономінеральних частинок незначний. У більш крупнозернистому матеріалі магнетит представлений включеннями частково кварцового, іноді магнетит-кварцового складу.

У процесі проведення тестування та підбору режиму за щільністю живлення в діапазоні 1150-1350 г/л, а також положення шиберу (концентрат/промпродукт) гвинтового сепаратора в межах від 9,5 см до 19 см від внутрішнього борту жолоба, отримано «важка» фракція – концентрат та промпродукт.

В ході випробувань було встановлено наступне:

При тестуванні проміжних продуктів встановлено можливість підвищення вмісту заліза:

1. При розділенні промпродуктів магнітної сепарації першої стадії, в концентраті гвинтового сепаратору підвищено масову частку заліза загального на 3,6-9,8 % – з 47,7-48,7% до 51,3-58,5%.
 - у пісках II стадії класифікації: з 49,8-57,9% до 65,5-68,4% (при виході операції за виходом від операції 41,2 – 5,0 %.);
 - при доведенні концентрату марки КЗ (Fe = 66,0%) приріст якості склав лише 0,8-0,9%.

За результатами проведених випробувань встановлено, що впровадження технології збагачення або класифікації магнетитових кварцитів на гвинтових сепараторах в умовах АТ «ПВДГЗК» є технічно доцільним.

Результати тестування рекомендується враховувати при подальшому проєктуванні схем модернізації РЗФ-1 з метою запобігання негативним фінансовим наслідкам та зниження ризиків випуску невідповідної продукції.

Директор технічний

Головний збагачувач



Андрійченко С.А.
Бузуб В.О.

ДОДАТОК В



ЗАТВЕРДЖУЮ
Проректор з наукової роботи
Криворізький національний університет
доктор технічних наук, професор
Д. В. Бровко
« 02 » 03 2026 р.

АКТ

про впровадження в навчальний процес
результатів дисертаційної роботи
Румницького Дмитра Олександровича

**«Обґрунтування технологічних параметрів гравітаційного збагачення
магнетитових кварцитів у спіральних сепараторах»**

« 02 » 03 2026 р.

м. Кривий Ріг

Укладено комісією:

Завідувачка науково-методичним відділом Івашура С.Л.

Декан гірничо – металургійного факультету, професор Калініченко В.О.

Завідувачка кафедри збагачення корисних копалин, професорка Олійник Т.А.

Починаючи з 2024 р. на кафедрі збагачення корисних копалин в методичних вказівках для виконання практичних і лабораторних робіт для здобувачів першого рівня вищої освіти кваліфікація «бакалавр з гірництва», другого рівня вищої освіти кваліфікація «магістр з гірництва» денної та заочної форми навчання спеціальності G16 Гірництво та нафтогазові технології галузі знань G Інженерія, виробництво та будівництво використовуються такі результати дисертаційної роботи:

1. Розроблено методику визначення ефективної динамічної в'язкості магнетитових пульп, як двофазної дисперсної системи, яка враховує вплив полімодального гранулометричного складу, морфологію частинок та стисненість рідини у міжчастковому просторі, що забезпечує адекватне відображення реологічних властивостей суспензії.

2. Розрахунок ефективної в'язкості пульпи, що враховує розподіл частинок за розмірами, стисненість рідини в міжчастковому просторі та вплив форми частинок

для оцінки впливу цих чинників на величину ефективної в'язкості двофазних сумішей.

3. Вплив в'язкості пульпи та її температура на процес збагачення рудної магнетитової пульпи у гвинтовому сепараторі.

4. Розроблено методику моделювання спіральної сепарації, яка основана на застосуванні математичного апарата методів чисельної гідродинаміки за рахунок застосування ейлерової мультифлюїдної моделі VOF з урахуванням підйомної сили Багнольда, що дозволила визначити гідродинамічні параметри потоку суспензії, а саме зменшення кривизни профілю поперечного перерізу спірального жолоба з параболічною геометрією поперечного перерізу до слабо похилого.

Використання наукових розробок дозволило:

1. В лекціях з дисципліни «Теорія та практика гравітаційного збагачення корисних копалин» використати методи обчислювальної гідродинаміки для моделювання процесів гравітаційного розділення мінеральної сировини.

2. В лекціях з дисципліни «Екологічно безпечні технології збагачення корисних копалин природних родовищ» використати закономірності сегрегації мінеральних частинок за густиною та висотою спірального потоку малої товщини на підставі чисельного моделювання потоку твердих частинок.

3. В лабораторних роботах дисциплін «Основи збагачення корисних копалин», «Підготовчі процеси збагачення корисних копалин», на практичних роботах «Теорія та практика гравітаційного збагачення корисних копалин», «Екологічно безпечні технології збагачення корисних копалин природних родовищ» використати теоретичні підходи до оптимізації гравітаційних процесів, технології гравітаційного збагачення магнетитових кварцитів у спіральних сепараторах на підставі залежностей ефективної в'язкості магнетитової суспензії від крупності частинок та температури пульпи, зв'язок між структурою та в'язкістю дисперсних систем та комплексного дослідження реологічних характеристик магнетитових суспензій, залежність між температурою пульпи та якістю продуктів збагачення, методику моделювання спіральної сепарації, статистичної обробки експериментальних даних з використанням нових чисельних моделей спіральної сепарації.

Завідувачка науково-методичним відділом



Івашура С.Л.

Декан гірничо – металургійного факультету,
доктор технічних наук, професор



Калініченко В.О.

Завідувачка кафедри збагачення корисних копалин,
доктор технічних наук, професорка



Олійник Т.А.