

Камчатский государственный технический университет

Научно-исследовательский геотехнологический центр ДВО РАН

**А.С. Латкин**

**ПЕРСПЕКТИВНЫЕ ПРОЦЕССЫ  
ПЕРЕРАБОТКИ ДИСПЕРСНОГО СЫРЬЯ**

Петропавловск-Камчатский  
2004

УДК 536.244:261  
ББК 63.3-8  
Л27

Рецензенты:

*А.Н. Шулюпин,*  
доктор технических наук, доцент

*Т.П. Белова,*  
кандидат технических наук, доцент

**Латкин А.С.**

Л27            Перспективные процессы переработки дисперсного сырья. –  
Петропавловск-Камчатский: КамчатГТУ, 2004. – 126 с.

ISBN 5–328–00065–X (1-й з-д)

Книга посвящена перспективам освоения нетрадиционного минерального сырья и перспективам переработки дисперсного сырья в аппаратах с активными гидродинамическими режимами.

Для студентов, аспирантов и специалистов в области минералоподготовки.

**УДК 536.244:261**  
**ББК 63.3-8**

ISBN 5–328–00065–X (1-й з-д)

© КамчатГТУ, 2004  
© Латкин А.С., 2004

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение.....	5
Условные обозначения .....	7
<b>Глава 1. Современное состояние проблемы.....</b>	<b>9</b>
1.1. Современное состояние сырьевой базы .....	10
1.2. Процессы преобразования свойств минерального сырья....	14
<b>Глава 2. Перспективные минеральные объекты.....</b>	<b>17</b>
2.1. Классификация различных видов бедного минерального сырья.....	18
2.2. Основные особенности бедного и труднообогатимого минерального сырья.....	19
2.3. Геотермальные теплоносители, как нетрадиционные источники минерального сырья .....	23
2.4. Общие свойства минеральных дисперсных систем .....	25
2.4.1. Форма частиц дисперсных систем .....	27
2.4.2. Дисперсный состав минеральных частиц .....	29
2.5. Выводы.....	30
<b>Глава 3. Прогрессивные технологические процессы по переработке дисперсного сырья .....</b>	<b>31</b>
3.1. Классификация технологических процессов и аппаратов для переработки минерального сырья.....	32
3.2. Основные закономерности процессов центробежного пылеулавливания и сепарации .....	37
3.2.1. Методика принципиального расчета сепарационной способности центробежного пылеуловителя.....	38
3.2.2. Основные уравнения процесса близкого взаимодействия .....	40
3.3. Гравитационное обогащение .....	45
3.3.1. Основные математические модели определения траекторий частиц в центробежном поле закрученного потока.....	46
3.3.2. Влияние структуры потока на эффективность ведения процессов сорбции .....	49
3.3.3. Уравнения сорбции.....	51
3.4. Процессы конденсации парогазовой среды .....	54
3.4.1. Основные уравнения конденсации .....	55
3.5. Основные закономерности влияния структуры потока на процессы термообработки сырья.....	57
3.5.1. Основные положения процесса сушки дисперсного сырья.....	57

3.5.2. Основные уравнения кинетики сушки дисперсного сырья .....	59
3.5.3. Исследование влияния структуры потока на эффективность ведения процессов обжига .....	60
3.5.4. Основные уравнения кинетики процесса обжига .....	61
3.5.5. Влияние структуры потока на эффективность ведения тепло-массообменных процессов, связанных с прохождением химической реакции .....	67
3.6. Технологии плавки минерального сырья .....	71
3.6.1. Получение комплексных минеральных удобрений из низкосортных концентратов .....	73
3.6.2. Технология коллекторной плавки .....	77
3.7. Влияние структуры потока на эффективность ведения процессов испарения .....	81
3.8. Выводы .....	82
<b>Глава 4. Методические основы определения режимно-конструктивных параметров циклонно-вихревых аппаратов .....</b>	<b>84</b>
4.1. Принципиальные экономические оценки рациональности использования сырья .....	84
4.2. Экономическая эффективность гидрофобизации поверхности дисперсных отходов при добыче и обогащении минерального сырья .....	86
4.3. Некоторые оценки переработки геотермального сырья .....	87
4.4. Выбор оптимальных режимно-конструктивных параметров вихревых аппаратов на основе минимизации энергозатрат при ведении технологического процесса .....	88
4.5. Основные положения при расчете вихревых устройств для ведения технологических процессов .....	89
4.6. Инженерный расчет технологического аппарата .....	91
4.7. Экспериментальные и промышленные образцы разработанных аппаратов .....	93
4.7.1. Вихревые пылеуловители .....	94
4.7.2. Аппараты для разделения многофазных сред .....	98
4.7.3. Аппараты для термообработки дисперсного сырья .....	102
4.7.4. Устройства для получения теплоносителя .....	104
4.7.5. Испарители .....	107
4.7.6. Гидрофоботрон .....	108
Заключение .....	111
Литература .....	113

## ВВЕДЕНИЕ

В настоящее время, когда богатые по содержанию ценных компонентов месторождения практически исчерпаны и горнодобывающая промышленность переходит на разработку бедных и труднообогатимых руд, проблема комплексного и рационального использования сырья становится определяющей в развитии и совершенствовании техники и технологии добычи, обогащения и переработки. При переработке бедных руд экономически оправданными становятся малоотходные технологии с рационально полным извлечением ценных компонентов, дальнейшим использованием дисперсной инертной массы, очисткой уходящих технологических газов и сточных вод от дисперсных продуктов и химических соединений, возвратом уловленных продуктов в технологический процесс. При комплексном использовании минерального сырья, когда все его компоненты можно рассматривать как полезные, имеет смысл ввести термин «ценные» для обозначения соединений или элементов, на которые ориентирована разработка месторождения.

Для эффективной переработки руд с низким содержанием ценных компонентов необходимо совершенствование существующих технологических подходов, или создание принципиально новых технологических решений, позволяющих резко повысить комплексность и рациональность использования минерального сырья. Однако создание новых технологий немислимо без создания аппаратов с высокими удельными технологическими показателями. Так как ценные компоненты в бедных рудах находятся, как правило, в виде тонких вкраплений, процессы обогащения ведутся с тонкоизмельченным минеральным сырьем. Потери минерального сырья с технологическими газами, сточными водами и материалом хвостов ГОК (в этом случае) представлены тоже тонкодисперсным материалом, поэтому можно считать, что реализация малоотходных технологий будет во многом опираться на высокоэффективные технологические аппараты по переработке тонкодисперсного минерального сырья. В работе часто применяется термин «аппарат», который обозначает любое технологическое устройство для улавливания или переработки дисперсного минерального сырья без механически движущихся частей.

Историческое развитие процессов производства показывает: качество минерального сырья определяет принцип действия технологического оборудования: при наличии богатой крупнокусковой руды экономически приемлемыми являются слоевые методы переработки сырья; с ухудшением качества сырья для получения кондиционных концентратов необходимо соответствующее измельчение исходной руды, в результате, в целях повышения рентабельности необходимо увеличивать диффузионные характеристики процесса. При измельчении сырья на частицы тоньше одного

миллиметра рациональными становятся методы переработки в псевдокипящем слое, однако, при размерах частиц менее  $10^{-4}$  м, они уже не выгодны из-за большого уноса дисперсного материала.

В ходе совершенствования аэрогидродинамических условий ведения технологических процессов аппараты проходят следующий ряд изменений принципа действия: слоевой с обработкой материала с поверхности, слоевой с механическим перемешиванием, слоевой фильтрационный, псевдоожиженный (кипящий) слой, факельный, циклонно-вихревой. Широкое распространение из указанных вариантов получили циклонно-вихревые аппараты позволяющие вести различные сепарационные, технологические и совмещенные процессы, развитая турбулентная структура потока в рабочем объеме которых позволила избежать образования инертных зон вокруг частиц материала, технологический процесс шел с одновременной сепарацией твердых частиц на стенку в результате воздействия центробежных сил, что позволило одновременно снизить унос дисперсного материала и повысить скорости обтекания одного реагента другим, что привело к увеличению скорости ведения технологического процесса по сравнению с другими устройствами. Однако попытки реализации различных процессов в циклонно-вихревых устройствах показали, что если для одних они были вполне приемлемы (сжигание топлива, сепарация, обогащение, классификация), то для ведения других были мало или совсем не пригодны, так как ограниченная возможность изменения гидродинамической структуры потоков в них не позволяет создать оптимальные тепломассообменные условия при ведении технологического процесса. В результате возникает ряд недостатков технологического устройства при ведении определенного процесса таких как: высокое гидродинамическое сопротивление, недостаточная улавливающая способность или турбулентная структура потока, активный абразивный износ стенок устройства и т.д.

Стремление ликвидировать указанные недостатки и повысить удельные показатели вихревых технологических аппаратов привело к созданию ряда устройств со взаимодействующими закрученными потоками (ВЗП), которые в настоящее время активно используются для процессов пылеулавливания, сушки и грануляции дисперсных материалов. Управление гидродинамической структурой потока в рабочем объеме аппарата, возможность воздействия на более тонкие дисперсные материалы, более высокая улавливающая способность по сравнению с циклонами – вот неполный перечень достоинств аппаратов ВЗП. Вместе с тем, слабая изученность гидродинамики и теплообмена при ведении различных технологических процессов и отсутствие современных научно-методических основ расчета аппаратов сдерживает процесс разработки и внедрения устройств ВЗП в горнодобывающую и обогатительную промышленность для реализации ряда процессов таких как: обогащение, сепарация, термообработка, адсорбция, испарение, конденсация, плавка тонкодисперсного минерального сырья.

## УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- $A, B, C$  – константы, коэффициенты;
- $A = \frac{f_{ex}}{\pi D^2}$  – безразмерная площадь ввода;
- $a$  – коэффициент температуропроводности,  $m^2/c$ ;
- $a, b$  – ширина входного патрубка,  $m$ ;
- $C$  – массовая или объемная концентрация,  $kg/m^3, m^3/m^3$ ;
- $C$  – постоянная интегрирования;
- $c$  – теплоемкость,  $Dж/kg^{\circ}K$ ;
- $F$  – сила,  $n$ ;
- $D_a$  – диаметр вихревого аппарата,  $m$ ;
- $D_k$  – диаметр камеры вихревого аппарата,  $m$ ;
- $d_{п1}, d_{п2}$  – диаметры отверстий внутреннего и внешнего пережимов, соответственно,  $m$ ;
- $d_{ч}$  – диаметр частицы,  $m$ ;
- $E$  – энергия,  $Dж$ ;
- $E_{уд}$  – удельная потенциальная энергия процесса,  $Dж/kg$ ;
- $\Gamma = V_{\phi} \cdot r$  – циркуляция потока,  $m^2/сек$ ;
- $g$  – ускорение свободного падения,  $m/сек^2$ ;
- $F$  – поверхность контакта фаз,  $m^2$ ;
- $f_{вх}$  – площадь входного шлица,  $m^2$ ;
- $I$  – энтальпия,  $Dж/kg$ ;
- $j$  – удельный поток,  $kg/m^2 \cdot сек, Dж/m^2 \cdot сек$ ;
- $H$  – высота аппарата,  $m$ ;
- $h$  – толщина пристенной зоны закрученного потока,  $m$ ;
- $h$  – высота входного патрубка,  $m$ ;
- $h$  – удельная теплота фазового перехода,  $Dж/kg$ ;
- $h_{ш}$  – высота выступов шероховатости стенок,  $m$ ;
- $K$  – константа скорости процесса;
- $k$  – показатель степени, характеризующий структуру закрученного потока;
- $L_k$  – длина камеры вихревого аппарата,  $m$ ;
- $L_a$  – длина вихревого аппарата,  $m$ ;
- $L_1, Q_1, V_1$  – объемный расход газа по первому каналу,  $m^3/сек$ ;
- $L_2, Q_2, V_2$  – объемный расход газа по второму каналу,  $m^3/сек$ ;
- $L_3 = L_1 + L_2$  – общий расход газа через аппарат,  $m^3/сек$ ;
- $M$  – масса вещества,  $kg$ ;
- $m$  – секундный массовый расход,  $kg/сек$ ;
- $m_{ч}$  – масса частицы,  $kg$ ;
- $m_r$  – масса газа,  $kg$ ;
- $n_i = \frac{r_i}{r_{ym}}$  – величина безразмерного текущего радиуса;
- $P$  – давление,  $n/m^2$ ;
- $\Delta P$  – перепад давления,  $n/m^2$ ;
- $Q$  – количество тепла,  $Dж$ ;

$R(\delta)$  – функция распределения частиц по фракциям в дисперсной системе;  
 $r_n$  – радиус отверстия пережима, м;  
 $r_i$  – текущий радиус точки в цилиндрических координатах, м;  
 $r_o$  – радиус квазитвердого вращения потока в аппарате, м;  
 $r_\phi$  – радиус максимального значения тангенциальной составляющей вектора скорости потока, м;  
 $r_{вх}$  – расстояние от оси камеры до середины входных шлицев, м;  
 $r_y$  – радиус ядра потока, м;  
 $S$  – площади сечения или поверхности, м<sup>2</sup>;  
 $S_m$  – миделево сечение, м<sup>2</sup>;  
 $T$  – температура потока, материала, °С;  
 $t$  – время, сек;  
 $U$  – скорость движения частицы, м/сек;  
 $V = \frac{W}{V}$  – безразмерная скорость движения потока;  
 $V$  – секундный расход потока, м<sup>3</sup>/сек;  
 $W$  – скорость движения потока, м/сек;  
 $W_{\phi m}$  – максимальное значение тангенциальной составляющей вектора скорости потока, м/сек;  
 $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи от газа к частице материала, Вт/м<sup>2</sup>·°К;  
 $\beta$  – угол наклона лопатки закручивающего устройства по отношению к горизонтальной плоскости, рад;  
 $\beta$  – коэффициент массоотдачи, кг/м<sup>2</sup>·сек;  
 $\delta$  – диаметр частицы или капли во взвеси, м;  
 $\lambda$  – коэффициент теплопроводности, Вт/м·°К;  
 $\varepsilon$  – коэффициент сохранения крутки или скорости потока;  
 $\nu$  – кинематическая вязкость газа, м<sup>2</sup>/сек;  
 $\mu$  – динамическая вязкость газа, кг/м·сек;  
 $\eta$  – общая эффективность улавливания, %;  
 $\rho$  – плотность вещества, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\tau$  – время, сек;  
 $\xi$  – коэффициент сопротивления;  
 $Re$  – число Рейнольдса;  
 $Nu$  – число Нуссельта;  
 $Pr$  – число Прандтля;  
 $Eu$  – число Эйлера;  
 $Ro$  – число Россби;

## ИНДЕКСЫ

$г$  – газ;  
 $ч$  – частица;  
 $м$  – материал;  
 $у, r$  – угловая и радиальная координаты, соответственно;  
 $z, x$  – вертикальная и координата по длине;  
 $\phi$  – тангенциальная составляющая;

## ГЛАВА 1. Современное состояние проблемы

Переработка бедных, труднообогатимых месторождений минерального сырья требует совершенствования технологических подходов в плане повышения уровня извлечением ценных компонентов в концентраты, полной очистки технологических стоков и выбросов газов, с использованием инертной массы хвостов в народном хозяйстве. Из экономических и экологических соображений все эти вопросы становятся прерогативой горного производства [1–17].

При рациональном использовании минерального сырья все большее значение придается ресурсам, которые могут быть получены за счет уменьшения потерь, улучшения качества промпродуктов, повышения комплексности добычи и переработки полезных ископаемых. Особое значение эти вопросы принимают при разработке бедных месторождений, где ценные компоненты, как правило, находятся в виде тонких вкраплений, извлечение которых возможно только при соответствующем измельчении руды. Для изготовления товарного концентрата полученная дисперсная масса должна пройти определенную технологическую обработку. В связи с этим в арсенал горнодобывающей и обогатительной промышленности входит целый ряд различных технологических процессов, способствующих повышению комплексности использования минеральных ресурсов, таких как: классификация, сепарация, плавление, конденсация, испарение, окисление и др.

Вопросы комплексного использования ресурсов на основе разделения сырья на фазовые компоненты с более качественным использованием каждой стоят и при разработке нефтяных и геотермальных месторождений. Например: повышение сухости пара ведет к увеличению удельных показателей оборудования при получении электроэнергии, а отделенная от пара горячая вода, повысит показатели технологических процессов при решении вопросов теплоснабжения.

Разработка месторождений бедного минерального сырья и дальнейшие технологические процессы для получения товарных концентратов связаны с вопросами улавливания дисперсных отходов, так как это позволяет решать не только экологические проблемы, но и повышать рентабельность производства. Если физико-химические свойства минерального сырья определяют совокупность технологических процессов при его обогащении и переработке, то качество минерального сырья определяет принцип действия технологического оборудования. При наличии богатых по содержанию ценных компонентов руд, вполне приемлемы технологические устройства с малыми диффузионными характеристиками. С ухудшением качества сырья необходимым становится его соответствующее измельчение и для рационального ведения процессов обогащения и переработки необходимо привлекать аппараты с активными гидродинамическими режимами (кипящего слоя, фонтанирующие, факельные и вихревые устройства). В устрой-

ствах с активными гидродинамическими режимами структура потока в рабочем объеме определяет не только принцип действия, но и качество обработки минерального сырья. В связи с этим различные технологические процессы должны иметь свою оптимальную гидродинамическую структуру в рабочем объеме устройства определенного принципа действия. При всем разнообразии видов минерального сырья есть критерии позволяющие оценить этот континуум, на наш взгляд, наиболее характерными могут явиться интервалы энергозатрат при переработке сырья тем или иным способом с целью получения кондиционных концентратов. Учитывая различное фазовое состояние сырья, технологические расходные регламенты, для сопоставления энергозатрат при переработке различных видов сырья из общего расхода энергии на ведение процесса необходимо исключить затраты на диспергирование и сообщение кинетической энергии взвеси в ходе ведения технологического процесса. Придав полученной величине безразмерную форму по отношению к массе сырья, получим критерий, который можно назвать удельной потенциальной энергией процесса  $E_{уд}$ . Для оценки гидродинамической структуры закрученных потоков лучшим критерием может явиться критерий Россби ( $Ro$ ), характеризующий долю энергии вращательного движения потока. Идея нашей работы реализуется в выявлении закономерностей взаимосвязи этих двух величин.

### 1.1. Современное состояние сырьевой базы

Развитие промышленности ведет к резкому увеличению потребностей в продуктах получаемых из минерального сырья, количество которых за последнее десятилетие удвоилось. На примере потребления некоторых металлов можно оценить динамику роста:  $Bi$  – 1985 г (3000 т), 1986 г (3500 т), 1987 г (4000 т), 1988 г (4300 т), 1989 г (4400 т), 1990 г (4500 т);  $In$  – 1985 г (55 т), 1986 г (75 т), 1987 г (90 т), 1988 г (104 т), 1989 г (107 т);  $Zn$  – 1985 г (483 тыс. т), 1989 г (548 тыс. т.), 1992 г (720 тыс. т);  $V_2O_5$  – 1989 г (41,8 тыс. т), 1990 г (48,7 тыс. т);  $Cd$  – 1990 г (15,6 тыс. т), 1993 г (24 тыс. т);  $Hf$  – 1990 г (130 т), 2000 г (220 т - прогноз) [18]. Вместе с тем, несмотря на интенсивную разработку, запасы минерального сырья в мире возрастают в результате выявления новых месторождений, более тщательного исследования ранее известных, а также пересчета запасов на основе новых данных (табл. 1.1) [4–8]. Однако увеличение запасов происходит, как правило, за счет более бедных или сложных по составу месторождений, разработка которых ранее считалась нерентабельной. Поэтому прослеживается тесная связь между качеством запасов руд и ценами на металл (табл. 1.2) [9-13]), например, по имеющимся сведениям [19], стоимость алюминия на лондонской бирже металлов за период с 1970 г по 1994 г. возросла в 1,5 раза и составила в 1993 г – 1206 долл/т, а в 1994 г – 1462 долл/т. Стоимость никеля возросла примерно с 2000 долл./т в 1970 г до 4,2

тыс. долл/т в 1976 г, в 1993г – 5365 долл/т, в 1994г – 6490, т.е. за 25 лет возросла более чем в 3 раза.

Таблица 1.1

**Запасы основных цветных металлов в мире [4-8]**

Металлы и материалы	Общие запасы по состоянию			
	1961	1971	1981	1991
Бокситы, млрд. т	6,6	9,5	21,9	30,6
Медь, млн. т	210	319	481	542
Свинец, млн. т	60,9	94,2	127	145
Цинк, млн. т	117	147	203	223
Никель, млн. т	29,2	67,5	59,4	59,7
Олово, млн. т	5,29	6,83	7,36	7,8
Вольфрам, тыс. т	610	878	1650	1841
Молибден, млн. т	2,29	4,89	9,74	11,6
Кобальт, млн. т	2,25	2,76	2,86	2,9
Сурьма, млн. т	1,53	1,65	1,81	1,9

Ухудшение качества сырья характерно для всех регионов Земли. Так, например, среднее содержание меди в месторождения в развивающихся странах с 2,35% в 1961 г. снизилось до 1,57% в 1971 г. и до 1,2% в 1981 и явилось следствием расширения использования меднопорфировых руд, содержание меди в которых колеблется в пределах 0,5-0,8% [4,10-13]. За этот же период среднее содержание свинца в рудах упало с 4,1% в 1961 г. до 3,3% в 1971 г. и до 3,0% в 1981 г. [14]. Среднее содержание олова в разрабатываемых коренных месторождениях снизилось с 1-2% в 1952 г. до 0,5-1% в 1978 г., а в алювиальных россыпях соответственно с 0,02-0,04 до 0,01-0,03% [15-16]. В США среднее извлекаемое содержание золота с 1950 по 1970 гг. уменьшилось в 1,9 раза [4,15]. Аналогичная ситуация [3] складывается и в нашей стране: если в 60-х годах разрабатывались руды с содержанием железа 55-58%, то сейчас используют руды с содержанием 30%. Средняя зольность углей, добывавшихся в 70-х годах, составила 22%, а сейчас применяются угли с зольностью до 50%.

Таблица 1.2

**Среднее содержание меди в рудах США [9]**

Год	Среднее содержание меди в руде, %	Цена меди на внешнем рынке, долл/т
1950	0,89	469
1960	0,73	707
1970	0,60	1284
1980	0,49	1469
1990	0,41	1800
2000	0,30	2500-прогноз

Увеличение объемов вынуждает вести добычу на больших глубинах, на менее богатых месторождениях, даже техногенных отвалах. Значительны резервы повышения комплексности добычи полезных ископаемых, так в настоящее время потери угля в недрах составляют 22%, калийных солей – более 50%, железных руд – до 20%, огнеупоров – до 10% [9–11].

Для получения ценных компонентов активно начинают использоваться нетрадиционные виды сырья, например, получение серы из природных или сопутствующих газов. Для ряда цветных металлов расширяется номенклатура рудного сырья, например, по щелочным металлам [11–14]. В дополнение и даже на смену к традиционным видам сырья – сподумену, петалиту и др., постепенно приходят нетрадиционные: рассолы, попутные нефтяные воды, геотермальные воды, литийсодержащие глины и т.д., поскольку из общей суммы разведанных запасов щелочных металлов более половины сосредоточены в этих источниках.

Ухудшение качества руд компенсируется увеличением масштабов разведываемых и вовлекаемых в эксплуатацию месторождений и возможностью комплексной переработки руд с извлечением благородных, редких и рассеянных элементов, а также серы [17–21].

За период с 1970 по 1990 гг. стоимость попутной продукции (молибдена, кобальта, золота, серебра и др.) в среднем по медной промышленности ряда стран возросла почти в 10 раз и составила 120 долл. на 1 т меди [20]. Совершенствование технологий и повышение комплексности использования минерального сырья порой ведет к резкому снижению стоимости металлов (см. табл. 1.3.).

В бедных и труднообогатимых рудах значительная часть ценных компонентов находится в виде тонких вкраплений и необходимо соответствующее измельчение исходного сырья для вскрытия зерен минералов и последующее извлечение необходимых компонентов в концентрат различными методами обогащения.

При подготовке полезных ископаемых к обогащению в процессе их измельчения происходит изменение физико-химических свойств минеральных комплексов: увеличивается концентрация дефектов кристаллической решетки, происходят структурные изменения минералов, увеличивается удельная поверхность, раскрываются сростки ценных и породообразующих компонентов, изменяется форма частиц, образуются микропоры и микротрещины [3].

При этом существенно возрастает реакционная способность, увеличивается каталитическая активность поверхности и скорость протекания различных химических реакций на межфазных границах. Повышенная реакционная способность тонко измельченных минеральных смесей создает предпосылки для интенсификации технологических процессов [1]. Увеличение потребления наряду с ухудшением качества минерального сырья ведет к необходимости не только увеличения степени обогащения возрастающих объемов исходной руды с привлечением нетрадиционных

технологических процессов, но и утилизацией инертной части дисперсного материала, идущей в хвосты ГОК, улавливанием рудной пыли в ходе добычи руды и ведения технологических процессов по обогащению с возвратом дисперсного продукта в технологический процесс для уменьшения потерь. Например, потери железа-гематита в шламах превышают 27,5 кг на тонну металла [3].

Таблица 1.3

**Темпы производства и стоимости различных металлов**

Наименование металла	Производство, тыс. т/год			Цена, тыс. долл/т			Литература
	1990	1991	1992	1990	1991	1992	
Титан, губка	53,8	34,1	163,3	8,4		9,35	5
Диоксид титана <sup>1</sup>	3220	3320	3680	1,8		2,1	5
Медь	7228	7421	7615	1,8		2,28	6
Никель	740	670	625	9,02	8,44	7,43	7
Цинк	680	710	720	1,4		1,96	8
Кадмий	15,6	15,8	16,1	7,94	3,52	0,88	9
Ртуть	5,18	4,6	4,8	3,2		3,98	10
Свинец	4480	4470	4450	0,6	0,54	0,48	11
Олово	183	181	172	6,07	5,48	5,98	12
Ниобий	15,3	15,9	14,2	74,2		63,8	13
Тантал	0,547	0,488	0,406	181,3		160,6	13
Сурьма	65,3	67,5	63,8	1,8		1,6	14
Индий	0,1	0,13	0,16	167		180	20
Селен	2,01	1,92	2,05	5		5,1	21
Теллур	0,27	0,27	0,25	24		24-30	21

В пересчете на весь объем по стране, издержки такого рода сопоставимы с производством концентрата на нескольких горно-обогатительных комбинатах. Таким образом, анализ состояния сырьевой базы показывает, что существенные резервы горнодобывающей промышленности в решении проблем повышения рациональности использования ресурсов минерального сырья путем создания малоотходных технологий тесно связаны с переработкой тонкодисперсного минерального сырья.

В настоящее время совершенствование малоотходных технологий за счет повышения комплексности использования минерального сырья происходит по ряду направлений [4,21–92]:

- развитие геотехнологических процессов разработки недр на основе растворения, плавления, выщелачивания, подземной газификации и других методов;
- обогащение сырья безводными методами на месте добычи;
- освоение разработки забалансовых и некондиционных месторождений полезных ископаемых;

- расширение масштабов использования сырья, вскрышных и вмещающих пород, отходов рудо- и углеобогащения, шламов и других отходов в строительстве и производстве стройматериалов;
- освоение геотермальных ресурсов;
- освоение техногенных месторождений;
- развитие технологических процессов обогащения минерального сырья на основе сушки, термообработки, адсорбции и других методов.
- улавливание и переработка тонкодисперсного минерального сырья для повышения рациональности использования и расширения диапазона объектов природных и техногенных ресурсов.

## 1.2. Процессы преобразования свойств минерального сырья

Снижение качества руды и переработка нетрадиционных источников сырья требует привлечения новых технологических процессов при переработке минерального сырья. В настоящее время для получения кондиционных концентратов все чаще применяются процессы термообработки, конденсации, испарения, изменения поверхностных свойств минерального сырья методами адсорбции и др.

Процессы термообработки в зависимости от вида и технологического регламента позволяют изменить структуру руды, испарить лишнюю влагу, убрать кристаллическую воду из литеральной решетки, удалить один или несколько элементов из минерала – все это позволяет улучшить качество получаемых концентратов.

Нами проведены опыты по термообработке Дальневосточных фосфоритов. В качестве модельного материала брались руды Харанурского месторождения. По вещественному составу руды различных участков Харанурского месторождения в общем значительно сходны и представляют собой кремнисто-доломитовые либо карбонатно-кремнистые фосфориты. Содержание фосфата кальция колеблется от 27 до 45%, карбонатов (в основном доломита) от 16 до 33%; кварца и сланцев от 22 до 45%. Другие минералы встречаются в пробах месторождения в незначительных количествах. Таким образом, присутствие довольно значительных количеств карбонатов отмечается в пробах, представляющих практически все участки месторождения, для всех проб характерно также присутствие других термолабильных примесей, что предопределяет применение в схемах обогащения Харанурских фосфоритовых руд декарбонизирующего обжига. Опыты по обжигу проводились в муфельной печи типа СНОЛ-1 с неподвижным слоем частиц. Крупность материала, направляемого на обжиг,  $3 \cdot 10^{-3}$  м [34].

Последующее за обжигом отделение окисей кальция и магния в виде шламов позволило значительно повысить содержание  $P_2O_5$  в концентрате, а также избавиться от окиси магния, являющейся вредной примесью. Анализ результатов экспериментов показал, что применение обожженных

фосфоритов с содержанием  $P_2O_5 < 29\%$  обеспечивает получение концентратов того же качества, что и при использовании необоженных с содержанием  $P_2O_5 > 34\%$ . [34].

Процесс термообработки, несомненно, перспективен при обогащении полиметаллического сырья. В качестве модельного объекта была взята полиметаллическая руда одного из месторождений Дальнего Востока, содержащая Sn, Pb, Zn, Cu, и т.д. (As до 3% и S > 15%). Полученные традиционными способами концентраты из-за высокого содержания мышьяка и серы, не подлежат дальнейшей металлургической переработке, так как высоки потери металлов за счет перехода в возгоны в виде сульфидов, образования штейнов, потерь при рафинировании и т. д. На каждый килограмм серы и мышьяка, содержащегося в поступающем на плавку сырье уходит от 1 до 4 килограммов олова в возгоны и штейны, содержание олова в которых достигает до 80%.

В связи с этим, актуальной становится проблема выделения мышьяка и серы в процессе получения концентрата. Наиболее эффективным является процесс термического обжига с выделением  $As_2S_3$  в виде возгонов [30, 72].

С целью изыскания оптимального температурного режима для ведения процесса возгонки As нами проводились лабораторные исследования по удалению мышьяка в электроподогреваемой муфельной печи. Концентрат с содержанием As – 3,5% и S – 9% помещался в фарфоровые тигли. Переменными величинами в эксперименте являлись: температура ведения процесса от 500 до 800°C); величина навески, характеризуемая высотой заполнения тигля концентратом и время проведения эксперимента. Обоженный концентрат анализировался на содержание мышьяка и олова, которые и являлись критериями определения оптимальности процесса с учетом энергозатрат.

Полученные в результате термообработки концентраты вполне кондиционны и допустимы к дальнейшему металлургическому переделу, так как содержание мышьяка и серы снижалось до 0,3%. Мышьяк и сера в процессе возгонки взаимодействуют между собой с получением  $As_2S_3$  (при наличии нейтральной или восстановительной среды). Полученное соединение улавливается, а так как его химическая форма дает наименее токсичное соединение, то его можно пустить на дальнейшую переработку или захоронение.

Значительный интерес в процессе обогащения представляют методы изменения поверхностных свойств дисперсных материалов для дальнейшего обогащения флотацией. Традиционные добавки флотореагентов для этой цели связаны с рядом экономических и экологических проблем. Вместе с тем, изменение поверхностных свойств минерального сырья возможно путем адсорбции газовых соединений на частицах руды. В ЮАР с 80-х годов нашего столетия этот метод хорошо зарекомендовал себя при получении алмазосодержащих концентратов. Эксперименты с полиметаллической рудой дали обнадеживающие результаты при создании гидрофобной поверхности частиц [35–39].

В наших опытах искусственно составленная минеральная смесь, содержащая 95% зерен кварца фракции 0,5–1 мм (плотность 3,2 г/см<sup>3</sup>) и 5% галенита (плотность зерен 5,5–6 г/см<sup>3</sup>) той же крупности обрабатывалась гидрофобным газом. Обработанный материал на лотке с проточной водой дал осадок, содержащий 98% галенита и 2% крупных кварцевых зерен [39].

Аналогичным образом была обработана полиметаллическая руда, содержащая 94% вмещающей породы и 6% полезного компонента (4% галенита, 1,5% окиси цинка и 0,5% сфалерита). При флотогравитации в осадок выпадает 75% рудных минералов и 25% осадка составляют зерна вмещающей породы и их сростков с рудными минералами.

