

На правах рукописи

ШИЛОВ Петр Иванович

УДК 622.7

**НАУЧНЫЕ ОСНОВЫ СЕПАРАЦИИ И
ВОДОПОТРЕБЛЕНИЯ ПРИ ОБОГАЩЕНИИ
РУД**

Специальность 05.15.08 – Обогащение полезных
ископаемых

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

диссертации на соискание ученой степени
доктора технических наук

Днепропетровск – 1993

ЛННБ України ім.В.Стефаника



00802291 (M)

Министерство образования Украины
ГОСУДАРСТВЕННАЯ ГОРНАЯ АКАДЕМИЯ УКРАИНЫ

На правах рукописи

ПИЛОВ Петр Иванович

УДК 622.7

**НАУЧНЫЕ ОСНОВЫ СЕПАРАЦИИ И
ВОДОПОТРЕБЛЕНИЯ ПРИ ОБОГАЩЕНИИ
РУД**

Специальность 05.15.08 - Обогащение полезных
ископаемых

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

диссертации на соискание ученой степени
доктора технических наук

Днепропетровск - 1993

AB 20.627

Работа выполнена в Государственной горной академии
Украины

Официальные оппоненты:

доктор технических наук, старш. научн. сотрудник ТУРКИВИЧ А.М.

доктор технических наук, профессор ШУПОВ Л.П.

доктор технических наук, доцент МЛАДЕНЧИЙ И.К.

Ведущая организация

Научно-исследовательский и проектно-конструкторский
институт по обогащению и агломерации руд черных
металлов (Механобрчермет), г. Кривой Рог

Защита состоится "30" сентября 1993 г. в 12⁰⁰ час.
на заседании специализированного совета Д.068.08.03 при
Государственной горной академии Украины.

Адрес: 320600 ГСП, г.Днепропетровск, просп.Маркса, 19

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке академии

Автореферат разослан "29" ноября 1993 г.

Ученый секретарь
специализированного совета,
докт. техн. наук, профессор

 БОНДАРЕНКО В.И.

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность. Обогащение руд отличается значительным энерго- и водопотреблением. Особенно остро стоят проблемы снижения расхода воды при обогащении железистых кварцитов из-за масштабов их добычи и высокой степени концентрации горнообогатительных комбинатов в Кривбассе и других регионах. Актуальность диссертации определяется необходимостью совершенствования технологии рудообогатительных фабрик с целью снижения водопотребления и водооборота, позволяющих уменьшить расход энергии на обратное водоснабжение и сократить масштабы хвостохранилищ, либо продлить срок их существования.

Целью работы является создание научных основ сепарации тонкодисперсной твердой фазы в жидких средах для научного обоснования и снижения водопотребления при обогащении руд, в особенности железистых кварцитов.

Идея работы заключается в использовании закономерностей взаимодействия частиц в суспензиях и взаимосвязей сепарационных характеристик операций обогащения и схем обогащения в целом с объемной концентрацией твердой фазы для определения технологических режимов, обеспечивающих в совокупности минимальное водопотребление при обогащении руд без снижения достигнутой эффективности сепарации.

Методы исследований. Методологической основой аналитических исследований сепарационных эффектов в процессах обогащения полезных ископаемых в жидкой среде являются основные положения современной механики суспензий и уравнение турбулентной диффузии, математическое и физическое моделирование процессов сепарации тонкодисперсной твердой фазы суспензий с проведением вычислительных экспериментов на ЭВМ, а также экспериментальные исследования реологических свойств суспензий, технологических процессов обогащения и их схем, сравнение расчетных показателей обогащения с достигнутыми в промышленности.

В работе защищается:

- реологические модели сдвигового течения суспензий с диссипацией энергии в свободном объеме дисперсионной среды и уравнения "вязкость-концентрация" для полидисперсных суспензий, учитывающие влияние объемной концентрации твердой фазы, ее дисперсности, поверхностных свойств и удельной поверхности межфазного контакта;

- модель подвижности суспензоида, при которой менее подвижные частицы создают для более подвижных квазижидкую среду повышенной плотности и вязкости, определяемой дисперсностью твердой фазы и ее объемной концентрацией;
- модель и уравнение для коэффициента турбулентного массопереноса твердой фазы в суспензиях;
- решение уравнения массопереноса твердой фазы в турбулентной жидкой среде при выводе частиц из массообмена;
- уравнения сепарационных характеристик основных процессов обогащения тонкодисперсных частиц в жидкой среде и технологических схем, составленных из этих процессов;
- результаты исследований двухоперационных схем гидравлической классификации и технологические режимы по снижению водопотребления в замкнутых циклах тонкого измельчения руд;
- результаты аналитических и экспериментальных исследований турбодисконов с центробежным рабочим колесом;
- математические модели схем мокрой магнитной сепарации с перемешиванием магнитного продукта, результаты их аналитических и экспериментальных исследований, а также режимы, обеспечивающие минимальное водопотребление;
- технологические решения по снижению водопотребления при обогащении магнетитовых кварцитов.

Научная новизна исследований состоит в том, что впервые получены следующие научные результаты:

- вязкость полидисперсных суспензий определяется как объемной концентрацией твердой фазы, так и ее дисперсностью и поверхностными свойствами, характеризующимися толщиной пограничного слоя на поверхности частиц; повышение кажущейся вязкости суспензий определяется диссипацией энергии в свободном объеме дисперсионной среды, равном разности объема суспензии и объемов твердой фазы и связанной в пограничном слое жидкости и пропорциональном толщине пограничного слоя и поверхности межфазного контакта твердой и жидкой фаз; уменьшение свободного объема дисперсионной среды приводит к росту в нем локальных градиентов скорости, вызывающему повышение диссипации энергии;
- уравнение "вязкость-концентрация" для широкого диапазона объемных концентраций твердой фазы полидисперсных суспензий, учитывающее дисперсность твердой фазы через ее удельную поверхность, а поверхностные свойства через толщину пограничного слоя;

- скорость движения частиц суспензоида в полидисперсных суспензиях определяется как их крупностью и плотностью, так и реологическими свойствами суспензии и гранулометрическим составом твердой фазы в результате комплексного воздействия на группу частиц эффектов, связанных с локальными градиентами скорости и давления дисперсионной среды; с повышением объемной концентрации твердой фазы и ее дисперсности соотношение скоростей различных по крупности частиц уменьшается, что ведет к снижению сепарационных эффектов и эффективности процессов обогащения полезных ископаемых;

- массообмен элемента турбулентности с окружающей суспензией приводит к снижению турбулентного переноса твердой фазы при увеличении подвижности ее частиц по отношению к пульсационной составляющей скорости движения суспензии;

- решение уравнения турбулентной диффузии при выведении частиц из массопереноса за счет формирования осадка или их извлечения, давшее функцию распределения концентрации твердой фазы в рабочем объеме обогатительного аппарата;

- научные основы сепарационных процессов тонкодисперсных частиц в жидких средах в виде математических моделей уравнений сепарационных характеристик основных обогатительных процессов вкрапленных руд и технологических схем, образованных определенной последовательностью этих процессов;

- кинетика магнитной флокуляции в турбулентной жидкой среде и модель захвата немагнитных частиц во флокулы, основанная на понятии критической концентрации твердой фазы, при которой подвижность частиц прекращается;

- обобщенное уравнение сепарационной характеристики процесса мокрой магнитной сепарации флокулирующих материалов, который представлен состоящим из двух ступеней: флокуляция с извлечением флокул и извлечение отдельных магнитных частиц магнитной системой, вызывающее вблизи ее поверхности вторичную флокуляцию при достаточной концентрации ферромагнитных частиц;

- зависимость показателя степени в уравнении влужденного вихря от величины радиального стока в гидроциклонах и турбциклонах; повышение радиального стока приводит к более интенсивному росту тангенциальной составляющей скорости с уменьшением радиуса вращения жидкости;

- научное обоснование водопотребления в процессах обогащения руд и их технологическими схемами, базирующееся на теоретических основах сепарационных процессов тонкодисперсных частиц в жидких средах.

Обоснованность и достоверность научных положений подтверждается адекватностью теоретических и экспериментальных сепарационных характеристик процессов и технологических схем обогащения, большим объемом экспериментальных исследований, а также сопоставлением расчетных показателей обогащения с достигнутыми на горнообогатительных комбинатах Украины и КМА. Относительная погрешность в лабораторных исследованиях в среднем составляла около 3,5%, в промышленных условиях она не превышала 6%.

Практическое значение работы заключается в разработанной базе методик технологического расчета обогатительных процессов и схем, давшую возможность для действующих фабрик по обогащению магнетитовых кварцитов определить технологические режимы, позволяющие без снижения достигнутых качественно-количественных показателей обеспечить научно обоснованное снижение водопотребления, а также осуществить рациональное построение технологических схем обогащения руд и оптимизировать их по расходу воды.

В результате комплекса выполненных нами теоретических и совместных экспериментальных исследований институтом Механобрчермет впервые созданы конструкции промышленных прямооточных и противоточных турбоциклонов с центробежным рабочим колесом: ТЦ-500, ТЦ-710 и ТЦ-500, разработана технология гидравлической классификации с получением сливов с повышенной концентрацией твердой фазы, что обеспечивает снижение водопотребления в циклах тонкого измельчения руд.

Реализация результатов работы. Водосберегающая технология гидравлической классификации тонкоизмельченных руд внедрена в проект строящегося Криворожского горнообогатительного комбината по обогащению окисленных руд, на одной из секций обогатительной фабрики Криворожского Центрального горнообогатительного комбината, рекомендации по получению сливов требуемого гранулометрического состава в гидроциклонах позволили внедрить в III стадии измельчения гидроциклоны ТЦ-710 на ЮРСКе, а затем и на других горнообогатительных комбинатах Украины. Методики технологического расчета гидроциклонов и турбоциклонов, а также схем классификации используются институтом Механобрчермет для оптимизации

гидравлической классификации и выбора конструктивных и режимных параметров аппаратов. Методика технологического расчета схем обогащений полезных ископаемых с рециркуляцией промежуточных продуктов используется в учебном процессе в Государственной горной академии Украины.

Апробация работы. Основные положения диссертационной работы доложены и получили одобрение на I Всесоюзном симпозиуме "Исследование и промышленное применение гидроциклонов", Горький, 1980, Всесоюзном совещании "Интенсификация рудоподготовительных; магнитных и гравитационных процессов обогащения", Днепропетровск, 1980; Международном конгрессе "Достижения теории и практики технологии полезных ископаемых", Фрайберг, 1984; VII и IX Всесоюзных научных конференциях "Комплексное исследование физических свойств горных пород и процессов", Москва, 1981, 1987; Всесоюзной научно-технической конференции по проблемам обогащения и экзускования руд черных металлов, Кривой Рог, 1980; научной конференции "Развитие практики и совершенствование рудоподготовки при обогащении", Ленинград, 1981; Всесоюзной научно-технической конференции "Проблемы обезвоживания, складирования и утилизации хвостов горнообогатительных комбинатов", Кривой Рог, 1990, Всесоюзном совещании "Новые процессы и методы исследования при первичной обработке минерального сырья", Москва, 1990; Всесоюзной научно-технической конференции "Пути развития науки и техники при подготовке руд черных металлов к металлургическому переделу", Кривой Рог, 1991.

Публикации. По теме диссертации опубликовано 33 статьи, получено 9 авторских свидетельств на изобретения. Результаты исследований изложены в 5 научных отчетах.

Структура и объем работы. Диссертация состоит из общей характеристики, 9 глав, заключения, списка литературы из 200 наименований, 8 приложений; основной текст содержит 330 стр. машинописного текста, 42 табл., 72 рис.