После стадии мокрого разделения пустая порода в виде гидрофобных песков и порошков может быть с успехом использована как наполнитель асфальтобетона и для получения гидрофобных наполнителей при ведении гидроизоляционных работ.

Получение концентратов из сопутствующих или термальных вод часто связано с процессами испарения лишней воды из раствора. Процессы извлечения ценных соединений из высокотемпературных геотермальных теплоносителей связаны с процессами конденсации. В принципе, новый вид минерального сырья либо изменение его кондиций потребует иной технологический процесс (либо изменение регламента существующего) для оптимальной переработки, поэтому ограничимся приведенными примерами.

Вместе с тем реализация нового технологического процесса требует не только разработки новых устройств, но и создания принципиально новых технологических линий. Причем за качество реализации технологического процесса отвечают не только конечные аппараты в линии, но и промежуточные. Возьмем к примеру классическую схему пылеулавливания: инерционный пылеуловитель, циклон, рукавный или электрофильтр. Увеличение улавливающей способности инерционного или центробежного пылеулавливателя снижает нагрузку на последний аппарат, в результате качество работы системы в целом возрастает.

Та же самая картина наблюдается в обогащении: опыт исследований по оптимизации извлечения золота на предприятиях ЮАР показывает, что увеличение степени извлечения золота перед цианированием увеличивает общее его извлечение из руды (табл. 1.4).

*Таблица 1.4*

**Зависимость уровня извлечения золота от технологических регламентов [40]**

Извлечение золота гравитацией, %	0	30	50	72
Общее извлечение золота	92,52	96,74	97,45	98,28

При этом необходимо иметь в виду, что золото в ЮАР тонкодисперсное: около 80% составляют фракции – 0,1 мм [40]. Приведенные примеры

показывают, что повышение безотходности переработки минерального сырья связаны с совершенствованием каждого аппарата и каждого узла технологической цепочки.

Создание циркуляционного движения потока за счет условий его подачи дает возможность в определенных случаях исключить механическое перемешивание. Например, на шахте фирмы «Зинк Корпорейшн» (Австралия) 97% галенита из руды извлекалось при помощи пенной флотации, которая осуществлялась в механических машинах, представляющих из себя резервуар с импеллером, через который течет пульпа [41]. Импеллер поддерживает твердые частицы в пульпе во взвешенном состоянии, подает воздух в пульпу, разбивает воздух на пузырьки и распределяет их в пульпе для осуществления контакта с минеральными частицами. С целью повышения эффективности технологического процесса семь машин с импеллерами были заменены на одну, в которой смесь воздуха и пульпы организовывалась в вихревом устройстве, в результате чего достигалась наиболее эффективная дисперсия воздуха и перемешивание пузырьков воздуха с пульпой.

Сравнение работы аппарата с флотационными импеллерными машинами иллюстрирует преимущества аппарата. В одинаковых условиях аппарат в пенный концентрат выделил в 3,5 раза больше галенита за счет вовлечения в концентрат более тонких минеральных частиц. Такие результаты были достигнуты за одну стадию по сравнению с семью стадиями на импеллерных флотационных машинах. При этом требовалось всего лишь 26% площади, 41% объема и 63% энергии от того, что требуется для импеллерных машин.

Представленный пример показывает, что эффективная переработка минерального сырья связана не только с привлечением нетрадиционных технологических процессов, но и с созданием тепломассообменных аппаратов с высокими удельными характеристиками.

## **ГЛАВА 2. Перспективные минеральные объекты**

Ограниченность запасов минеральных ресурсов, решение экологических проблем при разработке сырья диктует переход на разработку и комплексное освоение бедных и труднообогатимых руд, использование к переработке техногенных месторождений и месторождений с нетрадиционными видами сырья, улавливание и использования тонкодисперсных взвесей после технологических циклов в стоках, технологических газах.

При всем многообразии физико-химических свойств и фазовых состояний перечисленных видов потенциального минерального сырья оно

либо первоначально имеет дисперсную структуру, либо для рационального его использования требуется соответствующее диспергирование. Цель данной главы: дать общую характеристику перспективных объектов использования, на основании анализа индивидуальных свойств некоторых разновидностей минерального сырья оценить интервалы удельных энергозатрат при его переработке с целью получения кондиционных концентратов; определить общие закономерности дисперсных систем.

## 2.1. Классификация различных видов бедного минерального сырья

Обогащение и переработка руд со все более низким содержанием полезного компонента ведет к резкому расширению спектра используемых месторождений за счет вовлечения в разработку новых видов минерального сырья, в результате чего возникают сложности с классификацией его по минеральному составу, поэтому нами для систематизации была взята за основу классификация предложенная в работе [55] с поправками и уточнениями приведенными в работах [1, 2, 27–29] (см. табл. 2.1).

В основу классификации положен бинарный принцип, предполагающий наличие основной и дополнительной характеристики. В качестве основной выбрано фазовое состояние минерального сырья, а в качестве дополнительной – его дисперсное состояние. По способу возникновения бедное сырье подразделяется на природное и техногенное.

Таблица 2.1

**Классификация бедного минерального сырья**

Фазовое состояние	Способ формирования	Характеристика дисперсного вида	
	Природный	Коренные	
Твердое	Природный или техногенный	россыпные	куски
			грубодисперсные
			тонкодисперсные
Жидкое		Раствор	Эмульсии
Аэрозоль		Капельные взвеси	туманы
Газы		Однородные	Неоднородные
Гидровзвесь	Техногенный	Дисперсные взвеси	
Аэровзвесь		Коллоидные системы	
		Осаждающиеся частицы	
		Парящие частицы	

Коренные и россыпные месторождения с низким содержанием ценных

компонентов формируются, как правило, в природных условиях. Напротив, все виды бедного сырья в фазовом состоянии аэро- и гидровзвесей имеют техногенную природу – это различного вида эфеля и технологические пыли, содержащие ценные компоненты. Бедное минеральное сырьё в виде жидкости, аэрозолей и газов формируется как в природных, так и техногенных условиях – это спутные воды, солевые растворы, жидкие отходы промышленности, низко- и высокотемпературные геотермальные теплоносители, технологические газы и др. С переходом на переработку бедного сырья возрастает роль техногенных россыпей, эфелей драг и промприборов, несущих с собой различные тонкодисперсные металлы и их соединения, такие как Ag, Au, Pt, Ge, Y, V.

Весьма перспективными источниками минерального сырья могут служить высокотемпературные геотермальные теплоносители с высоким содержанием ценных компонентов, получение концентратов из которых возможно методами частичной конденсацией.

## **2.2. Основные особенности бедного и труднообогатимого минерального сырья**

Ухудшение качества сырья ведет к необходимости увеличения затрат на его обогащение для получения кондиционных концентратов. В этом случае при переработке рудного, россыпного или техногенного сырья приходится иметь дело либо с тонкими вкраплениями ценных компонентов в минерал, либо с тонкодисперсными ценными компонентами.

Наиболее характерными являются месторождения полиметаллических руд, где различные ценные компоненты могут сростаться в минерале, а также находиться в соединении с вмещающими породами. Наличие целого спектра компонентов при переработке такого сырья требует комплексного использования. В таблицах 2.2. и 2.3. приведены данные по минералогическому, зерновому и химическому составу касситерит-сульфидных руд [169] различных месторождений Приморского края.

Работа проведенная в ЦНИИОлово [169] показывает, что извлечение олова из этих руд на стадии обогащения традиционными методами не превышают 40–50%, при этом попутные ценные компоненты уходят в хвосты.

Анализ вещественного состава руд показывает, что кроме олова в них содержатся медь, свинец, цинк, серебро, индий, кадмий, сера, В результате этого ценность самого олова в рудах составляет от 20 до 70% от общей ценности компонентов. Сульфидные минералы в рудах тонко вкрапленные с размерами зерен в интервале от 0,005 до 0,2 мм. Зерна различных минералов находятся в тесном срастании, как между собой, так и с нерудными минералами и вмещающими породами. Общее количество сульфидов в пробах составляет от 6 до 40%. Медь, свинец, цинк представлены самостоятельными минералами, олово представлено касситеритом и станни-

ном. Галенит содержит, как правило, повышенное количество серебра, а сфалерит – кадмия и индия. Нерудные компоненты представлены, в основном, кварцем, песчаниками, алевролитами, хлоритом и полевыми шпатами [169].

В настоящее время уже стоит вопрос о разработке некоторых из этих месторождений. Объясняется это в первую очередь тем, что среднее содержание олова в отрабатываемых рудах коренных месторождений различных формаций за последние 50 лет снизилось в пять раз. Аналогичная картина наблюдается при отработке россыпных месторождений [170], рациональное использование которых должно опираться на комплексное извлечение и использование компонентов сырья. Н.А. Шило отмечает, что россыпи, питавшиеся касситеритом из месторождений и рудопроявлений касситерит-кварцевой формации, вместе с касситеритом содержат почти всегда вольфрамит, шеелит, флюорит, полевые шпаты (альбит и др.), фергусонит, сфен, роговую обманку, циркон, рутил, эпидот, турмалин, пироксен, апатит, монацит, слюды.

Еще более разнообразен минералогический состав россыпей, связанных с месторождениями касситерит-силикатно-сульфидной формации. Они содержат довольно широкую ассоциацию рудных минералов из семейства окислов, затем турмалин, хлорит, аксинит, гидрогетит, гематит, гранаты, цеолиты, кварц, вулканическое стекло.

Месторождения с крупными размерами минералов в россыпи практически исчерпаны и отработке подвергаются месторождения с более тонкими классами минералов. Вместе с тем отсутствие технологических и технических средств делают нерентабельной, а подчас и невозможной отработку таких месторождений. С целью получения концентратов из аналогичного сырья необходимо привлекать гидрохимические или пирометаллургические методы, связанные с изменением структуры исходных минералов. Размеры зерен полезных минералов в рудах и россыпях данных типов определяют необходимость использования устройств с активными гидродинамическими режимами (АГР) при ведении процессов переработки и обогащения. Однако следует учитывать, что аппараты АГР не являются универсальными и применяются для процессов, где определяющими являются внешне диффузионные условия ведения процесса, поэтому для реализации многих процессов, таких как синтез, фильтрация, механическая обработка они совсем не применимы. Вторым ограничением применения тех или иных устройств является рентабельность процесса: в принципе даже кучное и подземное выщелачивание можно провести в условиях АГР, но энергозатраты в этом случае будут пропорциональны кубу увеличения скорости процесса. Именно благодаря этим соображениям большинство гидрохимических процессов замыкается на различного рода перемешивающие устройства.

Таблица 2.2

**Минеральный состав касситерит-сульфидных руд [169]**

Минералы	Содержание, %									
	Месторождения									
	Зимнее	Дальне- таежное	Средне- Микулин- ское	Армин- ское	Трапезия	Звездное	Левицкое	Арсень- евское	Смирнов- ское	Нижнее
Касситерит	0,5	1,0	0,7	1,0	0,6	0,3	0,9	0,8	0,4	0,6
Станнин	0,2	0,1	1,0	0,1	0,04	-	0,2	2,0	0,1	0,2
Галенит	4,0	0,2	1,0	1,4	1,22	0,2	2,8	3,0	2,1	0,2
Сфалерит	7,0	3,0	2,0	0,2	0,2	1,0	15,0	4,0	9,0	2
Халькоперит	0,3	0,5	1,3	0,2	0,3	0,3	1,2	3,0	0,5	0,4
Арсеноперит	1,5	1,0	9,0	-	4	0,1	2,5	1,0	0,5	1,0
Пирротин	19,0	20,0	20,0	16	10,0	2,3	40,0	4	35,0	2
Пирит- марказит	8,0	2,0	12,9	10	7,0	1,7	10,0	15,0	7,0	15,5
Алевролиты	-	50	-	-	-	-	-	-	-	-
Серицит, поле- вой шпат	20,0	-	9,0	12	50	50	7,0	28,0	1	10
Кварц, обл. пород	35,0	15,0	20,0	47	20-25	60	14,0	42,0	-	55
Размер зерен	0,01- -0,08	0,01- -0,03	0,01- -0,05	- -	- -	0,01- -0,03	0,03- -0,08	0,05- -0,1	0,01 0,3	0,01- -0,2

Таблица 2.3

## Химический состав кассетерит-сульфидных руд [169]

Минералы	Содержание, %									
	Месторождения									
	Зимнее	Дальне- таежное	Средне Мику- линское	Армин- ское	Трапезия	Звездное	Левиц- кое	Арсеньев- ское	Смирнов- ское	Нижнее
Олово (общее)	0,40	0,68	0,80	0,86	0,47	0,24	0,76	1,1	0,31	0,46
Медь	0,12	0,19	0,78	0,08	0,10	0,08	0,21	2,64	0,17	0,13
Свинец	3,45	0,27	0,79	1,21	1,07	0,20	2,76	0,28	1,67	1,03
Цинк	5,28	1,50	1,60	0,12	0,12	0,65	4,48	1,46	5,73	3,07
Железо	16,30	14,68	28,13	31,23	18,11	7,60	-	-	-	-
Мышьяк	0,67	0,46	4,66	-	2,08	0,04	0,2	1,45	0,2	0,46
Висмут	0,002	0,003	0,023	0,06	0,012	-	0,01	0,01	0,05	0,02
W <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,02	0,05	-	-	-	-	-	-	-	-
Сера (общая)	13,49	9,8	14,19	6,1	7,4	3,25	10,48	9,64	17,93	8,97
SiO <sub>2</sub>	42,81	46,48	22,85	56,24	52,13	62,15	-	-	-	-
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	7,39	16,03	13,36	0,54	12,42	16,66	-	-	-	-
Окись магния	5,10	1,71	1,27	0,24	1,24	0,44	-	-	-	-
Окись натрия	0,03	0,22	0,31	0,15	0,12	0,15	-	-	-	-
Окись кальция	1,66	2,64	3,93	0,86	1,30	0,32	-	-	-	-
Окись титана	0,35	0,35	0,58	0,24	0,59	0,3	-	-	-	-
Окись калия	2,04	4,03	3,38	2,0	2,14	2,0	-	-	-	-
Окись марганца	0,28	0,12	0,39	0,23	0,2	0,2	0,05	-	-	-
Индий	сл.	0,0003	сл.	-	-	-	-	-	-	-
Кадмий	0,014	0,03	0,04	-	-	-	-	0,005	0,015	-
Серебро, г/т	152	н/опр.	60	200	100	18	250	-	104	-

Рациональное использование минеральных ресурсов и связанное с ним комплексное извлечение ценных компонентов, требуют вовлечения в переработку черновых коллективных концентратов и отходов переработки минерального сырья: хвостов ГОК (табл. 2.4), промпродуктов, шлихов и эфелей драг при отработке россыпных месторождений и т.д.

Таблица 2.4

**Запасы металлов в хвостах Солнечного ГОК**

Фабрика	Ц О Ф		С О Ф	
Наименование металлов	Содержание металлов			
	%	тыс.т	%	тыс.т
Олово	0,182	35	0,138	6
Медь	0,425	82	0,273	12
Цинк	0,105	20	0,331	14
Свинец	0,145	28	0,343	15
Вольфрам	0,034	6,5	0,016	0,7
Серебро	13г/т	0,25	20г/т	0,03
Висмут	0,025	4,8	0,018	0,8
Количество отходов	19,4 млн.т		4,4 млн.т	

**2.3. Геотермальные теплоносители, как нетрадиционные источники минерального сырья**

Истощение минеральных ресурсов, экологические проблемы и появление новых, более совершенных технологий принуждают и дают возможность привлекать к отработке месторождения с нетрадиционными видами сырья.

Для Дальнего Востока одним из перспективных видов такого сырья могут явиться геотермальные воды и теплоносители. Рост энергопотребления наряду с ограниченностью минеральных ресурсов ведет к использованию нетрадиционных источников энергии. Геотермальная энергия занимает среди них ведущее место, ее ресурсы оцениваются величиной 137 трлн. т условного топлива, что на порядок превосходит топливные ресурсы мира [184–191].

Опыт эксплуатации геотермальных месторождений показал, что их использование 2–5 раз выгоднее любых других способов получения пара для преобразования его в электроэнергию. В ряде стран ведутся исследования по извлечению ценных компонентов из геотермального сырья. Так, на месторождении Лардарелло (Италия) из геотермальных теплоносителей извлекают борные соединения. Природные теплоносители имеются в любой точке земной поверхности, это подтверждает вскрытие скважинами термоводоносных горизонтов при разведке и эксплуатации полезных ископаемых. Вместе с тем, практическое использование геотермальных месторождений возможно при наличии его определенных характеристик,

а именно запасы, термодинамические параметры теплоносителя, рентабельность эксплуатации месторождения [186].

Энергетические параметры теплоносителей определяют их технологическое использование. Теплоносители с температурой до 100°C применяют для решения вопросов теплоснабжения и бальнеологии (в зависимости от химического состава) и относят к группе низкотемпературных теплоносителей. Теплоносители с температурой выше 100°C, но ниже 300°C относятся к группе среднетемпературных теплоносителей. Теплоносители с температурой выше 300°C относят к высокотемпературным. В связи с технологическими трудностями, возникающими при бурении пород с высокой температурой и размещением энергетического оборудования в зонах вулканов, опыт эксплуатации третьей группы теплоносителей в нашей стране отсутствует. Энергетические характеристики некоторых теплоносителей приведены в таблице 2.5 [191].

Таблица 2.5

**Сравнительная тепловая характеристика различных высокотемпературных теплоносителей [190]**

Термоаномалия	Максимальная температура, оС	Тепловая мощность (кдж/сек) 10 <sup>8</sup>	Площадь теплового питания, 10 <sup>6</sup> м <sup>2</sup>	Интенсивность, кдж/м <sup>2</sup> сек
Мутновский вулкан (активная воронка)	800	168	0,075	22 × 10 <sup>4</sup>
Мутновский вулкан (северный кратер)	300	42	4,0	9,2 × 10 <sup>2</sup>
Кратер вулкана Авача	700	8,4	1,6	5,1 × 10 <sup>2</sup>
Лавовое озеро Нирагонго	1 100	92,4	0,048	21 × 10 <sup>4</sup>
Лавовое озеро Халеомаумау	1 000	168	0,097	19 × 10 <sup>5</sup>

Если для низкотемпературных теплоносителей их химический состав может определять в основном бальнеологические свойства, то высокотемпературные теплоносители с «ураганными» содержаниями ценных компонентов можно рассматривать как жидкие руды, а точнее концентраты черновых полупродуктов, извлечение которых возможно методом частичной конденсации. Изучение составов показывают наличие в различных геотермальных теплоносителях соединений металлов и металлоидов, таких как: В, Вг, J, Li, Ве, Нг и т.д. Многие из этих компонентов, по-видимому, растворимы в паре при высоком давлении, но также вероятно их присутствие и в виде аэрозолей в паре при низком давлении. Особенно много цинка, мышьяка, олова и серебра было обнаружено в фумаролах Шова-Шинзана.

Содержание полезных соединений и элементов зависит от температуры геотермального теплоносителя, в таблице 2.6 [191] показано изменение содержания ионов некоторых элементов в фумарольных газах вулкана Мутновский.

Таблица 2.6

**Химический состав конденсатов фумарол Мутновского вулкана  
и парогазовых струй Северо-мутновской зоны**

№ пп	Место отбора проб	Т°С	рН	Катионы, мг/л				Анионы, мг/л			
				H <sup>+</sup>	Na <sup>+</sup>	K <sup>+</sup>	NH <sup>+</sup>	F <sup>-</sup>	Cl <sup>-</sup>	SO <sup>2-</sup> <sub>3</sub>	SO <sup>2-</sup> <sub>2</sub>
1.	Активная воронка	500	0,26	550	250	33,2	350	600	7 801	21 471	
2.	Активная воронка, западный участок	480	0,35	450	27,5	5,8	450	600	5 531	4 320	3 650
3.	Северный кратер.	380	2,09	–	63,3	6,5	–	1,4	425	104,00	220
	Северный кратер. Верхнее фумарольное поле	280	2,09	–	64,3	5,6	15	1,4	468	72,00	672

По содержанию полезных соединений определенные виды геотермальных носителей можно рассматривать, как минеральное сырье, извлечение ценных элементов и соединений из которых позволит осуществлять более рентабельный процесс получения энергии из теплоносителя. Извлечение полезных компонентов возможно осуществить методами сорбции, частичной или полной конденсации. Учитывая высокий энергоресурс теплоносителей, рациональными будут являться процессы, для реализации которых широкое применение могут получить циклонно-вихревые устройства [185].

#### 2.4. Общие свойства минеральных дисперсных систем

Несмотря на кажущееся различие рассмотренных различных видов минерального сырья они имеют общий признак, так как либо природно дисперсны, либо для получения концентратов их необходимо диспергировать до соответствующего состояния. В результате этого ведение технологического процесса связано с переработкой гетерогенных систем со сложной структурой, которые можно систематизировать, согласно представлениям коллоидной химии [192] (упростив классификацию Г.А. Кардашева [55]) на семь типов (табл. 2.7).

Таблица 2.7

## Технологические дисперсные системы

Тип системы	Дисп./Дисп.фаза/среда	Название типа системы	Примеры
1	Т/Т	Твердые коллоиды	Минеральная дисперсная масса
2	Т/Ж	Золи	Гидровзвеси
3	Ж/Ж	Эмульсии	Спутные воды в нефти
4	Г/Ж	Пены	Газовые составляющие нефти и вод
5	Т/Г	Аэрозоли взвеси	Технологическая пыль в газах
6	Ж/Г	Аэрозоли	Туманы, капельные взвеси в газах
7	Г/Г	Неоднородные газы	Технологические газы, геотермальные теплоносители

Обозначения фаз: Г – газ; Ж – жидкость; Т – твердая фаза.

Каждый вид минерального сырья при измельчении будет образовывать дисперсную систему со свойственными только ей физико-химическими свойствами, охарактеризовать которые в пределах данной работы просто не возможно. Поэтому мы решили изучить общие характеристики, присущие дисперсным системам, генерируемым из минерального сырья. Вместе с тем эти характеристики должны быть определяющими при ведении тепло-массообменных процессов в многофазных средах. Для всех дисперсных систем такими являются размер, форма частиц, фракционный состав взвеси и законы его формирования.

Математические зависимости фракционного распределения дисперсной системы помогут создать более точные математические модели тепло-массообменных процессов в многофазных потоках при ведении различных технологических процессов, связанных с переработкой минерального сырья.

В зависимости от типа дисперсной системы и физико-химических свойств минерального сырья для рациональной его переработки требуется применение различных технологических приемов, каждый из которых будет иметь свои энергозатраты.

Первый тип системы (твердые коллоиды) – разделение и переработка их с целью получения концентратов или полупродуктов возможна гидро-химическими, пирометаллургическими и различными физико-химическими методами. Согласно теме работы рассмотрим затраты удельной потенциальной энергии  $E_{уд}$  на гравитационные и высокотемпературные методы обогащения и переработки материалов этой системы. Величину  $E_{уд}$  для любых процессов можно рассчитать по формуле:

$$E_{уд} = \sum c_i(T_i + 1 - T_1) + \sum \lambda_i,$$

где  $c_i$ ,  $T_i + 1$ ,  $T_1$  – теплоемкость, граничные значения интервалов температур

дисперсной системы,  $\lambda_i$  – энергия соответствующего фазового перехода.

По определению  $E_{уд}$ , принятой во вводной части первой главы, для гравитационных процессов  $E_{уд}$  равна нулю, если в ходе процесса не происходят энергозатраты на какие-либо фазовые переходы. При термообработке сухих твердых коллоидов величина удельной потенциальной энергии может изменяться в пределах от 200 до 2000 кДж/кг в зависимости от физико-химических свойств минеральной дисперсной системы и термодинамических параметров процесса.

Второй тип дисперсных систем (золи) перерабатываются гравитационными, флотационными и различными термическими методами. Величина  $E_{уд}$  для первых двух методов близка к нулевым значениям, если отсутствует подвод или отвод тепла в результате фазовых переходов; для третьего метода величина удельной потенциальной энергии может изменяться в диапазоне от 250 до 2200 кДж/кг.

Третий тип систем – эмульсии, переработка которых возможна методами сорбции и ионного обмена, величина  $E_{уд}$  находится в интервале от –100 кДж/кг до +100 кДж/кг; либо методами испарения с получением полупродуктов в виде концентрированных рассолов или конденсатов с изменением  $E_{уд}$  свыше +2000 кДж/кг. (Знак + показывает, что необходимо затратить энергию на прохождение процесса, знак – что энергия выделяется в ходе ведения процесса).

Дисперсные системы четвертого, пятого, шестого и технологические газы седьмого типа могут перерабатываться различными технологическими приемами, удельная потенциальная энергия которых изменяется от –100 до + 200 кДж/кг.

Переработка высокотемпературных газовых систем седьмого типа связана с процессами сорбции, частичной или полной конденсации, удельная потенциальная энергия которых находится в диапазоне от +100 кДж/кг до –3000 кДж/кг в зависимости от термодинамических параметров процесса.

### 2.4.1. Форма частиц дисперсных систем

Форма частиц характеризуется соотношением размеров: толщины (с) к ширине (в) и длине (а) частицы: с:в:а:. Наибольшее распространение получил показатель относительных размеров – приведенный к ширине:

$$с/в : 1 : а/в$$

Типовые формы частиц [192]:

кубообразная:	$a = (1,0-1,3)v,$	$c = (1,0-0,7)v;$
столбчатая:	$a > 1,3v,$	$c = (1,0-0,7)v;$
плитчатая:	$a = (1,0-1,3)v,$	$c = (0,7-0,3)v;$
удлиненно-плитчатая:	$a > 1,3v,$	$c = (0,7-0,3)v;$
пластинчатая:	$a = (1,0-1,3)v,$	$c < 0,3v;$

удлиненно-пластинчатая  $a > 1,3b$ ,  $c < 0,3b$ .

В основном, частицы имеют неправильную форму, которая зависит от минералогического состава пород, их структуры и текстуры, способа измельчения и т. д.

Существующие горные породы делятся на три основные категории по происхождению: магматические, метаморфические и осадочные. Наиболее характерные породы этих категорий приведены в таблице 2.8 с указанием содержания свободной двуокиси кремния [192–196].

Таблица 2.8

**Основные типы пород по происхождению [192]**

Категория пород по происхождению	Наименование горных пород	Содержание свободной SiO <sub>2</sub> %
Извержение (магматические)	Граниты	25–65
	Грейзен	35–75
	Пегматит	21–40
	Кварцевый порфир	26–52
	Кварцевый диорит	20–47
	Аплит	20–35
	Гранодиорит	14–24
	Кварцевый сиенит	14–21
	Габбро	5–8
	Диабаз	2–3
	Пироксинит	1–2
	Перидотит	0–0,5
	Нефелиновый сиенит	0
Дунит	0	
Метоморфические	Кварцит	57–92
	Джеслинит	45–70
	Гнейс	27–64
	Амфиболит	12–36
	Скарны	30–50
	Слюдяные сланцы	25–30
	Роговики	20–24
	Глаукофановые сланцы	0,1–5
	Серпентинит	0
Осадочные	Песчаник	33–76
	Песчанистый известняк	15–37
	Граувакки	0–10
	Известняк (обыкновенный)	0,2–8
	Боксит	0,5–1
	Бентонит	3–7
	Аргимит	0–0,5

При разрушении горных пород до дисперсного состояния происходит их полная дезинтеграция, вплоть до разделения на зерна отдельных минералов, поэтому частицы приобретают форму, близкую к кристаллографи-

ческим очертаниям этих минералов [195].

Магнетические породы и некоторые осадочные массивные известняки имеют зерна изоморфной формы, поэтому частицы магматических пород имеют преимущественно пластинчатую, плитчатую, игольчатую, кубообразную форму. Частицы осадочных пород округлые, без грубых сколов и уступов, а частицы метаморфических пород имеют обычно форму треугольников и других фигур с острыми углами. Для частиц крепких неслоистых пород средняя численная характеристика формы:  $(0,6-0,7) : 1 : (1,4-1,6)$ , а для слоистых пород типа сланцев –  $(0,3-0,5) : 1 : (1,3-2)$ . Наиболее характерными для пород с крупно и среднезернистой структурой являются пластинчатые формы частиц, а для мелко и тонкозернистых – удлиненно-пластинчатые [194].

#### 2.4.2. Дисперсный состав минеральных частиц

В зависимости от размеров частиц дисперсные продукты разрушения горных пород можно разделить на ряд классов:

- крупно дисперсные – размером частиц более  $5 \cdot 10^{-3}$  м;
- грубодисперсные – от  $5 \cdot 10^{-3}$  м до  $10^{-3}$  м;
- средне дисперсные – от  $10^{-3}$  м до  $10^{-4}$  м;
- тонкодисперсные – от  $10^{-4}$  м до  $10^{-5}$  м;
- весьма тонкодисперсные – от  $10^{-5}$  м до  $10^{-6}$  м;
- высокодисперсные – менее  $10^{-6}$  м.

Крупно, грубо и средне дисперсные частицы легко выпадают из потоков жидкости и газа, в результате чего технологическая переработка подобных материалов возможна во всех типах устройств, а если в ходе процесса не происходит измельчение частиц, то для очистки технологических потоков достаточно одних инерционных уловителей. Тонкодисперсные частицы оседают в спокойной среде, переработка таких материалов возможна в факельных, фонтанирующих и циклонно-вихревых устройствах, технологические потоки должны очищаться батарейными циклонами, аппаратами ВЗП или методами фильтрации. Весьма тонкодисперсные частицы трудно оседают даже в спокойной среде, переработка таких материалов возможна в вихревых реакторах с управляемой гидродинамикой (различного рода центрифуги) и аппаратах ВЗП, очистка потоков – фильтрацией и электрофильтрацией.

Продукты измельчения горных пород в подавляющем большинстве случаев состоит из частиц неправильной геометрической формы, поэтому размеры прямыми замерами получить очень трудно. В результате этого рядом авторов вводится понятие «эквивалентного»  $\delta_z$  и седиментационного  $\delta_s$  диаметров. Это диаметр шара с объемом эквивалентным объему частицы пыли. Для частиц изверженных (магматических) пород характерны средний диаметр ( $d$ )  $(2-3)10^{-6}$  м и удельная поверхность ( $S$ )  $(2,5-4,5)10^5$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup> для

осадочных пород:  $d = (1,4-4) 10^{-6} \text{ м}$ ,  $S = (3-5) 10^5 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , для метаморфических:  $d = (2-3) 10^{-6} \text{ м}$ ,  $S = (2,5-4) 10^5 \text{ м}^2/\text{м}^3$  [195–197, 225].

## 2.5. Выводы

1. Истощение запасов богатого минерального сырья ведет к использованию руд с все более низким содержанием ценного компонента, в результате этого резко возрастает спектр месторождений потенциально пригодных для разработки из-за вовлечения новых и нетрадиционных видов минерального сырья. По фазовому состоянию бедное минеральное сырье можно разделить на твердое, жидкое, аэрозоли, газы, гидро- и аэровзвеси. По способу возникновения бедное сырье подразделяется на природное и техногенное. Коренные и россыпные месторождения с низким содержанием ценных компонентов формируются, как правило, в природных условиях. Напротив, все виды бедного сырья фазового состояния аэро- и гидро-взвесей имеют техногенную природу – это различного вида эффеля и технологические пыли, содержащие ценные компоненты. Бедное минеральное сырье в виде жидкости, аэрозолей и газов формируется как в природных, так и техногенных условиях – это спутные воды, солевые растворы, жидкие отходы промышленности, низко- и высокотемпературные геотермальные теплоносители, технологические газы и др.

2. Показано, что с переходом на переработку бедного сырья возрастает роль техногенных россыпей. Извлечение ценных компонентов из дисперсной массы хвостов ГОК позволяет решить две проблемы: с одной стороны, увеличить запасы, а с другой, получить инертный дисперсный материал, необходимый для получения стройматериалов. Весьма перспективными источниками ценных компонентов могут явиться эффеля драг и промприборов, несущих с собой различные тонкодисперсные металлы и их соединения, такие как Ag, Au, Pt, Ge, Y, V.

3. Установлено, что несмотря на кажущееся различие представленных видов бедного минерального сырья они либо природно дисперсны, либо для получения концентратов их необходимо диспергировать до соответствующего состояния. В результате этого ведение технологического процесса связано с переработкой гетерогенных систем со сложной структурой, которые можно систематизировать согласно представлениям коллоидной химии на семь типов: твердые коллоиды, золи, эмульсии, суспензии, пены, аэровзвеси, аэрозоли, неоднородные газы. В качестве определяющих параметров дисперсных систем служат размеры и форма частиц, а так же законы распределения по фракционному составу.

4. В результате анализа показано, что особенности агрегатных состояний различных видов бедного минерального сырья при обогащении и переработке требуют не только привлечения более широкого спектра технологических приемов, но и их интенсификации, а дисперсное состояние

сырья делает необходимым реализацию технологических процессов в аппаратах с активными гидродинамическими режимами.

### **ГЛАВА 3. Прогрессивные технологические процессы по переработке дисперсного сырья**

Переход к бедному и нетрадиционному видам сырья требует вовлечения в технологии их переработки новых технологических процессов, либо совершенствования уже известных. В связи с этим становятся традиционными в горнодобывающей и обогащательной промышленности процессы сушки, термообработки, адсорбции и т.д. ранее не применяемые в процессах горного производства. Как показано во второй главе одними из важных аспектов рационального использования минерального сырья являются вопросы улавливания и переработки тонкодисперсных взвесей, реализация технологических процессов с которыми требует разработки специальной аппаратуры, позволяющей вести совмещенные многофункциональные процессы.

Для гетерогенных процессов скорость процесса выражается уравнением, аналогичным уравнению Ньютона для теплопередачи:

$$U = kF\Delta C, \quad (3.1)$$

где  $F$  – поверхность контакта реагирующих фаз в системе,  $k$  – константа скорости процесса,  $\Delta C$  – разность концентраций. Константа скорости процесса пропорциональна коэффициенту диффузии  $D$ , обратно пропорциональна толщине диффузионного слоя  $d_D$  и зависит не только от химических свойств взаимодействующих веществ, но и от их физических характеристик, гидродинамических условий в рабочем объеме аппарата, скорости потока, степени перемешивания, которые определяют диффузию реагирующих веществ и продуктов реакции [23].

В гетерогенных системах стремятся перевести процессы из диффузионной или переходной области в кинетическую путем перемешивания реагентов, заменяя медленную молекулярную диффузию, на конвективную. При этом возникает турбулентная структура, сравнительно большой ламинарный слой около частицы разрушается в следствии чего ускоряется перенос реагирующих компонентов, кроме этого перемешивание, как правило, увеличивает поверхность взаимодействующих фаз, вызывая этим дополнительное ускорение прохождения реакции. Вместе с тем, рост турбулентных пульсаций при переработке дисперсного минерального сырья в технологических устройствах связан с ростом скорости потока, в следствии чего возрастает величина уноса перерабатываемого материала и уменьшается время его пребывания в рабочем объеме, что ведет к ухудше-

нию качества переработки сырья, несмотря на интенсификацию тепло-массообменных процессов.

Подобный эффект ведет к ограничению удельной производительности технологических устройств. Однако при реализации технологических процессов в вихревых устройствах влияние данного противоречия на качество обработки сырья удастся уменьшить в результате действия на дисперсные частицы центробежных сил. Происходящая под ее действием сепарация материала к стенке устройства, участие его в движении продольной циркуляции уменьшают унос и увеличивают время пребывания частиц сырья в рабочем объеме. Поэтому роль вихревых аппаратов при переработке тонкодисперсного минерального сырья будет возрастать по мере ухудшения качества руд разрабатываемых месторождений. Вместе с тем, в зависимости от термодинамических и технологических особенностей различных процессов для оптимальной реализации каждого из них требуются вихревые устройства с определенными режимно-конструктивными параметрами, обеспечивающими рациональную гидродинамическую структуру потока в рабочем объеме.

Цель этой главы заключается в исследовании (на основании существующих данных и собственных экспериментов) влияния гидродинамической структуры потока на качество ведения различных процессов и привлечения нетрадиционных процессов для переработки минерального сырья.

### **3.1. Классификация технологических процессов и аппаратов для переработки минерального сырья**

В процессах обогащения или переработки минеральное сырье модифицируют с целью изменения состояния, содержания энергии или состава. На степень модификации оказывает влияние гидродинамическая обстановка, теплообмен, кинетика реакции. Каждый технологический процесс характеризуется собственной физико-химической сущностью, выраженной в идентичности материальных и внутренних связей. По характеру этих связей процессы обогащения и переработки минерального сырья делят на определенные классы (табл. 3.1) [27].

Анализ литературных данных показывает, что для интенсификации механических и гидромеханических процессов требуется увеличение межфазовых скоростей отдельных элементов, создание управляемых течений в многофазных гетерогенных системах и динамических полей напряжений на межфазовых поверхностях и в самих твердых телах. Одним из способов решения таких задач является генерация вихрей с определенной интенсивностью и распределением в пространстве и времени [55, 226–240].

*Таблица 3.1*

**Классификация технологических процессов обогащения и переработки минерального сырья.**

Вид процесса	Принципы реализации, классы	Тип дисперсных систем для переработки	Основные кинетические зависимости
Диспергирование, смешение, образование неоднородных систем и их разделение	Механические и гидро-механические	1–3	$G = f(D\Delta V)$
Гравитация, фильтрация, адсорбционно-абсорбционные и десорбционные	Массообменные	1–7	$G = f(D\Delta V)$ в частности $G = kF\tau D\Delta C\Delta V$
Сушка, термообработка, обжиг, конденсация, испарение, возгонка, плавка	Тепло-массообменные	1–4,7	$G = f(D, \Delta V, \Delta T)$ в частности $G = kF\tau D\Delta C\Delta V$
Пиро- и гидрометаллургические	Химический	1,2	$G = k_1 F D \Delta C \Delta V \Delta T \tau$
Выщелачивание	Микробиологический	1,2	$G = k_2 F D \Delta C \Delta V \tau$

В тепло-массообменных процессах интенсификация возможна созданием больших градиентов скоростей и температур, влиянием на внешне и внутренне диффузионное сопротивление, влиянием на конвективный перенос. Такие задачи решаются уменьшением пограничных слоев и увеличением коэффициентов переноса за счет увеличения межфазовых скоростей и турбулентной структуры потока. Химические и микробиологические процессы возможно интенсифицировать методами ускорения обмена реагирующих веществ в гетерогенных реакциях. Изменение качества минерального сырья определяет необходимость применения новых и совершенствования существующих технологических процессов, за счет создания технических средств с более высокими удельными характеристиками. Как правило, степень сложности процесса определяет количество технических разработок для его реализации. Поэтому для анализа хронологии развития устройств остановимся на рассмотрении развития технических средств, для реализации тепло-массообменных процессов при изменении физико-химических свойств минерального сырья в ходе его обработки.

С начала XX века, на смену чисто слоевым начинают приходить различные устройства с механическим перемешиванием слоя. Например, переработка руд с тонко вкрапленным золотом связана с обжигом сырья. На многих обогатительных фабриках Канады, Австралии, ЮАР, США и других стран до 1950 года для реализации этого процесса широко использовался обжиг в неподвижном слое а сейчас же в одной Австралии работает

несколько десятков подовых печей [80], для интенсификации внешне диффузионных процессов в которых используются различные системы движущихся или неподвижных (при подвижном поде) гребков.

Слоевой и фильтрационный методы термообработки с перемешиванием материала реализуется в аппаратах с ленточными транспортерами. Транспортёры изготавливаются в виде металлической пленочной сетки, перфорированной, штампованной или пластинчатой ленты, отдельных лотков с укрепленной на них сеткой. Все аппараты данного типа работают с продувкой движущегося материала потоком газообразного теплоносителя. В зависимости от температурного режима ведения процесса термообработки (обжига) в качестве теплоносителя используют продукты сгорания специально используемого топлива, топочные газы, перегретый пар, воздух. В ленточных аппаратах может осуществляться любая схема движения теплоносителя и продукта. Метод термообработки минерального сырья в процессе слоя с постоянным пересыпанием реализуется во вращающихся печах [239].

Перечисленные устройства наряду с достоинствами имеют ряд серьезных недостатков главные из которых следующие:

- 1) относительно невысокая удельная производительность;
- 2) трудность регулирования температурного и газового режимов;
- 3) обработка сравнительно крупно-дисперсного материала из-за высокого пылеуноса;
- 4) невозможность переработки определенных видов тонкодисперсного сырья из-за спекания материала в ходе термообработки.

Эти недостатки послужили толчком к разработке и внедрению методов термообработки в кипящем слое, который в настоящее время широко применяется на горно-обогачительных предприятиях развитых стран. Традиционная схема переработки золото-мышьякового сырья на примере двух стадийного обжига в кипящем слое на руднике Кэмп-белл (Канада) следующая: на первой стадии восстановительным обжигом удаляют мышьяк в виде  $As_2O_3$ . Вторая стадия обжига проводится при избытке воздуха для окисления сульфидной серы [80].

По сравнению с подовыми печами печи кипящего слоя имеют большую удельную производительность (примерно в 20–25 раз); в результате обжига получают концентраты более высокого качества в результате возможности более точного регулирования температурного и газового режимов обжига. К недостаткам обжиговых печей кипящего слоя относится трудность работы с полидисперсными материалами при широком изменении размеров частиц. В этом случае резко возрастает пылеунос тонких фракций, как правило, в необработанном виде [187]. Для повышения равномерности обработки минерального сырья используют многосекционные аппараты как с последовательным движением материала и подачей свежего теплоносителя в каждую секцию, так и ступенчато-противоточные со встречным движением материала и теплоносителя [157].

Для термообработки в кипящем слое материалов, слипающихся и коагулирующихся широко используют аппараты с различными механическими побудителями, которые способствуют достижению устойчивого гидродинамического режима [156]. К таким устройствами относятся, аппараты виброкипящего слоя, а также устройства с мешалками, ворошителями и т.д.

Так как переработка бедных руд с тонкодисперсными вкраплениями ценных минералов требует тонкого измельчения сырья для его эффективной переработки. В этом плане устройства с псевдооживленным слоем не могут дать нужного эффекта в результате ограничения величин относительных скоростей между газом и частицами, кроме того уменьшение размера частиц менее 100 мкм делает невозможным их обработку из-за чрезмерного увеличения площади решетки и гидравлического сопротивления слоя [80].

При термообработке тонкодисперсных материалов тоньше 100 мкм технологически возможным становится обработка продукта в потоке теплоносителя. К этому типу относятся различные факельные устройства, распылительные сушилки, аппараты для термообработки при газо- и пневмотранспорте [239].

Факельные устройства используются для термообработки жидких и пастообразных материалов, которые диспергируют специальными приспособлениями. Так как время пребывания материала в зоне обработки мало, то реализацию процесса обеспечивают за счет высокой температуры теплоносителя и степени диспергирования. Для диспергирования материалов обычно используют три типа распылителей: механические форсунки, пневматические форсунки и центробежные распылительные диски. Недостатками факельных устройств являются большие габариты и повышенный расход энергии [154]. Термообработка дисперсных материалов при газо- и пневмотранспорте осуществляется в процессе их транспортирования газообразным теплоносителем. Чаще всего аппараты представляют из себя вертикально установленную трубу, где в режиме, близком к режиму идеального вытеснения, газовзвесь перемещается снизу вверх. Скорость газа в трубе выбирают в несколько раз выше скорости витания частиц наиболее крупных фракций термообрабатываемого материала [154].

Однако, наряду с достоинствами процесс термообработки дисперсных материалов, методом газотранспорта, имеет два существенных недостатка: малые относительные скорости при установившемся движении материала в потоке газа и уменьшение движущей силы процесса по мере увеличения стационарности в системе газ – дисперсный материал. Вместе с тем, устройства с обработкой дисперсного материала в режиме газотранспорта работают только в паре с сепарационными устройствами, самым распространенным из которых является циклон.

Наиболее простым и эффективным способом интенсификации тепло-массообменных процессов в потоках газовзвеси, является увеличение относительных скоростей фаз, возникающих при движении потока по винтовым или спиральным траекториям, реализовать которое можно в аппаратах

с винтовыми вставками и плоскими спиралями и циклонно-вихревых устройствах.

В мировой практике имеется значительный опыт ведения процесса обжига минерального сырья в циклонно-вихревых аппаратах. Однако, наибольшее распространение (кроме процессов пылеулавливания) циклонные аппараты получили для процессов сушки полидисперсных сыпучих материалов с поверхностной влагой. Фирмой «Шильде» (Германия) разработаны циклонные аппараты с несколькими тангенциальными вводами теплоносителя по длине камеры и регулируемым временем пребывания материала в аппарате. При этом движение материала может быть спиральным, если входная скорость газа через вводы не более 20 м/сек, рассредоточенным при скорости от 20 до 100 м/сек или в виде отдельных колец, если скорость ввода достигает 100 м/сек. Продолжительность пребывания материала в зоне сушки может достигать 600 сек [239].

Весьма перспективными для ведения процессов термообработки являются вихревые аппараты, особенностью которых является наличие циркулирующего слоя материала. По гидродинамической модели процесса аппараты ближе к моделям идеального смешения, чем циклонные и аппараты с винтовыми вставками. По конструкционному принципу различают барабанные и дисковые вихревые аппараты. Барабанные аппараты разрабатываются фирмой «Бютнер» (Германия). Теплоноситель в них через узкую щель подается тангенциально в вихревую рабочую камеру. На пути газа установлены направляющие лопасти, придающие вращение теплоносителю в барабане. Дисперсный материал, подаваемый питателем, вместе с газовым потоком движется по спирали к противоположному концу барабана [239].

Дисковые вихревые аппараты разрабатываются в НИИХиммаше. Их преимущество, по сравнению с барабанными, регулируемое время пребывания дисперсного материала и большая равномерность обработки. Время пребывания материала в дисковом аппарате в несколько раз больше, чем в трубах с винтовой вставкой [154, 239].

Школой профессора Б.С. Сажина, разработаны и внедрены аппараты со встречными закрученными потоками для термообработки дисперсных материалов. В основном, это сушилки позволяющие работать в без уносном режиме с повышением относительных скоростей движения фаз и оптимальных концентраций дисперсного материала в несколько раз по сравнению с обычными циклонными и вихревыми сушилками.

С целью дифференциации различных вихревых технологических устройств для переработки дисперсных минеральных систем нами сделана попытка классификации (на основе существующей [154]) их в зависимости от способа генерации закрученного потока, диаметра перерабатываемых частиц  $d$ , сохранения крутки потока в рабочем объеме  $\varepsilon = V_{\text{фз}}\Gamma_z / V_{\text{фм}}\Gamma_{\text{фм}}$  и коэффициента гидродинамического сопротивления  $\xi = 2\Delta P_{\text{вх}} / \rho V_{\text{вх}}^2$  (табл. 3.2).

Размер частиц в таблице дан в микронах, крайние цифры в интерва-

лах обозначают размер частиц в газовых и жидкостных потоках, соответственно.

Анализ параметров, определяющих интенсификацию технологических процессов показывает, что повышение эффективности переработки тонкодисперсного минерального сырья в технологических аппаратах зависит от гидродинамической структуры потока в рабочем объеме, которая определяет межфазовые относительные скорости, время пребывания частиц, уровень сохранения крутки (для вихревых устройств), турбулентной структуры потока, улавливающей способности и гидродинамического сопротивления.

Рассмотрим ряд технологических процессов, связанных с переработкой дисперсного сырья по степени возрастания энергетических затрат на их реализацию.

### 3.2. Основные закономерности процессов центробежного пылеулавливания и сепарации

Пылеулавливание осуществляется в местах выделения или скопления пыли с целью решения вопросов экологии, техники безопасности и утилизации ценных компонентов содержащихся в пыли [193]. Наиболее совершенными из механических являются пылеуловители центробежного действия, которые в принципе можно отнести к инерционным с многократным повторением сепарационного цикла.

Таблица 3.2

#### Классификация вихревых технологических устройств по способу генерации закрученного потока

Способ генерации потока	Тип генерации потока	Технологические характеристики			Реализация процессов
		$\xi$	$\varepsilon$	$\delta$	
1	2	3	4	5	6
Закрученные направленные потоки	Спиральный Винтовой	4–8 3–6	0,3–0,4 0,3–0,8	20–80	Обогащение, классификация, термообработка
Свободный закрученный поток	Аксиальный Тангенциальный	1–4	0,4–0,6	15–70	Пылеулавливание, обогащение
Вихре фонтанирующий поток	Локальный Распределенный	2–6	0,2–0,3 0,3–0,6	50	Термообработка, сорбция,

Окончание таблицы 3.2

1	2	3	4	5	6
Отрывной закрученный поток	Горизонтального направления	1,2	0,1–0,3 0,1–0,3	3–20	Классификация, обогащение

	Вертикального направления				ние
Взаимодействующие закрученные потоки	Встречно-закрученные	0,1–1	0–0,2	20	Термообработка
	Спутно-закрученные	3–8	0,6–0,9	3	Пылеулавливание
	Взаимодействие потоков под углом	0,8–4	0,2–0,5	15	Термообработка
Закрученные потоки с управляемым пограничным слоем	Ламинарный	1,5–8	0,8–0,96	1	Пылеулавливание Тепло-массообменные процессы
	Турбулентный	1–6	0,3–0,7	3	

Центробежная сила действующая на частицы во вращающемся газовом потоке, намного больше, чем гравитационная, поэтому аппараты на этом принципе эффективны для улавливания частиц до 60 мкм (при плотности, равной  $10^3 \text{ кг/м}^3$ ), а при внесении определенных конструктивных изменений могут улавливать и более тонкие частицы. С другой стороны, перепад давления в циклонах больше, чем в простых инерционных, а расход энергии гораздо выше [226–229].

### 3.2.1. Методика принципиального расчета сепарационной способности центробежного пылеуловителя

Качественную оценку сепарационной способности центробежного пылеуловителя можно провести на основе теории без вихревого движения [227], согласно которой тангенциальная скорость  $U_T$  и радиус  $R$  связаны уравнением:

$$U_T R^n = C. \quad (3.2.1)$$

При условии, что размер частицы достаточно мал, чтобы можно было считать ее скорость равной скорости газового потока. Допуская, что в момент времени  $t$  положение частицы в цилиндрических координатах задано, как  $f(R, \Phi)$ , можно получить уравнение радиального и тангенциального ускорений [226].

$$\frac{dU_r}{dt} = \frac{dR^2}{dt^2 - R \left( \frac{d\Phi}{dt} \right)^2}; \quad (3.2.2)$$

$$\frac{dU_m}{dt} = \frac{R d\Phi^2}{dt^2 + 2 \left( \frac{d\Phi}{dt} \right) \frac{dR}{dt}}. \quad (3.2.3)$$

Допуская, что движение частиц происходит в области вязкого течения

при стационарном движении ламинарного потока газа, можно применить закон Стокса и преобразовать уравнения ускорений к следующему виду:

$$K \left[ \frac{d^2 r}{dt^2} - r \left( \frac{d\Theta}{dt} \right) \right] = -\frac{dr}{dt}; \quad (3.2.4)$$

$$K \left[ \frac{rd^2 Q}{dt^2} + 2 \left( \frac{dr}{dt} \right) \frac{d\Theta}{dt} \right] = 0, \quad (3.2.5)$$

где  $K = d^2(\rho_{\text{ч}} - \rho)U_{T2}/18\mu R_2$ .

В результате несложных преобразований с полученными уравнениями получаем нелинейное дифференциальное уравнение:

$$d^2 r/dt^2 + 1/K dr/dt - 1/r^3 = 0, \quad (3.2.6)$$

которое можно решить с помощью дифференциального анализатора [229]. Если в уравнении (3.2.6.) пренебречь величиной дифференциала второго порядка, то после интегрирования полученного дифференциального уравнения можно получить уравнение времени движения сферической частицы на расстояние от радиуса  $R_1 = 0$  до радиуса  $R_2 = R_{\text{ч}}$ .

$$t = \frac{9}{2} \left[ \left( \frac{\mu}{\rho_{\text{ч}} - \rho} \right) \left( \frac{R_2}{U_{m2} d} \right)^2 \left( 1 - \left( \frac{R_1}{R_2} \right) \right)^4 \right], \quad (3.2.7)$$

Результаты расчетов разделения сферических частиц в спиральном газовом потоке по уравнению (3.2.7) дает следующие результаты [230].

Абсолютная вязкость воздуха, (Па·с)	– 1,78 · 10 <sup>-5</sup>
Плотность (кг/м <sup>3</sup> )	– 1,23
Среднеосевая скорость (м/сек)	– 12,2
Радиус $R_1$ (мм)	– 11,1
Радиус $R_2$ (мм)	– 25,4
Плотность пыли (кг/м <sup>3</sup> )	– 2700
Размер частиц (мкм)	3 5 10
Длина разделения (мм) по уравнению (3.2.7)	900 267 89
Аналогичные решения существуют и на основе вихревой теории [226].	

Пылеуловители центробежного действия, используемые в мировой практике, можно подразделить на несколько основных типов: прямоточные с неподвижным импеллером, прямоточные с обратным потоком, прямоточные с подвижным импеллером, роторные и обычные (противоточные) циклоны.

Последние являются самыми распространенными типами пылеуловителей из всех существующих из-за достаточно высокой эффективности, простоты изготовления и эксплуатации, надежности в работе.

Для повышения эффективности улавливания пыли используют различные скруббера, процесс в которых происходит за счет доставки частиц или капель к улавливающему материалу и осуществления механизма близкого взаимодействия. К основным видам близкого взаимодействия относятся: инерционное соударение, перехват и диффузия [226].

### 3.2.2. Основные уравнения процесса близкого взаимодействия

В векторном обозначении, движение частицы может быть представлено уравнением:

$$m dU/dt = 2F_e - F, \quad (3.2.8)$$

где  $U$  – скорость движения частицы;

$F_e$  – сопротивление среды;

$F$  – векторная сумма внешних сил.

В зонах ламинарного течения для определения движения может быть использован закон Стокса. Допуская, что частица имеет сферическую форму, а размер ее достаточно мал, чтобы пренебречь внешними силами, можно получить уравнение:

$$\left[ \frac{C(\rho_p)d^2}{18\mu} \right] \frac{dU}{dt} = -(U - V), \quad (3.2.9)$$

где  $C$  – поправочный коэффициент Каннингхема.

Если представить коэффициент закона Стокса, как параметр инерционного столкновения, то уравнение (3.2.9.) в безразмерной форме в прямоугольной системе координат будет представлено в следующем виде:

$$2\phi d^2x^*/dt^{*2} + dx^*/dt^* - V_x = 0, \quad (3.2.10)$$

$$2\phi d^2y^*/dt^{*2} + dy^*/dt^* - V_y = 0, \quad (3.2.11)$$

где  $x^* = 2x/D$  – безразмерная ширина потока;

$y^* = 2y/D$  – безразмерная высота потока;

$D$  – диаметр улавливающих капель;

$t^* = 2V_0t/D$  – безразмерное время;

$\phi$  – параметр инерционного столкновения (число Стокса)

$$\phi = C \rho_p d^2 V_0 / 18 \mu d. \quad (3.2.12)$$

В зонах турбулентного течения, где нарушается закон Стокса уравнения (3.2.10.) и (3.2.11.) примут вид:

$$\left( \frac{48\phi}{C_D Re} \right) \frac{d^2x^*}{dt^{*2}} + \frac{dx^*}{dt^*} - v_x = 0, \quad (3.2.13)$$

$$\left( \frac{48\phi}{C_D \text{Re}} \right) \frac{d^2 y^*}{dt^{*2}} + \frac{dy^*}{dt^*} - v_y = 0, \quad (3.2.14)$$

где  $C_D$  – коэффициент гидродинамического сопротивления.

Первое серьезное исследование инерционного столкновения было проведено В. Селлом [231], который изучал линии тока вокруг тел различной формы на основании экспериментов. Обобщение экспериментальных данных позволило автору рассчитать траектории частиц, в результате чего было показано, что эффективность улавливания идентична параметру инерционного столкновения. Используя уравнение потенциального потока ряд авторов делали попытки определить траектории частиц [233]. Однако, прямые эксперименты по изучению оседания частиц на цилиндрах, показали не адекватность таких подходов к реально существующей физической картине [234].

Эффективность улавливания при инерционном столкновении может быть оценена эмпирическим соотношением [235]

$$\eta_1 = \phi^3 / (\phi^3 + 0,77 \phi^2 + 0,22). \quad (3.2.15)$$

Модель инерционного столкновения не учитывает захвата частиц улавливающим телом в результате касательного соприкосновения. Это явление учитывает механизм перехвата, согласно которому частицы имеют определенные размеры при нулевой массе в результате чего они следуют по линиям тока вокруг улавливающих тел. Если расстояние от линии тока до тела меньше радиуса частицы, то она будет захвачена. Если предполагается потенциальное течение, то эффективность улавливания в результате перехвата  $\eta_c$  может быть рассчитана по формуле [236]

$$\eta_c = (1 + R)^k - 1 / (1 + R), \quad (3.2.16)$$

где  $k = 1$ , для цилиндрических тел;

$k = 2$ , для сферических тел.

Эффективность захвата при инерционном столкновении можно определить как долю частиц, которая улавливается каплей из газового потока, площадь поперечного сечения которого равна лобовой площади улавливающих капель. Принцип мокрого пылеулавливания имеет ряд преимуществ по сравнению с сухим пылеулавливанием: одновременное высококачественное улавливание полидисперсных частиц; извлечение растворимых веществ, растворы которых могут пойти на переработку; охлаждение и промывки высокотемпературных теплоносителей; работа с агрессивными газами и парами; меньшие габариты по сравнению с сухими пылеуловителями [230]. Однако, наряду с представленными преимуществами у мокрого пылеулавливания имеется ряд недостатков: кристаллизация растворимых веществ; более сложная технологическая схема из-за необходимости фильтрования нерастворимых веществ, удаление сбросных вод, унос туманов и паров потоком уходящих газов; высокая влажность и

низкая точка росы промытого воздуха; трудность смачивания очень мелких частиц, в результате чего они не улавливаются; проблемы коррозии; замерзание жидкости в холодные периоды года; сложность доочистки уходящих газов, так как наличие туманов и паров не позволяет эффективно использовать электро- и фильтрационные фильтры [231–236].

Мокрое пылеулавливание реализуется в скрубберах следующего типа: башенные с разбрызгивающим устройством; центробежные с разбрызгивающим устройством; аппараты с распылением жидкости под действием струи газа; с отражательными пластинами и набивным фильтрующим слоем; диспергирующие с трубами Вентури; пенные.

Как правило, для качественной очистки газовых потоков от пыли редко применяется один пылеуловитель. Так как пыль полидисперсна, то применение только механических устройств не позволяют уловить тонкодисперсные частицы, а использование только рукавных или электрофильтров не выгодно ни с эксплуатационных, ни с экономических точек зрения. Поэтому последовательно ставится ряд пылеуловителей с возрастающей улавливающей способностью по тонкодисперсному материалу. Существуют двух и более стадийные системы пылеулавливания. Наиболее представительными и распространенными являются трехступенчатые, например:

- а) инерционный – центробежный – рукавный фильтр;
- б) инерционный – центробежный – электрофильтр;
- в) инерционный – центробежный – скруббер.

Логика создания пылеулавливающих систем следующая: инерционный пылеулавливатель отбирает грубодисперсный материал, представляющий наибольшую абразивную опасность; центробежный пылеулавливатель захватывает подавляющую массу пылевидного материала, облегчая работу последней ступени пылеулавливания, функционирование которой требует наибольших удельных затрат. Вместе с тем, создание высокоэффективных механических устройств, позволяющих улавливать фракции пыли, которые доступны фильтрационным и электрофильтрам, позволило бы резко увеличить эксплуатационную надежность пылеулавливающих систем при снижении удельных затрат на ведение процесса.

В настоящее время в нашей стране и за рубежом имеются вихревые пылеуловители ВЗП позволяющие извлекать из промышленных газовых потоков взвешенные частицы размером менее  $3 \cdot 10^{-6}$  м [156].

Сравнение эффективности улавливания пыли в пылеуловителе ВЗП по сравнению с пылеуловителями других типов, было проведено Шауфлером в работе [93] (см. рис. 3.1). Автор показал, что по общей эффективности улавливания ВЗП близки к мокрым электрофильтрам и следовательно, имеют перед ними преимущество, так как позволяют получать пыль в сухом виде.

Принцип действия пылеуловителя ВЗП следующий (см. рис. 3.2): закрученный поток, несущий дисперсную взвесь через патрубок (1), поступает в цилиндрический корпус пылеулавливателя (2). Патрубок устанавли-

ваются в нижней части корпуса соосно с его цилиндрической поверхностью. Во внутренний объем цилиндрического корпуса подается дополнительный поток воздуха (3) таким образом, что образуется вращательное движение его в том же направлении, что и вращение запыленного потока. В результате взаимодействия потоков происходит активная сепарация пыли к стенкам корпуса, вдоль которых она под действием гидродинамической структуры потока и силы тяжести опускается в нижнюю часть цилиндра и поступает в бункер сбора пыли. Очищенный от пыли поток выходит в верхнюю часть цилиндра (4).

Внедрение вихревых пылеуловителей обусловлено рядом преимуществ по сравнению с циклонными: более высокой степенью улавливания мелкодисперсной пыли; меньшей чувствительностью сепарационной эффективности к колебаниям расхода газа и концентрации пыли в нем; меньшей степенью абразивного износа и залипания внутренних поверхностей аппарата; большей удельной производительностью; возможностью более эффективной очистки горячих газов и регулирования процесса пылеулавливания изменением соотношений расходов газа через взаимодействующие потоки [153].

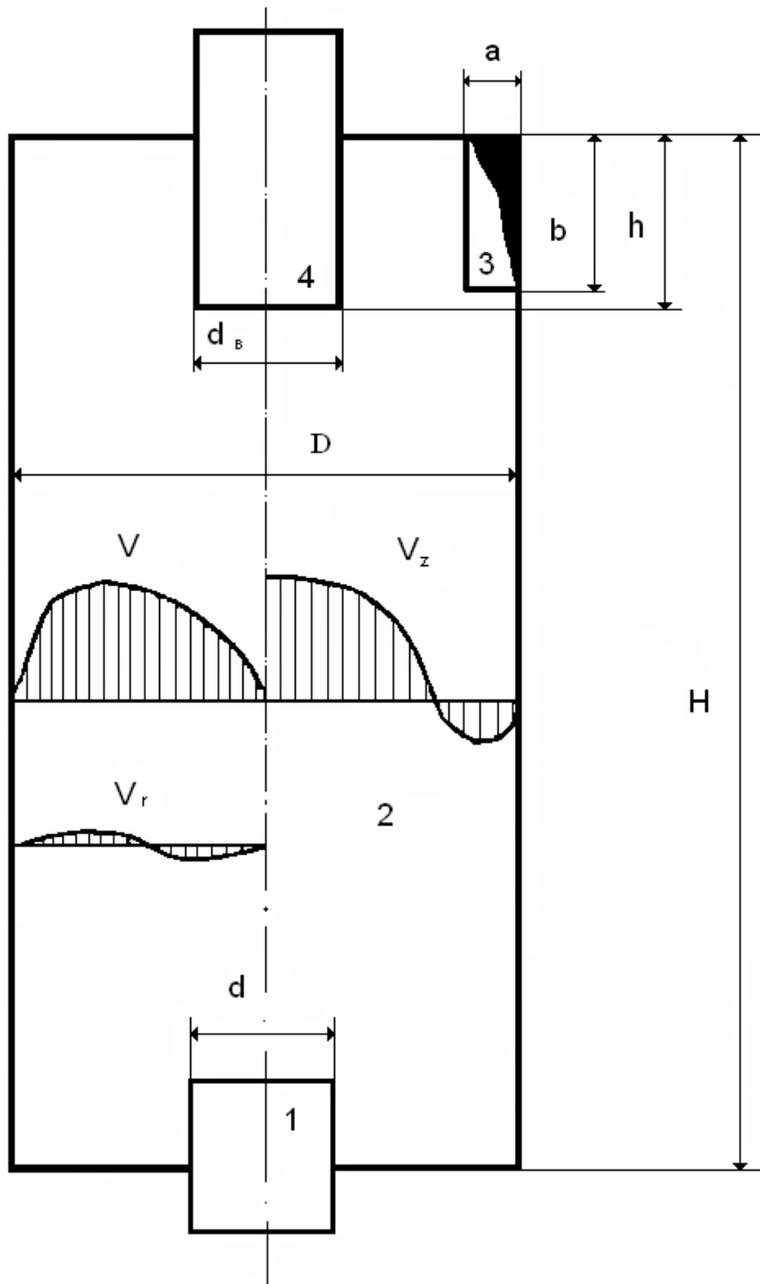


Рис. 3.2. Принципиальная схема аппарата ВЗП

вращения изменением соотношений расходов газа через взаимодействующие потоки [153].

ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ	Эффективность (%)	
	> 3000	5
ГРАВИТАЦИОННЫЕ ЦИКЛОНЫ	■	■
МУЛЬТИЦИКЛОНЫ	▨	▨
АППАРАТЫ ВЗП	▨	▨
ТКАНЕВЫЕ ФИЛЬТРЫ	▨	▨
СКРУБЕРЫ	▨	▨
КОАГУЛЯТОРЫ	▨	▨
ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ	▨	▨

- — диапазон эффективной
- ▨ — диапазон возможного
- — зона отсутствия эффек

Рис. 3.1. Диапазоны размеров частиц, улавливаемых устройствами различных типов

Технические характеристики некоторых

пылеуловителей ВЗП, выпускаемых в ФРГ, приведены в таблице 3.3.