Исследования, описанные в диссертации проводились в Государственной горной академии Украины, институте Механобрчермет, на горнообогатительных комбинатах Украины.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

I. СОВРЕМЕННЫЕ ПРОБЛЕМЫ ВОДОПОТРЕБЛЕНИЯ ПРИ ОБОГАЩЕНИИ ПОЛЕЗНЫХ ИСКОПАЕМЫХ

Решение проблем сокращения расхода воды при обогащении полезных ископаемых осуществляется традиционно путем создания на обогатительных фабриках систем внешнего, внутреннего и комбинированного водооборота, обеспечивающих в некоторых случаях замкнутый цикл по воде, однако такие системы являются дорогостоящими и энергоемкими.

Системы внутреннего водооборота неустойчивы из-за накопления в оборотной воде тонкодисперсных частиц твердой фазы, солей и реагентов, поэтому полностью замкнутого цикла по воде они не обеспечивают в связи с необходимостью периодической замены циркулирующей воды и требуют повышенных эксплуатационных расходов.

Системы внешнего водооборота более устойчивы к накоплению примесей в оборотной воде, но отличаются повышенными потерями воды, значительными энергозатратами на гидравлический транспорт и занимают большие площади земной поверхности.

Одним из перспективных направлений снижения водопотребления при обогащении полезных ископаемых является уменьшение расхода воды в технологических операциях за счет рационального построения схем обогащения, реализации сепарационных процессов при более высоких концентрациях твердой фазы, существенно не нарушающих селективность разделения. Теоретической базой такого направления являются сепарационные характеристики как отдельных процессов, так и схем обогащения в целом, связывающие конечный результат обогащения руд с объемными концентрациями твердой фазы в отдельных операциях.

Использование сепарационных характеристик в расчетах по обогащению полезных ископаемых берет свое начало с метода Терра-Тромпа, в котором кривые разделения формально описываются законом нормального распределения случайной величины. Использование энтропии для описания сепарационных характеристик также не исключило формализации.

В области магнитных методов обогащения попытки связать численные значения сепарационных характеристик с конструктивными и режимными параметрами сделаны В.И. Кармизиним и В.В. Кармизиним,

И.К.Младецким, а при гидравлической классификации: А.И.Поваровым и Фан Ван Тхуаном, Г.М.Косым, А.Г.Лопатыным, Г.Шубертом, Т.Нейсе и нами.

Наиболее системный и охватывающий практически все известные процессы обогащения подход был выполнен О.Н.Тихоновым, который на основе решения уравнения массопереноса типа Колмогорова-Фоккера-Планка создал теорию сепарационных процессов, позволяющую получать сепарационные характеристики в зависимости от параметров, определяющих процесс сепарации. Однако из-за слабого учета гидродинамических, гидромеханических и физико-химических аспектов двухфазных дисперсных систем она недостаточна для решения вопроса о научном обосновании водопотребления в процессах обогащения полезных ископаемых.

Большой вклад в развитие теории и практики обогащения полезных ископаемых в жидких средах, в т.ч. и магнетитовых кварцитов, внесли: Арсентьев В.А., Бедрень Н.Г., Денисенко А.И., Зарубин Л.С. Кармазин В.И., Кармазин В.В., Кизевальтер В.В., Косой Г.М., Краснов Г.Д., Младецкий И.К., Остапенко П.Е., Туркенич А.М., Шохин В.Н., Шинкоренко С.Ф., Ширяев А.А., Шупов Л.П.

Выполненный анализ позволил сформулировать следующие основные этапы решения проблемы по научному обоснованию водопотребления в технологических процессах обогащения руд: изучение реологических свойств дисперсных систем и вопросов механики суспензий с учетом дисперсности и поверхностных свойств твердой фазы, поверхности межфазного контакта; разработка научных основ сепарации твердой фазы в жидких средах с учетом реологических свойств концентрированных суспензий; получение уравнений сепарационных характеристик процессов разделения тонкодисперсной твердой фазы в суспензиях и обогатительных схем; обоснование рационального водопотребления при обогащении полезных ископаемых и разработка технологических решений по его снижению на основе полученной теории сепарационных процессов тонкодисперсной твердой фазы суспензий.

2. РЕОЛОГИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ И ВОПРОСЫ МЕХАНИКИ СУСПЕНЗИЙ

Структурно-механические свойства дисперсных систем представляются непрерывным и бесконечным рядом не только промежуточных, аддитивно складываемых свойств, но и качественно новых, не приходящих отдельным компонентам, обусловленных всевозможной комбина-

цией фаз, различающихся природой и агрегатным состоянием, размером частиц и взаимодействием между ними.

Множество взаимодействий фаз в суспензиях Д.Ченг объединяет в три основные группы: гидродинамическое взаимодействие между жидкостью и диспергированными твердыми частицами, приводящее к увеличению вязкой диссипации в жидкости; межчастичное взаимодействие, способствующее образованию хлопьев, скоплений, агломератов или структур; столкновения частиц, вызывающее вязкостные взаимодействия. Реологические свойства суспензий зависят от преобладания того или иного взаимодействия.

Одним из наиболее цитируемых источников по реологическим свойствам суспензий является работа А.Эйнштейна, в которой рассматриваются лишь гидродинамические эффекты. Вместе с тем, наличие у частиц поверхностных слоев, таких как адсорбционные, сольватные и двойные электрические вызывает увеличение вязкости с ростом удельной поверхности дисперсной фазы.

Общим для уравнения Эйнштейна и всех следующих из этого направления теоретических формул является то, что увеличение вязкости суспензии рассматривается как следствие возмущения поля течения вокруг отдельных частиц, взвешенных в движущейся вязкой жидкости.

Бринкман, используя методы самосогласованного поля, получил формулу для средней силы сопротивления, испытываемой жидкостью при прохождении через слой частиц. Но эти методы не свободны от допущений, носящих интуитивный характер и не объясняют взаимовлияния многообразия факторов, определяющих текучесть суспензии.

Основным направлением в современных теоретических исследованиях по механике суспензий считается метод учета парных взаимодействий, предложенный Дж.Бэтчелором, который в качестве результата дает квадратичные поправки в формуле Эйнштейна, но существенно не повышает прогресс в изучении взаимодействия фаз в суспензиях.

Направление, основанное на учете увеличения градиента скорости сдвигового течения дисперсионной среды в промежутках между частицами, разработанное Джеффри, Акривосом, Аккерманом и Шеном предполагает, что течение суспензии осуществляется в виде слоев частиц дисперсной фазы, причем, эти частицы не подвержены вращению, что наиболее характерно для высоких концентраций

твердой фазы, приводящей к стесненным условиям движения, и для частиц, форма которых отлична от сферической, т.е. для случая наиболее вероятного при обогащении полезных ископаемых.

Используя элементы теории смазки Аккерман и Шен получили теоретическую формулу для вязкости суспензии, дисперсной фазой которой являются жесткие сферические частицы, в предположении, что поверхность скольжения слоя и дисперсионной среды образована поверхностями полусфер частиц, расположенных в слое и плоскостью, проходящей через центры частиц в областях, не занятых частицами. При этом пренебрежено, что при обтекании жидкостью сферических тел функция тока жидкости носит иной характер, чем принятый в данной модели. Полагая, что на поверхности частиц дисперсной фазы отсутствуют пограничные слои жидкости, неподвижные по отношению к частицам, Аккерман и Шен, также как и ряд других исследователей перечисленных выше направлений, в полученной формуле не учли дисперсность твердой фазы. Тем не менее, ее детальная проверка в широком диапазоне объемных концентраций дала хорошие результаты, что позволяет судить о перспективности данного направления.

Базируясь на таком подходе, для суспензий, дисперсная фаза которых представлена жесткими нерастворимыми в дисперсионной среде сферическими частицами одного размера, предложены реологические модели сдвигового течения без вращения частиц и сдвигового течения с вращением частиц суспензоида.

Рассматривая поле скоростей $U(y)$ в качестве микроскопического описания потока, для достаточно малых расстояний, соизмеримых с межчастичными, профиль скорости принят линейным. В элементарном объеме суспензии, заключенном внутри куба, образованного центрами восьми соседних частиц, межчастичное расстояние равно $l = d\sqrt[3]{k_y/C_v}$, где d - диаметр частиц; C_v - объемная концентрация твердой фазы; k_y - коэффициент упаковки твердой фазы, равный по мнению большинства исследователей 0,625.

Для реологической модели сдвигового течения без вращения частиц кажущаяся вязкость суспензии определяется локальным градиентом скорости в свободном объеме дисперсионной среды, полагая, что скольжение каждого слоя дисперсной фазы осуществляется по линиям тока при обтекании слоя частиц, окруженных неподвижным относительно них пограничным слоем (рис. I). Сила сдвига слоев суспензии и дисперсионной среды должна быть одинаковой, поскольку вязкость дисперсионной среды остается неизменной, т.е.

$$\mu_c \frac{dU}{dy} \ell^2 = \mu \int_S \frac{\partial U}{\partial y} dS, \quad (1)$$

где μ, μ_c - соответственно, коэффициент динамической вязкости дисперсионной среды и суспензии; dU/dy - градиент скорости сдвигового течения суспензии; $\partial U/\partial y$ - локальный градиент сдвигового течения дисперсионной среды в межчастичных промежутках; S - площадь соприкосновения слоев суспензии в элементарном объеме.

Откуда следует уравнение для определения коэффициента динамической вязкости суспензии:

$$\mu_c = \frac{\mu}{\ell'^2} \int_S \frac{dS}{1 - 2\xi(x)/\ell'}, \quad (2)$$

где $\xi(x)$ - отношение координаты линии тока в направлении, перпендикулярном направлению сдвига слоев, к радиусу частиц; ℓ' - отношение межчастичного расстояния к радиусу частиц.

В случае сдвигового течения суспензии с вращением частиц, уравнение для определения коэффициента ее динамической вязкости имеет вид:

$$\mu_c = \frac{N_B}{(dU/dy)^2 V_B} + \mu, \quad (3)$$

где V_B - объем вращающейся частицы с вовлеченной во вращение дисперсионной средой; N_B - мощность, рассеиваемая в этом объеме.

Величина N_B определена из аналогии с силой вязкостного сопротивления вращению в теории смазки.

Объем свободной дисперсионной среды, подверженный сдвиговому течению или воздействию вращательного движения частиц, равен разности объема суспензии и суммарного объема частиц дисперсной фазы с пограничным слоем и пропорционален разности единицы и фиктивной (с учетом пограничного слоя) концентрации твердой фазы, зависящей от ее дисперсности:

$$C_{vf} = C_v (1 + \lambda S + \frac{\lambda^2}{3} \sum S_i^2 \beta_i + \frac{\lambda^3}{27} \sum S_i^3 \beta_i), \quad (4)$$

где S - удельная поверхность всей дисперсной фазы; λ - толщина пограничного слоя; S_i - удельная поверхность отдельных классов крупности; β_i - их выходы.