Сравнение параметров показывает, что с уменьшением диаметра аппарата ВЗП падает его производительность и возрастает улавливающая способность. С целью увеличения уровня этих показателей создают батарейные установки с большим количеством аппаратов ВЗП малого диаметра. Производительность батарейных установок ВЗП на базе DSE-750 достигает  $100 \text{ м}^3/\text{с}$ , а эффективность сепарации мультиустановки из 60 элементов DSE-6, не уступает эффективности тканевых фильтров [94].

Таблица 3.3

**Технические данные некоторых пылеуловителей ВЗП[154]**

Показатели	Модели ВЗП			
	DSE-33	DSE-165	DSE-750	DSE-3000
Диаметр аппарата, мм	200	500	1 000	2 000
Высота сепарационного объема, мм	643	–	–	–
Тип завихрителя первичного потока	Аксиально-лопаточный			
Производительность по запыленному газу, $\text{м}^3/\text{ч}$	220	900	40 000	18 000
Эффективность сепарации пыли с $d = 5 \text{ мкм}$ , %	96,5	95,5	95,2	93,0

В настоящее время в мире эксплуатируются более 30 типоразмеров пылеуловителей ВЗП. Разделение многофазных систем лежит в основе любого процесса обогащения минерального сырья независимо от его дисперсного и фазового состояния. Расширение минеральной базы горного производства за счет вовлечения в разработку нетрадиционных источников сырья ведет к увеличению технологических приемов его обогащения и переработки. В настоящее время процессы первичной переработки сырья реализуются не только за счет гравитационной, флотационной, электромагнитной сепарации, но в зависимости от физико-химических свойств сырья для реализации массообменных процессов приходится привлекать процессы сорбции и конденсации.

### 3.3. Гравитационное обогащение

Повышение комплексности минерального сырья опирается в первую очередь на снижение потерь ценных компонентов с отвальными продуктами и получение более качественных концентратов в результате применения более рациональных способов подготовки руд и методов ее переработки.

Высокопроизводительный, дешевый и экологически чистый процесс гравитационного разделения дисперсных продуктов является основным при переработке золотосодержащих руд и песков, оловосодержащего и редкоземельного сырья, руд черных металлов и углей. В большинстве случаев гравитационные процессы обогащения сырья являются подготовительными, но даже на тонкодисперсном золоте ЮАР они позволяют извлекать 25–75% исходного золота [40]. Однако в связи со значительным обеднением перерабатываемого сырья, а следовательно и возросшими объемами переработки, все большая нагрузка ложится именно на подготовительные операции.

Таким образом, совершенствование и интенсификация гравитационных способов разделения приобретает все более важную, а в некоторых случаях доминирующую роль. Имеется ряд технологических аппаратов гравитационного типа, характеристики которых сопоставлены в таблице 3.4.

Анализ данных, приведенных в таблице показывает, что при сравнимой разделительной способности производительность гидроциклонов значительно выше, чем у аппаратов других типов. Необходимо отметить, что удельные показатели циклонно-вихревых устройств значительно выше, чем у отсадочных машин или концентрационных столов, так как все перечисленные устройства не сопоставимы по размерам.

Простота реализации процесса при сравнительно высокой эффективности и надежности оборудования при эксплуатации позволили широко использовать закрученные потоки и устройства, работающие на их основе, для разделения многофазных сред. Аппараты центробежного типа (чаще всего циклоны) широко используются для отделения конденсата от добываемого природного газа, выделение сопутствующих газов при добыче нефти. При разработке месторождений геотермального пара важная задача – отделение капельной жидкости от парообразного теплоносителя: во первых, в каплях воды сосредоточено подавляющее количество минеральных веществ и отделение их от технологического пара уменьшает загрязнение внутренней поверхности теплоэнергетической арматуры и непосредственно турбин; во-вторых наличие капель жидкости в рабочем паре снижает эффективность работы оборудования, в результате указанных причин снижается рентабельность теплоэнергетического процесса в целом, уменьшается межремонтный срок службы оборудования.

Таблица 3.4

**Извлечение россыпного золота гравитационными аппаратами  
(выход концентрата 8-9% от операции) [40]**

Аппарат	Производительность кг/ч	Класс крупности, мм			
		+0,5	–0,5 + 0,25	–0,25+0,1	–0,1 + 0,05
Концентрационный стол	30–50				
Отсадочная машина	120	100	100	96,5	74,0

Короткокonusный гидроциклон диаметром, мм					
75	600	100	100	98,5	76,7
50	200	100	100	95,0	83,0

Процессы разделения фаз могут быть определены путем расчета траекторий частиц. Существуют различные подходы к определению траекторий частиц в центробежном поле закрученного потока:

а) детерминистский метод, когда рассматриваются все силы, действующие на частицу в потоке, движение которого определено математически;

б) стохастический метод, когда при расчете радиального перемещения частиц в закрученном потоке учитываются вероятностные явления, возникающие в ходе разделительного процесса;

в) диффузионный метод, когда закономерности переноса частиц в турбулентных потоках представлены уравнениями массопереноса, имеющими формальную аналогию с уравнениями диффузии.

### 3.3.1. Основные математические модели определения траекторий частиц в центробежном поле закрученного потока

Детерминистская (механистическая) модель. Для расчета принимается равенство сил сопротивления в радиальном направлении, центробежной силы и силы Архимеда [40].

Сила сопротивления движению сферической частицы в потоке, в общем виде может быть представлена уравнением:

$$F_c = K\rho^a - 1\mu^{2-a}w^ad^a, \quad (3.3.1)$$

где  $K$  – коэффициент, в условиях стоксовского движения  $K = 3\pi$ , в условиях ньютоновского движения  $K = 1/8$ ;  $\rho$  – плотность среды;  $\mu$  – динамическая вязкость;  $w$  – скорость частицы;  $d$  – диаметр частицы;  $a$  – показатель степени, в условиях стоксовского движения  $a = 1$ ; в условиях ньютоновского движения  $a = 2$ . Движение сферической частицы в радиальном направлении можно представить уравнением:

$$dw/dt = v^2(\rho_T - \rho)/\rho_T - 6K\rho_T - 1\rho^{a-1}\mu^{2-a}w^ad^{a-3}. \quad (3.3.2)$$

При установившемся вращении, если пренебречь инерционными силами при переходе частицы с одного радиуса на другой, мгновенная радиальная скорость при стоксовском движении частицы, исходное уравнение преобразуется к виду:

$$w = v^2d^2(\rho_T - \rho)/18\mu r, \quad (3.3.3)$$

при ньютоновском движении:

$$w = v[4\rho d(\rho_T - \rho)/3r \rho_T]^{0,5}. \quad (3.3.4)$$

Пространственное движение сферической частицы в потоке жидкости в лагранжевых координатах может быть записано:

$$Mdw/dt = 3\pi md(2v - 2w) - (\text{grad}P)^{0,5} + M2g, \quad (3.3.5)$$

где  $2v$  и  $2w$  – вектора скорости потока и твердой частицы;

$M$  – масса частицы;  $p$  – гидростатическое давление потока.

Расчет траекторий частиц по детерминистской модели применим к двухфазным потокам малой концентрации, когда взаимодействие частиц между собою достаточно мало.

Стохастическая модель. За основу модели берется допущение, что на процесс движения частиц движущихся в потоке оказывает влияние некоторое случайное воздействие. Например, в работе [240] предлагается модель основанная на квазипотенциальном вращении жидкости в гидроциклоне, кроме центробежной силы учитывается действие на частицы силы сопротивления жидкости и случайного воздействия, обусловленного взаимодействием частиц между собою. В этом случае установившееся радиальное движение частиц в гидроциклоне может быть представлено уравнением:

$$\frac{dr}{dt} = d^2 \left( \frac{\rho_m}{\rho - 1} \right) \frac{\omega^2 r}{18\nu} - V_r + \frac{C(t)}{3\pi\rho vd}, \quad (3.3.6)$$

где  $\omega$  – угловая скорость;

$V_r$  – радиальная скорость;

$r$  – радиус вращения;

$C(t)$  – коэффициент случайного воздействия.

Составление уравнения основано на следующих допущениях: не учитывается относительное движение частиц в окружном направлении; кориолисова и относительная сила инерции; а также составляющая сопротивления от нестационарности движения частицы. Авторы считают, что случайное воздействие является дельтакоррелированной функцией времени с нулевым средним значением, а поэтому случайное движение частицы может быть охарактеризована одномерной плотностью вероятности  $W(t, r)$ .

Плотность вероятности  $W$  определяет концентрацию частиц в сечении  $r$  в момент времени  $t$ , которая находится из решения уравнения Колмогорова-Фоккера-Планка:

$$\frac{dW}{dt} = \frac{d \left( -aW + \left( \frac{\%o}{2} \right) \frac{dW}{dr} \right)}{dr}, \quad (3.3.7)$$

где  $a = d^2(\rho_r/\rho - 1) \omega^2 r / 18\nu$  – коэффициент, характеризующий интенсивность осаждения частиц в центробежном поле;  $b = v_0 / (9\pi^2 \rho^2 \nu^2 d^2)$  – коэффициент определяющий меру неупорядоченности движения частиц в результате случайных воздействий;  $v_0$  – коэффициент интенсивности случайных воздействий.

Вынос частиц данного класса крупности из аппарата через сливной патрубок за время  $t$ , авторы определяют посредством безразмерной плотности вероятности:

$$G(t,r) = -[(r - \gamma/r)W + (dW/dr)] / [(2d^2(\rho_T/\rho - 1) \omega^2/18\nu)]. \quad (3.3.8)$$

Диффузионная модель основана на положениях турбулентной диффузии, заключающихся в том, что перенос какой-то фазы пропорционален градиенту ее содержания в потоке.

Для равномерного плоского потока уравнение турбулентной диффузии имеет вид [90].

$$wc = vdc/dy = \text{Const}, \quad (3.3.9)$$

где  $c$  – усредненная концентрация частиц на уровне  $y$ ;

$w$  – гидравлическая крупность частиц;

$\nu$  – коэффициент турбулентного переноса.

В случае параболического распределения скоростей по глубине потока, когда  $\nu = \text{const}$ , В.М. Макавсевым получено решение в виде.

$$C = C_0 \exp[-w(y - a)/\nu], \quad (3.3.10)$$

где  $C_0$  – концентрация частиц на фиксированном расстоянии от дна потока ( $y = a$ ).

Извлечение частиц определенной крупности определяется из соотношений массы зерен, выносимых в слив и массы их в питании. По М. Дриссену, отношение потоков через сливное  $Q_1$  и песковое  $Q_2$  отверстия, определяются по эмпирическому уравнению [90]

$$Q_1/Q_2 = [1 - 1,3(d_2/d_1)]. \quad (3.3.11)$$

В работе А.Г. Лопатина [85] на основании допущений Г. Шуберта и Т. Нессе, предлагаются формулы для расчета относительных концентраций частиц определенного диаметра через песковое и сливное отверстия.

$$C_2 = (\nu/0,31Rw)[\exp(-0,27Rw/\nu) - 0,58Rw/\nu], \quad (3.3.12)$$

$$C_1 = (\nu/0,27Rw)[1 - \exp(-0,27Rw/\nu)]. \quad (3.3.13)$$

Для решения задачи о распределении частиц различных фракций в закрученном потоке необходимо знать изменение турбулентной вязкости в радиальном направлении и профиль радиальной составляющей вектора скорости частицы по радиусу вихревого аппарата. В работе [232] предлагается способ определения этих величин в зависимости от гидродинамической структуры потока.

Из допущения, что частица в перпендикулярном сечении к оси аппарата движется по логарифмической спирали, авторы получают:

$$r = r_0 \exp(P_y), \quad (3.3.14)$$

$$w_r = Pw_y, \quad (3.3.15)$$

где  $r, y$  – координаты частицы;  $P$  – котангенс угла между радиусом вектором точки и касательной к спирали в этой точке,  $w_r, w_y$  – радиальная и тангенциальная составляющие вектора скорости движения частицы. Учитывая, что относительная скорость осаждения частицы определяется разностью между радиальными скоростями частицы и жидкости, а тангенциальные составляющие частицы и жидкости приблизительно равны, предлагается следующее уравнение:

$$w/v = [P - w_r/w_y]8 \cdot 10^{-4}D, \quad (3.3.16)$$

где  $D$  – диаметр гидроциклона;  $w_r, w_y$  – радиальная и тангенциальная составляющие вектора скорости потока в аппарате.

### 3.3.2. Влияние структуры потока на эффективность ведения процессов сорбции

Процессы целенаправленного поглощения газов, паров или жидкостей жидкими или твердыми поглотителями занимают существенные позиции в современных технологиях, с переходом на бедные и нетрадиционные виды сырья значение этих процессов при переработке минерального сырья будет возрастать. Они могут найти применение при разработке месторождений газа, высокотемпературных геотермальных теплоносителей, при наличии выделения газообразных соединений, при добыче и разработке месторождений жидкого и твердого сырья, в целях решения вопросов охраны окружающей среды и повышения комплексности использования минерального сырья.

При абсорбции содержание газа в растворе зависит от свойств газа и жидкости, давления, температуры, парциального давления растворяющегося газа в жидкости.

Скорость процесса абсорбции можно охарактеризовать двумя уравнениями в зависимости от движущей силы [23]

$$M = K_\phi F \Delta Y; \quad (3.3.17)$$

$$M = K_x F \Delta X. \quad (3.3.18)$$

В первом уравнении движущая сила выражается в концентрациях газовой фазы, во втором в концентрациях жидкой фазы.

В этих уравнениях коэффициенты массопередачи  $K_\phi$  и  $K_x$  определяются следующими формулами:

$$K_\phi = \frac{1}{\left( \frac{1}{\beta_r} + \frac{m}{\beta_c} \right)}; \quad (3.3.19)$$

$$K_{ж} = \frac{1}{\left( \frac{1}{\beta_c} + \frac{1}{m\beta_r} \right)}, \quad (3.3.20)$$

где  $\beta_r$  – коэффициент массоотдачи от потока газа к поверхности контакта фаз;  $\beta_c$  – коэффициент массоотдачи от поверхности контакта фаз к потоку жидкости;  $m$  – константа фазового равновесия.

Процесс абсорбции протекает на поверхности раздела фаз, поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность соприкосновения между жидкостью и газом. По способу образования поверхности абсорберы делятся на следующие типы: 1) поверхностные и пленочные; 2) насадочные; 3) барботажные (тарельчатые); 4) распыливающие [23].

Наиболее перспективные для работы в геотехнологических условиях, являются распыливающие абсорберы, наиболее распространенные типы которых следующие:

1. Полые противоточно-распыливающие абсорберы.
2. Скоростные прямоточные распыливающие абсорберы.
3. Абсорберы с механическим распылением жидкости.

Достоинством аппаратов первой группы, является простота конструкции, сравнительно низкое гидродинамическое сопротивление, малое влияние минеральных отложений на ведение процесса. Вместе с тем, эти аппараты малопроизводительны из-за ограничения расхода газа через них во избежание уноса.

Распыливающие абсорберы второй группы довольно эффективны, обеспечивают тонкое распыление жидкости и хороший контакт газовой и жидкой фаз, но обладают сравнительно высоким гидродинамическим сопротивлением – в 20–25 раз выше, чем аппараты первой группы; кроме того, после аппарата всегда необходима установка брызгоулавливателя, что усложняет схему очистки, повышает энергозатраты.

Абсорберы с механическим распылением жидкости компактнее и эффективнее распыливающих абсорберов других типов, однако, они значительно сложнее и требуют больших энергозатрат для осуществления процесса.

Интенсификация процессов абсорбции в вышеприведенных аппаратах ведет к увеличению брызгоуноса, борьба с которым увеличивает металлоемкость устройств, гидравлическое сопротивление. Поэтому в настоящее время все чаще используются аппараты с реализацией процесса абсорбции в поле центробежных сил, позволяющие вести процесс при высоких скоростях газового потока, что резко повышает удельные характеристики устройств.

Широкое применение нашли циклоны с водяной пленкой, мокрые циклоны Всесоюзного теплотехнического института, скруббера модели Пиза-Энтони, скруббер фирмы «Фридрих Уде». Вращательное движение по газовому потоку в циклонно-вихревых аппаратах сообщается либо при помощи тангенциальных вводов, либо в результате прохождения потока че-

рез завихрители различных систем [226].

Для извлечения ценных компонентов из высокотемпературных геотермальных теплоносителей процессы сорбции рациональнее вести твердыми сорбентами - в таком случае процесс называют адсорбционным, основные уравнения которого приведены в следующем разделе.

### 3.3.3. Уравнения сорбции

При малых величинах сорбции фронт диффузии внутри частицы проникает на малую глубину и независимо от формы частиц процесс диффузии описывается дифференциальным уравнением диффузии

$$dC/dt = D_e d^2C/dx^2. \quad (3.3.21)$$

Решение уравнения (3.3.21.) позволяет определить величину адсорбции [226]

$$a = 2DSt^{0,5}/V\pi^{0,5}D_e^{0,5}. \quad (3.3.22)$$

Величина внешней поверхности частиц определяется по проницаемости или по методу Брунауэра, Эммета и Теллера (БЭТ) с веществами, молекулы которых больше размеров пор и не проникают внутрь частиц. Размеры частиц могут быть определены оптическим микроскопом.

Если сорбция происходит при меняющемся давлении газа, но постоянном объеме системы, то решение дифференциального уравнения имеет вид:

$$a = 2S_1Q_0D_e/[V\pi^{0,5}(Q_0 - Q_\infty)], \quad (3.3.23)$$

где  $Q_0$  – количество газа в системе прибора в начальный момент времени;  $Q_\infty$  – количество газа, адсорбированное в состоянии равновесия ( $t \rightarrow \infty$ ) [23].

Высокодисперсные порошки обладают большой внешней поверхностью, адсорбция на которой протекает с большой скоростью. Если величиной адсорбции на внешней поверхности пренебречь нельзя по сравнению с сорбцией в объеме частиц, то уравнение должно быть взято по форме:

$$a = (a_0 + 2SD_e^{1/2}/V\pi)a_\infty, \quad (3.3.24)$$

где  $a_0/a_\infty = K$  – величина адсорбции на внешней поверхности частиц.

Более быстрая сорбция в начальный период возможна также при наличии шероховатости частиц. Тонкие выступы насыщаются значительно быстрее, чем основная масса частиц, и в них наступает равновесие, в то время как в остальной массе сорбента сорбция происходит по закону корня. Кривые  $K-t^{0,5}$  в этом случае также отсекают отрезок на оси координат.

Когда происходит диффузия сорбирующегося газа, то, как показывает

опыт, температурная зависимость коэффициента диффузии выражается уравнением:

$$D_e = D_0 \exp(-E/RT), \quad (3.3.25)$$

где  $D_0$  – предэкспоненциальный множитель;

$E$  – энергия активации.

Экспериментальные данные по зависимости  $\rho$  от скорости потока, размера зерен и других параметров обобщаются в виде критериального уравнения:

$$Nu = ARe^n Pr^m, \quad (3.3.26)$$

где  $Nu$  – диффузионный критерий Нуссельта;  $A$ ,  $n$  и  $m$  – постоянные.

В качестве адсорбентов применяются пористые твердые вещества с высокой удельной поверхностью. Адсорбенты имеют различные по диаметру каналы, которые условно делятся на макропоры (более  $2 \times 10^{-7}$  м), переходные поры ( $6 \times 10^{-9}$ – $2 \times 10^{-7}$  м) и микропоры ( $2 \times 10^{-11}$ – $2 \times 10^{-9}$  м). В промышленности в качестве адсорбентов применяют активные угли, минеральные адсорбенты, а также ионообменные смолы.

Процесс адсорбции может осуществляться в аппаратах с неподвижным и движущимся слое поглотителя. Однако для реализации технологического процесса по извлечению определенного химического соединения из потока природного газа или высокотемпературного геотермального теплоносителя приемлемы аппараты, в которых адсорбент имеет возможность циркулировать из адсорбера в десорбер. Реализация подобной технологической схемы возможна на базе многофункциональных вихревых аппаратов.

В Дальневосточном экономическом регионе сформировались зоны повышенной концентрации отходов горнодобывающей промышленности, которые в настоящее время используются для работ по рекультивации, отсыпки грунтовых дорог и насыпей. Особый интерес представляют тонкодисперсные отходы, объемы которых в регионе велики и вполне могут решить вопросы промышленности строительных материалов: в заполнителях для бетона – около 5 млн. тонн в год; в минеральных порошках – для асфальтобетона около 1 млн. т. в год. Однако, следует отметить, что только небольшая часть дисперсных материалов полностью пригодна для изготовления композиционных материалов, а большинство необходимо перерабатывать и модифицировать с целью регулирования их поверхностных свойств, повышения прочности адгезионных контактов. Изменение свойств поверхности дисперсных отходов методами адсорбции позволяет повысить эффективность и объемы их использования.

В наших экспериментах процесс адсорбции применялся для получения гидрофобных покрытий на дисперсных материалах. Имеется большое количество работ, посвященных процессам и аппаратам для гидрофобизации [39, 182]. Как правило, гидрофобные порошки получали перемешиванием дисперсного материала в битуме, который являлся гидрофобизационным

агентом. Развитие процесса показало, что оптимальные условия взаимодействия дисперсного материала с гидрофобизационным агентом создаются при переводе его в состояние газа [97]. Эффективность взаимодействия газа с дисперсным материалом определяется в первую очередь турбулентной диффузией потока. Эксперименты проводились на установке (см. рис. 3.3а) состоящей из нагревательной плитки (1) для удаления влаги из материала, трубки (2) для обработки материала гидрофобным газом, генератора гидрофобного газа (3) – сосуда с битумом, который при нагревании выделяет гидрофобный газ, сборника (4), где собирается обработанный материал. Для организации в трубке (2) струйного течения и взаимодействующих закрученных потоков применялась мешалка (5) с двумя импеллерами, при помощи простейшего редуктора можно было организовать спутную, встречную закрутку потока или его струйное движение.

В качестве модельного материала был взят кварцевый песок, крупностью (70–1000) мкм. Песок прогревался на плитке до 600°C в течение 15 минут, включался генератор гидрофобного газа (3), в трубке (2) устанавливался необходимый гидродинамический режим. Прокаленный материал просыпался через трубку и собирался в сборнике (4). После охлаждения материала, определялась его гидрофобность следующим методом: материал рассыпался на стеклянной поверхности слоем толщиной более  $10^{-2}$  м. На поверхность гидрофобного песка наносилась капля воды и регистрировалось время ее впитывания в песок. Для примера можно сказать, что необработанный песок мгновенно впитывает каплю воды. Продолжительность нахождения капли на поверхности песка является функцией степени его гидрофобного покрытия, а оно, в свою очередь, турбулентной диффузии газового потока, которая зависит от характера газового потока (см. рис. 3.3б). Величиной, характеризующей гидрофобность дисперсного материала являлся краевой угол капли  $\alpha$ , при впитывании капли  $\alpha$  уменьшался от 180° до 0. Чтобы исключить испарение капли с поверхности материала, изучение сохранения угла  $\alpha$  проводилось в эксикаторе при 100% влажности окружающего воздуха.

Проведенные эксперименты подтверждают предложенные ранее гипотезы об увеличении диффузионных характеристик потока при генерации ВЗП и показывают рациональность создания вихревых аппаратов для ведения процессов адсорбции.

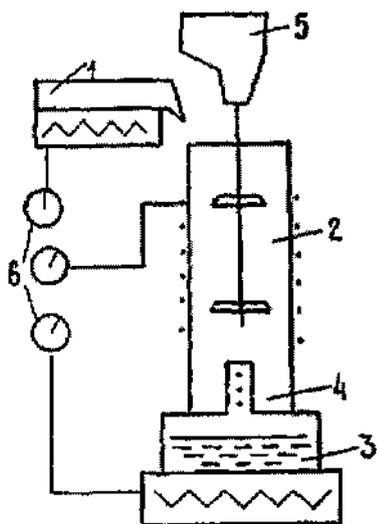


Рис. 3.3а. Принципиальная схема лабораторного гидрофоботрона

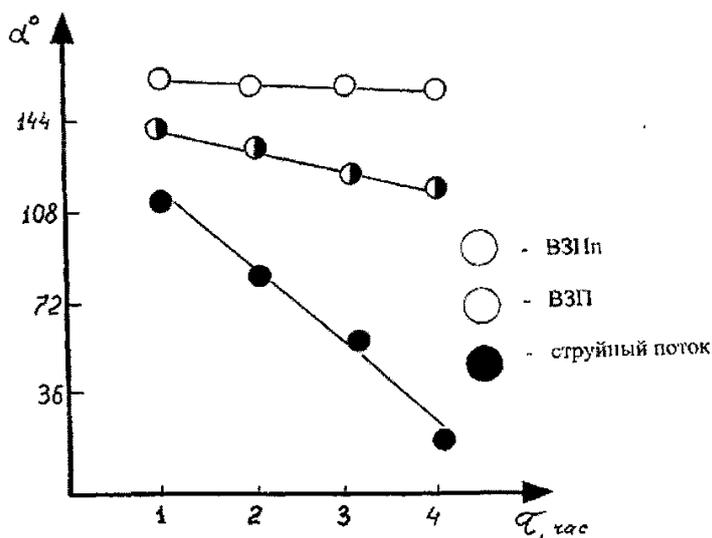


Рис. 3.3б. Зависимость степени гидрофобизации дисперсного материала от генерации потока в рабочем объеме

### 3.4. Процессы конденсации парогазовой среды

При эксплуатации газовых, парогазовых и высокотемпературных геотермальных месторождений, с целью извлечения полезных компонентов могут применяться тепло-массообменные процессы. Одним из перспективных направлений по переработке высокотемпературных теплоносителей является метод частичной конденсации заключающийся в том, что в тепло-массообменном аппарате создаются такие термодинамические условия, что определенные химические соединения из теплоносителя переходят в конденсат, а очищенный парогазовый поток подается на турбину для получения электроэнергии или используется в целях теплоснабжения.

Процессы конденсации играют определяющую роль при переработке бедного минерального сырья, обогащение которого производится методами возгонки и высокотемпературного обжига.

Конденсация продуктов из газовой или парогазовой среды происходит при условии создания изобарно-изотермического потенциала системы, превышающего равновесные условия и присутствия центров конденсации в составе равновесных продуктов. Процесс конденсации предполагает образование новых фаз на теплообменных поверхностях, частицах других веществ, ионах, поверхностях зародышей, возникающих произвольно в результате турбулентных пульсаций в паро-газовом потоке или объеме в результате нарушения термодинамического равновесия в системе [131].

Основные математические уравнения, наиболее часто применяемые для оценки процессов конденсации, приведены в следующем разделе.

#### 3.4.1. Основные уравнения конденсации

Согласно классической теории нуклеации основным параметром зародышеобразования является увеличение парциального давления в парогазовой среде выше уровня насыщения.

$$S = P_{\text{п}}/P_{\text{р}}, \quad (3.4.1)$$

где  $S$  – уровень пересыщения;

$P_{\text{п}}$  – парциальное давление в парогазовой среде;

$P_{\text{р}}$  – равновесное давление насыщенного пара над поверхностью.

С увеличением кривизны поверхности возрастает парциальное давление над ней, изменение которого можно рассчитать по уравнению Кельвина-Томсона.

$$\ln S = \ln[P_{\text{п}}/P_{\text{р}}(T) = 2\rho M/(RT\rho r) = (m_{\text{г}} - m_{\text{т}})/RT, \quad (3.4.2)$$

где  $m_{\text{г}}$ ,  $m_{\text{т}}$  – химический потенциал частицы радиусом  $r$  и массивного тела приходящегося на одну молекулу;  $R$  – постоянная Больцмана;  $\rho$ ,  $M$  – плотность и мольная масса конденсированного вещества;  $\sigma$  – поверхностное натяжение;

$P_{\text{г}}$  – парциальное давление над поверхностью с кривизной радиусом  $r$ .

Зародышеобразование в потоке или парогазовом объеме происходит в результате соударения молекул пара с образованием кластеров различного размера. Малые кластеры, парциальное давление пара над которыми превышает его парциальное давление в газовой смеси обладают меньшей стабильностью, чем крупные. Таким образом сохраняются частицы, размеры которых больше критического. На поверхности образовавшихся кластеров происходит конденсация паров, растущие в процессе конденсации частицы могут сталкиваться и таким образом коагулировать. Для осуществления процесса нуклеации в пространстве необходимо, чтобы уровень пересыщения был больше единицы, чем больше значение  $S$ , тем меньше размер критического зародыша.

Конденсация на теплообменных поверхностях на уже имеющихся ядрах может протекать при  $S = 1$ , если же ядрами являются ионы, то конденсация может проходить и в ненасыщенном паре  $S < 1$ .

В случае, когда определяющей стадией процесса роста капли является доставка пара из парогазовой среды для конденсации на ее поверхности, то скорость роста определяется скоростью диффузии [236]

$$dr/dt = DMP_{\infty}(T_k)(S - 1)/RT\rho r\varphi, \quad (3.4.3)$$

где  $D$  – коэффициент диффузии;

$$\varphi = 1 + (1,333Kn + 0,71)/(1 + 1/Kn^{-1}), \quad (3.4.4)$$

$Kn$  – число Кнудсена.

Число частиц  $N$  и их средний радиус  $r_{\text{ср}}$  в произвольный момент време-

ни определяются уравнениями

$$N = \int J dt, \quad (3.4.5)$$

$$r_{cp} = [3m/(4\pi r_q N)]^{1/3}. \quad (3.4.6)$$

На основании предложенных уравнений можно формировать системы, позволяющие получить математические модели процесса конденсации.

Образование кластера критического радиуса с учетом его вращательно-го и поступательного движения можно рассчитать по уравнению предложенного в работах [131, 237].

Процессы конденсации реализуются в теплообменных аппаратах-конденсаторах. По способу охлаждения различают конденсаторы смешения и поверхностные конденсаторы.

В поверхностных конденсаторах пар конденсируется на внешних или внутренних поверхностях труб теплообменника, тепло от которых отводится через стенку. Встречаются самые различные технические решения поверхностных конденсаторов: кожухотрубные, элементные, двухтрубчатые, змеевиковые, оросительные, пластинчатые, оребренные, спиральные и другие.

В конденсаторах смешения пар непосредственно соприкасается с охлаждающим агентом (чаще всего водой или воздухом). В зависимости от способа отвода конденсата и неконденсируемых газов, конденсаторы смешения делятся на мокрые и сухие.

Для реализации процесса частичной конденсации необходим многофункциональный технологический аппарат, позволяющий осуществить в своем объеме процесс конденсации части парового потока при определенных термодинамических параметрах с одновременным высокоэффективным разделением конденсата и оставшейся части пара. В этом плане наиболее перспективными являются циклонно-вихревые устройства, которые используются в промышленности для конденсации и улавливания различных видов паров (вода, органика, ртуть и т. д.), а также возгонов металлов и их легколетучих соединений.

В случае частичной конденсации определяющей операцией является выделение из паро-газового потока капель жидкости. Поэтому решено было исследовать улавливающую способность вихревых аппаратов для жидких дисперсных капель и паров. Для проведения экспериментов были изготовлены модели ВЗПс, циклона и модели ВЗПп. Аппарат ВЗП имел диаметр рабочего корпуса 50 мм, конструктивные параметры были рассчитаны из оптимальных типоразмеров для сепарационных аппаратов [153, 157, 193]. Циклонный аппарат имел диаметр 50 мм, основные геометрические параметры соответствовали размерам ВЗП.

Аппараты поочередно включались в схему (см. рис. 3.4а). Компрессор (1) марки КС-15 через влагоподающее устройство (2) вбрасывал эмульсию в вихревой аппарат (3), где проходила сепарация жидкостной фазы от газообразной, собранный продукт поступал в емкость (4). По балансу поданной и уловленной жидкости подсчитывалась улавливающая способность аппарата.

Для увеличения улавливающей способности жидкости оба аппарата имели водоохлаждаемую рубашку, через которую проходила проточная вода.

Переменными параметрами в ходе экспериментов были: расходы воздуха и весовые концентрации воды в воздухе.

Улавливающая способность аппаратов ВЗП выше, чем аналогичных циклонов (см. рис. 3.4б) при улавливании дисперсных капель воды, аналогичная картина наблюдалась при распылении в рабочем воздухе различных технических масел.

### **3.5. Основные закономерности влияния структуры потока на процессы термообработки сырья**

Процессы термообработки минерального сырья широко применяются в горном деле. Подразделяют низкотемпературную термообработку связанную в основном с сушкой материала для уменьшения расходов при транспортировке, исключения смерзания концентратов; как подготовительную операцию для ведения процессов сухого обогащения, и высокотемпературную термообработку для химического изменения состава руды или концентрата: декарбонизирующий обжиг, магнетизирующий, сульфатизирующий, хлорирующий и т. д.