С учетом этого получены уравнения "вязкость-концентрация" для полидисперсных суспензий:

- для реологической модели сдвигового течения без вращения частиц

$$\mu_c = \mu \left\{ \frac{\pi/4}{1 - L^{1/3} \sqrt{C}} \left[1 + e^{(\sqrt[3]{1+\lambda S} - 1)} L^{2/3} \ln \frac{L^{-1/3} - \xi^*}{L^{-1/3} - \sqrt[3]{1+\lambda S}} \right] + \dots \right. \\ \left. \dots \frac{1 - \pi/4}{1 - \xi^* L^{1/3}} \right\}, \quad (5)$$

где:

$$L = c_v / \beta_y; \quad \sqrt{C} = \sqrt[3]{1 + \lambda S} \exp[-4(L^{-1/3} - \sqrt[3]{1 + \lambda S})^2];$$

$$\xi^* = \sqrt{C} + (\sqrt[3]{1 + \lambda S} - \sqrt{C}) \exp\left\{-L^{-2/3} \exp[-\pi(\sqrt[3]{1 + \lambda S} - 1)]\right\}.$$

- для реологической модели сдвигового течения с вращением частиц

$$\mu_c = \mu \left\{ 1 + \frac{\pi \sqrt{2}}{2} \cdot \frac{[(1 + \lambda S)L]^{4/3}}{1 - \sqrt[3]{(1 + \lambda S)L}} \right\}. \quad (6)$$

Представленные формулы дают близкие друг к другу и хорошо согласующиеся с экспериментом результаты, что позволяет предположить о равной вероятности диссипации энергии в суспензиях как за счет роста локального градиента скорости сдвигового течения при скольжении слоев суспензии, так и за счет вращения частиц. Поэтому суспензию следует рассматривать как самонастраивающуюся на минимум диссипации энергии систему, в которой доля диссипируемой тем или иным способом энергии зависит от факторов, определяющих энергозатраты при движении суспензий. Например, при наличии частиц нерегулярной формы в реальных суспензиях их вращение энергетически невыгодно, поэтому в суспензии преобладает скольжение слоев без вращения частиц, а диссипация энергии происходит за счет роста локальных градиентов скорости сдвигового течения.

При сопоставлении полученных уравнений с экспериментальными данными установлено, что с ростом концентрации твердой фазы и толщины пограничного слоя жидкости на ней происходит сглаживание линий тока дисперсионной среды при обтекании слоя частиц. Наличие частиц нерегулярной формы, ориентированных большей осью вдоль

направления сдвигового течения, вызывает ускорение сглаживания, превращая линию тока в прямую, отстоящую от слоя частиц на толщину пограничного слоя. При этом решение уравнения (2) имеет вид:

$$\mu_c = \mu / [1 - \sqrt[3]{(1 + \lambda S) C_v / k_y}] . \quad (7)$$

Экспериментальная проверка полученных уравнений при измерении коэффициента динамической вязкости реальных суспензий с помощью капиллярного вакуумного вискозиметра показала, что формулы (5) и (6) удовлетворительно описывают вязкость разбавленных суспензий, для средних и высоких концентраций большую точность дает уравнение (7) (рис. 2). Дказательством корректности уравнения (7) является постоянство величины λS при изменении объемной концентрации данной дисперсной фазы. Например, для суспензий магнетитового концентрата НКГЖа-I среднее значение $\overline{\lambda S} = 0,278$ при среднем квадратическом отклонении $\sigma = 1,017 \cdot 10^{-2}$, для ЮГЖа: $\overline{\lambda S} = 0,369$, $\sigma = 1,584 \cdot 10^{-2}$ и СевГЖа-I: $\overline{\lambda S} = 0,389$, $\sigma = 8,364 \cdot 10^{-3}$.

3. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ СЕПАРАЦИИ ДИСПЕРСНОЙ ФАЗЫ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

Результатом теоретических основ сепарации дисперсной фазы суспензий должны быть уравнения сепарационных характеристик обогащительных процессов. Для их получения рассмотрена подвижность частиц дисперсной фазы в суспензиях в зависимости от их свойств, различие в которой и предопределяет сепарационные эффекты на микро- и макроуровнях, а также механизм турбулентного переноса дисперсной фазы и получена функция распределения частиц в рабочем объеме обогащительного аппарата.

Ранее выполненные исследования по движению частиц в суспензиях охватывают два наиболее простых случая: групповое осаждение частиц одинаковой крупности и плотности, приводящее к эффекту взвешивания зернистого слоя, вызывающему увеличение силы сопротивления движению за счет прохождения с увеличенной скоростью дисперсионной среды через поры и каналы зернистого слоя и движение довольно крупных по сравнению с дисперсной фазой частиц, при котором суспензия рассматривается как однородная жидкость повы-

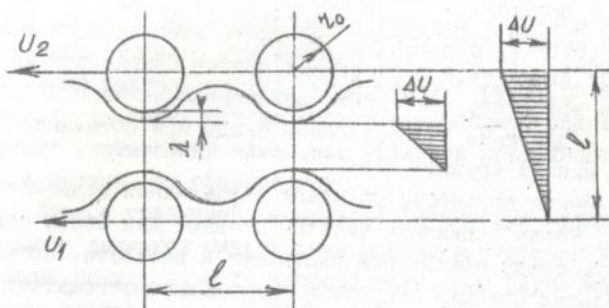


Рис.1. Схема расположения частиц в суспензии при их кубической упаковке.

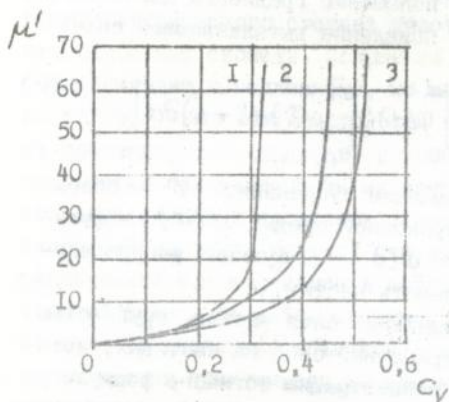


Рис.2. Зависимость относительной вязкости магнетитовой суспензии от объемной концентрации твердой фазы при значениях λS : 1 - 0,8; 2 - 0,35; 3 - 0,19.

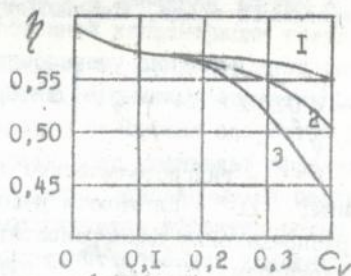


Рис.3. Зависимость эффективности гидравлической классификации от объемной концентрации твердой фазы: 1 - слив I стадии обогащения, 2 - II стадии, 3 - III стадии.

шенной плотности и вязкости.

Предлагаемый нами подход основан на учете комплексного воздействия на группу движущихся в суспензии частиц одинаковой крупности и плотности эффектов, вызванных увеличением локальных градиентов скорости и давления дисперсионной среды при обтекании отдельных частиц или их групп.

Частицы различной крупности обладают и различной подвижностью (скоростью). Менее подвижные частицы создают для более подвижных квазижидкую среду повышенной плотности и вязкости, поскольку последние, обладая большей скоростью вынуждены перемещаться в этой среде; испытывая со стороны менее подвижных сопротивление их движению. Движение крупных частиц вызывает прохождение этой среды через поры и каналы, образованные слоем этих частиц, а групповое осаждение всех частиц приводит к повышению градиента давления в дисперсионной среде, вызывающему появление выталкивающей силы:

$$F_p = \int_V \text{grad } P dV = gV \left[\Delta + c_v \int_0^d \varphi(d) \left(\int_{\delta_1}^{\delta_2} \varphi(\delta) d\delta - \Delta \right) \partial d \right], \quad (8)$$

где P - гидростатическое давление суспензии; V - объем частицы; Δ - плотность дисперсионной среды; $\varphi(d)$ - функция распределения дисперсности; $\varphi(\delta)$ - функция распределения плотности; d - крупность частиц.

Принято, что на эффект взвешивания слоя частиц, крупностью более рассматриваемой влияет пограничный слой на частицах, который учитывается через фиктивную концентрацию согласно формуле (4), а вязкость квазижидкой среды, образованной частицами, крупностью менее рассматриваемой согласно формуле (7). При таких условиях скорость движения частиц крупностью d в полидисперсных суспензиях равна:

$$v = v_0 \left[1 - c_v (1 - \gamma) (1 + \lambda S_{+d}) \right]^{3m} \left(1 - c_v \frac{\phi}{\delta - \Delta} \right)^m \dots \rightarrow \\ \dots (1 + c_v \phi / \Delta)^{m-1} \left[1 - \sqrt[3]{c_v \gamma (1 + \lambda S_{-d}) / k_y} \right]^{2m-1}, \quad (9)$$

где $\phi = \int_0^d \varphi(d) \left(\int_{\delta_1}^{\delta_2} \varphi(\delta) d\delta - \Delta \right) \partial d$; $\gamma = \int_0^d \varphi(d) \partial d$ - содержание в твердой фазе суспензии частиц крупностью менее d ; $S_{-d} = k_{\Sigma} \int_0^d \varphi(d) \partial d / d$ - их удельная поверхность;

$$S_{+d} = k_s \int_d^{d_{max}} \psi(d) dd/d$$
 - удельная поверхность частиц крупностью более d ; m - показатель степени в уравнении аппроксимации диаграммы Ляценко, принимающий значения от I (ламинарный режим обтекания частиц) до I/2 (турбулентный режим обтекания); v_0 - скорость движения тех же частиц в свободных условиях; k_s - коэффициент учитывающий изменение удельной поверхности при отклонении формы частиц от сферической.

Данное уравнение раскрывает физическую сущность изменения скорости движения минеральных частиц в стесненных условиях при наличии полидисперсной твердой фазы. Его изучение позволило установить влияние концентрации и дисперсности твердой фазы на селективность движения частиц в суспензиях. Установлено, что коэффициент снижения скорости в стесненных условиях при постоянной концентрации твердой фазы не является величиной постоянной, а зависит от гранулометрического состава участвующих в движении частиц и их поверхностных свойств. Повышение объемной концентрации твердой фазы приводит к медленному, но непрерывному снижению этой величины по мере увеличения крупности частиц, и снижает селективности их движения, т.е. приводит к уменьшению отношения скоростей движения частиц при увеличении их крупности. Это уменьшает эффективность сепарационных процессов твердой фазы, основанных на различии скоростей движения частиц, что иллюстрируется эффективностью гидравлической классификации в зависимости от объемной концентрации твердой фазы и ее дисперсности (рис.3). Вместе с тем, установлено наличие диапазона объемной концентрации, где селективность движения частиц практически не изменяется, что дает принципиальную возможность получения адекватных показателей сепарации при малых и высоких концентрациях твердой фазы.

Большинство сепарационных процессов тонкодисперсной твердой фазы осуществляется в турбулентной водной среде. При этом, в зависимости от подвижности частиц, коэффициент турбулентного переноса твердой фазы отличается от коэффициента турбулентного переноса жидкой среды. При рассмотрении турбулентного потока, структура которого принята в соответствии с полуэмпирическими теориями турбулентности Прандтля и Кармана, путем анализа массообмена элемента турбулентности с окружающей его средой, получена зависимость для коэффициента турбулентного переноса твердой фазы в зависимости от подвижности ее частиц, характеризуемой их скоростью относительно жидкой среды U и характеристик турбулентного потока -

масштаба турбулентности a , пути смещения ℓ и пульсационной составляющей скорости жидкой среды U' :

$$D' = D(1 - e^{-k\nu}) / (k\nu), \quad (10)$$

где $k = \ell / (2a\nu')$ - параметр, характеризующий турбулентное течение жидкости; D - коэффициент турбулентного переноса жидкой фазы.

В практике обогащения полезных ископаемых движение взвешенного потока в зоне сепарации часто сопровождается выделением осадка (в каналах полочных сгустителей, отстойниках), либо извлечением частиц (при магнитной сепарации, флокуляции). Частицы, выделившиеся в осадок или извлеченные из дальнейшего массопереноса исключаются.