#### **3.5.1. Основные положения процесса сушки дисперсного сырья**

Как правило, технологический регламент переработки требует наличия определенной влажности исходного сырья или продуктов обогащения. В процессе сушки определяющими являются параметры сушильного агента: его температура; относительная влажность; давление; скорость движения относительно частиц дисперсной среды. Наличие растворимых соединений в частицах дисперсной среды оказывает влияние на процесс сушки, так как уменьшается давление насыщенного пара над поверхностью смоченной частицы, что приводит к сокращению потока влаги от поверхности материала к сушильному агенту. Кроме этого, уменьшается скорость миграции влаги из внутренней части частицы к ее поверхности. При сушке дисперсных материалов в аппаратах с активными гидродинамическими режимами удары частиц одна о другую, столкновение частиц со стенками аппарата интенсифицируют процесс сушки [159]. Для реализации удаления влаги из дисперсной Среды необходимо нарушить равновесие, в котором находится влажная среда с окружающим газом. Система находится в равновесии при условии сохранения равенства давлений по обе стороны границы раздела фаз:

$$P_1 = -P_2 = \delta RK, \quad (3.5.1)$$

где  $P_1, P_2$  – давление пара и жидкости по обе стороны границы раздела;  
 $\sigma$  – сила поверхностного натяжения;  
 $R$  – средняя кривизна поверхности раздела;  
 $K$  – коэффициент, учитывающий взаимодействие жидкости и твердого тела.

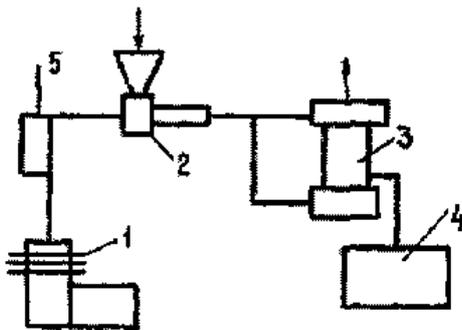


Рис. 3.4а. Схема стенда для изучения процессов улавливания капель жидкости из газовых потоков в вихревых аппаратах

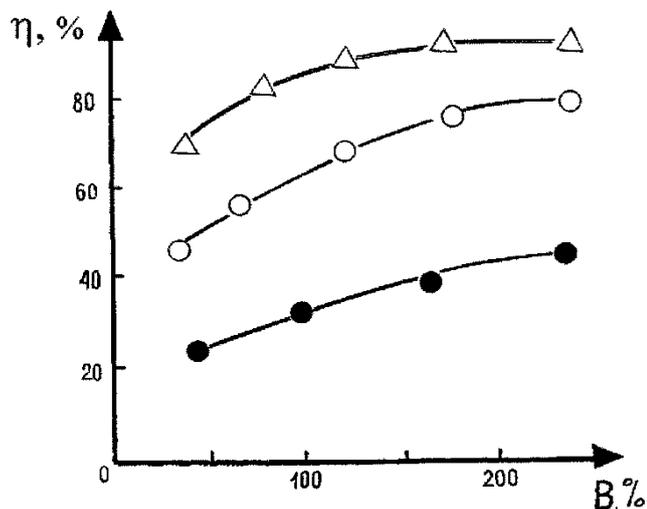


Рис. 3.4б. Влияние весовой концентрации капель жидкости в потоке на улавливающую способность вихревых аппаратов:  $\Delta$  – ВЗПСс;  $\circ$  – ВЗПп;  $\bullet$  – циклон

Кроме механического должно выполняться тепловое равновесие (т. е. температура твердого тела должна равняться температуре жидкости и газа) и равенство химических потенциалов жидкой и газообразной фаз [154]. Величину химического потенциала  $m$  можно рассчитать на основе изменения термодинамических параметров состояния вещества:

$$m = \left( \frac{dU}{dM} \right) = \left( \frac{dE}{dM} \right) = \left( \frac{d\Phi}{dM} \right) = \left( \frac{dJ}{dM} \right), \quad (3.5.2)$$

где  $U$  – внутренняя энергия;

$J$  – энтальпия, или теплосодержание;

$E$  – свободная энергия;

$\Phi$  – термодинамический потенциал.

Равновесное состояние системы влажный материал – газ характеризуется изотермами сорбции – десорбции, которые представляют собой зависимости равновесного влагосодержания от равновесной относительной влажности воздуха в процессе сорбции (или десорбции) при постоянной равновесной температуре.

Удаление влаги из частиц состоит из процесса движения жидкости из внутренних слоев каждой частицы к ее периферии и миграции влаги от поверхности частиц в среду.

На поверхности раздела влажной частицы и среды образуются три по-

граничных слоя: гидродинамический, тепловой и влажностный. Физически толщина пограничного слоя соответствует точке, где скорость жидкости – для гидродинамического погранслоя, или температуры – для теплового погранслоя, либо парциального давления пара – для влажностного погранслоя становятся равными со значениями этих величин в ядре потока.

При ламинарном движении среды, омывающей частицы, условная толщина гидродинамического пограничного слоя больше условной толщины теплового пограничного слоя, которая, в свою очередь, больше условной толщины влажностного пограничного слоя.

С ростом турбулентных пульсаций в омывающем частицы потоке все большее значение приобретает молярный перенос, в результате чего уменьшаются толщины пограничных слоев и уменьшается разность между ними. Основные уравнения для расчета кинетики сушки приводятся в следующем разделе

### 3.5.2. Основные уравнения кинетики сушки дисперсного сырья

Кинетику сушки влажного тела принято подразделять на три периода [154, 239]: период прогрева частицы или капли; первый период – постоянной скорости сушки и второй период – падающей скорости сушки. В течение периода прогрева влажная частица либо капля нагревается, давление пара над поверхностью растет, до тех пор пока температура частицы или капли не достигнет значения температуры мокрого термометра. Кинетика процесса в период прогрева может быть описана уравнением:

$$dU/dt = -(T - T')N/(T_1 - T'), \quad (3.5.3)$$

где  $T$ ;  $T_1$ ;  $T'$  – текущая температура; температура мокрого термометра; начальная температура тела;  $N$  – начальная скорость сушки в первый период.

В первый период скорость сушки можно определить при помощи коэффициентов теплоотдачи  $\alpha$  или массоотдачи  $\beta$

$$N = \alpha f(T - T'); \quad (3.5.4)$$

$$N = \beta f(C_n - C); \quad (3.5.5)$$

где  $C$  – концентрация насыщенного пара у поверхности тела.

При повышении концентрации растворов методом частичного испарения влаги либо при полной сушке растворов, все большее применение находит метод ведения процесса с переводом растворов в распыленное состояние. В процессе потери влаги капли постоянно уменьшают свой радиус, если допустить, что для каждого текущего радиуса диффузия пара в среду происходит стационарно, то тогда поток пара  $4\pi r^2 j$  не зависит от  $r$ , т. е. [157]

$$dC/dr = A/r^2. \quad (3.5.6)$$

После интегрирования уравнения (3.5.6) можно получить с учетом, что

$$4\pi jr^2 = 4\pi r(dr^3/dt)/3, \quad (3.5.7)$$

$$dr/dt = -K(C_n - C)/rp, \quad (3.5.8)$$

где  $C$  – концентрация пара,

$j$  – плотность потока пара.

Интегрирование уравнения (3.5.8.) позволит определить время сушки (или частичного испарения) капли жидкости

$$t = \rho r/2K(C_n - C). \quad (3.5.9)$$

Время сушки полидисперсного материала определяется кинетикой процесса, которую можно оценить осредняя по объему уравнения динамики. В реальных аппаратах время пребывания частиц не одинаково, в результате чего наблюдается неравномерность по конечному влагосодержанию частиц после технологического процесса. Эту неравномерность можно охарактеризовать дифференциальной кривой распределения по конечному влагосодержанию, как функцию от времени пребывания в сушильном аппарате

$$f(U) = f(t)/(dU/dt), \quad (3.5.10)$$

где  $f(U)$  – функция распределения по конечному влагосодержанию;

$f(t)$  – функция распределения по времени.

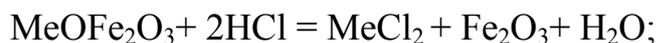
### **3.5.3. Исследование влияния структуры потока на эффективность ведения процессов обжига**

Процессы обжига в настоящее время широко применяются в горном деле с целью получения кондиционных концентратов. Одним из перспективных объектов для ведения окислительно-восстановительного обжига являются бедные трудно перерабатываемые полиметаллические руды с высоким содержанием серы и мышьяка.

Для обогащения бедного и труднообогатимого сырья все чаще применяются процессы сульфатизирующего и хлорирующего обжига, в результате которого из руд можно удалять нежелательные элементы, либо наоборот, извлекать полезные и получать таким образом концентраты.

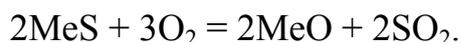
Принцип действия процесса основан на том, что сульфиды и хлориды металлов обладают высокой летучестью и легко извлекаются из сырья.

Механизм получения легко летучих соединений можно рассмотреть на примере хлорирования ферритов [80, 131, 238]





Окислительный обжиг руд и концентратов широко применяется в технологических процессах для десульфуризации сырья. В случаях, когда вкрапленность металла в сульфидах такова, что даже сверхтонкое измельчение не позволяет добиться необходимой степени вскрытия (что характерно для бедных и упорных руд) окислительный обжиг практически единственный прием, позволяющий получить кондиционный концентрат. Основная реакция окислительного обжига может быть представлена в виде [80]:



Реакции окислительного обжига проводят в широком диапазоне от 200°C (в случае пирогидролиза) и до 1 000°C, верхний предел температуры ограничен физико-химическими характеристиками руды. Основные зависимости для оценки кинетики процесса обжига приведены в следующем разделе.

#### 3.5.4. Основные уравнения кинетики процесса обжига

Физико-химические процессы, происходящие в дисперсном сырье, требуют наличия определенного количества энергии, которое в процессе обжига подается в виде тепла с конкретным температурным уровнем, обеспечивающим требования технологии. Нестационарный нагрев сферических тонкодисперсных частиц, имеющих большую теплопроводность можно принять, что температура по всему сечению одинакова, в этом случае уравнение нагрева примет вид:

$$mcdT/dt = \alpha F(T_1 - T), \quad (3.5.11)$$

где  $m$ ,  $F$  – масса и поверхность нагрева частиц;

$T$ ,  $T_1$  – температура частицы и газа;

$\alpha$  – коэффициент теплоотдачи;

$c$  – удельная теплоемкость частиц.

В случае преобладающего конвективного теплопереноса для сферической частицы уравнение (3.5.11.) примет вид:

$$dT/dt = 6\lambda\text{Nu}(T_1 - T)/pcd. \quad (3.5.12)$$

Теплообмен между частицей и газовым потоком обычно выражают в виде зависимости числа Нуссельта от чисел Рейнольдса и Прандтля.

Для сферических частиц при малых числах Кнудсена, оценку теплообмена производят по формуле Дрейка [131]:

$$Nu = 2 + 0,64Re^{0,55}Pr^{0,333}(0 < Re < 2 \cdot 10^5). \quad (3.5.13)$$

Данные уравнения малоприменимы при больших градиентах температур, так как физические параметры принимаются при температуре набегающего потока, в результате чего, значение Nu могут получиться меньше двух.

В тех случаях, когда температура частиц значительно отличается от температуры потока более точные значения изменения теплофизических свойств в пограничном слое может дать формула [238]:

$$Nu = 2\lambda_1 + 0,5Re_1^{0,5}Pr^{0,4}(\rho_1 m_1 / \rho m)^{0,2} \quad (3.5.14)$$

где  $\lambda$ ,  $\lambda_1$  – коэффициенты теплопроводности частиц и газа.

Суммарный коэффициент теплоотдачи часто представляют в виде суммы конвективной и лучистой составляющей. Величину лучистой составляющей можно рассчитать по выражению:

$$\alpha = e\Theta[e_1 T_1^4 + (1 - e_1)e_2 T_2^4 - T^4]/(T_1 - T), \quad (3.5.15)$$

где  $e$ ;  $e_1$ ;  $e_2$  – степень черноты частицы, газа и стенок реактора;

$T$ ;  $T_1$ ;  $T_2$  – температура частицы, газа и стенок

$$\Theta = 5,7 \times 10^{-8} \text{Вт/м}^2 \text{К}. \quad (3.5.16)$$

При обработке материалов, имеющих небольшую теплопроводность, на теплообмен частицы в потоке начинает влиять градиент температур внутри нее, учесть который можно по формуле Китаева

$$\alpha = \alpha_0(1 + Bi/5)^{-1}, \quad (3.5.17)$$

где  $Bi$  – критерий Био, равный  $\alpha d / \lambda$ .

В случае размеров частиц соизмеримых или меньше длины свободного пробега молекул газа, число Нуссельта можно представить уравнением:

$$Nu = Nu_c [1 + 3,42M Nu_c / (Re Pr)]^{-1}, \quad (3.5.18)$$

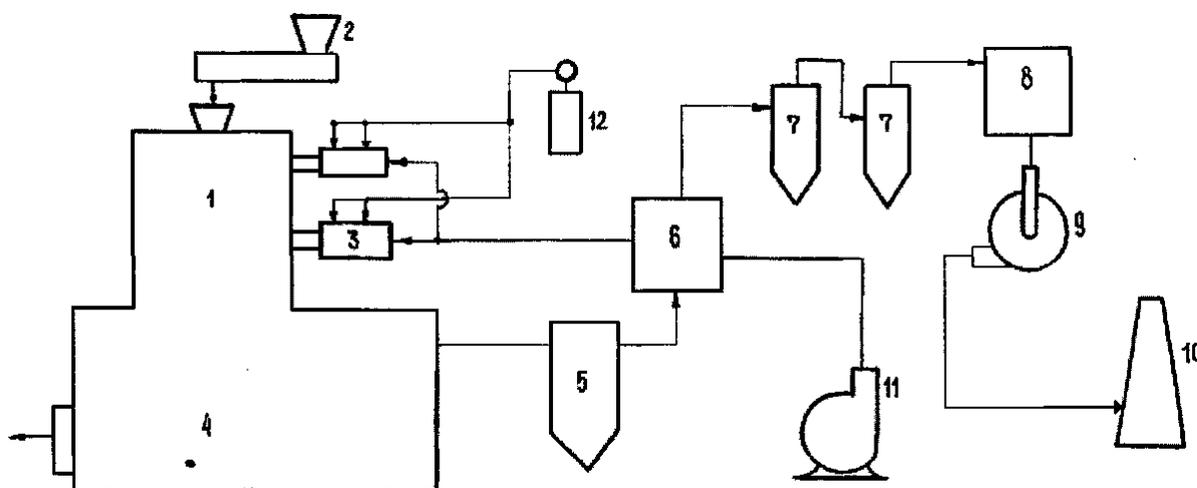
где  $Nu_c$  – число Нуссельта в условиях сплошной среды;

$M$  – число Маха.

Эксперименты по обжигу минерального сырья проводились в ряде технологических аппаратов, которые устанавливались в технологическую схему (см. рис. 3.5). Процесс в технологической цепочке осуществлялся следующим образом: дисперсный материал с потоком теплоносителя поступал в пространство реактора (1), где он подвергался термической обработке и разделению твердой и газообразной фаз. Обработанный дисперсный материал собирался в копильнике (4), уходящие газы поступали для дальнейшей очистки в циклонный пылеуловитель (5), после которого технологические газы проходили через рекуператор (6) для подогрева рабочего воздуха подаваемого вентилятором (11). После рекуператора газы проходили через два последовательно включенных сепаратора ВЗП (7), где отделялась тонко дисперсная пыль, и, через барбатер (8), позволяющий

очищать газы от химических соединений, они дымососом (9) по дымовой трубе (10) выбрасывались в атмосферу. Рабочий воздух после рекуператора (6) подавался в форкамеры (3) для создания теплоносителя за счет сжигания газа, подаваемого из баллонов (12). Теплоноситель через тангенциальные шлицы подавался в рабочий объем вихревой камеры (1), в которой происходила термообработка дисперсного материала, подаваемого шнековым питателем (2). При проведении экспериментов пробы для анализа брались следующие:

- 1) исходный материал;
- 2) материал из сборника циклона (5);
- 3) материал после теплообменника (6);
- 4) материал из бункеров сепараторов (7);
- 5) налет продуктов возгонов из барбатера (8).



*Рис. 3.5. Принципиальная схема стенда укрупненных установок для моделирования различных технологических процессов переработки минерального сырья*

Для изучения процессов обжига и возгонки был изготовлен аппарат ВЗП-200 с изменяемой генерацией закрученного потока (рис. 3.6).

Внутренняя поверхность которого выложена огнеупором. Размеры рабочего пространства соответствовали оптимальным конструктивным параметрам сепаратора ВЗП; высота аппарата  $H = 1,2$  м; диаметр аппарата  $D_a = 0,2$  м; диаметр ввода первичного теплоносителя  $d = 0,1$  м; высота рабочей части аппарата  $H_a = 0,5$  м; диаметр выхлопной трубы  $d_b = 0,14$  м; на вводах первичного и вторичного потоках имелись форкамеры для организации процесса горения. Для сопоставления технологических данных был изготовлен циклон с верхним выводом газа, внутренним диаметром 0,2 м и высотой 0,5 м, диаметр пережима составлял 0,14 м, циклон изнутри был покрыт огнеупором, процесс горения организовывался при помощи форкамеры. Воздушное дутье обеспечивалось вентиляторами высокого давления ВВД-8 и АЦС-850, вывод технологических газов в трубу осуществлялся

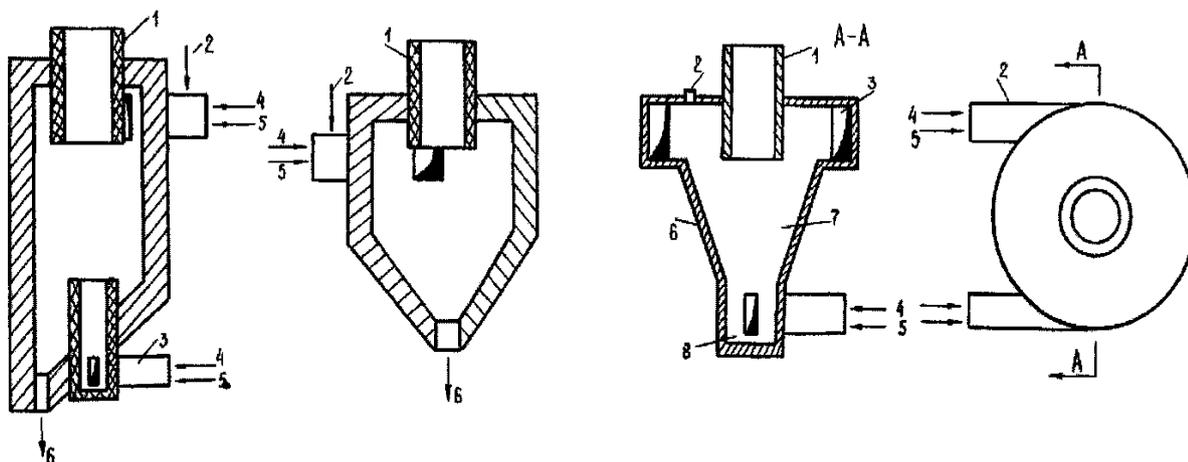
ся дымососом Д-8.

Принцип действия моделей аппаратов следующий: в форкамеры подается воздух (4) и газ (5), затем в магистраль подается сырье (2). Обработанный материал отбирается через патрубок (6), уходящие газы по патрубку (1) вбрасываются в систему очистки стенда. Вариации ввода потока через верхний шлиц позволяют создавать структуру потоков ВЗПс и ВЗПп. Реализация процесса обжига непосредственно в объеме копильника (4) позволяла моделировать условия простого и кипящего слоев.

В качестве исходного материала был взят некондиционный концентрат, усредненные значения химического анализа которого приведены в таблице 3.5.

При проведении технологических исследований изменялись: температура в объеме камеры и характер среды: окислительная ( $\alpha$  – коэффициент избытка воздуха = 1,4); восстановительная ( $\alpha = 0,75$ ), нейтральная ( $\alpha = 1$ ). Кроме того, были проведены опыты по отгонке As и S обжигом в среде радикализованного газа.

Анализ результатов обжига показывает, что мышьяк эффективно отгоняется в вихревой камере и улавливается в зоне конденсации. При этом наименьшее количество (As-0,5%) содержится в материале, который после обработки в объеме камеры подвергался контакту с газами в течение 60–90 секунд в копильнике, а также в пыли, уносимой из копильника, но улавливаемой в сепараторе. Содержание серы в пыли, наоборот, выше, чем в осевшем материале, что видимо, связано с тем, что мелкие частицы быстро выносятся из высокотемпературной зоны и сера не успевает окислиться. Содержание олова в сконденсированном продукте мало, т. е. практически все олово остается в огарке. То же самое отмечено в отношении меди, свинца и серебра.



а

б

в

Рис. 3.6. Схемы вихревых устройств для процессов термообработки дисперсного сырья: а – аппарат ВЗП; б – циклон; в – вихрефонтирующий аппарат ВЗП

Химический анализ продуктов показал, что при слабо восстановительной среде отгонка As и S идет более эффективно, чем при окислительном режиме и той же температуре, к тому же при этом большее количество мышьяка выделяется в виде трисульфида, который является наименее токсичным и наиболее удобным для захоронения мышьяковистых соединений (см. табл. 3.5а и 3.5б). Подобные технологические условия подбирались в укрупненных установках, температура материала фиксировалась в копильнике термопарой, расчетный коэффициент избытка воздуха составлял  $\alpha = 0.6$ , что соответствует восстановительной среде, расход топлива в обеих установках был одинаков. Результаты экспериментов, проведенные в аппарате ВЗП и циклонной камере, приведены в таблице 3.6 и показывают, что извлечение мышьяка в возгоны на 30% выше, чем в циклоне и обработанный материал может быть использован для дальнейшей переработки. Эксперименты показали рациональность применения аппарата ВЗП для ведения обжиговых процессов при получении кондиционных концентратов. Сопоставление эффективности ведения процесса возгонки в различных аппаратах показывает рациональность ведения аналогичных процессов в вихревых реакторах (см. рис. 3.6а).

Таблица 3.5

**Результаты атомно-адсорбционного анализа медисто-словянного концентрата Солнечного ГОК, %**

Sn	As	S	Pb	Cu	Zn	Bi	Sb	Ag
0,78	3,3	26,3	0,65	11,0	0,7	0,9	0,11	0,015

Таблица 3.5а

**Результаты атомно-адсорбционного анализа продуктов окислительного обжиг %**

Место отбора пробы	As	S	Sn	Cu	Pb	Ag
Вихревая ка-мера	0,5	4,5	0,9	13,5	0,8	0,02
Копильник	0,75	6,5	0,9	15,7	1,0	0,02
Сепаратор	0,3	13,7	0,7	7,0	0,7	0,02
Конденсатор	0,7	17,0	0,5	8,5	0,5	0,01
Конденсатор 2	14,2	-	1,5	2,85	0,4	0,01

Таблица 3.5б

**Результаты атомно-адсорбционного анализа продуктов  
окислительного обжиг %**

Место отбора пробы	As	S	Sn	Cu	Pb	Ag
Вихревая ка-мера	0,2	4,2	0,88	13,4	0,75	0,02
Копильник	0,7	6,0	0,88	15,6	1,2	0,02
Сепаратор	0,3	16,5	0,9	15,4	0,7	0,02
Конденсатор	0,73	17,3	0,56	8,4	0,5	0,01
Конденсатор 2	15,4	-	1,5	2,9	0,4	0,01

Таблица 3.6

**Результаты экспериментов по обжигу концентрата  
в аппарате ВЗП и циклоне**

NN Наименование отбора пробы	Аппарат ВЗП-200						Циклон					
	As	Sn	Cu	Pb	Ag	S	As	Sn	Cu	Pb	Ag	S
1. Материалы в копильнике	0,35	1,00	14,0	0,81	0,021	4,4	0,5	0,9	13,5	0,8	0,02	4,5
2. Материал после сепаратора	0,31	0,92	14,6	0,74	0,021	17,6	0,3	0,92	15,5	0,7	0,02	17,4
3. Пыль из конденсатора	0,6	0,5	8,6	0,6	0,01	16,3	0,7	0,5	9,0	0,6	0,01	16,2
4. Налет на жалюзях конденсатора	16,6	1,5	2,85	0,4	0,0		14,2	1,5	2,15	0,4	0,01	0,02

### 3.5.5. Влияние структуры потока на эффективность ведения тепло-массообменных процессов, связанных с прохождением химической реакции

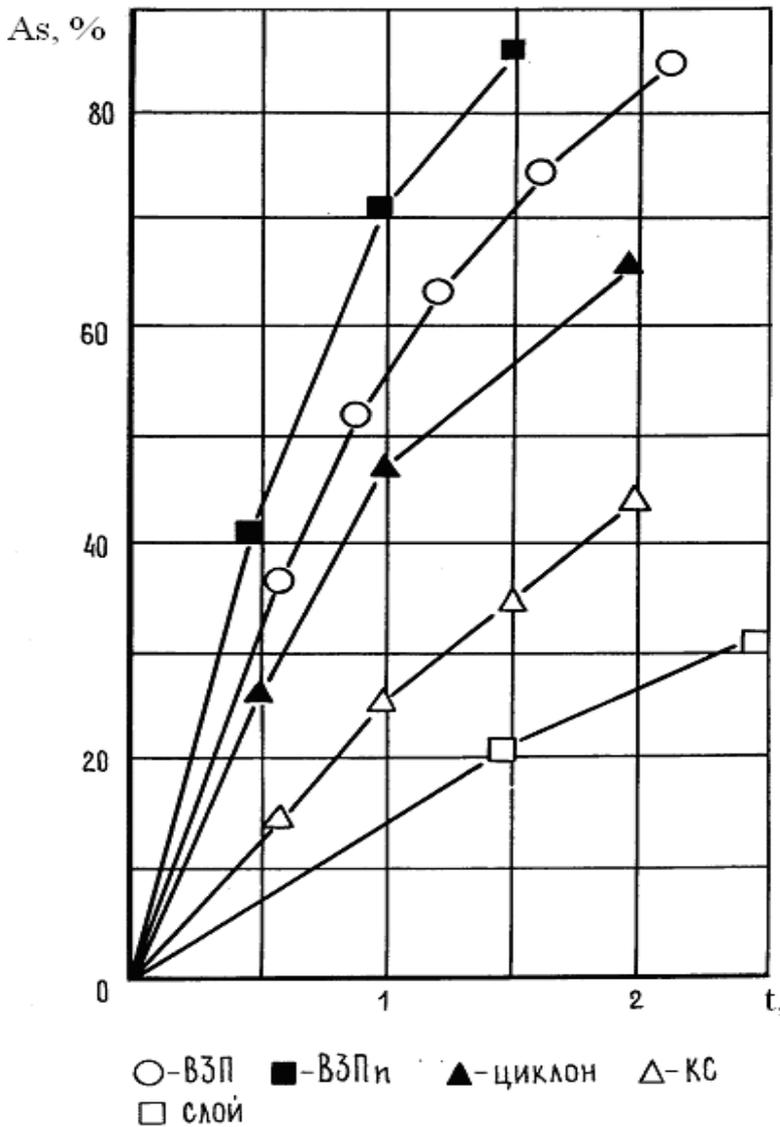


Рис. 3.6а. Зависимость эффективности удаления мышьяка из полиметаллического сырья от генерации потока в рабочем объеме устройства

Многие тепло-массообменные процессы при переработке минерального сырья связаны с прохождением химических реакций, например - процесс восстановления окислов металлов при получении концентратов. Учитывая наши лабораторные возможности и наглядность в рамках рассматриваемой темы, в качестве модельного были выбраны процессы получения черного порошкового концентрата железа из окислов железа хвостов Хрустальненского ГОК и пирогидролиза датолитового сырья.

В настоящее время широкое применение находят методы порошковой металлургии. Методы получения порошка довольно сложные в технологическом отношении. Одновременно, хвосты ГОК содержат до 10% окислов железа. Поэтому возникла мысль попытаться применить эти отходы для получения железного порошка. Опыты проводились на установке, схема которой приведена на рис. 3.7. Процесс проводился в моделях различных аппаратов, различающихся принципом перемешивания вещества, а именно: ФС – фильтрационный слой, КС – кипящий слой, ВЗП – взаимодействующие закрученные потоки, ВЗП (п) – взаимодействующие закрученные потоки противоположной крутки.

Технологический процесс осуществлялся следующим образом: водород из баллона (1) через редуктор (2) и гидрозатвор (3) подавался в магистраль, изготовленную из кварцевого стекла.

Нагрев газа осуществлялся спиралями из нихромовой проволоки (4). Нагретый газ поступал в реактор (6), где помещалась навеска магнетита, температура в реакторе регистрировалась термопарой, вторичным прибором к которой служил микровольтметр (7), уходящие газы проходили через гидрозатворы (8) и выбрасывались в атмосферу.

Окислы железа выбирали магнитом из материала хвостов, отбирали безносные фракции, величина навески составляла 0,5 г.

Водород нагревался в системе муфелей до необходимой температуры и подавался в реактор, где находилась навеска магнетита, происходила реакция

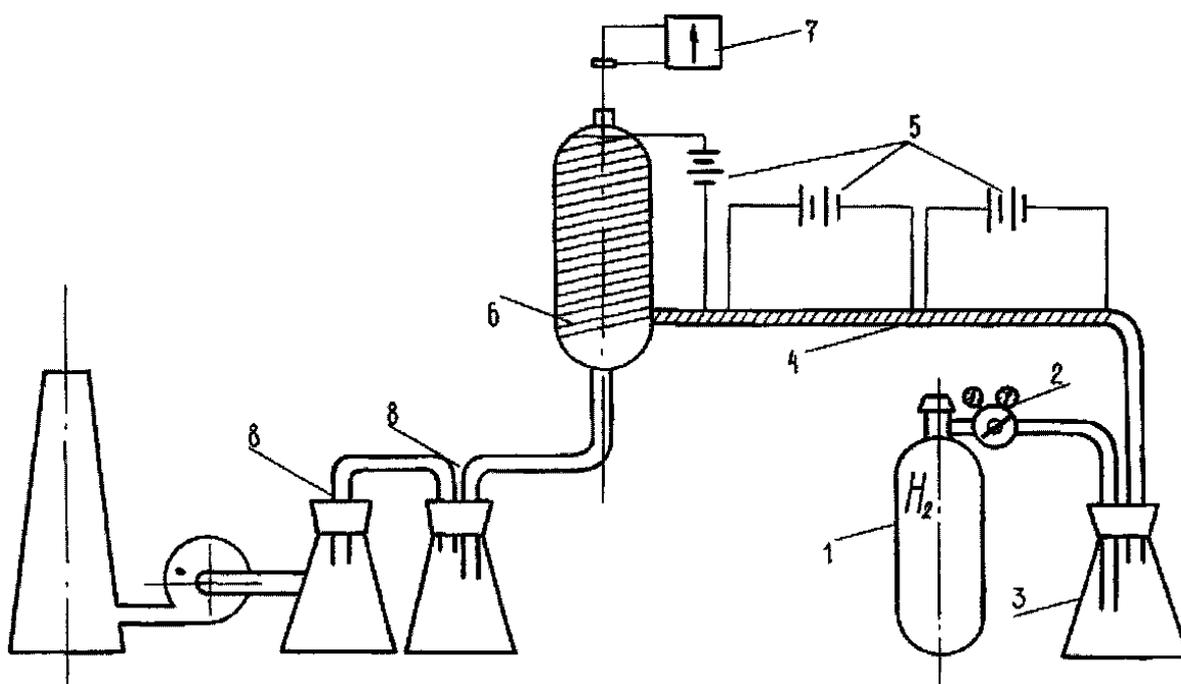
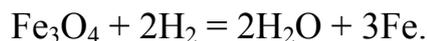


Рис. 3.7. Принципиальная схема лабораторного стенда для процессов восстановления окислов железа

Через определенные промежутки времени подача водорода прекращалась, реактор извлекался из муфеля, навеска отдавалась на анализ. Химические анализы продуктов восстановления показали, что скорость прохождения процесса восстановления в вихревых реакторах выше (см. рис. 3.8) по сравнению с кипящим, а тем более фильтрационным слоем.

Процессы, происходящие в вихревых аппаратах, позволяют проводить реакцию в условиях идеального смешения (близких к идеальному), а постоянство скоростей потоков позволяет полагать режим стационарным.

Водород является газом-носителем, количество его много больше, чем необходимо для реакции, в этих условиях скорость реакции будет пропорциональна количеству образовавшегося продукта и расходуемого реагента (окалины), которые связаны стехиометрически: фактически % выхода продукта на графике 3.8 – есть величина «а» степень превращения реагента.

Проведем соответствующие преобразования согласно четырем числам уравнений, определяющих порядок реакции при изотермическом режиме. В результате получаем прямые  $\ln(1-a)-t$ , это говорит о том, что реакция укладывается в рамки первого порядка, вследствие чего расчет производится по уравнениям вида:

$$1-a = e^{-kt}. \quad (3.5.19)$$

Для этой модели реакции лимитирующей получается стадия образования зародышей, а когда зародыши медленно образуются, то реакция идет с такой скоростью, что весь реагент на поверхности частицы успевает превратиться в продукт, прежде чем из продукта на поверхности вырастет второй зародыш. Тогда для скорости реакции уравнение будет иметь вид:

$$V = m_0 da/dt = -m_0 k e^{-kt}. \quad (3.5.20)$$

По наклону линий (см. рис. 3.8) определим константы скоростей технологического процесса для четырех типов аппаратов ВЗП(п), ВЗП, КС и ФС и представим данные в виде следующих уравнений:

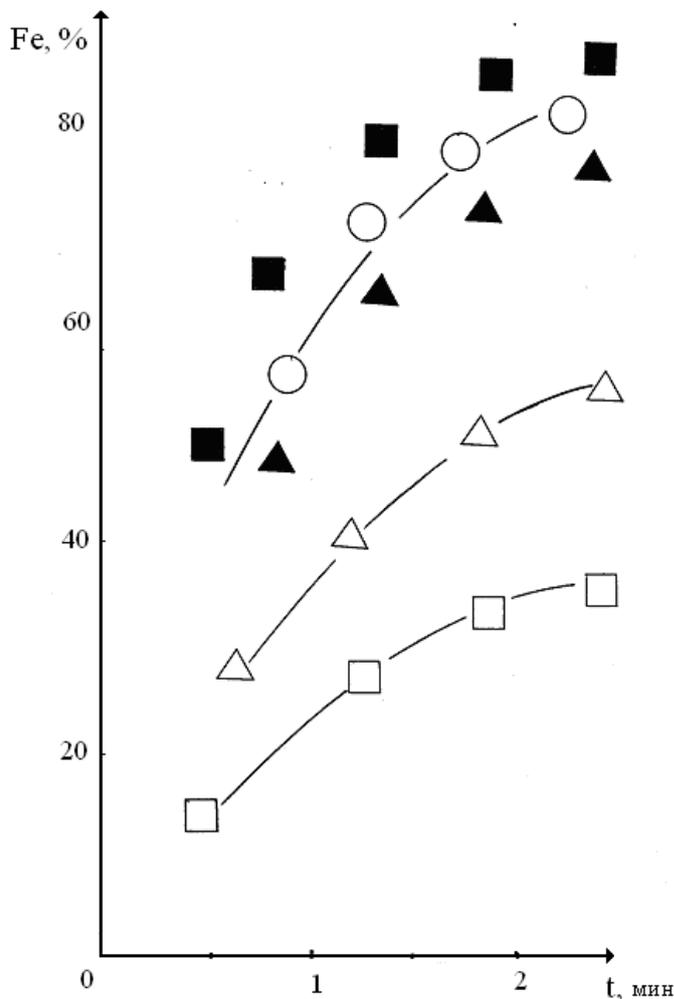


Рис. 3.8. Взаимосвязь эффективности восстановления железа из окислов со структурой потока в рабочем объеме устройства

$$\begin{aligned} \text{ВЗП (п)} \quad V_1 &= 6,8 \cdot 10^{-2} m_0 e^{-0,068t} = \\ &= m_0 0,068 (1-a); \\ \text{ВЗП} \quad V_2 &= 1,6 \cdot 10^{-2} m_0 e^{-0,016t} = \\ &= m_0 0,016 (1-a); \\ \text{КС} \quad V_3 &= 0,5 \cdot 10^{-2} m_0 e^{-0,005t} = \\ &= m_0 0,005 (1-a); \\ \text{ФС} \quad V_4 &= 0,2 \cdot 10^{-2} m_0 e^{-0,002t} = \\ &= m_0 0,002 (1-a). \quad (3.5.21) \end{aligned}$$

для момента времени  $t$  и начальной массы  $m_0$ . Анализ полученных экспериментов показывает увеличение скорости протекания процесса в несколько раз при смене принципа реализации от фильтрационного к вихревому.

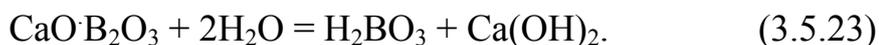
Вторым объектом проведения тепло-массообменных процессов с химической реакцией был выбран процесс пирогидролитического восстановления датолитового сырья с целью получения борной кислоты. Выбор объясняется наибольшим имеющимся опытом в данных направлениях. Борная кислота –

ценный химический продукт, широко применяемый в различных отраслях промышленности. Поэтому развитие и совершенствование технологии имеет важное значение.

В Приморском крае разрабатывается богатое месторождение борсодержащих руд, основными компонентами которых являются датолит и дамбурит. Руды подвергаются обогащению, в результате которого получают концентраты с содержанием  $B_2O_3$  (15–18%). На Приморском химическом комбинате датолитовые концентраты перерабатываются на борную кислоту и другие борсодержащие соединения сернокислотным способом [4]. Разложение датолита согласно которому протекает по следующему уравнению:



Как показано в работах В.А. Михайлова [198] для извлечения борного ангидрида можно применять водяной пар – так называемую реакцию пирогидролита:



Ведение такого процесса более рентабельно, так как не применяются специальные химические реагенты. При переходе от слоевого способа обработки к кипящему слою скорость реакции возрастает в пять – шесть раз, в результате интенсификации внешне диффузионных процессов. В работе [44] было показано, что переход к циклонному способу ведения пирогидролита увеличивает скорость прохождения процесса в три раза по сравнению с кипящим слоем. На основании имеющегося задела, решено было провести данный процесс в моделях со взаимодействующими потоками. Опыты проводились на установке (см. рис. 3.9). Пар из котла 1 поступал в магистраль 2 и, проходя через муфельные печи 3, где нагревался до необходимой температуры, поступал в вихревой реактор 4, который помещался в муфельной печи 5. В вихревом реакторе помещалась навеска дисперсной руды, которая обрабатывалась перегретым паром, паровая смесь с продуктами реакции выводилась из реактора через трубку 6 и через холодильник 7 подавалась в конденсатор 8. Реакторы, изготавливаемые из кварцевого стекла имели форму усеченного конуса с максимальным диаметром 80 мм, высотой 100 мм. В одном из них генерировалась спутная закрутка потоков (а), в другом противоположная (б), в третьем простой закрученный поток (в) и в четвертом кипящий слой или фильтрационный. Замер температуры осуществлялся термопарой 9, вторичным прибором являлся потенциометр КСП-4 (10). Регулировка температуры осуществлялась реостатами 13.

Отбирался дисперсный материал таким размером, чтобы он не выносился. Датолитовая руда измельчалась и отбиралась фракция  $(-0,5 + 0,25)10^{-3}$  м, такие частицы не выносились в ходе работы из реактора ВЗПп, тем более из ВЗПс. Реакция пирогидролита проводилась при температурах от 800 до 950°C. Пробы на содержание борной кислоты отбира-

лись через 1 минуту, определение содержания  $V_2O_5$  проводилось методом титрования.

Эффективность процесса пирогидролиза в вихревых реакторах значительно выше, чем в других аппаратах (см. рис. 3.10). Это говорит о целесообразности проведения подобных реакций в реакторах ВЗП.

### 3.6. Технологии плавки минерального сырья

При переработке труднообогатимого сырья, когда в целях сохранения высокого извлечения компонентов в процессе обогащения вынуждены получать бедные промпродукты и концентраты, необходим широкий спектр технологических подходов. В этих случаях в качестве активного компонента необходимо использовать такие вещества, которые могут воздействовать избирательно на ценные компоненты. Как считает К.А. Никифоров, такие технологические приемы можно разбить на три основных направления [204]: первое направление связано с различной степенью вскрытия ценных компонентов в результате особенностей поведения химических элементов в окислительно-восстановительных реакциях; второе основано на разделении компонентов в результате синтеза в системе веществ с различной растворимостью; третье направление заключается в обогащении с предварительной специальной подготовкой сырья. Несомненно, что кроме указанных существуют и другие способы эффективной переработки сырья. Но рациональность любого метода будет определяться максимальным использованием сырья, его свойствами и составом в процессе переработки.

Избирательное вскрытие ценных компонентов позволяет резко сократить объемы перерабатываемого сырья в начале технологической схемы. Вместе с тем, высокотемпературное разложение минералов связано с высокими удельными энергозатратами. Прямое химическое выщелачивание подобных материалов также не всегда выгодно. Однако необходимо отметить, что обогащение на основе плавильных процессов практически всегда оканчивается синтезом готовых химических продуктов, а не получением концентратов и, самое главное, позволяет эффективно перерабатывать такое сырье, которые плохо поддаются механическому обогащению [204].

Следует иметь в виду, что рудные минералы, содержащие ценные компоненты, могут находиться совместно с силикатными, карбонатными или другими породообразующими минералами; химическому превращению в данном случае подвергаются только те минералы, которые содержат ценные компоненты. Второй тип руд относится к сульфидным полиметаллическим рудам с большим количеством пирита. Избирательное вскрытие ценных компонентов здесь затруднено, и эффективное извлечение их возможно только при комплексной переработке всех сульфидных минералов [204].

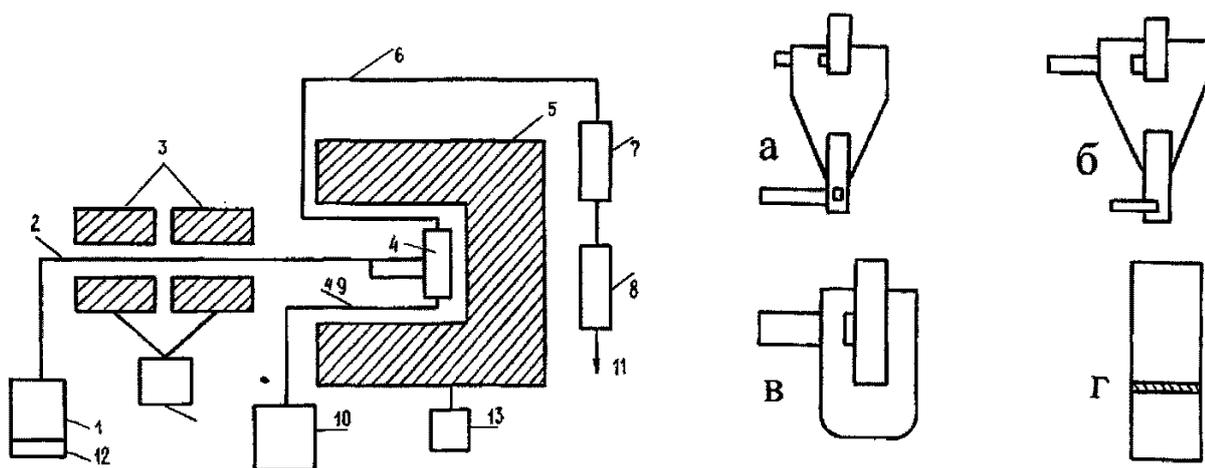


Рис. 3.9. Схемы лабораторного стенда для ведения процесса пирогидролиза (а) и устройств с различной генерацией потока для ведения термохимических процессов (б): а – ВЗПс; б – ВЗПн; в – циклон; г – кипящий или фильтрационный

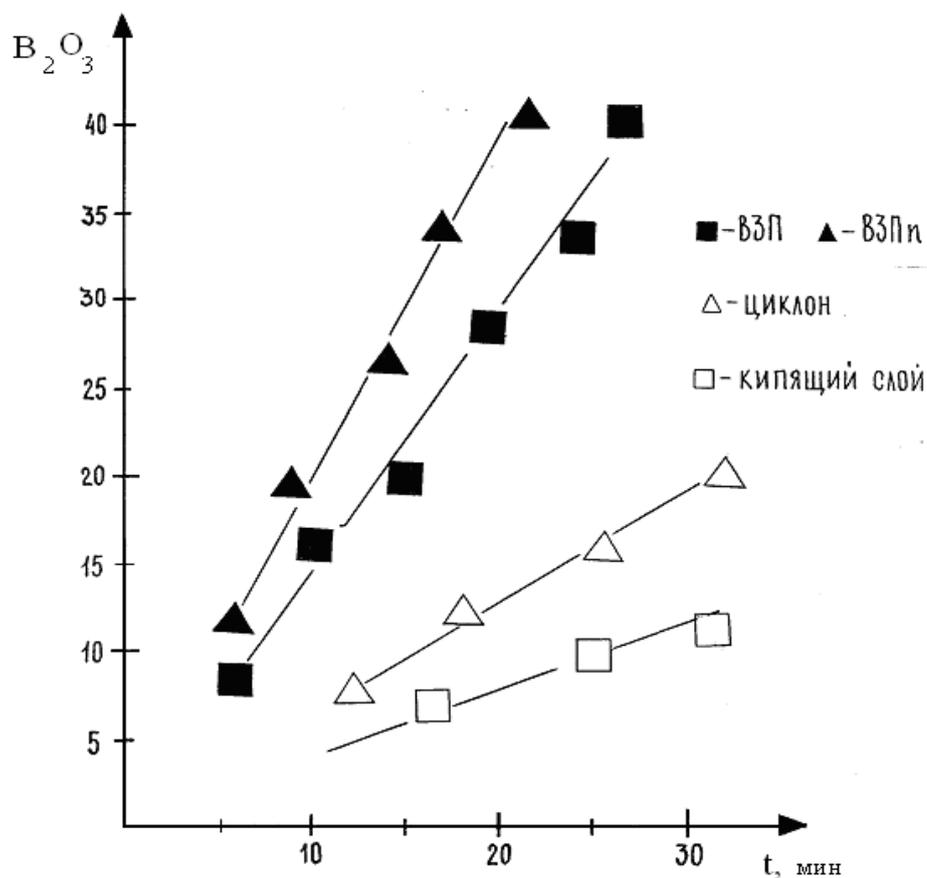


Рис. 3.10. Взаимосвязь эффективности процесса пирогидролиза со структурой потока в рабочем объеме лабораторной модели

### 3.6.1. Получение комплексных минеральных удобрений из низкосортных концентратов

Добываемые фосфатные руды в нашей стране, за исключением апатито-нефелиновых руд Хибинского массива, отличаются низким качеством и трудной обогатимостью. Основная масса фосфатного сырья идет на производство минеральных удобрений – фосфоритной муки, суперфосфата, сложных фосфорных удобрений (аммофос, нитрофоска и т. д.) и желтого фосфора. При разложении фосфоритовых концентратов кислотами следует учитывать наличие в них вредных примесей. Так, продукты с высоким содержанием оксидов железа и алюминия непригодны для сернокислотной экстракции фосфорной кислоты. Исходное же сырье, как указывалось, имеет тенденцию к ухудшению качества, получение из него концентратов, удовлетворяющих требованиям для кислотной переработки затруднительно либо возможно при низких технологических показателях.

Поэтому возможность использования низкосортных концентратов или даже промпродуктов для получения минеральных удобрений явилось бы значительным резервом в расширении фосфатно-сырьевой базы. Один из способов решения этого вопроса – плавление низкосортного фосфатного сырья с солями азотной кислоты, с целью получения качественных комплексных удобрений.

В качестве материала для проведения экспериментов были выбраны фосфатные продукты, непригодные для традиционной технологии переработки на минеральные удобрения: Харанурский черновой концентрат с содержанием  $P_2O_5$  общ. 22,3%,  $P_2O_5$  лимонно-растворимого 0,95%,  $CO_2$  – 7,8% (табл. 3.4.); Селигдарский некондиционный апатитовый концентрат с содержанием  $P_2O_5$  общ. (общего) 31,74%,  $P_2O_5$  лимонно-растворимого 0,78%,  $CO_2$  – 9,56% (табл. 3.5); – фосфориты морского дна, содержащих  $P_2O_5$  общ. (общего) 28,3%,  $P_2O_5$  лимонно-растворимого 5,2%,  $CO_2$  – 3,86% (табл. 3.6).

Опыты показали, что при оптимальном соотношении исходных компонентов в смеси содержание лимонно-растворимого  $P_2O_5$  в концентрате повышается с 0,98 до 3,38%, т.е. возрастает почти в четыре раза. Смесь содержит 8,92%  $P_2O_5$  общего, 1,51%  $P_2O_5$  лимонно-растворимого, что составляет 16,95% от общего содержания фосфорного ангидрида (в исходном  $P_2O_5$  л.р.  $P_2O_5$  общ. 0 = 4,39%).

В опытах на Селигдарском апатитовом концентрате, содержащем 31,74%  $P_2O_5$  общ., также было проведено определение оптимальных режимных параметров активации продукта как по температуре прокаливания, так и по времени пребывания материала в печи, при этом в каждом конкретном случае были взяты различные соотношения компонентов в смеси для определения оптимального из них.

*Таблица 3.4*

### Некоторые результаты по сплавлению Харанурских концентратов

№№ опы-тов	Содержание исходных уомпонентов в смеси		Содержание по химанализам				Условия опытов
	Фосф. к-т	Активатор	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в смеси, %	P <sub>250</sub> бщ. в смеси, %	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в кон-те, %	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в сплаве, %	
57	100	0	0,98	22,30	0,98	4,39	Сплавление при температуре 375°C, время сплав. 1 час.
58	80	20	1,10	17,84	1,38	6,18	
59	60	40	1,20	13,83	2,00	8,96	
60	50	50	1,29	11,15	2,58	11,56	
61	40	60	1,51	8,92	3,78	16,95	
62	30	70	1,57	6,69	5,23	23,45	
63	20	80	1,34	4,46	6,70	30,04	
64	100	0	1,09	22,30	1,09	4,88	Сплавление при температуре 350°C, время сплав. 2 час.
65	80	20	1,19	17,84	1,49	6,67	
66	60	40	1,35	13,35	2,25	10,11	
67	50	50	1,50	11,15	3,00	13,45	
68	40	60	1,55	8,92	3,87	17,37	
69	30	70	1,32	6,69	4,40	19,73	
70	20	80	1,19	4,46	5,95	26,68	

Опыты подтвердили данные, полученные в экспериментах на Харанурском концентрате. Температура прокаливания в 300°C сплавления не обеспечивает, а при температуре 350°C и 375°C результаты практически равнозначны, и за оптимальные условия следует принять температуру прокаливания 350°C.

Полученное в этих условиях комплексное удобрение содержит P<sup>2</sup>O<sup>5</sup> общ. 09,52%, лимонно-растворимого P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> 01,12%, что составляет 11,7% от общего содержания фосфорного ангидрида. Содержание лимонно-растворимого собственно в концентрате за счет сплавления повышается с 0,79 до 3,73%, т.е. возрастает почти в пять раз.

Эксперименты на морских фосфоритах подтвердили закономерности, установленные в опытах на Харанурском фосфоритовом и Селигдарском апатитовом концентратах.

При этом следует отметить, что процессы, вызывающие повышение растворимости в лимонной кислоте, здесь протекают гораздо интенсивнее, чем это наблюдалось при активации вышеуказанных продуктов, что объясняется, очевидно, самой природой вещества.

При температуре прокаливания 350°C при соотношении в смеси 1:1 (50% концентрата и 50% активатора) содержание фосфорного ангидрида в лимонно-растворимой форме в самом продукте возрастает более чем вдвое.

При соотношении в смеси 40% концентрата и 60% активатора содержание P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> лимонно-растворимого относительно P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> общего составляет уже свыше 40% (43,72%), а при соотношении в смеси 30:70(%) в полученном комплексном удобрении свыше 50% фосфорного ангидрида от общего

содержания находится в легкоусвояемой форме.

Таблица 3.5

**Некоторые результаты по сплавлению Селигдарских концентратов**

№№ опы- тов	Содержание исходных уомпонентов в смеси		Содержание по химанализам				Условия опытов
	Фосф. к-т	Активатор	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в смеси, %.	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> бщ. в смеси, %	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в кон-те, %	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в сплаве, %	
1	100	0	0,80	31,74	0,80	2,52	Температу- ра нагрева 300°С, вре- мя 1 час
2	80	20	0,78	25,39	0,89	3,08	
3	60	40	0,72	19,04	1,20	3,78	
4	50	50	0,54	15,87	1,08	3,40	
5	40	60	0,54	12,70	1,35	4,25	
6	30	70	0,40	9,52	1,33	4,19	
7	20	80	0,37	6,35	1,85	5,82	
8	100	0	0,86	31,74	0,86	2,70	Сплавление при темпе- ратуре 350°С, вре- мя сплав. 30 мин.
9	80	20	0,85	25,39	1,06	3,33	
10	60	40	0,87	19,04	1,45	4,56	
11	50	50	0,90	15,87	1,80	5,67	
12	40	60	0,98	12,70	2,45	7,71	
13	30	70	1,08	9,52	3,60	11,34	
14	20	80	1,02	6,35	5,10	16,06	
15	100	0	0,79	31,74	0,79	2,48	Температу- ра нагрева 350°С, вре- мя 1 час
16	80	20	0,67	25,39	0,84	2,64	
17	60	40	0,86	19,04	1,43	4,50	
18	50	50	0,83	15,87	1,66	5,22	
19	40	60	0,87	12,70	2,18	6,86	
20	30	70	1,12	9,52	3,73	11,75	
21	20	80	1,05	6,35	5,25	16,54	
36	100	0	0,74	31,74	0,74	2,36	Температу- ра нагрева 375°С, вре- мя 1 час
37	80	20	0,76	25,39	0,95	2,99	
38	60	40	0,82	19,04	1,37	4,30	
39	50	50	1,00	15,87	2,00	6,30	
40	40	60	1,00	12,70	2,50	7,87	
41	30	70	1,10	9,52	3,67	11,55	
42	20	80	0,93	6,35	4,65	14,64	
43	100	0	0,77	31,74	0,77	2,42	Температу- ра нагрева 375°С, вре- мя 1 час 30 мин.
44	80	20	0,75	25,39	0,94	2,95	
45	60	40	0,80	19,04	1,33	4,20	
46	50	50	0,97	15,87	1,94	6,11	
47	40	60	1,09	12,70	2,73	8,58	
48	30	70	1,20	9,52	4,00	12,60	
49	20	80	0,98	6,35	4,90	15,43	

Таблица 3.6

### Результаты опытов по сплавлению морских фосфоритов

№№ опы- тов	Содержание исходных уомпо- нентов в смеси		Содержание по химанализам				Условия  опытов
	Фосф. к-т	Активатор	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в смеси, %.	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> бщ. в смеси, %	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в кон-те, %	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> л.р в сплаве, %	
78	100	0	5,20	28,30	5,20	18,37	Сплавление при темпера- туре 350°С, время сплав. 1 час
79	80	20	5,23	22,64	6,54	23,10	
80	60	40	5,02	16,98	8,37	29,56	
81	50	50	5,30	14,15	10,60	37,45	
82	40	60	4,95	11,32	12,38	43,72	
83	30	70	4,37	8,49	14,56	51,47	
84	20	80	3,37	5,56	16,85	60,61	
85	100	0	5,04	28,30	5,04	17,80	
86	80	20	4,88	22,64	6,10	21,55	
87	60	40	5,07	16,98	8,45	29,85	
88	50	50	5,66	14,15	11,32	40,00	
89	40	60	4,95	11,32	12,37	43,72	
90	30	70	4,66	8,49	15,53	54,88	
91	20	80	3,62	5,56	18,10	65,10	
92	100	0	5,22	28,30	5,22	18,44	Сплавление при темпера- туре 350°С, время сплав. 2 часа
93	80	20	5,45	22,64	6,81	24,07	
94	60	40	5,32	16,98	6,87	31,33	
95	50	50	5,30	14,15	10,60	37,45	
96	40	60	4,95	11,32	12,38	43,72	
97	30	70	4,77	8,49	15,90	56,18	
98	20	80	4,39	5,56	19,70	70,86	
99	100	0	5,15	28,30	5,15	18,19	
100	80	20	5,16	22,64	6,45	22,79	
101	60	40	5,20	16,98	8,67	30,62	
102	50	50	5,25	14,15	10,50	37,10	
103	40	60	4,89	11,32	12,23	43,19	
104	30	70	4,61	8,49	15,50	54,77	
105	20	80	4,40	5,56	22,00	79,13	
106	100	0	5,00	28,30	5,00	17,66	Сплавление при темпера- туре 375°С, время сплав. 1 часа
107	80	20	5,10	22,64	6,38	22,52	
108	60	40	5,11	16,98	8,52	30,09	
109	50	50	4,70	14,15	9,40	33,21	
110	40	60	4,56	11,32	11,40	40,28	

Таким образом, термохимическая активация концентрата с минеральными удобрениями в указанных соотношениях обеспечивает более значительный прирост содержания в нем лимонно-растворимого P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>. При последующем внесении в почву полученного удобрения, содержащего P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> в легкоусвояемой форме, можно ожидать повышения урожайности на слабокислых почвах

### 3.6.2. Технология коллекторной плавки

Как правило, плавильные процессы применяются для переработки кондиционных концентратов и редко используются в горном деле. Вместе с тем, применение плавильных процессов дает возможность решить проблему переработки труднообогатимого полиметаллического сырья с целью получения богатых полупродуктов и кондиционных концентратов и повышения рациональности использования минерального сырья. За основу переработки сырья был взят метод коллекторной плавки с получением полупродуктов в виде возгонов, применяемый в цветной металлургии [30, 72].

Опыт комплексной металлургической переработки полиметаллического сырья показал, что только установки с высокими удельными характеристиками могут обеспечить необходимую эффективность ведения процесса.

Для проведения экспериментов был создан стенд для ведения плавильных процессов (см. рис. 3.11) который включает в себя вихревую камеру 2 и отстойник 4, пылевую камеру, мокрый центробежный сепаратор 5, фильтр 6, рекуператор 7, дымосос 8 и другое вспомогательное оборудование. В отличие от, схемы представленной на рисунке 3.5, в форкамерах печей сжигалось соляровое масло подаваемое из цистерны топливным насосом 9. Так как принципы действия схем одинаковы, рассмотрение данной опускается. После целой серии экспериментов по оптимизации ведения плавильного процесса был выбран вариант вихревой печи (см. рис. 3.12а), который предусматривал совместный вывод расплава и газов в ванну и ее подогрев уходящими газами. Созданная конструкция обеспечила высокую степень улавливания до 92%, т. к. вращение потока сохранялось при его движении над зеркалом расплава и центробежные силы сепарировали частицы в него (см. рис. 3.12б).

В ходе экспериментов в вихревой камере менялся способ генерации закрученного потока: обычный циклонный, встречно закрученные и противоположно закрученные потоки. Геометрические параметры аппаратов были следующими:

$D_a = 500$  мм; – диаметр аппарата,

$d_1 = 150$  мм; – диаметр внутреннего пережима;

$d_2 = 150$  мм; – диаметр выходного пережима;

$L_k = 550$  мм; – высота камеры;

$(a \times h) = (70 \times 50)$  мм – площадь ввода воздуха;

$\frac{A_1}{A_3} = 0,5$  – соотношение площадей ввода воздуха;

$\frac{L_1}{L_3} = 0,5$  - соотношение расходов ввода воздуха.

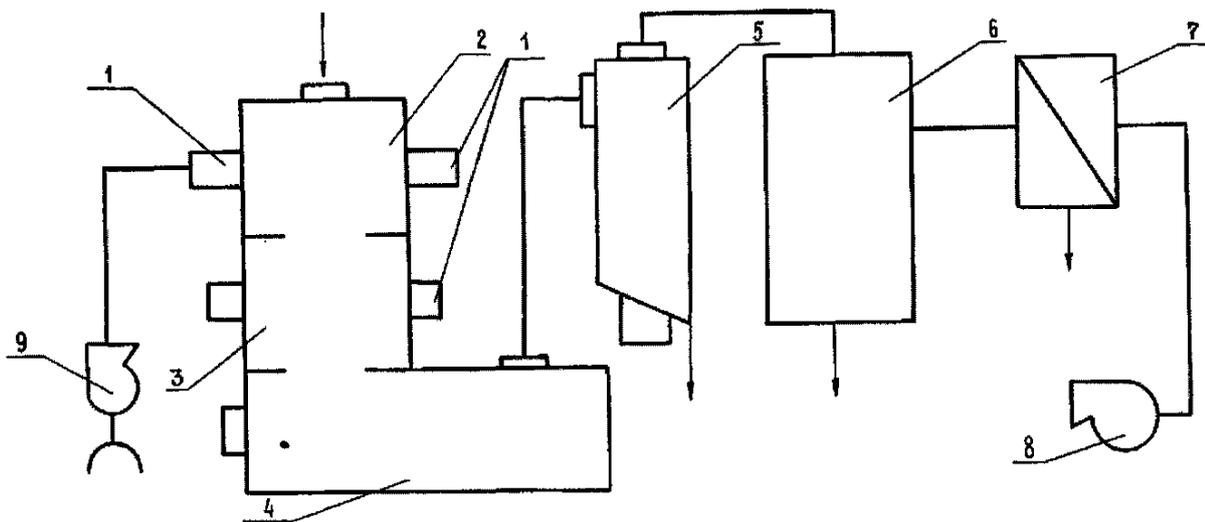


Рис. 3.11. Принципиальная схема упрощенного стенда для ведения плавильных процессов

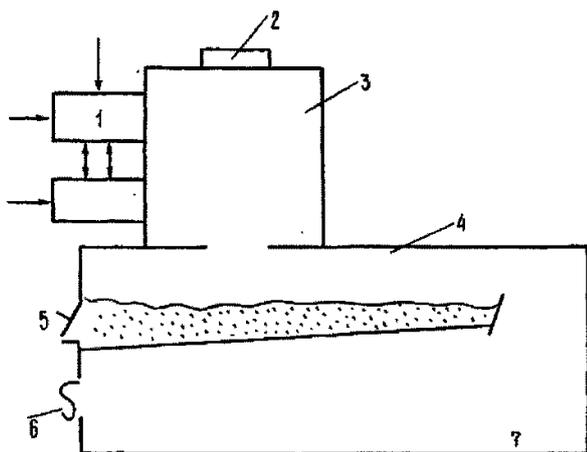


Рис. 3.12а. Схема вихревой плавильной печи

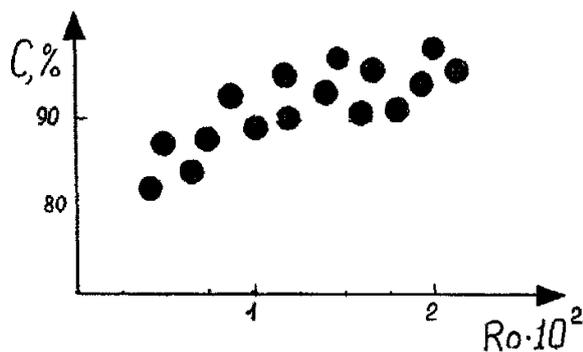


Рис. 3.12б. Зависимость сложности извлечения металлов в полупродукты при коллекторной плавке от структуры закрученного потока

При проведении технологических испытаний измерялись основные параметры, характеризующие работу циклонной установки: скорость подачи материала, температура в объеме циклонной камеры и ванны расплава, температура кладки в отстойнике, давление топлива перед форсункой, полное и статическое давление в воздухе, статическое давление потока в форкамере перед циклоном, расход воды на охлаждение циклона, количество материала, полученного в отстойнике, количество материала осевшего в газоходе. На основании этих данных подсчитывался расход первичного воздуха, расход топлива, относительная весовая концентрация по общему расходу воздуха, расчетное объемное теплонапряжение в циклонной камере, объем продуктов сгорания и коэффициенты избытка воздуха.

В качестве исходного материала была взята полиметаллическая руда с содержанием золота и серебра, состав приведен в таблице 3.7. Руда дробилась, шихтовалась каким-либо соединением свинца. Полученная шихта проплавлялась на получение черного свинца, который растворял в себе большую часть металлов. Ведение процесса в вихревых реакторах создавало благоприятные условия для вывода ряд металлов с возгоны (Bi, Cd, Zn, Pb и др.), которые улавливались в хвостовой схеме.

В ходе экспериментов было установлено, что снижение вязкости шлака приводит к понижению содержания ценных компонентов в нем, поэтому вариацией температуры расплава в ванне и состава шихты подбирали оптимальный вариант, обеспечивающий минимальную вязкость расплава.

Наилучшие результаты были получены при шихте следующего состава: руда – 60%, плавиковый шпат – 10%, сода – 10%, галенит – 20%.

Из данных таблицы 3.7 видно, что золото и серебро, если они имелись в исходной руде почти полностью переходят в расплав свинца, 5-10% серебра переходит в возгоны и улавливается в хвостовой части, т. е. наряду с получением коллекторного сплава, в виде возгонов получался богатый промпродукт, содержащий до 300 г/т – Ag; 50 кг/т – Pb; 150 кг/т – Zn; 1,9 кг/т – Cd; 400 г/т – Bi.