Для определения функции распределения частиц в рабочей зоне обогатительного аппарата уравнение Колмогорова-Фоккера-Планка сведено к плоской задаче при рассмотрении массопереноса в направлении, совпадающем со скоростью перемещения частиц (рис. 4):

$$dc/dt = \partial(\nu c) / \partial y + \partial^2(Dc) / dy^2. \quad (11)$$

При введении понятия плотности переноса, т.е. количества переносимой твердой фазы в единицу времени через единицу площади, оно приводится к виду:

$$q = \int \frac{dc}{dt} dy = \nu c + d(Dc) / dy. \quad (12)$$

При введении новой переменной $z = Dc$ и представлении плотности переноса произведением двух функций: $q^0(t)$ (при $y = 0$); зависящей только от времени процесса, и некоторой функции $\xi(y)$, зависящей только от координаты y :

$q(y, t) = q^0(t) \xi(y)$, решение уравнения (12) найдено в виде:

$$c = \frac{e^{-F}}{a} \int \xi(y) e^F dy q^0(t) + \frac{e^{-F}}{a} \int q^0(t) dt, \quad (13)$$

где $F = \int \frac{\nu - Uy}{D} dy$.

В любой момент времени в зоне разделения (рис. 4) соблю-

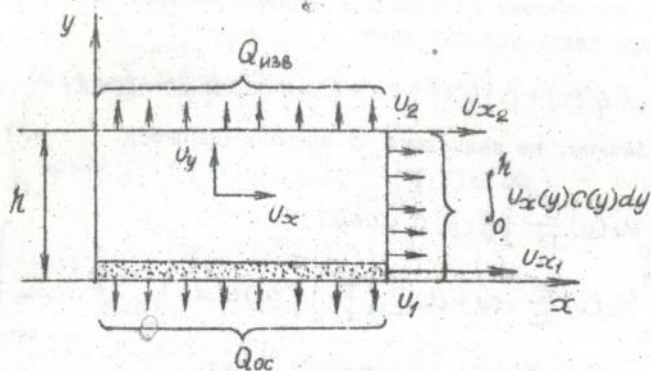


Рис. 4. Схема распределения потоков твердой и жидкой фаз.

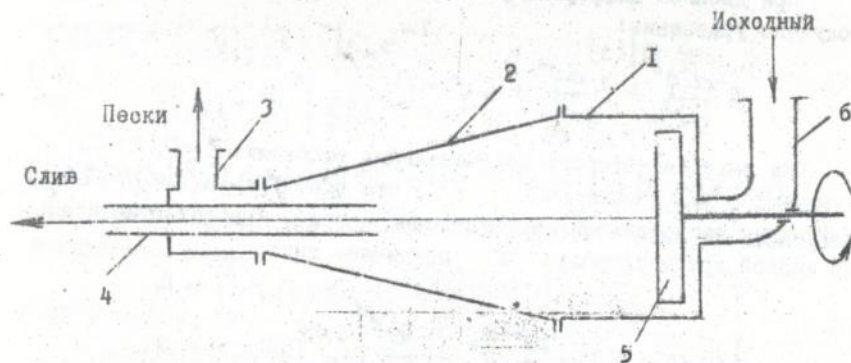


Рис. 5. Схема прямооточного турбоциклона с центробежным рабочим колесом: 1, 2 - цилиндрическая и коническая части корпуса; 3 - песковый насадок; 4 - сливная труба; 5 - рабочее колесо; 6 - питающий патрубок.

дается материальный баланс: количество частиц, находящихся во взвешенном потоке, перешедших в осадок и извлеченных из потока равно количеству введенных в процесс частиц. Интегрирование (13) при таком условии дает:

$$Aq^0(t) + B \int q^0(t) dt + C \iint q^0(t) dt dt = \text{const}, \quad (14)$$

где, величины, не зависящие от времени процесса:

$$\left. \begin{aligned} A &= \int_0^h u_x(y) \frac{e^{-F}}{D} \int \xi(y) e^F dy dy; \\ B &= \int_0^h u_x(y) \frac{e^{-F}}{a} dy + u_1 u_{x1} \left(\frac{e^{-F}}{D} \int \xi(y) e^F dy \right) \Big|_{y=0} + \dots \rightarrow \\ &\dots u_2 u_{x2} (e^{-F}/D) \Big|_{y=h} \int \xi(y) e^F dy \Big|_{y=h}; \\ C &= u_1 u_{x1} (e^{-F}/a) \Big|_{y=0} + u_2 u_{x2} (e^{-F}/a) \Big|_{y=h}. \end{aligned} \right\} \quad (15)$$

При двойном дифференцировании (14) по переменной t получено уравнение:

$$A \frac{d^2 q^0}{dt^2} + B \frac{dq^0}{dt} + C q^0 = 0. \quad (16)$$

Из решения которого при начальных условиях: $t=0, C=C_H$ следует: $q^0 = q_H \exp(-pt)$, что дает $\xi(y) = d(De^F)/(v^* e^F dy)$ и функция распределения концентрации частиц, имеющих относительно жидкой среды скорость v^* принимает вид:

$$C(y,t) = C_H \left(e^{-pt} + v^* \frac{1 - e^{-pt}}{ap} e^{-F} \right), \quad (17)$$

где: $p = \alpha(1 + \sqrt{1 + 4k/\alpha^2})/2$; $\alpha = B/A$; $k = C/A$;

v^* - скорость перехода частиц в осадок.

Аналогичное решение получено для случая распределения частиц в турбулентном закрученном потоке в разделительной камере круглого сечения $C(z,t)$, но при этом:

$$\left. \begin{aligned}
 F &= \int \frac{v(z)}{D(z)} dz; \\
 A &= \int_{z_0}^{z_H} U_a(z) \frac{e^{-F}}{D} z \int \xi(z) e^F dz dz; \\
 B &= \int_{z_0}^{z_H} U_a(z) \frac{e^F}{a} z dz + U_1 U_a(z_H) \left(\frac{e^{-F}}{D} \int \xi(z) e^F dz \right) \Big|_{z=z_H} + \dots \Rightarrow \\
 &\dots U_2 U_a(z_0) \left(\frac{e^{-F}}{D} \int \xi(z) e^F dz \right) \Big|_{z=z_0}; \\
 C &= U_1 U_a(z_H) (e^{-F}/a) \Big|_{z=z_H} + U_2 U_a(z_0) (e^{-F}/a) \Big|_{z=z_0}.
 \end{aligned} \right\} (18)$$

В случае извлечения и связывания частиц поверхностью, например, магнитной системой, флокулой, воздушным пузырьком при флотации, функция распределения имеет вид:

$$C(y,t) = F_1(y) q^0(t) + [C_H e^{\psi t} - F_1(y)|_{y=0} q^0(t)] e^{-F}/e^{-F}|_{y=0}, \quad (19)$$

где: $F_1(y) = \frac{e^{-F}}{D} \int \xi(y) e^F dy; \quad \psi = \frac{dv}{dy} \Big|_{y=0};$

$$q^0(t) = -[B/(A+1/\psi)] e^{\psi t} + C e^{-t/A}; \quad C = q_H + B/(A+1/\psi).$$

При этом, если извлекающая поверхность - одна из стенок разделительной камеры:

$$\left. \begin{aligned}
 A &= \int_0^h F_1(y) dy - \frac{F_1(y)|_{y=0}}{e^{-F}|_{y=0}} \int_0^h e^{-F} dy \\
 B &= (C_H / e^{-F}|_{y=0}) \int_0^h e^{-F} dy.
 \end{aligned} \right\} (20)$$

Если извлечение частиц осуществляется не поверхностью, а флокулами, либо воздушными пузырьками, равномерно распределенными в объеме суспензии:

$$\left. \begin{aligned}
 A &= \frac{1}{z_\phi} \int_{z_\phi}^{z_0} F_1(z) z dz - \frac{1}{z_\phi} F(z) \Big|_{z=z_\phi} \int_{z_\phi}^{z_0} e^{-F} z dz; \\
 B &= C_H \int_{z_\phi}^{z_0} e^{-F} z dz / (z_\phi e^{-F} \Big|_{z=z_0}),
 \end{aligned} \right\} (21)$$

где z_0, z_ϕ - радиус флокуляции и радиус флокулы.

4. СЕПАРАЦИОННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССОВ, ПРОТЕКАЮЩИХ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

Сепарационные характеристики обогатительных процессов, определяющие вероятность извлечения частиц в продукт сепарации от разделительного признака, зависят от распределения концентрации частиц в зоне сепарации, связанной с их подвижностью и интенсивностью турбулентности дисперсионной среды. При этом массоперенос дисперсной фазы может осуществляться при участии всех введенных в процесс частиц (без образования осадка) или их доли (с выводом на массопереноса частиц определенных свойств). К первому типу относятся такие процессы, где распределение частиц и вывод из зоны сепарации продуктов разделения осуществляется во взвешенном состоянии, т.е. в виде потоков суспензии. Ко второму - процессы, где при распределении происходит связывание частиц в осадок, флоккулы и т.п. Каждый тип массопереноса может осуществляться в прямом, обратном и полупротивоточном режимах.

Использование полученной функции распределения концентрации частиц, определяемой формулами (17) и (19), позволило получить сепарационные характеристики основных процессов, используемых при обогащении железистых кварцитов. Общим подходом здесь явилось то, что отношение расхода частиц данного разделительного признака в продукт сепарации к их расходу в исходном продукте равно их извлечению в данный продукт.

Таким образом, для гидравлической классификации в восходящем потоке (сгустители, воронки, дешламаторы) общий вид сепарационной характеристики:

$$E = \zeta_c \exp\left(-\int \frac{v - u_y}{D} dy\right) \Big|_{y=h}, \quad (22)$$

где ζ_c - объемная доля суспензии, извлекаемая в слив; h - глубина ввода исходной суспензии; E - доля частиц, обладающая относительно среды скоростью v , извлекаемая в слив.

Для сепарации в тонкослойных потоках (полочные сгустители):

$$E = \zeta_c e^{-pt_n} + v \frac{1 - e^{-pt_n}}{h \rho} \cdot \frac{z^{m+1}}{2} \left[\frac{1 - (1 - \zeta_c)^{1-m}}{1-m} + \frac{1 - z^{m+1}}{m+1} \right], \quad (23)$$

где $m = v/(k_t \bar{u})$; $Z = 2\lambda/h$; t_n - время пребывания суспензии в зоне разделения; h_a - толщина потока суспензии, образующего пески; k_t - коэффициент, характеризующий турбулентность суспензии; \bar{u} - средняя скорость ее движения вдоль канала; λ - толщина ламинарного подслоя; h - толщина потока, равная расстоянию между соседними плоскостями, образующими каналы.

Для гидравлической классификации в турбулентном закрученном потоке (в гидро- и турбоциклонах):

$$E = 1 / (1 + \nu C(z)|_{z=z_0} / C(z)|_{z=z_c}) = \left\{ 1 + \nu \exp[\gamma(k_c^{-\lambda} - 1)] \right\}^{-1}, \quad (24)$$

где: ν - соотношение объемных расходов суспензии в пески и слив; z_0, z_c - радиусы разделительной камеры и сливного насадка; $k_c = z_c/z_0$; $\gamma = v_g W_0^m z_0 / (g D_0 \lambda)$; v_g - скорость движения частиц относительно среды при тех-же условиях, что и в разделительной камере, но при ускорении, равном ускорению силы тяжести g ; W_0 - центробежное ускорение при $z = z_0$; $\lambda = n - m - 2m\lambda$; n - показатель степени в уравнении вынужденного вихря; m - показатель степени в уравнении аппроксимации диаграммы Лященко.