Таблица 3.7

**Химический состав исходного сырья и продуктов переработки полиметаллических руд Дальнего Востока, %**

Материал	Продукт	Au	Ag	Pb	Zn	Cd	Bi
месторождение “Дукат”	руда	0,0003	0,012	10	1	0,017	0,001
	шлак	0,001	0,0001	0,!	0,01	–	–
	сплав	0,005	0,2	94	0,02	–	–
	возгоны	–	0,02	5	15	0,18	0,01
месторождение “Южное”	руда	–	0,063	2	3,8	0,017	0,05
	шлак	–	0,001	–	–	–	–
	сплав	–	0,6	96	–	–	–
	возгоны	–	0,03	4	22	0,19	0,4
месторождение “Западное”	руда	0,0076	0,048	0,01	0,01	–	0,008
	шлак	0,00015	0,0002	-	0	–	–
	сплав	0,03	0,35	95	0	–	–
	возгоны	0,001	0,06	5	0,1	–	0,09
Хвосты Хрусталь- нинского ГОК	руда	–	0,002	0,26	0,46	0,003	0,045
	шлак	–	0,0001	–	–	–	–
	сплав	–	0,03	96	–	–	–
	возгоны	–	0,003	4	0,48	0,03	0,06

Дополнительно кроме химических анализов пробы шлака и свинца анализировались на микрозонде, позволявшем иметь наглядную информацию по распределению драгметаллов.

Наряду с шихтованием исходной руды галенитом, был проведен эксперимент, по введению в ванную расплава чистого свинца, который собирал в себя ценные компоненты. По мере отстаивания расплава от шлака, свинец извлекался из ванны и снова поступал в вихревую головку и вместе с расплавленной рудой стекал по стенкам в отстойную ванну. В результате такой многократной рециркуляции повышалась концентрация драгметаллов в свинце. Эксперимент проводился на дукатской руде с содержанием золота – 4 г/т; серебра – 160 г/т при семикратной рециркуляции, анализировались шлак, расплав и возгоны на содержание драгметаллов.

Цель эксперимента: привязка метода коллекторной плавки к условиям отсутствия месторождений галенита в непосредственной близости от района расположения месторождения.

Данные по эксперименту представлены в таблице 3.8, из корых видно, что с увеличением степени рециркуляции возрастает насыщенность свинца драгметаллами (до 400 г/т по Au и 2000 г/т по Ag), но вместе с этим растет содержание их в шлаке и возгонах.

Таблица 3.8

**Химический состав продуктов переработки материала методом рециркуляции (г/т)**

Количество рециркуляций		1	2	3	4	5	6	7
Сплав	Au	50	120	180	240	320	380	400
	Ag	200	600	780	1 200	1 500	1 800	2 000
Шлак	Au	1	1,5	2	2	4	5	8
	Ag	1,5	2	3	3	6	7	13
Возгоны	Au	-	-	3	6	9	11	134
	Ag	20	60	100	160	240	320	400

Это объясняется неполной сепарацией металла из шлака в результате их перемешивания и испарения коллекторного сплава в вихревой головке, в результате чего свинец легко переходит в возгоны, увлекая за собой драгметаллы. Поэтому приемлема четырехкратная рециркуляция, дальнейшее увеличение нерационально из-за роста потерь.

Следует отметить, что возрастание крутки потока в рабочем объеме вихревой камеры ведет к резкому увеличению абразивного износа ее стенок, поэтому для ведения плавильных процессов оптимальна вихревая структура со слабой закруткой, как у аппаратов ВЗПп. В случае отсутствия физико-химического процесса при плавке сырья с целью увеличения его рентабельности имеет смысл разделить процессы горения и подачи сырья. Такой вариант осуществлен нами при создании экспериментальных печей для плавки базальта.

Испытания, проведенные на укрупненных установках показали, что полиметаллические руды Дальнего Востока могут успешно перерабатываться в вихревых установках по предложенной методике, в результате которой

удается выделить целый ряд ценных компонентов в коллекторный сплав и возгоны, но для разработки полной безотходной технологии необходима дальнейшая реконструкция установки, оснащение ее контрольно-измерительной аппаратурой, позволяющей регистрировать температуры, газовый состав в любой части установки, разработка и оснащение установки аппаратурой позволяющей брать на анализы шлак, сплав при ведении процесса как из ванны, так и вихревой головки.

### 3.7. Влияние структуры потока на эффективность ведения процессов испарения

Вовлечение в переработку нетрадиционных источников сырья ставит проблему использования минеральных соединений находящихся в сопутствующих водах, минеральных растворах гидротермальных месторождений. Получение кондиционных полупродуктов из таких видов сырья, как правило, требует повышения концентрации растворов, вплоть до получения сухого минерального остатка, которые можно получить процессом испарения жидкости.

Процессы испарения присущи не только растворам, но и твердым веществам и соединениям - процесс испарения твердых веществ называется возгонкой. С переходом термообработки на тонкодисперсное минеральное сырье возгонка приобретает технологическое значение в получении кондиционных концентратов.

В случае одновременного нагрева и испарения капли уравнение изменения ее температуры можно представить уравнением [131]:

$$\rho_{\text{ч}} c_{\text{ч}} \frac{d_{\text{ч}}}{6} \frac{dT_{\text{ч}}}{d\tau} = \alpha (T_{\text{г}} - T_{\text{ч}}) L j_{\text{ч}} \quad (3.7.1)$$

где  $L$  – удельный поток пара при испарении.

При испарении каплей в условиях вынужденной конвекции при наличии относительного движения частицы и газа уравнение записывается в виде:

$$\frac{dm}{d\tau} = -Nu \frac{\pi d_{\text{ч}} \lambda}{c} \ln \left( 1 + c \frac{T_{\text{i}} - T}{L} \right), \quad (3.7.2)$$

где  $L$  – удельная теплота испарения. Для определения диффузионного числа Нуссельта в процессе испарения капли можно использовать различные критериальные уравнения такие как: Ранца-Маршалла, Дрейка, представленные выше. Можно применить зависимость, предложенную в работе [239].

$$Nu = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr^{0,33}. \quad (3.7.3)$$

Уравнение применимо в диапазоне изменения критерия Рейнольдса от

0 до  $7 \cdot 10^4$ . Учет влияния испарения капли на  $\varepsilon$  теплообмен с газовым потоком можно учесть при помощи коэффициента испарения  $K$ . Хофман и Росс рекомендуют формулу для определения величины  $K$ .

$$\ln K = -0,6 \ln(1 + B). \quad (3.7.4)$$

Д.И. Ламден и И.Л. Мостинский предлагают уравнение другого вида.

$$K = \ln \frac{(1 + B)}{B}, \quad (3.7.5)$$

где  $B = c \frac{(T_1 - T)}{L}$ ;  $c$  – теплоемкость паров.

Процессы испарения связаны с концентрированием химических соединений в жидких летучих растворителях [23, 69, 131, 249], его иногда применяют также для выделения растворителя в чистом виде: при опреснении морской воды сконденсированный пар применяют для питьевых или технических целей. Существует много типов испарителей, но большинство из них работает на принципе передачи тепла через стенку, что резко снижает теплообмен. В исключительных случаях выпаривание можно вести в потоке теплоносителя. Очевидно, чем более развитая турбулентная структура потока будет в рабочем объеме аппарата, тем интенсивнее будет происходить испарение растворителя. Для проведения экспериментов применялись модели камер для изучения теплообмена при горении, но с дополнительными узлами (см. рис. 3.13а). Раствор впрыскивался в верхнюю часть аппарата через вихревую форсунку (1), топливом служил пропан, подаваемый из баллона (2), воздух, поступая через шлицы (3) в рабочий объем аппарата (4), организовывал вихревой поток, требуемый по условиям эксперимента, получаемый рассол собирался в емкости (5). В качестве раствора бралась морская вода концентрацией 35 г/л. Геометрические параметры аппарата были неизменяемы в ходе экспериментов:  $d_{\text{п}} = 0,5$ ;  $L_{\text{к}} = 2$ ;  $A = \frac{\sum f_{\% \text{о}_2}}{\pi D^2} = 0,15$  соотношение газ-воздух стехиометрическое для горения. Изменялся только способ генерации вихревого потока и расход морской воды через аппарат.

Более интенсивное испарение влаги из растворов происходит в аппаратах ВЗПп (см. рис.3.13б) – это по-видимому можно объяснить более высокой турбулентной структурой потока.

### 3.8. Выводы

1. Показано, что интенсивность технологических процессов, протекающих в устройствах для переработки минерального сырья, зависит от трех составляющих: внешнего тепломассообмена над поверхностью части-

цы; внутреннего тепломассообмена в частице и собственной скорости физико-химического процесса, обуславливающего данную технологию. В ходе совершенствования аэрогидродинамических условий ведения технологических процессов аппараты изменяются согласно принципу действия от слоевого для обработки крупно кускового материала до взвешенного для переработки тонкодисперсного минерального сырья.

2. На основании проведенных экспериментов по исследованию влияния структуры потока на эффективность ведения различных технологических процессов показано, что целенаправленное формирование гидродинамической структуры потоков в рабочих объемах вихревых устройств позволяет увеличить их удельные технологические характеристики и в результате этого повысить эффективность ведения технологических процессов.

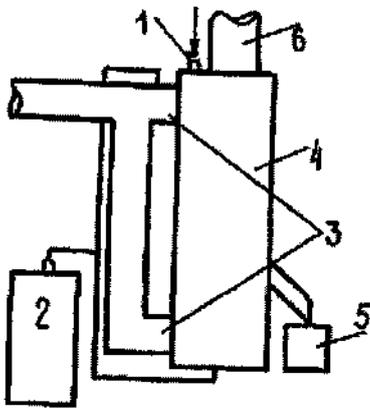


Рис. 3.13а. Принципиальная схема вихревого лабораторного испарителя

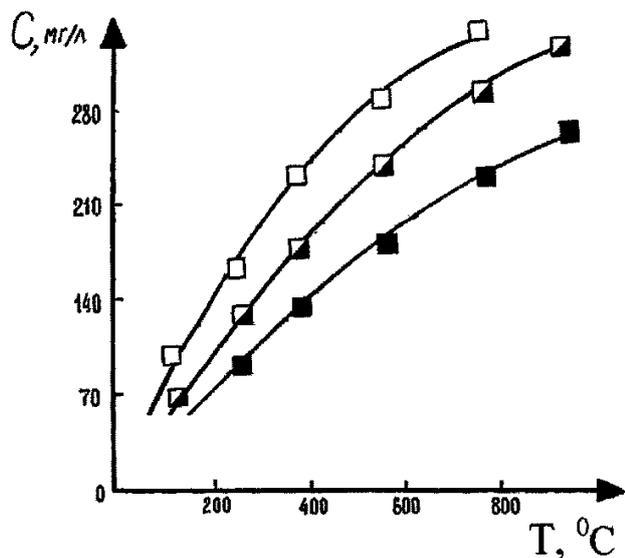


Рис. 3.13б. Влияние температуры теплоносителя и структуры потока на эффективность испарения

3. Разработаны технологии: а) 0-коллекторной плавки в вихревых условиях, которая позволяет повысить извлечение ценных компонентов из полиметаллического сырья и получить два богатых концентрата: один в виде коллекторного сплава, а другой – в виде промпродукта, содержащего возгоны соединений различных металлов; б) – целенаправленного воздействия на минеральную структуру низкосортных Харанурских и Селигдарских фосфоритовых концентратов методами сплавления сырья с солями азотной кислоты. В результате из непригодных для переработки традиционными методами видов сырья были получены сложные фосфорные удобрения, прошедшие проверку в микрополевых и вегетационных опытах на кукурузе и сое; в) 0-частичной конденсации высокотемпературных парогазовых геотермальных теплоносителей для повышения рациональности их использования.

## **ГЛАВА IV. Методические основы определения режимноконструктивных параметров циклонно-вихревых аппаратов**

Представленные выше исследования тепломассообмена в вихревых условиях при ведении различных технологических процессов показали, что удельная потенциальная энергия процесса оказывает влияние на формирование структуры закрученного потока. Вместе с тем, для рационального ведения любого технологического процесса существуют оптимальные режимно-конструктивные параметры, однако если для сепарационных процессов с малыми значениями  $E_{\text{фд}}$  высокий уровень крутки потока обеспечивает высокую эффективность разделения, то при больших значениях  $E_{\text{фд}}$  эффективность падает и возрастают расходы на ремонт оборудования. Поэтому в первом разделе данной главы нами приводятся исследования по экономическому обоснованию оптимальной величины критерия  $Ro$  для различных технологических процессов. На основе чего предлагаются основные положения методик инженерных расчетов вихревых технологических устройств. Обзор которых приведен в последнем разделе этой главы.

### **4.1. Принципиальные экономические оценки рациональности использования сырья**

Практически все добываемое сырье состоит из ценной составляющей  $M$ , ради которой она разрабатывается, инертной части  $N$  и сопутствующих ценных компонентов  $C$ . При существующих технологических процессах первичной переработки минерального сырья удельная себестоимость получаемого концентрата  $K$  может быть представлена следующим выражением (без учета стоимости предварительных работ, капитальных вложений на строительство и ущерба окружающей среде):

$$K = K_p(M + N + C)/(M_1 + N_1 + C) \quad (4.1.1)$$

где  $K_p$  – удельные затраты на разработку и первичное обогащение (руб/т);

$M_1, N_1, C$  – количество ценной, сопутствующей и инертной части сырья находящейся в концентрате (т).

Вместе с тем стоимость концентрата зависит от доли содержания  $(M_1+N_1)$ , т.е. чем выше доля полезных компонентов, тем ценнее концентрат. В связи с этим баланс доходов и затрат на разработку и получение кондиционных концентратов необходимо представить в следующем виде:

$$K(M_1 + N_1 + C_1) = K_p(M + N + C) + K_y(M_2 + N_2 + C_2) + K_3(M_2 + N_2 + C_1)/S, \quad (4.1.2)$$

где  $M_2, N_2, C_2$  – доля составляющих сырья теряемое и идущее в технологические отходы (т);  $K_y$  – удельная величина ущерба от присутствия отходов в

окружающей среде (руб/т);  $K_3$  – возможные удельные доходы с занимаемой природной площади (руб/м<sup>2</sup>);  $S$  – коэффициент удельной нагрузки (т/м<sup>2</sup>).

Учитывая, что величина отходов в горнодобывающей и обогащательной промышленности колеблется от (50 до 90)% вторая и третья составляющая в правой части уравнения (4.1.2) оказывает значительное влияние на себестоимость концентрата.

Вместе с тем полное использование минерального сырья позволяет преобразовать уравнение баланса к виду

$$K(M_1 + N_1 + C_1) + K_1(M_2 + N_2 + C_1) = K_p(M + N + C), \quad (4.1.3)$$

где  $K$  – удельная стоимость дисперсных отходов при их реализации в народном хозяйстве.

Сопоставление уравнений (4.1.2) и (4.1.3) показывает, что себестоимость продуктов сократилась за счет отсутствия занятых площадей и ущерба от отходов. Однако доход предприятия определяется не только по уравнению (4.1.3), которое не определяет предел рентабельности производства, т. к. за счет более современных технологий можно получать спектр более ценных продуктов, реализация которых и будет определять экономические показатели. В целях увеличения рациональности использования минерального сырья возможны вариации в соотношениях между  $M$ ,  $N$ ,  $C$ , количественные величины которых определяются физико-химическими и минералогическими характеристиками минерального сырья и совершенством технологического процесса.

#### **4.2. Экономическая эффективность гидрофобизации поверхности дисперсных отходов при добыче и обогащении минерального сырья**

Себестоимость получения 1т гидрофобного порошка по предлагаемым технологическим схемам от 2 до 8 рублей (цены до 1990 г.) (в зависимости от влажности). Сравнительная экономическая эффективность внедрения технологического производства гидрофобных порошков определялась при помощи следующих основных показателей: текущие затраты (себестоимость продукции, эксплуатационные затраты); единовременные затраты (капитальные вложения в основные производственные фонды); продолжительность строительства.

При сравнении приведенные затраты рассчитывались следующим образом:

$$П = С + ЕК, \quad (4.2.1)$$

где  $П$  – приведенные затраты, тыс. руб.;

$С$  – текущие затраты, тыс. руб.;

$Е$  – нормативный коэффициент эффективности (принят 0,12);

$К$  – единовременные капитальные затраты, тыс. руб.

Текущие затраты можно определить по следующей зависимости

$$C = P_{\text{опт}} + Z + \mathcal{E}_k + T_p \quad (4.2.2)$$

где  $P_{\text{опт}}$  – оптовая цена материала (принята по СНиП-4-482,ч/20);

$T_p$  – транспортные затраты (приняты по СНиП-4-82,ч 1/19);

$Z$  – торгово-снабженческие и заготовительно-складские расходы (приняты 0,02  $P_{\text{опт}}$ );

$\mathcal{E}_k$  – эксплуатационные затраты на производство порошка

$$T_p = T_{\text{ппр}} + T_{\text{т}} + T_{\text{п}} \quad (4.2.3)$$

где  $T_{\text{ппр}}$  – затраты на погрузочно-разгрузочные работы;

$T_{\text{т}}$  – затраты на тару;

$T_{\text{п}}$  – затраты непосредственно на перевозку.

Укрупненная оценка ущерба от загрязнения поверхности земли, воды и атмосферы отходами горнодобывающей и обогатительной промышленности выполнялась согласно "Временной типовой методике определения экономической эффективности природоохранных мероприятий и оценки экономического ущерба, причиняемого народному хозяйству загрязнением окружающей среды. [181]

Затраты на удаление; обезвреживание отходов, а также стоимость отчуждаемой для этих целей земли и затраты на  $\epsilon$  рекультивацию составляют

$$Y = Y_{\text{п}}M \quad (4.2.4)$$

где  $Y_{\text{п}}$  – удельный экономический ущерб от поступлений в окружающую среду 1 т дисперсных материалов;  $M$  – приведенная масса годового производства дисперсных отходов в т/год

$$Y_{\text{п}} = Y_{\text{уд}} + Y_{\text{м}} \quad (4.2.5)$$

где  $Y_{\text{уд}}$  – затраты на удаление, обезвреживание, захоронение 1т отходов, руб.;  $Y_{\text{м}}$  – ущерб наносимый народному хозяйству изъятием территории на создание отходов и последующую санитарно-гигиеническую рекультивацию, руб.

$$Y_{\text{уд}} = I_{\text{т}} + (I_{\text{с}} + E_{\text{н}} + K_{\text{с}}) \quad (4.2.6)$$

где  $I_{\text{т}}$  – текущие затраты на удаление 1т дисперсных отходов, руб.;

$I_{\text{с}}$  – текущие затраты на содержание 1т отходов в обвалах, руб.;

$K_{\text{с}}$  – удельные капитальные затраты на сооружение систем удаления 1 т дисперсных отходов ( $K_{\text{с}} = 0,5$ ;  $E_{\text{н}} = 0,15$ ).

Ущерб, наносимый народному хозяйству изъятием территории под создание отвалов

$$Y_{\text{м}} = (\mathcal{C}_z + 3_p)S \quad (4.2.7)$$

где  $\mathcal{C}_z$  – экономическая оценка 1 га земли по нормативам затрат на возме-

щение потерь производства, руб. (для Дальнего Востока 0,3 тыс. руб.);  $Z_p$  – затраты на рекультивацию 1 га земли (2618 руб., по данным Агропромсоюза);  $S$  – площадь территории для складирования 1 т отходов (принять по средним отраслевым данным 0,00004 га)

Ущерб от вторичного загрязнения воды и атмосферы дисперсными отходами составит

$$Y = kcfM, \quad (4.2.8)$$

где  $k$  – численная константа (принята 2,4 руб. 1 усл т);

$c$  – показатель относительной опасности загрязнения Среды;

$f$  – поправка, учитывающая диффузию отходов и их компонентов в окружающей среде, согласно [181]  $f = 1$ .

Приведенная масса годового производства дисперсных отходов

$$M = \sum A_i M_i \quad (4.2.9)$$

где  $A_i$  – показатель относительной агрессивности примесей  $i$ -го вида в отходах т/год;  $N$  – общее число примесей поступающих в окружающую среду.

Сопоставление затрат на получение гидрофобного порошка и погашение экологического ущерба показывает, что использование 1 тонны дисперсных отходов приносит экономический эффект 92–98 руб. на 1 тонну по сравнению со 100 руб. на 1 тонну при простом использовании дисперсных отходов без гидрофобной обработки. Однако использование гидрофобных дисперсных порошков при получении строительных материалов позволяют повысить качество их с сохранением прочностных характеристик на 15–30% выше по сравнению с обычными порошками [182]. С учетом этого экономическая эффективность получения гидрофобных дисперсных материалов отходов горнодобывающей и обогащательной промышленности выше, чем обычных на (7–28)% .

### 4.3. Некоторые оценки переработки геотермального сырья

Переработка сырья с малыми содержаниями ценных компонентов современными методами приводит к потерям их в отходы в количестве (30–70)% от общей величины. Получения кондиционных концентратов из таких руд возможно только за счет применения более совершенных технологий, а рентабельность производства (учитывая увеличение удельных затрат) от полноты использования минерального сырья, когда измельченный дисперсный материал отходов может рассматриваться, как ценный продукт для народного хозяйства. Интересными в этом плане объектами являются геотермальные высокотемпературные теплоносители, которые можно рассматривать не только как энергоноситель для энергетики, но и как минеральное сырье. Извлечение ценных компонентов из теплоносителя

повышает его технологическую ценность, так как происходит уменьшение коррозии оборудования электростанций и заодно решаются экологические вопросы.

Определенные типы высокотемпературных геотермальных теплоносителей содержат до нескольких граммов на литр конденсата серной кислоты [189, 190] и миллиграммы плавиковой. Получение первичного продукта черного раствора кислот из геотермального теплоносителя может быть осуществлено методом частичной конденсации [186]. Для получения указанного продукта необходимо бурение скважины глубиной 1–3 км в зоне месторождения и установки конденсаторов – сепараторов. Сравнение с традиционными технологиями, для разработки серы и флюорита в которых необходимо вести вскрышные работы, добычу руды, измельчение ее, обогащения и получения черного продукта, показывает возможность получения аналогичного из геотермального теплоносителя при затратах в 10–20 раз ниже.

#### **4.4. Выбор оптимальных режимно-конструктивных параметров вихревых аппаратов на основе минимизации энергозатрат при ведении технологического процесса**

Изучение тепломассообмена в вихревых устройствах различных конструкций, позволило определить, что с ростом величины критерия  $Ro$  для определенных видов аппаратов или критерия  $La$  для любых видов происходит увеличение гидродинамического сопротивления, интенсивный абразивный износ стенок особенно при ведении высокотемпературных процессов. С другой стороны, уменьшение указанных критериев при ведении технологических процессов уменьшает улавливающую способность аппарата и время пребывания дисперсного материала в рабочем объеме вихревого аппарата и для эффективного ведения процесса в таком случае требуется установка дополнительных устройств в технологической цепочке. В принципе оба эти процесса можно представить в виде безразмерных энергетических кривых  $E_1$  и  $E_2$  по отношению к величине удельной потенциальной энергии процесса  $E_{\text{фд}}$  или максимальных энергетических затрат  $E_{\text{мэз}}$  (см. рис. 4.1), суммирование которых и определение экстремума для каждого конкретного процесса могут позволить определить оптимальные конструктивно-режимные параметры вихревого аппарата. Нами проведены исследования по определению оптимальных значений критериев для процессов с удельной потенциальной энергией (2000, 1500, 1000, 500, 200, 5, –200, –500) кДж/кг. В результате обобщения данных получены восемь пар кривых, характеризующих различные процессы:

$$1-E_1 = 0,81Ro^2, E_2 = (0,013/Ro) + 0,92; 5-E_1 = 0,32Ro^2, E_2 = (100/Ro) + 0,32;$$

$$2-E_1 = 0,63Ro^2, E_2 = (0,91/Ro) + 0,81; 6-E_1 = 0,21Ro^2, E_2 = (170/Ro) + 0,15;$$

$$3-E_1 = 0,51Ro^2, E_2 = (3,44/Ro)+0,62; 7-E_1 = 0,15Ro^2, E_2 = (153/Ro) + 0,11;$$

$$4-E_1 = 0,4Ro^2, E_2 = (22,8/Ro) + 0,48; 8-E_1 = 0,1Ro^2, E_2 = (146/Ro) + 0,08,$$

где  $E_1 = E_1/E_{\text{фд}}$ ,  $E_2 = E_2/E_{\text{фд}}$  – для сопоставления различных процессов в качестве масштабной величины рациональнее взять величину  $E_{\text{фд}}$  в отличие от  $E_{\text{мэз}}$  (см. рис. 4.1),  $Ro = 10Ro_{\text{пр}}$

Решение систем представленных уравнений позволило получить график взаимосвязи удельной потенциальной энергии процесса с оптимальными значениями чисел  $Ro$  (см. рис. 4.2). Совместный анализ полученных зависимостей и уравнений оптимальных режимно-конструктивных параметров показывает, что при ведении плавильных процессов рационально использование вихревых устройств с малой круткой потока, ведение сепарационных процессов рационально в аппаратах с высокой степенью крутки.

#### **4.5. Основные положения при расчете вихревых устройств для ведения технологических процессов**

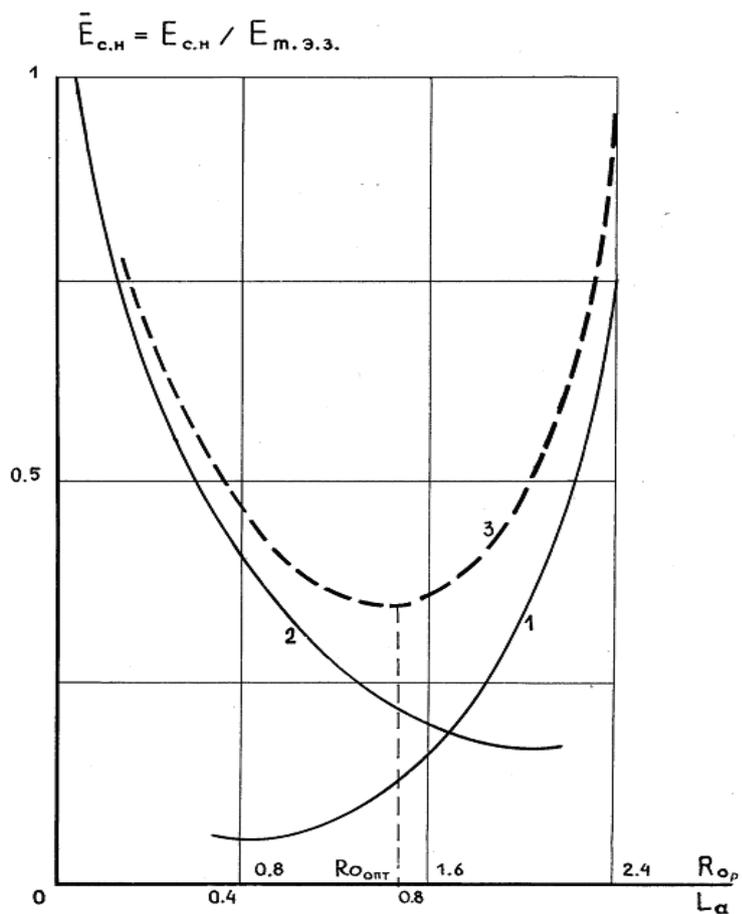
Представленные в работе расчетные зависимости масштабных и характерных величин получены в основном при экспериментальном исследовании упрощенных моделей вихревых аппаратов. Поэтому нами предлагается принципиальная структура расчетов режимно-конструктивных параметров, которые (с целью получения точных расчетов) необходимо корректировать проведением аналогичных исследований на укрупненных и промышленных образцах вихревых аппаратов при ведении технологических процессов.

Для определения структуры потока в рабочем объеме вихревого аппарата при ведении определенного технологического процесса необходимо определить его удельную потенциальную энергию по формуле:

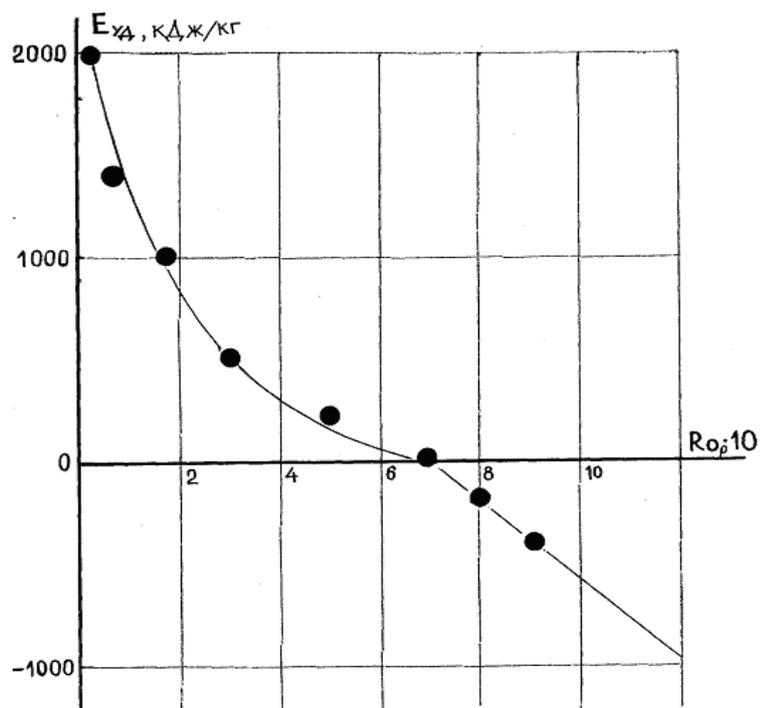
$$E_{\text{фд}} = \sum c_i \Delta T_i + \lambda_j,$$

где  $c_i, \Delta T_i$  – соответствующие теплоемкости и перепад температур,  
 $\lambda$  – удельная энергия фазовых переходов.

При поглощении энергии  $E_{\text{фд}}$  имеет знак (+), при выделении (–). Затем по графику 4.2 определяется оптимальное число критерия  $Ro$ . На основании этих величин рассчитываются составляющие вектора скорости и распределение статического давления в ядре потока и на периферии рабочего объема вихревых камер.



*Взаимосвязь расходов энергии на собственные нужды при ведении технологического процесса с режимно-конструктивными параметрами вихревых аппаратов при  $E_{фд} = const$ .  $E_{m.э.э.}$  – величина максимального значения энергозатрат*



*Рис. 4.2. Взаимосвязь удельной потенциальной энергии технологических процессов с оптимальными величинами критерия Россби*

#### 4.6. Инженерный расчет технологического аппарата

Обычно для расчета аппарата берутся следующие данные:

1.  $V_{\text{общ}}$  – расход многофазного потока через аппарат,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;
2.  $\rho_{\text{ч}}, d_{\text{ч}}$  – характеристики обрабатываемого материала;
3.  $\mu, \rho_{\text{г}}$  – характеристики несущего потока;
4.  $T$  – температура несущего потока,  $^{\circ}\text{C}$ ;
5.  $C$  – концентрация взвеси в потоке,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;
6.  $\Delta P$  – допустимая потеря давления в аппарате, Па.
7.  $\eta$  – необходимая эффективность улавливания, %;
8. гранулометрический состав дисперсной взвеси;
9. вид технологического процесса.

Последовательность расчета аппарата ВЗП может быть предложена следующая:

1 По виду сырья и технологическому процессу определяется  $E_{\text{фд}}$  и по графику 4.2 находится величина критерия  $Ro$ .

2. Находим коэффициенты сохранения скорости в каждом аппарате:

$$E = \frac{V_{\text{фм}}}{V_{\text{во}}} \frac{T_{\text{тп}} + 273}{T_{\text{п}} + 273}. \quad (4.6.1)$$

3. Для исключения оседания частиц в ходе технологического процесса находим скорость витания частицы максимальной фракции в газовом потоке:

$$V_{\text{во}} = \frac{gd_4^3 \rho}{v_{\text{р}} \left( 18 + 0,61d_4 \left( \frac{gd_4 \rho_4}{\rho \cdot v^2} \right)^{0,5} \right)}. \quad (4.6.2)$$

4. Определяем диаметры технологических аппаратов:

$$S = \frac{V}{V_{\text{во}}}; S = \frac{\pi D_k^2}{4}; D_k = \left( \frac{4V}{V_{\text{во}} \pi} \right)^{0,5}. \quad (4.6.3)$$

5. Определяем величины коэффициентов гидродинамического сопротивления каждого из аппаратов:

$$\xi = 1,18 Ro^{0,98}. \quad (4.6.4)$$

6. По величинам располагаемого давления перед аппаратом  $P$  и коэффициентов гидродинамического сопротивления аппаратов определяем величину входных скоростей в аппарате:

$$\Delta P = \frac{\xi \rho V_{\%ox}^2}{2}; V_{\%ox} = \left( \frac{2\Delta P}{\rho \xi} \right)^{0,5}. \quad (4.6.5)$$

7. Зная диаметр камер и величины скоростей ввода потока можно определить условное время сепарации частицы без учета сопротивления среды при ее движении:

$$a = V_{\%ox}^2 / R_K; at^2 = R_K; t = R_K / V_{\%ox}. \quad (4.6.6)$$

8. Согласно исследованиям [44] на основании условного времени сепарации и величины скорости витания частицы определим ориентировочную длину камеры:

$$L_K \approx K \cdot t_{\text{усл}} \cdot V_{\%ox} \quad (4.6.7)$$

где величина эмпирического коэффициента  $K$  для вихревых камер находится в пределах (5-6).