На основе теоремы моментов импульсов для турбулентного закрученного потока получена зависимость для показателя степени n учитывающая величину радиального стока жидкости:

$$n = (1 - A) / (1 + A), \quad (25)$$

где $A = C_k u_r / u_z$; C_k - структурная постоянная турбулентного потока; u_r, u_z - соответственно, тангенциальная и радиальная составляющие скорости движения закрученного потока.

При извлечении частиц и удерживании их магнитной системой происходит их вывод из процесса массообмена и для определения сепарационной характеристики достаточно знать функцию плотности переноса извлекаемых частиц вблизи извлекающей поверхности $q^\circ(t)$, которая дает:

$$E = \int_0^t q^\circ(t) dt / \int_0^\infty q^\circ(t) dt. \quad (26)$$

В случае извлечения частиц во флокулу E_Φ используется функция $q_\Phi^\circ(t)$ и верхним пределом интегрирования является

ся время флокуляции t_{ϕ}^0 , а при их извлечении магнитной системой E_c - функция $q_c^0(t)$ и время сепарации t_c . Сепарационная характеристика магнитного сепаратора при этом имеет вид:

$$E = E_{\phi} + (1 - E_{\phi}) E_c. \quad (27)$$

Интенсивность флокуляции связана с механизмом сближения частиц, который обусловлен как гидродинамическими особенностями взвешенного потока, так и величиной магнитной силы между частицами и флокулами. Суперпозиция сил притяжения и отталкивания приводит к тому, что частицы, сблизившись до определенного расстояния, флокулируют. Вокруг каждой частицы или флокулы образуется некоторая область влияния и любая частица, попавшая в эту область, соединяется с данной частицей или флокулой.

Рассматривая магнитную флокуляцию и доизвлечение ферромагнитных частиц магнитной системой в турбулентной жидкой среде с использованием общего решения уравнения массопереноса получено обобщенное уравнение сепарационной характеристики:

$$E = \frac{(v^* + G) A (1 - e^{-t/A}) - G (1 - e^{-\psi t}) / \psi}{G (A - 1/\psi) + v^* A}. \quad (28)$$

Для сепарационной характеристики при извлечении во флокулы:

$$\left. \begin{aligned} A &= \frac{1}{z_{\phi} v^*} (1 - e^{-F_0}) \left(\frac{z_0^2 - z_{\phi}^2}{2} - z_{\phi}^2 \ln \frac{z_0}{z_{\phi}} \right); \\ B/C_N &= \left[z_{\phi}^2 (1 - e^{-F_0}) \ln \frac{z_0}{z_{\phi}} + \frac{1}{2} e^{-F_0} (z_0^2 - z_{\phi}^2) \right] / z_{\phi}; \\ \psi &= (dv/dr)|_{z=z_{\phi}} = -Kv/z_{\phi}^3; \\ v^* &= v|_{z=z_{\phi}} = Kv(1/z_{\phi}^2 - 1/z_0^2); \\ G &= (B/C_N) / (A + 1/\psi); \\ K_N &= \mu_0 \alpha_1 \alpha_2 \bar{S} H^2 d / (12 D_t \mu_c); \\ F_0 &= F|_{z=z_0} = Kv \left(\frac{1}{z_{\phi}} - \frac{1}{z_0} + \frac{z_{\phi} - z_0}{z_0^2} \right); \\ t = t_{\phi} &= \int_0^h \frac{dy}{U_{\phi}(y)} = \frac{e^{C_y h} - 1}{C_y C_y \sqrt{\frac{2 \bar{E} \psi \delta}{\psi_c \Delta c} \left[C_y \mu_0 \alpha_1 \alpha_2 H_0^2 - q \left(1 - \frac{\Delta c}{\psi \delta} \right) e^{C_y h} \right]}} \end{aligned} \right\} (29)$$

Для сепарационной характеристики при извлечении магнитной системой:

$$\left. \begin{aligned} A &= \frac{1}{v^*} \left\{ h - \frac{D_t}{v_g} \exp \left[- \frac{v^* + v_g}{2D_t c_y} \left(1 - \frac{1 - e^{-2c_y h}}{2c_y h} \right) \right] \left(e^{\frac{v_g h}{D_t}} - 1 \right) \right\}; \\ B/c_H &= \frac{D_t}{v_g} \exp \left[- \frac{v^* + v_g}{2D_t c_y} \left(1 - \frac{1 - e^{-2c_y h}}{2c_y h} \right) \right] \left(e^{\frac{v_g h}{D_t}} - 1 \right); \\ \psi &= \frac{dv}{dy} \Big|_{y=0} = -v_g \frac{2c_y^2 \mu_0 \chi H_0^2}{g(1 - \Delta_c / \delta)}; \\ v^* &= v \Big|_{y=0} = v_g \left[c_y / \mu_0 \chi H_0^2 / g(1 - \Delta_c / \delta) - 1 \right]; \end{aligned} \right\} (30)$$

$$G = (B/c_H)(A + 1/\psi); \quad t = t_c.$$

Здесь: μ_0 - магнитная проницаемость; α_1, α_2 - объемные магнитные восприимчивости флюкулы и частицы; H - напряженность магнитного поля; H_0 - напряженность магнитного поля на поверхности барабана; S_1 - сечение флюкулы; y_ϕ - степень заполнения флюкулы ферромагнитным материалом; c_y - коэффициент неоднородности магнитного поля; h - высота зоны сепарации; r_ϕ - радиус флюкулы; $r_0 = r_\phi \sqrt{y_\phi / c_H}$ - радиус флокуляции; c_H - начальная концентрация ферромагнитной компоненты.

Из рассмотрения кинетики магнитной флокуляции следует, что она протекает весьма быстро, лавинообразно с механическим захватом ферромагнитных частиц. При движении ферромагнитных частиц к флюкуле их концентрация в некоторой зоне вокруг флюкулы повышается, достигая критической, равной согласно (7) $c_k = k_y / (1 + \lambda S)$, при которой подвижность немагнитных частиц прекращается и их высвобождение из этой зоны становится невозможным. Полагая, что сепаратор может поступать ферромагнитный материал уже в виде первичных флюкул, коэффициент высвобождения захваченных немагнитных частиц из которых составляет D_f , получена формула для извлечения немагнитных частиц во флюкулу в данном приеме сепарации:

$$E_H = 1 - D_f \frac{c_k - c_v}{c_k - (1 - \alpha_m) c_v}, \quad (31)$$

где α_m - содержание ферромагнитной компоненты.

Процесс магнитной дешламации также представлен двухступенчатым: магнитная флокуляция при напряженности внешнего намагничивающего поля 50-75 кА/м и последующая гидравлическая классификация сфлокулированного материала. При использовании уравнений сепарационных характеристик для извлечения немагнитной фракции в магнитный продукт и гидравлической классификации в восходящем потоке получена зависимость извлечений немагнитной фракции в слив дешламатора:

$$E_{nc} = D_f \frac{C_k - C_{v0}}{C_k - (1 - \alpha_M) C_{v0}} \zeta_c \exp\left(-\int \frac{v - u_y}{Dt} dy\right) \Big|_{y=h}, \quad (32)$$

где C_{v0} - объемная концентрация твердой фазы в питании дешламатора.

Представляя схему обогащения полезных ископаемых как определенную последовательность операций сепарации и смешения продуктов, поступающих в некоторые операции с циркулирующими нагрузками, имеющую цель получения конечных продуктов заданного качества, получена ее сепарационная характеристика:

$$E(\rho) = \prod_{i=1}^n E_i(\rho) / \left[1 - \sum_{j=1}^m \prod_{i=i+1}^n E_i(\rho) \right], \quad (33)$$

где n - число операций сепарации; m - число операций смешения циркулирующих нагрузок с исходными продуктами операций сепарации; n_i - число операций при последовательном разделении или смешении в которых образовались циркулирующие нагрузки; $E(\rho)$ - сепарационная характеристика операции разделения по признаку ρ .

Определение сепарационных характеристик операций смешения должно осуществляться с соблюдением иерархии, последовательно их определяя при смешении циркулирующих нагрузок 1, 2... n -го и смешанных порядков.

Б. РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РЕШЕНИЙ ПО СНИЖЕНИЮ ВОДОПОТРЕБЛЕНИЯ В ЗАМКНУТЫХ ЦИКЛАХ ТОНКОГО ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

Из рассмотрения водного баланса замкнутых циклов измельчения получены формулы их удельного объемного водопотребления при заданной функции распределения частиц твердой фазы по крупности:

- питания классификатора

$$q = 1/[C_{VK} \delta(1+\psi)] \int_0^{\infty} \varphi_0(d) E(d) \delta d - 1/(C_{V0} \delta); \quad (34)$$

- слива

$$q = \int_0^{\infty} \varphi_c(d) \delta d / [E(d) C_{VK} \delta(1+\psi)] - 1/(C_{V0} \delta), \quad (35)$$

где C_{VK} , C_{V0} - объемные концентрации твердой фазы в классификаторе и в исходном продукте.

Их анализ показал, что основными факторами, определяющими водопотребление замкнутых циклов измельчения, являются:

- объемная концентрация твердой фазы в гидравлическом классификаторе C_{VK} , которая не может превышать некоторое допустимое значение $[C_{VK}]$, при котором реализация процесса классификации с получением заданной крупности слива еще возможна;

- соотношение объемных расходов суспензии в песок и слив ψ ;

- гранулометрический состав твердой фазы питания классификатора или его слива, характеризуемый функциями распределения $\varphi_0(d)$ и $\varphi_c(d)$;

- сепарационная характеристика классификатора $E(d)$.

Используемые в качестве гидравлических классификаторов гидrocиклоны при существующих компоновке оборудования циклов измельчения и напорных характеристиках песковых насосов, свои возможности исчерпали, поскольку фактическое значение C_{VK} близко к допустимому $[C_{VK}] = 0,12 \dots 0,16$. Разработанные конструкции турбocиклонов допускают получение сливов требуемых гранулометрических составов при более высоких значениях концентрации твердого, т.к. для них $[C_{VK}] = 0,2 \dots 0,25$.

Другой возможностью снижения удельного водопотребления является улучшение сепарационной характеристики гидравлической классифи-

кации за счет использования двухоперационных схем (табл. I) с рециркуляцией промежуточного продукта, приводящей также к изменению $\varphi_0(d)$ и $[C_{VK}]$ в сторону, благоприятствующую снижению удельного водопотребления замкнутых циклов измельчения.

Из баланса воды в операциях гидравлической классификации с ее добавлением туда, где $C_{VK} > [C_{VK}]$, получена формула для удельного объемного водопотребления двухоперационных схем классификации:

$$q = (1+C^*)(1+C)\bar{\varphi}^*/(\delta[C_{VK}]) - 1/(\delta C_{V0}) + q_2, \quad (36)$$

где $C^* = \int_0^\infty \varphi_0(d) \partial d / (\mu(d) - 1)$ - циркулирующая нагрузка схемы; $C = 1 / \int_0^\infty \varphi_0(d) E(d) \partial d - 1$ - циркулирующая нагрузка мельницы; $\bar{\varphi}^* = \prod_{i=1}^m \varphi_i$ - доля суспензии, извлекаемой в конечный продукт схемы; q_2 - дополнительный расход воды для выполнения условия $C_{VK} \leq [C_{VK}]$.

$$q_2 = \frac{1+C}{\delta [C_{VK}]} \left[\beta_i - (1+C^*) \prod_{i=1}^m \varphi_i \right]. \quad (37)$$

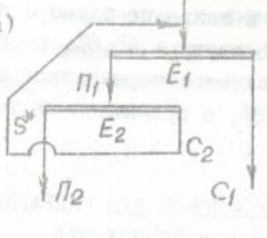
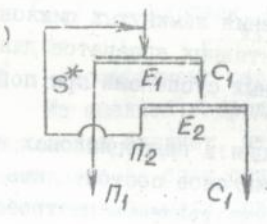
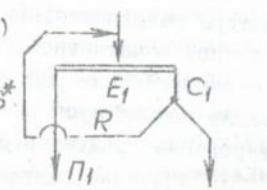
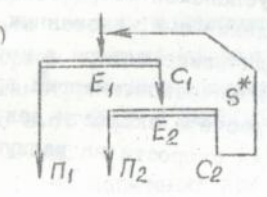
Соотношения граничных крупностей d_i^* приемов классификации определены исходя из введенного понятия граничной крупности разделения как размера той бесконечно узкой фракции, извлечение которой в слив равно половине объемной доле суспензии, извлекаемой в этот продукт:

$$E(d)|_{d=d_i^*} = \bar{\varphi}_i / 2. \quad (38)$$

Изучение приведенных в табл. I схем классификации показало, что с точки зрения водопотребления, эффективности классификации, циркулирующей нагрузки, реализуемости технологических режимов и удельных энергозатрат, преимуществом обладает схема, включающая основную операцию классификации и пересчетку слива с рециркуляцией вторичных песков в основную операцию. Что касается энергозатрат, то выявлено наличие технологических режимов других вариантов схем, обеспечивающих несколько меньше энергозатраты, но при большем водопотреблении. Окончательная оценка схем по энергозатратам должна осуществляться с учетом их снижения на транспортирование отходов в хвостохранилища и обратное водоснабжение

Таблица I

Схемы классификации и их параметры

Схема	$E(d)$	μ	S^*
а) 	$\frac{E_1}{1 - (1 - E_1)E_2}$	$\frac{1}{(1 - E_1)E_2}$	$\frac{1}{1 + \nu_1}$
б) 	$\frac{E_1 E_2}{1 - E_1(1 - E_2)}$	$\frac{1}{E_1(1 - E_2)}$	$\frac{1}{(1 + \nu_1)(1 + \nu_2)}$
в) 	$\frac{E_1(1 - R)}{1 - E_1 R}$	$\frac{1}{E_1 R}$	$\frac{1 - R}{1 + \nu_1}$
г) 	$\frac{E_1(1 - E_2)}{1 - E_1 E_2}$	$\frac{1}{E_1 E_2}$	$\frac{\nu_2}{(1 + \nu_1)(1 + \nu_2)}$

Обозначения: С - слив; П - притоки

при использовании более энергоемких вариантов, но с меньшим водопотреблением.

Проверка разработанной технологии, выполненная в укрупненных лабораторных условиях, а также промышленные испытания схемы с перечисткой слива, осуществленной с помощью гидроциклона $\varnothing 710$ мм и прямоточного турбоциклона $\varnothing 710$ мм на РОФ-1 СевГОКа показала, что при реализации режимов, близких к оптимальным, удалось получить массовую долю твердого в сливе по схеме с перечисткой слива и рециркуляцией вторичного слива - 45,6%, по схеме с рециркуляцией 1/2 слива - 39,85%, по схеме с перечистков слива и рециркуляцией вторичных песков - 28,72%, в промышленных условиях - 24,5%.

6. ИССЛЕДОВАНИЕ И РАЗРАБОТКА ТУРБОЦИКЛОНОВ ДЛЯ ГИДРАВЛИЧЕСКОЙ КЛАССИФИКАЦИИ ТОНКОИЗМЕЛЬЧЕННЫХ РУД

Другим путем снижения водопотребления замкнутых циклов измельчения является создание высокоэффективных аппаратов для гидравлической классификации тонкодисперсных суспензий при повышенной концентрации твердой фазы.

Процесс гидравлической классификации в гидроциклонах и турбоциклонах аналогичен, отличие турбоциклонов состоит лишь в способе закручивания потока суспензии, осуществляемым центробежным или осевым рабочим колесом и обеспечивающем более высокие по сравнению с гидроциклонами значения фактора разделения.

В результате изучения и анализа научной и патентной литературы выбрана конструкция турбоциклона с центробежным рабочим колесом (рис.5), обеспечивающем закручивание потока суспензии в цилиндроконическом корпусе и транспортирование продуктов разделения.

Из баланса энергии, получаемой суспензией от рабочего колеса и энергии, затрачиваемой на преодоление сил, вызванных вращательным движением жидкости, на гидравлические потери в корпусе турбоциклона, на подъем жидкости и кинетической энергий вращающегося потока получено уравнение для расчета скорости закручивания потока (тангенциальная составляющая скорости на радиусе рабочего колеса):

$$U_0 = (H_p - H_r - bV^2)g / (1/2 + \tau_0^{2n} \int_{z_1}^{z_2} dz / z^{n+1}), \quad (39)$$

где H_0 - максимальный напор, развиваемый рабочим колесом;
 H_r - геодезическая высота подъема суспензии; V - подача рабочего колеса (объемная производительность турбоциклона);
 b - коэффициент пропорциональности; z_0 - радиус цилиндрической части корпуса.

Совместное решение уравнений напорных характеристик рабочего колеса и корпуса турбоциклона дало формулу его объемной производительности по исходному продукту:

$$V = \frac{F_n \psi_c k + F_c \sqrt{\psi_c + 2gb(F_c^2 - F_n^2 \psi_c k^2)}}{\psi_c + F_c^2 2gb} \sqrt{2g(H_0 - H_r)}, \quad (40)$$

где F_n, F_c - площади, соответственно, пескового и сливного насадков; ψ_c - коэффициент сопротивления сливного насадка;
 k - коэффициент расхода через песковый насадок.

Из анализа гидродинамических особенностей прямоточных турбоциклонов следует, что уменьшение радиальной составляющей скорости либо за счет снижения центрального стока, либо за счет увеличения площади боковой поверхности вращающегося элемента жидкости, например, при увеличении длины корпуса, приводит к уменьшению показателя степени в уравнении вынужденного вихря, снижению тангенциальной составляющей скорости движения жидкости, напора на стенку аппарата и росту объемной производительности.

Разработка конструкций промышленных турбоциклонов осуществлена институтом Механобрчермет в 1985-1990г.г. на основании совместных экспериментальных исследований и промышленных испытаний, подтвердивших основные положения разработанной теории. В результате созданы конструкции и изготовлены Криворожским заводом Ремгормаш опытные образцы промышленных турбоциклонов: прямоточного диаметром цилиндрической части корпуса 710 мм и противоточного по а.с. СССР № 1645019 диаметром цилиндрической части корпуса 500 мм.

Их испытания при гидравлической классификации продуктов обогащения магнетитовых кварцитов на опытной фабрике института Механобрчермет (прямоточный турбоциклон диаметром 350 мм) и на РОФ-1 СевГОКа (прямоточный турбоциклон диаметром 710 мм и противоточный диаметром 500 мм) свидетельствуют о работоспособности

этих аппаратов и их высокой технологической эффективности по сравнению с гидроциклонами и подтвердили основные положения разработанных теоретических основ и методику расчета. Основные преимущества турбоциклонов состоят в: возможности получения тонкодисперсной твердой фазы слива при ее высокой концентрации, приводящей к снижению водопотребления в циклах тонкого измельчения руд; повышении эффективности классификации и улучшении компоновочных решений оборудования замкнутых циклов измельчения.

7. ИССЛЕДОВАНИЕ ВОДОПОТРЕБЛЕНИЯ ПРИ ОБОГАЩЕНИИ МАГНЕТИТОВЫХ КВАРЦИТОВ

Полученные уравнения сепарационных характеристик обогатительных процессов тонкодисперсных минеральных частиц в воде свидетельствуют об их взаимосвязи с объемной концентрацией твердой фазы и любое изменение расхода воды в операции сепарации приведет к изменению эффективности обогащения. Адекватность эффекта сепарации всей технологической схемы обогащения может быть обеспечена при неизменности ее сепарационной характеристики.

Баланс воды в операциях сепарации обогатительной схемы позволил установить уравнение для ее удельного водопотребления:

$$q = \sum_{i=1}^n (1/c_{vi}^* - 1/c_{vi}) \gamma_i / \delta_i + \sum_{j=1}^{n_1} (1/c_{vj}^* - 1/c_{vj}^4) \gamma_j^4 / \delta_j^4, \quad (41)$$

где i, j - порядковые номера операций разделения и смешения; c_{vi}^* - требуемая объемная концентрация твердой фазы в операции сепарации для обеспечения заданной сепарационной характеристики; c_{vi} - объемная концентрация твердой фазы в продуктах, поступающих на сепарацию или смешение; γ - выход исходного продукта операции сепарации или смешения; δ - его плотность.

Захват немагнитных частиц во флоккулы предопределяет необходимость перечистки магнитного продукта с целью достижения требуемого его качества. При этом извлечение немагнитных частиц в магнитный продукт i -го приема сепарации составляет:

$$E_{i,i} = 1 - D_{fi} + D_{fi} c_{vi}^* (\alpha_m / \gamma_{i-1}) / [c_k - (1 - \alpha_m / \gamma_{i-1}) c_{vi}^*], \quad (42)$$

где: $\beta_{i-1} = \alpha_M + (1 - \alpha_M) \prod_{i=1}^{i-1} E_{Hi}$.

При последовательной перемывке магнитного продукта увеличение числа приемов сепарации для получения конечного заданного качества при соблюдении $E_{Hi} = const$ или $C_{Vi}^* = const$ приводит к снижению с уменьшающейся интенсивностью водопотребления.

Удельное водопотребление возрастает с увеличением чистоты магнитного продукта, характеризуемой извлечением в него немагнитных частиц и при постоянной его величине снижается, если для достижения заданного качества используется большее число приемов сепарации и растет с увеличением дисперсности сепарируемой руды, функцией которой является критическая концентрация C_K .

При снижении степени высвобождения немагнитных частиц из первичных флокул D_f удельное водопотребление при магнитной сепарации растет, и в случае распределения воды по приемам сепарации с соблюдением $E_{Hi} = const$ достижение заданной чистоты магнитного продукта невозможно при любом ее расходе, если число приемов сепарации недостаточно. При распределении воды с соблюдением $C_{Vi}^* = const$ при одинаковом числе приемов сепарации в сравнении с предыдущим случаем водопотребление ниже, что делает этот режим более выгодным при сепарации тонкодисперсных высококоаэргитивных материалов. Интенсификация высвобождения немагнитной фракции из первичных флокул за счет их размагничивания, либо механических воздействий, вызывающих деформацию флокул, при добавлении чистой воды до начала этих воздействий, снижает водопотребление.

Рациональное число приемов сепарации определяется в комплексе с требуемой чистотой магнитного продукта и допустимыми потерями магнитной фракции с немагнитными продуктами, которые возрастают как при сепарации сильноразбавленных суспензий при малом числе приемов сепарации из-за снижения степени флокуляции, так и при большом числе приемов из-за роста суммарных потерь, складывающихся из потерь в каждом приеме. С точки зрения водопотребления рациональное число приемов сепарации равно 4...5, а с учетом потерь магнитной фракции, как следует из практики обогащения магнетитовых кварцитов, не превышает трех.

Исследования с помощью разработанных математических моделей блоков технологической схемы обогащения, состоящих из двух и трех приемов мокрой магнитной сепарации с рециркуляцией суспензии немагнитного продукта (хвостов) последних приемов в первый прием сепарации показали, что для блока, состоящего из двух операций, такая рециркуляция снижает водопотребление на 15...20%, что может быть скомпенсировано введением дополнительного приема сепарации с отказом от рециркуляции. Для блока из трех приемов сепарации такой компенсации теоретически не происходит, т.к. рециркуляция снижает водопотребление примерно в 1,5 раза, однако введение дополнительных приемов сепарации и отказ от рециркуляции приближает водопотребление к величине, достигаемой с рециркуляцией и не требует установки дополнительных насосов, увеличивающих энергопотребление схемы обогащения.

Минимальное водопотребление блоками из двух-трех приемов сепарации достигается подбором на ЭВМ объемных концентраций твердой фазы по приемам сепарации с учетом уменьшающегося количества сепарируемого материала от приема к приему при сохранении заданного качества конечного продукта.

8. РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ РЕШЕНИЙ ПО СНИЖЕНИЮ ВОДОПОТРЕБЛЕНИЯ ПРИ ОБОГАЩЕНИИ МАГНЕТИТОВЫХ КВАРЦИТОВ

В соответствии с выполненными исследованиями определены основные пути снижения водопотребления: 1) за счет рационального распределения воды по приемам магнитной сепарации в каждой стадии обогащения; 2) за счет получения сливов классификации с повышенной концентрацией твердой фазы с использованием двухоперационных схем классификации или турбоциклонов.

На основе разработанного пакета программ на ЭВМ произведен расчет технологических режимов схем обогащения для действующих обогатительных фабрик ГОКов Кривбасса и КМА:

- а) при оптимизации расхода воды в приемах магнитной сепарации каждой стадии обогащения;
- б) при получении сливов классификации второй и третьей стадий измельчения с повышенной концентрацией твердой фазы и оптимизации расходов воды в операциях магнитной сепарации;

в) при получении сливов классификации второй и третьей стадии измельчения с повышенной концентрацией твердой фазы, оптимизации расходов воды в операциях магнитной сепарации и исключении операций магнитной дешламации.

Исходной информацией для расчета явились эмпирические константы и значения режимных параметров, определенных по качественным-количественным показателям технологических схем действующих обогатительных фабрик.

Из сопоставления удельного водопотребления по приведенным вариантам технологических решений по его снижению следует:

- оптимизация водопотребления только лишь в операциях мокрой магнитной сепарации к существенному снижению расхода воды на действующих обогатительных фабриках не приводит; для большинства случаев оно составляет 3...7% от существующего уровня, а для некоторых - снижения не наблюдается, т.к. распределение воды по приемам магнитной сепарации на них уже близко к оптимальному. В большей мере снижения водопотребления можно достичь (на 12...17%) на обогатительных фабриках НКГСК^а (I очередь), СевГСК^а (I очередь) ИнГСК^а (I очередь) и ПГОК^а;

- наиболее существенное снижение водопотребления на всех обогатительных фабриках (до 38%) наблюдается при получении сливов классификации с массовой долей твердого во II стадии измельчения до 30%, III стадии - до 35% при одновременной оптимизации расходов воды по приемам магнитной сепарации. Однако расход воды на обогащение не сокращается пропорционально его уменьшению на гидравлическую классификацию, т.к. более плотные сливы гидроциклонов ухудшают сепарационные характеристики магнитных дешламаторов, что влечет дополнительный расход воды на магнитную сепарацию песков дешламаторов;

- повышение концентрации твердой фазы в сливах гидроциклонов позволяет исключить операцию магнитной дешламации с заменой ее (или без замены) на дополнительный прием магнитной сепарации. Это дает улучшение сепарационной характеристики блока операций стадии обогащения и позволяет, если не требуется повышения качества конечного концентрата, снизить водопотребление до 4,1...7м³/т.

Рассмотренные варианты технологических решений предполагают сохранение с незначительными изменениями существующих технологических схем и оборудования для их реализации.

Снижение водопотребления в процессах обогащения полезных ископаемых приводит, в первую очередь, к сокращению водооборота на обогатительных фабриках, уменьшает объем жидкой фазы в хвостохранилищах и сокращает расход энергии на транспортирование отходов обогатительных фабрик и на обратное водоснабжение, площади и объемы хвостохранилищ, потери воды и объемы работ по наращиванию дамб.

Из всех рассмотренных позитивных эффектов от сокращения водопотребления реальной оценке поддается лишь снижение энергозатрат, которое в среднем составляет 0,173 кВт ч/т исходной руды на 1 м³/т снижения водопотребления. Например, дл. РОФ-1 СевГОКа при переработке магнетитовых кварцитов 30,1 млн.т/год экономия электроэнергии может составить порядка 140 млн.кВт.ч.

9. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Диссертация является законченной научно-исследовательской работой, в которой осуществлено решение научной проблемы, имеющей важное народнохозяйственное значение и заключающееся в развитии теории сепарационных процессов тонкодисперсной твердой фазы и разработке научных основ водопотребления в процессах обогащения полезных ископаемых, новых методик технологического расчета обогатительных процессов и схем, создании новых технологий и аппаратов, позволяющих существенно снизить расход воды на обогащение магнетитовых кварцитов.

Основные научные и практические результаты работы заключаются в следующем:

1. Разработанные реологические модели полидисперсных суспензий, основанные на учете увеличения градиента скорости сдвигового течения в свободном объеме дисперсионной среды при скольжении слоев суспензии с вращением частиц, либо без него, позволили впервые получить уравнение "вязкость-концентрация", учитывающее влияние на кажущуюся вязкость суспензий удельной поверхности межфазного контакта (дисперсная фаза-дисперсионная среда) и поверхностных свойств твердой фазы, характеризующихся толщиной пограничного слоя дисперсионной среды на дисперсной фазе.

2. На основе современных представлений о механике суспензий и разработанных их реологических моделей впервые предложен

подход для определения скоростей движения частиц в полидисперсных суспензиях, основанный на учете комплексного воздействия на группу движущихся частиц одинаковой крупности и плотности эффектов, вызванных увеличением локальных градиентов скорости и давления дисперсионной среды при обтекании отдельных частиц или их групп. При этом менее подвижные частицы создают для более подвижных квазизжидкую среду повышенной плотности и вязкости, поскольку более крупные частицы, обладая большей скоростью, вынуждены перемещаться в этой среде, прохождение которой через поры и каналы, образованные множеством крупных частиц, приводит к эффекту их взвешивания.

3. Из решения уравнения Колмогорова-Фоккера-Планка для турбулентного массопереноса тонкодисперсной твердой фазы суспензий методом составления интегро-дифференциальных уравнений, следующих из баланса твердой фазы в рабочем пространстве обогатительного аппарата, впервые получен общий вид функции распределения концентрации для условий нестационарного процесса при выводе частиц из массопереноса за счет накопления осадка или извлечения магнитной системой, либо флокулами.

4. На основе полученной функции распределения концентрации твердой фазы суспензий разработаны математические модели основных технологических процессов сепарации в жидкой среде тонкодисперсной твердой фазы и составлены уравнения их сепарационных характеристик: гидравлической классификации (сепарация по крупности) в восходящем и тонкослойном потоках, в турбулентных закрученных потоках, магнитных флокуляции, сепарации и дешламации. Полученные зависимости впервые учитывают реологические свойства суспензий, обусловленные дисперсностью и поверхностными свойствами сепарируемых частиц, а также их подвижность, вызванную воздействием силовых полей обогатительных аппаратов.

5. Исходя из баланса узких фракций и полученных уравнений сепарационных характеристик отдельных технологических операций составлены уравнения сепарационных характеристик схем обогащения с любым количеством любых циркулирующих нагрузок, позволяющие научно обоснованно подходить к их построению.

6. Водопотребление технологическими операциями обогащения полезных ископаемых и обогатительными схемами в целом определяется требуемыми объемными концентрациями твердой фазы в этих операциях

и их количеством, необходимыми для достижения заданных показателей обогащения и соответствующей сепарационной характеристики схемы.

7. В результате исследований двухоперационных схем гидравлической классификации разработана технология получения ее сливов с повышенной концентрацией твердой фазы, снижающая водопотребление при измельчении руд. Технология подтверждена укрупненными лабораторными и промышленными испытаниями и реально позволяет получить сливы классификации с массовой долей твердого во второй стадии измельчения магнетитовых кварцитов не менее 30%, в третьей - не менее 25%. Реализация этой технологии возможна при определенном сочетании конструктивных и режимных параметров применяемого оборудования, рассчитываемым согласно разработанным математическим моделям.

8. Исходя из требований компоновки оборудования замкнутых циклов измельчения руд выбрана конструкция и выполнены исследования турбоциклонов с центробежным рабочим колесом, в результате которых получены расчетные формулы для объемной производительности по исходному продукту и продуктам разделения, для скорости закручивания потока, разработана методика технологического расчета. Полученные результаты позволили институту Механобрчермет создать конструкции промышленных турбоциклонов, дающих возможность получения сливов с массовой долей твердого до 25...30% и снижения водопотребления при измельчении.

9. Разработанные научные основы сепарации и водопотребления, а также методики технологического расчета и программы его реализации на ЭВМ дают возможность составлять технологические регламенты для любых действующих схем обогащения вкрапленных полезных ископаемых при обеспечении заданной эффективности разделения, а также научно обосновывать построение новых технологических схем. В частности, для действующих горнообогатительных комбинатов Украины и КМА разработаны технологические режимы, позволяющие без реконструкции обогатительных фабрик снизить водопотребление на 40-57%.

10. Практическая ценность и полезность работы доказывается внедрением технологии получения сливов классификации с повышенной массовой долей твердого при измельчении окисленных железистых кварцитов на опережающей секции КГОМОРа (реальный экономи-

ческий эффект от внедрения в проект 270,58 тыс.руб в ценах 1989г.) на одной из технологических секций обогатительной фабрики ЦГОКа; промышленными испытаниями этой технологии на РОФ-I СевГОКа, реализованной с помощью гидроциклонов и разработанной конструкции турбоциклона ТЦ-710 (ожидаемый экономический эффект 868,7 тыс. руб. в ценах 1989г.), внедрением гидроциклонов ПЦ-710 в III стадии измельчения на горнообогатительных комбинатах Украины (реальный экономический эффект 25 тыс.руб на одну технологическую секцию в ценах 1979г.), использованием в учебном процессе в Государственной горной академии Украины и в институте Комажорчермет методик технологического расчета схем обогащения с рециркуляцией промежуточных продуктов, гидроциклонов и турбоциклонов.

Основные положения диссертации опубликованы в следующих работах:

1. Пилов П.И. Пылеулавливание в циклах сухого измельчения с рециркуляцией запыленного воздуха / В кн.: Техника и технология обогащения руд. - М.: Недра, 1976. - С.183-187.
2. Кармазин В.И., Пилов П.И. Определение предела обогащения угля в тяжелосредних гидроциклонах / Обогащение и брикетирование угля. - 1976. - № 4 (176). - С.16-18.
3. Ведрань Н.Г., Денисенко А.И., Пилов П.И. Расчет скорости свободного движения минеральных зерен в среде / Известия вузов. Горный журнал. - 1976. - № 9. - С.141-144.
4. Ведрань Н.Г., Денисенко А.И., Кармазин В.И., Пилов П.И., Христов А.А. Гидроциклон для классификации и обогащения полезных ископаемых / А.с.СССР № 597426 // Открытия. Изобретения. - 1978. - № 10.
5. Ведрань Н.Г., Гольдберг Я.С., Кривошеков В.И., Пилов П.И. Гидроциклон для классификации и обогащения полезных ископаемых / А.с.СССР № 760665.
6. Ведрань Н.Г., Денисенко А.И., Пилов П.И. Расчет скорости стесненного движения минеральных зерен в среде / Известия вузов. Горный журнал. - 1979. № 1. - С.169-171.
7. Гидроциклон для классификации и обогащения полезных ископаемых. Н.Г.Ведрань, В.И.Кривошеков, П.И.Пилов и др. / А.с. СССР № 789160 // Открытия. Изобретения. - 1980. - № 47.
8. Турбоциклон. Н.Г.Ведрань, А.И.Вровко, В.И.Кривошеков, П.И.Пилов и др. / А.с.СССР № 799824 // Открытия. Изобретения. - 1981. - № 4.

9. Пилов П.И., Бровко А.И. Определение расхода пульпы в подрешетный продукт при тонком грохочении / В сб. тез. докл. Респ. конф.: Проблемы повышения качества переработки минерального сырья на обогатительных фабриках и пути их решения. - Днепропетровск, 1979. - С.98-100.

10. Пилов П.И., Бровко А.И. Моделирование разделения зернистых смесей при тонком грохочении / В сб. тез. докл. Респ. конф.: Проблемы повышения качества переработки минерального сырья на обогатительных фабриках и пути их решения. - Днепропетровск, 1979. - С.101-103.

11. Пилов П.И. Особенности массопереноса в процессах обогащения полезных ископаемых / В кн.: Интенсификация магнитных и гравитационных процессов обогащения. - М.: ИПКОН, 1980. - С.161-163.

12. Ширяев А.А., Нескоромный Е.Н., Пилов П.И., Насовская Т.А. Критерии моделирования процесса разделения по крупности в гидроциклонах различного диаметра / В сб. тез. докл. Всес. конф. по проблемам обогащения и окускования руд черных металлов. - Кривой Рог, 1980. - С.15-16.

13. Пилов П.И. Турбулентная модель гидроциклона / Обогащение полезных ископаемых: Респ. межвед. науч.-техн. сб. - 1980. - вып.26. - С.6-15.

14. Пилов П.И., Кривошеков В.И. Пути повышения эффективности классификации в гидроциклонах / Обогащение полезных ископаемых: Респ. межвед. науч.-техн. сб. - 1980. - вып.26 - С.15-17.

15. Кармазин В.И., Пилов П.И. Математическая модель процесса магнитной сепарации нефлокулирующих материалов / В сб. тез. докл. УП Всес. науч. конф.: Комплексное исследование физических свойств горных пород и процессов. - М.: МГИ, 1981. - С.87-88.

16. Пилов П.И., Кривошеков В.И. Вопросы гидродинамики прамочных гидроциклонов / В сб. тез. докл. УП Всес. науч. конф.: Комплексное исследование физических свойств горных пород и процессов. - М.: МГИ, 1981, - С.36-37.

17. Исследование и внедрение гидроциклонов большого диаметра / А.А.Ширяев, Е.Н.Нескоромный, П.И.Пилов и др. / В сб. докл. науч. техн. конф.: Состояние и направление развития технологии рудоподготовки в черной металлургии. - Кривой Рог, 1981. - С.69-71.

18. Пилов П.И. О механизме переноса твердой фазы турбулентными потоками жидкости / Обогащение полезных ископаемых: Респ. межвед. науч.-техн. сб. - 1981. - Вып. 28. - С. 37-41.

19. Пилов П.И. Турбулентный перенос твердой фазы в гидроциклонах / В сб. докл. I симпозиума: Исследование и промышленное применение гидроциклонов. - Горький, 1981. - С. 49-53.

20. Пилов П.И., Ширяев А.А., Нескоромный Е.Н. Определение рационального режима работы "Насос-гидроциклоны" / Развитие практики и совершенствование рудоподготовки при обогащении: Сб. тез. докл. Всесоюз. науч. конф. - Л.: Механобр, 1981. - С. II-12.

21. Пилов П.И., Ширяев А.А., Нескоромный Е.Н. Технологический расчет гидроциклонов при классификации измельченных железистых кварцитов / Обогащение полезных ископаемых: Респ. межвед. науч.-техн. сб. - 1982. - Вып. 31. - С. 39-45.

22. Исследование работы гидроциклонов большого диаметра / А.А. Ширяев, Е.Н. Нескоромный, П.И. Пилов // Горн. журн. - 1983. - № 2, - С. 51-53.

23. Пилов П.И., Ширяев А.А., Нескоромный Е.Н. Определение напора пульпы на входе в батарею гидроциклонов / В кн.: Развитие техники и технологии рудоподготовки в черной металлургии. - М.: Недра, 1983. - С. 73-76.

24. Ширяев А.А., Салищева Е.П., Пилов П.И. Разработка технологии тонкого измельчения окисленных железных руд с получением плотных сливок классификации / В кн.: Обогащение слабомagnetных руд черных металлов. - М.: Недра, 1984. - С. 3-II.

25. Denisenko A.I., Pilov P.I. Modellierung und Berechnung von Hydrozyklonen / Fortschritte in Theorie und Praxis der Aufbereitungstechnik // Internationale Fachtagung. - Freiberg, 1981. - S. 221-226.

26. Ширяев А.А., Пилов П.И. Разделение тонкодисперсных минеральных суспензий по крупности в интенсивном центробежном поле / В сб. тез. докл. IX Всес. науч. конф.: Комплексное исследование физических свойств горных пород и процессов. - М.: МГИ, 1987. - С. 149-150.

27. Гидравлическая классификация тонкоизмельченных железных руд в турбоциклоне с центробежным рабочим колесом / А.А. Ширяев, В.В. Назаренко, П.И. Пилов и др. // Обогащение полезных ископаемых:

Респ. межвед. науч.-техн. сб. - 1987. - вып. 37. - С. 19-21.

28. О возможности применения турбоциклонов в замкнутых циклах измельчения / А.А. Ширяев, В.В. Назаренко, П.И. Пилов и др.

// Обогащение полезных ископаемых: Респ. межвед. науч.-техн. сб. - 1988. вып. 38 - С. 39-43.

29. Пилов П.И., Ширяев А.А., Назаренко В.В. Тангенциальная составляющая скорости движения жидкости в турбоциклоне / В кн.: Исследование процессов, машин и аппаратов разделения материалов по крупности. - Л.: Механобр, 1988. - С. 98-105.

30. Ширяев А.А., Пилов П.И. Классификация тонкодисперсных суспензий в противоточном турбоциклоне / В кн.: Безотходная технология композиционных материалов в производстве строительных изделий и конструкций. - М.: МИСИ, 1987. - С. 115-121.

31. Снижение водопотребления в технологических схемах обогащения руд / А.А. Ширяев, В.В. Назаренко, П.И. Пилов и др. // В сб. тез. докл. Всес. науч.-техн. конф., Проблемы обезвоживания, складирования и утилизации хвостов горнообогатительных комбинатов. - Кривой Рог, 1990. - С. 17-18.

32. Денисенко А.И., Пилов П.И., Шломин А.Н., Христов А.А. Перспективные направления развития гидравлической классификации тонкоизмельченных материалов / В кн.: Известия Днепропетровского горного института. - М.: Недра, 1990. - С. 163-166.

33. Ширяев А.А., Назаренко В.В., Воробьев Н.К., Пилов П.И. Снижение потерь полезного компонента при классификации и сгущении марганцевых шламов в противоточных турбоциклонах / В кн.: Пути экономии ресурсов при обогащении руд черных металлов. - М.: Недра, 1990. - С. 57-62.

34. Освоение турбоциклонов в циклах тонкого измельчения и классификации / А.А. Ширяев, В.В. Назаренко, П.И. Пилов // В сб. тез. докл. Всес. науч.-техн. конф.: Пути развития науки и техники при подготовке руд черных металлов к металлургическому переделу. - Кривой Рог, 1991. - С. 22-23.

35. Турбоциклон / В.В. Назаренко, А.А. Ширяев, П.И. Пилов и др. // А.с. СССР № 1645019. - Открытия. Изобретения - 1991 - № 16.

36. Ширяев А.А., Пилов П.И., Назаренко В.В. Турбоциклон / А.с. СССР № 1684879 // Открытия. Изобретения. - 1991 - № 22.

37. Рекомендации по эксплуатации турбоциклона ТЦ-710 в замкнутом цикле измельчения и классификации / А.А. Ширяев, В.В. Назаренко,

П.И.Пилов и др. // Обогащение руд. - 1991. - № 3 - С.27-29.

38. Гидроциклон / В.Н.Проняга, П.И.Пилов, А.А.Христов и др. // А.с. СССР № 1685536. - Открытия. Изобретения. - 1991. - № 39.

39. Турбоциклон / А.И.Денисенко, П.И.Пилов, А.А.Христов, и др. // А.с. СССР № 1740078 - Открытия. Изобретения. - 1992. № 22.

40. Гидроциклон / В.Н.Проняга, П.И.Пилов, А.А.Христов и др. // А.с. СССР № 1776442. - Открытия. Изобретения. - 1992. - № 43.

41. Пилов П.И. Уравнение "вязкость-концентрация" для полидисперсных суспензий / Обогащение полезных ископаемых: Респ. межвед. научн.-техн. сб. - 1992. - Вып. 41. - С.79-87.

42. Разработка ресурсосберегающей технологии измельчения и классификации с получением плотных сливов / А.А.Ширяев, В.В. Назаренко, П.И.Пилов и др. / В сб. докладов I науч.конф. по сравнению различных типов измельчителей, ч. I. - Одесса, 1993. - С. 41-43.

Личный вклад соискателя в работы, опубликованные в соавторстве: / 2 / - формула для определения предела обогащения угля в тяжелосредних гидроциклонах; / 3 / - формула аппроксимации диаграммы Лященко и поправочные коэффициенты, учитывающие поверхностные свойства и форму минеральных частиц; / 4 / - идея перечистки пристенного продукта гидроциклонов; / 5 / - один из признаков изобретения; / 6 / - формула для параметра Лященко в стесненных условиях; / 7 / - один из признаков изобретения; / 8 / - один из разделительных признаков; / 9, 10 / - формула для определения расхода пульпы в подрешетный продукт, уравнение сепарационной характеристики и методика технологического расчета; / 12 / - математическая модель гидроциклона и условие идентичности процессов гидравлической классификации; / 14 / - функция распределения частиц по крупности; / 15 / - уравнение сепарационной характеристики магнитного сепаратора; / 16 / - зависимость тангенциальной составляющей скорости от формы и расположения питающего насадка и вывода из гидроциклона продуктов разделения; / 17, 22 / - моделирование процесса разделения в гидроциклонах, методика технологического расчета; / 20, 23 / - зависимость напора на входе в гидроциклоны от их диаметра и количества в батарее; / 21 / -

методика технологического расчета; / 24 / - сепарационные характеристики схем классификации, формулы для соотношения граничных крупностей; / 25 / - турбулентная диффузионная модель гидроциклона и методика технологического расчета на ее основе; / 26, 27, 28, 30, 33, 34, 37 / - математическая модель турбоциклона; / 29 / - формула для показателя степени в уравнении вынужденного вихря; / 31, 42 / - теоретическое обоснование технологии гидравлической классификации с получением плотных сливок; / 32 / - идея о перестройке пристенного слоя в гидроциклонах и анализ конструктивных решений по ее реализации; / 35 / - конструкция рабочего колеса противоточных турбоциклонов; / 36 / - идея об использовании направляющих винтовых каналов; / 38, 39, 40 / - по одному из признаков изобретения.



ПИЛОВ Петр Иванович

Научные основы сепарации и водопотребления при
обогащении руд

Автореферат

диссертации на соискание ученой степени
доктора технических наук

Подписано в печать 24.11.93. Формат 60x84/16.

Бум. офс. М I. Офс. печ. Усл. печ. л. 2,2.

Уч.-изд. л. 2,2. Тираж 100 экз. Заказ № 334. Бесплатно.

Ротапринт ИТА Украины. 320600, ГСП, Днепропетровск-27,
пр. К.Маркса, 19.

Бесплатно

АВ 28.627