9. На основании величин входных скоростей и секундных объемных расходов можно определить площадь ввода потока:

$$f_{\%ox} = V / V_{\%ox}. \quad (4.6.8)$$

10. Определим величину безразмерной площади ввода потока:

$$A = \frac{4f_{\%ox}}{\pi D_k L_k}. \quad (4.6.9)$$

11. На основании величин  $A$ ,  $\varepsilon$  и  $Ro_p$  определим величины безразмерных диаметров выходных пережимов:

$$Ro_p = A\varepsilon/d, d = A\varepsilon/Ro_p. \quad (4.6.10)$$

12. По формуле (4.4.1) с учетом коэффициента (6.4.7) определяем режимный параметр  $V_1$  и способ генерации потока:

$$Ro_{\text{пр}} = 10Ro_p = k_{\text{экс}} Ro_{\text{экс}}. \quad (4.6.11)$$

13. Определяем показатель степени уравнения тангенциальной составляющей:

$$k = (10Ro_p)^{-1,13}. \quad (4.6.12)$$

14. Зная величины  $\varepsilon$  и  $d$ , определим масштабные величины  $r_{\%ox}$ ,  $V_{\%ox}$

$$r_{\%ox} = \frac{r_c}{k_{\%ox}} = \frac{d \cdot D_k}{2K_{\%ox}}. \quad (4.6.13)$$

15. Зная величину  $V_{\%ox}$  и  $\varepsilon$ , определим значения  $V_{\%ox}$ ,

$$\varepsilon = V_{\%ox} / V_{\%ox}, \quad V_{\%ox} = \varepsilon V_{\%ox}. \quad (4.6.14)$$

16. Введем поправки на применение структуры потока от концентрации взвеси:

$$W_{\varphi} \% \text{вз} \frac{W_{\varphi m}}{(1 + C)^{0,5}}; r_{\varphi m} \% \text{вз} = \frac{r_{\varphi m}}{(1 + C)^{0,3}}; k_{\text{вз}} = k(1 + C^{0,66}).$$

17. На основании масштабных величин насчитывается структура потоков в вихревых аппаратах на основе математической модели [39, 44].

18. Вводятся поправки на изменение структуры потока и вязкости от его температуры [39, 44].

19. На основании ситового анализа по формуле Розина-Рамлера [225] определяется распределение дисперсного материала по фракциям. При известном фракционном составе и структуре потока рассчитываются траектории движения частиц, улавливающая способность аппаратов, время пребывания и скорости обтекания частиц потоком. Термодинамические параметры потока, время пребывания частиц и скорости их обтекания потоком позволяют определить тепломассообмен и (при наличии уравнения кинетики процесса) степень обработки дисперсного материала.

20. Если полученные технологические характеристики не удовлетворяют требованиям производства необходимо отклониться от оптимальной величины критерия  $Ro$  в необходимую сторону и провести расчет заново. При получении требуемых характеристик необходимо убедиться, что увеличение энергозатрат в результате принятого критерия  $Ro$  не превышает затраты на установку дополнительного оборудования. Если это происходит, то необходимо поставить в технологическую цепочку дополнительное устройство.

21. При сжигании топлива непосредственно в вихревом аппарате совместно с ведением технологического процесса необходимо учитывать влияние неизотермичности на тепломассообмен в рабочем объеме вихревого аппарата. Кроме этого при ведении высокотемпературных процессов необходимо производить расчет теплоизоляции и защитного огнеупорного экрана. Данные поправки приведут к изменению конструктивных параметров вихревых реакторов, методики их расчетов приведены в работах [39, 44].

#### **4.7. Экспериментальные и промышленные образцы разработанных аппаратов**

На основании разработанных методик инженерных расчетов вихревых устройств и проведенных теоретических и экспериментальных исследований были созданы опытные образцы аппаратов со встречными закрученными потоками для различных технологических процессов. Стенд для испытания экспериментальных образцов располагал необходимым силовым оборудованием для реализации основных технологических процессов и

состоял из вентилятора ВВД-8, высоко напорного вентилятора АЦС-85, компрессора, топливной цистерны, топливного насоса, водяного насоса, пульпового насоса, рекуператора, жалюзийного фильтра, системы пылеулавливания и дымососа. В зависимости от регламента проведения конкретного процесса в технологическую схему добавлялись либо убирались отдельные аппараты или целые узлы спецназначения.

#### 4.7.1. Вихревые пылеуловители

Первые экспериментальные образцы пылеуловителей были опробованы для обеспыливания технологических газов дробильно-помольного участка отдела комплексного использования минерального сырья Института Горного Дела ДВО АН СССР.

В качестве базового был изготовлен типовой аппарат ВЗП-100 [153] производительностью  $0,15 \text{ м}^3/\text{с}$  по запыленному воздуху. Улавливающая способность аппарата в зависимости от физико-химических характеристик получаемой пыли колебалась от  $\lambda$  до 92%, в то время как циклонный аппарат такой же производительности развивал эффективность соответственно от 32 до 56%. Работы по совершенствованию конструкции аппарата ВЗП-100 привели к созданию модели ВЗП-100А, (см. рис. 4.3а) отличия которой от прототипа состояли в уменьшении расстояния между срезом патрубка первичного потока и патрубком выходного потока на 40% и замену конической нижней части аппарата на наклонную. Металлоемкость новой разработки была на 30% ниже традиционной при сохранении прежней эффективности.

Разработанная конструкция легла в основу аппарата для очистки технологических газов после обжига тонкодисперсных руд, позволившего в 4,2 раза сократить потери концентрата с уносом по сравнению с прежней схемой, опиравшейся на циклонный пылеуловитель.

Температура уходящих газов в зависимости от технологического регламента обжига колебалась от 400 до 900°C. Наличие высокой температуры обуславливало увеличение вязкости газового потока, в результате чего резко падала крутка в циклоне-пылеуловителе, а следовательно, ухудшались его сепарационные характеристики. При замене циклона на аппарат ВЗП уровень крутки потока падал в меньшей степени из-за распределенного по высоте аппарата газового потока. Схема очистки газового потока от пыли и химических соединений представлена на рисунке (4.9 п.5) Пылегазовый поток из обжигового реактора поступал в аппарат ВЗП (5), где происходила его очистка от дисперсной пыли.

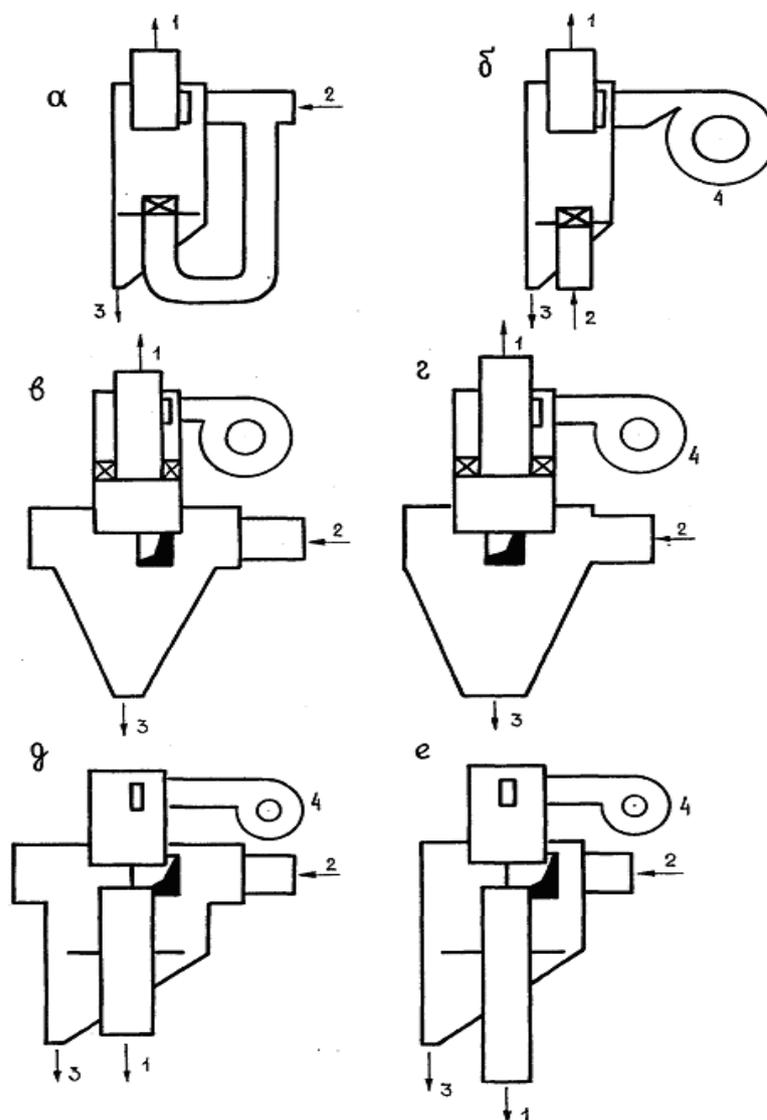


Рис. 4.3. Схемы разработанных аппаратов ВЗП для пылеулавливания

На основании экспериментального аппарата ВЗП-100А были разработаны промышленные варианты ВЗП-400П, ВЗП-600П и ВЗП-800 П. В зависимости от расходов запыленного газа, физико-химических свойств пыли и условий размещения системы пылеулавливания производилась установка либо одного аппарата ВЗП, либо батареи, состоящей из двух, четырех или шести аппаратов и работающих в параллельном включении.

Замена циклонных пылеуловителей на аппараты ВЗП на промышленных предприятиях повышала эффективность очистки технологических газов от пыли. Установка батарейного устройства, состоящего из четырех аппаратов ВЗП-600 П вместо аналогичной состоящей из четырех циклонов ЦН-15 в дробильном цехе Корфовского карьера привело к увеличению очистки воздуха от грано-диоритной пыли с 52 до 81% при одинаковых эксплуатационных и монтажных расходах.

Однако, наибольший эффект от применения аппаратов ВЗП достигается в технологической цепочке, когда грубая пыль захватывается инерцион-

ными и циклонными пылеуловителями и на долю ВЗП остается тонкодисперсная фракция материала. Возникновение эффекта объясняется тем, что при наличии полидисперсного материала с крупными частицами, последние вытесняют из сепарационной зоны тонкие фракции, способствуя их уносу. Опыт внедрения пылеуловителей ВЗП на различных предприятиях промышленности показал, что установка ВЗП после инерционных пылеуловителей повышает эффективность пылеулавливания на 12–23%, а после циклона на 8–30% в зависимости от фракционного состава и плотности пыли. Установка аппаратов ВЗП весьма перспективна при улавливании цементирующихся пылей со сроком схватывания более пяти минут.

Внедрение пылеуловителей ВЗП с разводкой газового потока, идущего по пылегазовой магистрали на первичный и вторичный поток для реализации процесса в условиях ВЗП наряду с достоинствами имеет серьезный недостаток, который заключается в возможности слеживания пыли в нижней части патрубка первичного потока.

В результате забивания первичного ввода слежавшейся пылью постепенно снижалась эффективность улавливания; при полном перекрытии первичного ввода аппарат, ВЗП превращался в циклон с неоптимальными режимно-конструктивными параметрами.

Для слабо слипающихся пылей, но при наличии влаги конденсирующейся из воздуха в результате перепада температур, снижение эффективности улавливания из-за наростообразования достигало 10% в год. Так, в условиях Корфовского карьера при улавливании гранодиоритной пыли после дробильного цеха система ВЗП в первый квартал эксплуатации обладала эффективностью 81%, то через год работы эффективность снизилась до 72%, а еще через год до 65%. Особенно значителен эффект снижения эффективности улавливания наблюдался для цементирующихся пылей или в условиях резкого перепада температур после процессов сушки или обжига дисперсных продуктов. Так, при улавливании пыли глинистых сланцев при процессе их сушки и обжига их во вращающихся печах уменьшение улавливающей способности на 8% наблюдалось в течении одного месяца и при начальной эффективности улавливания 97,3%, через полгода улавливающая способность снизилась до 50%, а затем стала ниже эффективности простых циклонов, применяемых ранее на установке.

Для исключения этого недостатка был разработан ряд пылеулавливателей ВЗП работающих на один бункер и позволяющих полностью избежать забивание патрубка первичного потока (см. рис. 4.3в, г, д, е). Во всех представленных разработках первичный и вторичный поток не имеют восходящих участков, а, следовательно, исчезают условия для слеживания материала. Несмотря на конструктивное различие разработок все устройства имеют общий принцип: получение максимальной крутки в зоне выходящего из аппарата потока, что позволяет максимально сепарировать из него пыль. Высокая степень сохранения крутки в результате взаимодействия потоков в рабочем объеме аппарата ВЗП позволяет не только добиться вы-

сокой улавливающей способности, но и сохранению ее в большей степени по сравнению с циклонами при подсосах воздуха в пылесборники.

Эффективность пылеулавливания аппаратов ВЗП может быть увеличена, если в рабочем объеме пылеуловителя будет реализовываться коагуляция тонкой пыли. Конструктивные особенности ВЗП позволяют реализовать принцип электрокоагуляции в результате получения разноименных зарядов частицами поступающими через первичный и вторичный подвод. На рисунке 4.4 изображена схема пылеуловителя ВЗП с электрокоагуляцией пыли в рабочем объеме. Запыленные первичные и вторичные потоки проходят через зарядные зоны (9) состоящие из 16 электродных стержней. В этих зонах частицы пыли приобретают электрический заряд. Затем потоки поступают в рабочий объем пылеуловителя (1), где происходит сепарация частиц к стенкам аппарата и их электрокоагуляция.

Экспериментальное изучение улавливающей способности данной разработки показало возможность улавливания пыли с частицами меньше  $10^{-6}$  м. Наиболее оптимальное положение в пылеулавливающей цепочке данного устройства установка его после аппарата ВЗП. К недостаткам конструкции следует отнести более низкую по сравнению с ВЗП (без электрокоагуляции) удельную производительность. Оптимальная скорость (3–4) м/сек, в то время как у простого ВЗПс от 7 до 30 м/сек в зависимости от характеристик пыли. Кроме этого применение аппаратов ВЗП с электрокоагуляцией ограничено химическим составом пыли и не рекомендуется для горящих и взрывоопасных пылегазовых смесей.

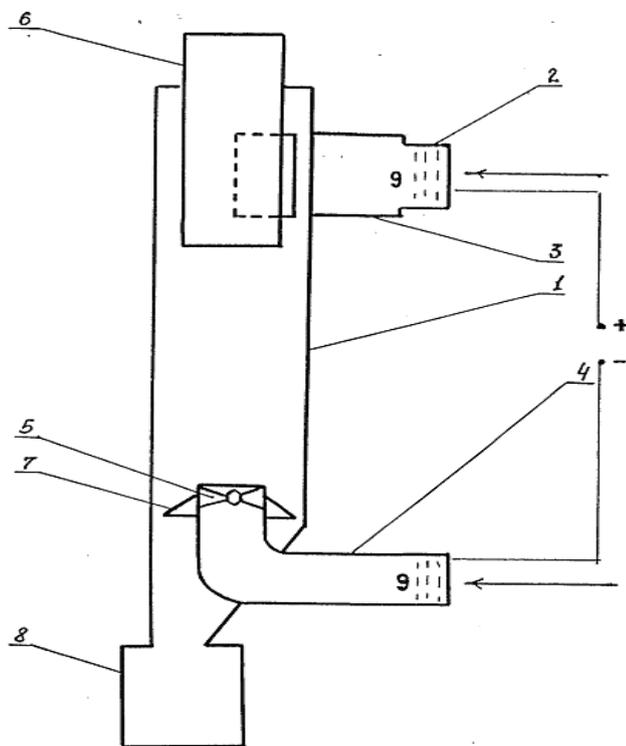


Рис. 4.4. Схема электрокоагулятора ВЗП-80 для улавливания тонкодисперсной пыли:  
 1 – корпус; 2 – верхний патрубок; 3 – шлиц вторичного потока;  
 4 – шлиц первичного потока; 5 – завихритель; 6 – патрубок вывода очищенного газа;  
 7 – отбойная шайба; 8 – кубель; 9 – электроды

Способы и устройства для пылеулавливания защищены рядом авторских свидетельств и патентом.

#### 4.7.2. Аппараты для разделения многофазных сред

Конструкция классического пылеуловителя ВЗП, разрабатываемая школой профессора Б.С. Сажина, была опробована для процесса выделения капель воды из пара с целью выяснения перспективности применения на геотермальных промыслах и решения ряда теплоэнергетических задач, которые в настоящее время решаются при помощи прямоточных или обычных циклонов. Эксперименты показали, что при наличии гидрозатвора на линии выведения конденсата, степень осушки пара в аппарате ВЗП в 3–4 раза выше, чем у применяемых в промышленности аналогов. Вместе с тем у ВЗП на 5–10% выше гидродинамическое сопротивление, чем у циклонов с тангенциальным вводом теплоносителя и на 10–15% выше металлоемкость.

Конструкция аппарата ВЗП приведенная на рисунке 4.3б легла в основу разработок по разделению паро-газовых и потоков, несущих жидкие капли, внедренная для улавливания паров и капель масла из воздуха после станка на Владивостокском инструментальном заводе. Улавливающая способность устройства достигала 99,8%, в то время как стоявший ранее циклонный аппарат развивал эффективность до 91%.

Разработанная конструкция была опробована в полупромышленных условиях для улавливания паров кислот и щелочей при ведении гидрометаллургических процессов связанных с выщелачиванием ценных компонентов при переработке полиметаллического сырья.

Для работы с высокотемпературными паро-газовыми теплоносителями, несущими химические соединения (в частности геотермальными), была разработана конструкция позволяющая создать определенные термодинамические параметры в объеме аппарата ВЗП (см. рис. 4.5). Аппарат представляет из себя конструкцию, состоящую из узлов с фланцевыми соединениями высотой 764 мм, диаметром 480 мм и состоит из двух кольцевых камер (3) с внутренними размерами 400 мм и высотой 80 мм, расположенных в верхней и нижней части. Теплоноситель через тангенциальные патрубки ввода (1) диаметром 60 мм поступает в кольцевые камеры, где приобретает закрученное движение (спутное в обеих камерах). Нижний закрученный поток через патрубок (7) поступает в рабочий объем аппарата (10), а верхний через кольцевое отверстие (4). Имеющиеся и образующиеся в потоке капли под действием центробежных сил закрученного потока оседают на внутреннюю цилиндрическую поверхность диаметром 150 мм. Внутренняя поверхность выполнена перфорированной отверстиями с диаметром 2 мм в шахматном порядке с шагом 10 мм. Отсепарированная на стенку влага по этим отверстиям вытесняется в пространство между пер-

форированным корпусом и внутренней обечайкой (11), где из-за пограничных эффектов отсутствует увлекающее влияние парогазового потока рабочего объема. Под действием силы тяжести полученная жидкость стекает вниз и удаляется из аппарата через патрубок (9) диаметром 50 мм. Для создания определенных температурных условий имеется рубашка, образованная цилиндрическими поверхностями обечаек (11) и (12), куда через патрубки (13) и (5) прокачивается агент с необходимой температурой.

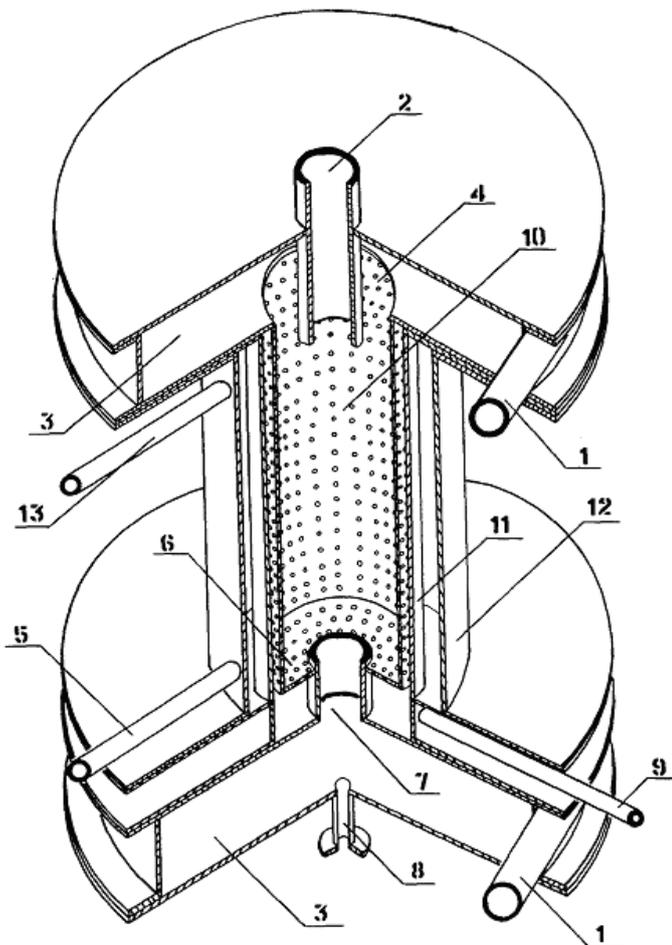


Рис. 4.5. Общий вид вихревого конденсатора ВЗП

Предложенная конструкция в определенных технологических схемах позволяет осуществлять как полную, так и частичную конденсацию паровой части теплоносителя с эффективным улавливанием и выделением последнего и предполагает работу по следующей схеме (см. рис. 4.6).

По обсадной колонне (2) скважины (1) геотермальный пар подается в технологическую систему, однако в случае необходимости при помощи задвижек (4) через отверстие (3) он может частично или полностью сбрасываться в атмосферу. Проходя через теплообменник (5) пар приобретает необходимые термодинамические параметры и по патрубкам (6) и (7) поступает в конденсатор ВЗП, полученный конденсат по патрубку (14) поступает в теплообменник (15) и выводится из системы, как готовый полу-

продукт. Для регулирования температуры на стенке вихревого аппарата из емкости (8) по трубе (10) в кожух аппарата подается вода или пар заданной температуры, который сбрасывается через патрубок (11). Способ и устройство защищены авторским свидетельством.

Многие геотермальные теплоносители содержат в своем составе сероводород. При выходе теплоносителя на поверхность земли сероводород соединяется с кислородом воздуха в результате чего выделяется сера, которая оседает

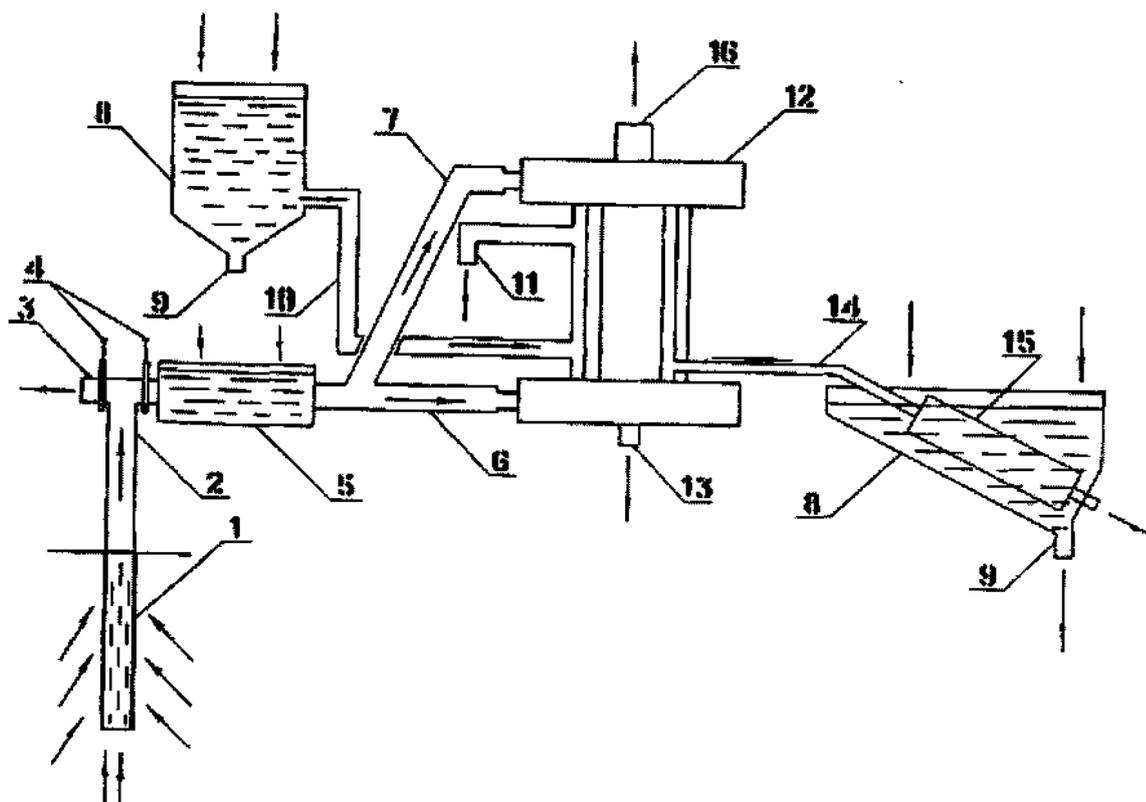
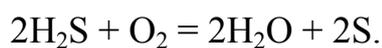


Рис. 4.6. Технологическая схема установки конденсатора ВЗП для извлечения ценных соединений из высокотемпературных парогазовых теплоносителей

Для интенсификации этого природного процесса, с целью получения коллоидной серы была изготовлена и испытана в полевых условиях вихре-фильтровальная установка изображенная на рисунке 4.7. Принцип действия аппарата следующий: купол-сборник (6) устанавливался на работающую фумаролу, парогазовый теплоноситель по патрубку (5) тангенциально вводился в вихревую камеру (1), где приобретал закрученное движение.

В результате градиента давления по сечению камеры, возникающего под действием центробежных сил вращающегося потока, в центре камеры возникало разрежение, перепад давления которого по отношению к атмосферному использовался для подвода воздуха в рабочий объем аппарата через патрубок (3). Патрубок (3) приваривался к верхней части глухого торца по оси камеры. В результате окислительно-восстановительной реак-

ции в объеме циклонного аппарата образовывалась сера, которая с выходящим из диафрагмы (4) потоком поступала в емкость (7), изготовленную из фильтровальной ткани натянутой на грушевидный каркас, изготовленных из арматурной проволоки 6мм. Все узлы установки (кроме каркаса) были изготовлены из нержавеющей стали. Размеры установки: диаметр купола 800 мм с высотой 400 мм; диаметр подводящих патрубков 80 мм, диаметр вихревой камеры 200 мм с высотой 150 мм, диаметр воздушного патрубка 25 мм.

В результате полевых экспериментов, проведенных в кратере вулкана Мутновский, получены образцы коллоидной серы. Эксперименты показали возможность получения данного продукта в вихревой камере при условии решения проблемы забора теплоносителя.

Спектральные аппараты легли в основу создания укрупненной обогатительной установки по получению концентратов из эфелей драг (см. рис. 4.8а). В ходе экспериментов на драге Херпучинского прииска получены концентраты с содержанием золота до 600 г/т.

Установка работала следующим образом: из отстойника (8) (см. рис. 4.8а), насосом (1) вода с дисперсным материалом крупностью – 1 мм подавалась в спектральный классификатор (3). Основная часть воды из классификатора сбрасывалась в отстойник (8), а дисперсные материалы трех фракционных составов поступали в поток воды, подаваемой насосом (4), на спектральные мембранные аппараты (5), (6) и (7), которые включались последовательно друг за другом и отличались диаметрами сопел. Подмембранные продукты из аппаратов (6) и (7) после сгущения образовывали концентраты. Спектральные аппараты защищены патентом и авторским свидетельством.

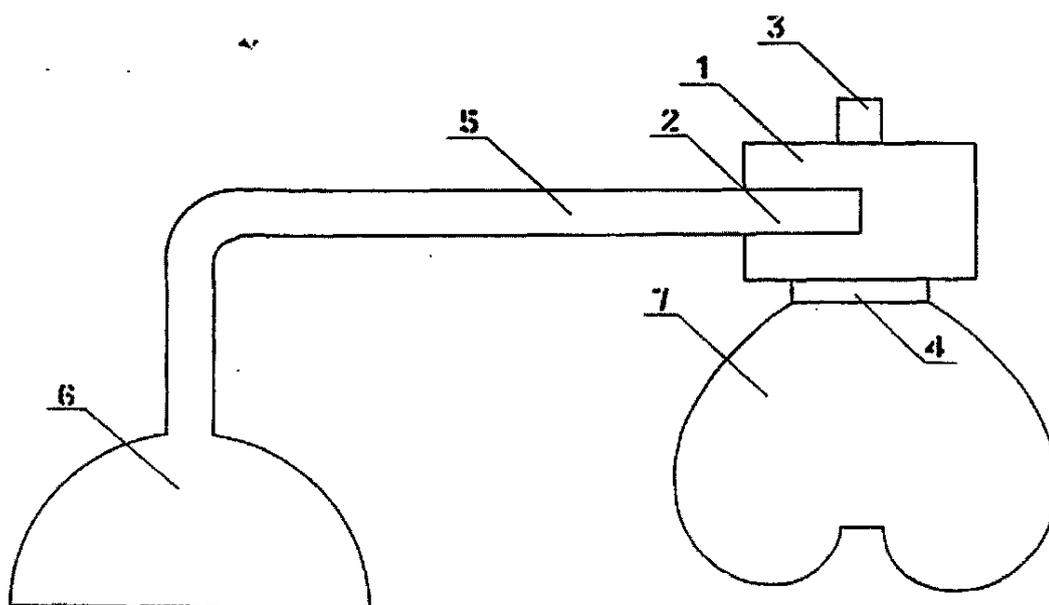


Рис. 4.7. Технологическая схема извлечения серы из низкотемпературных парогазовых теплоносителей при помощи вихревого реактора

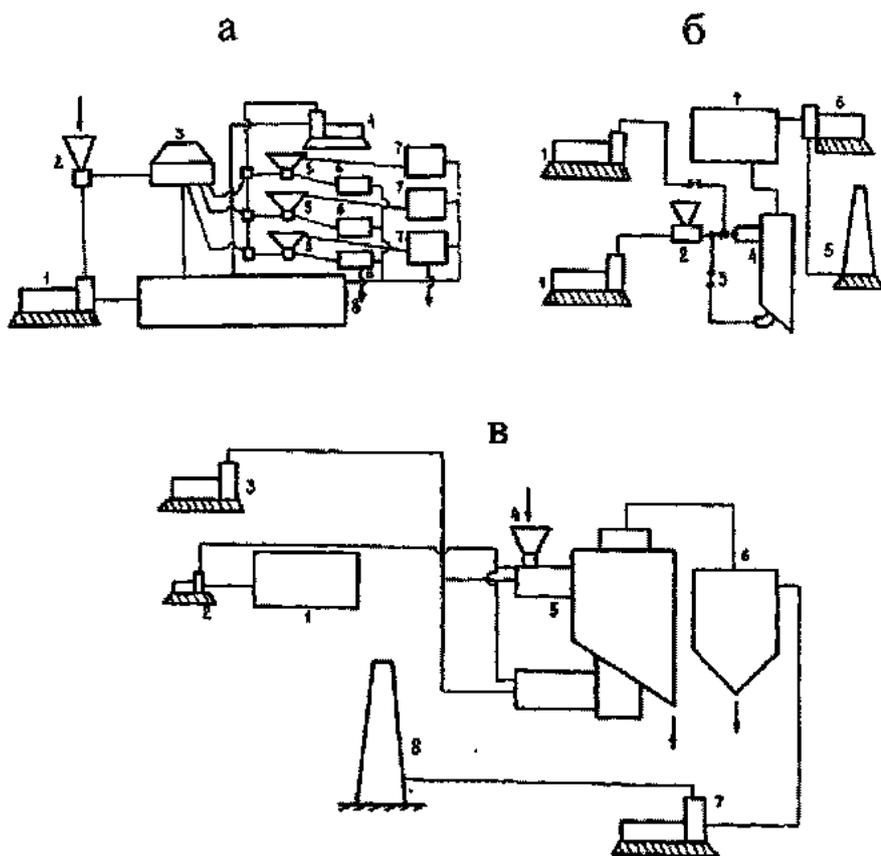


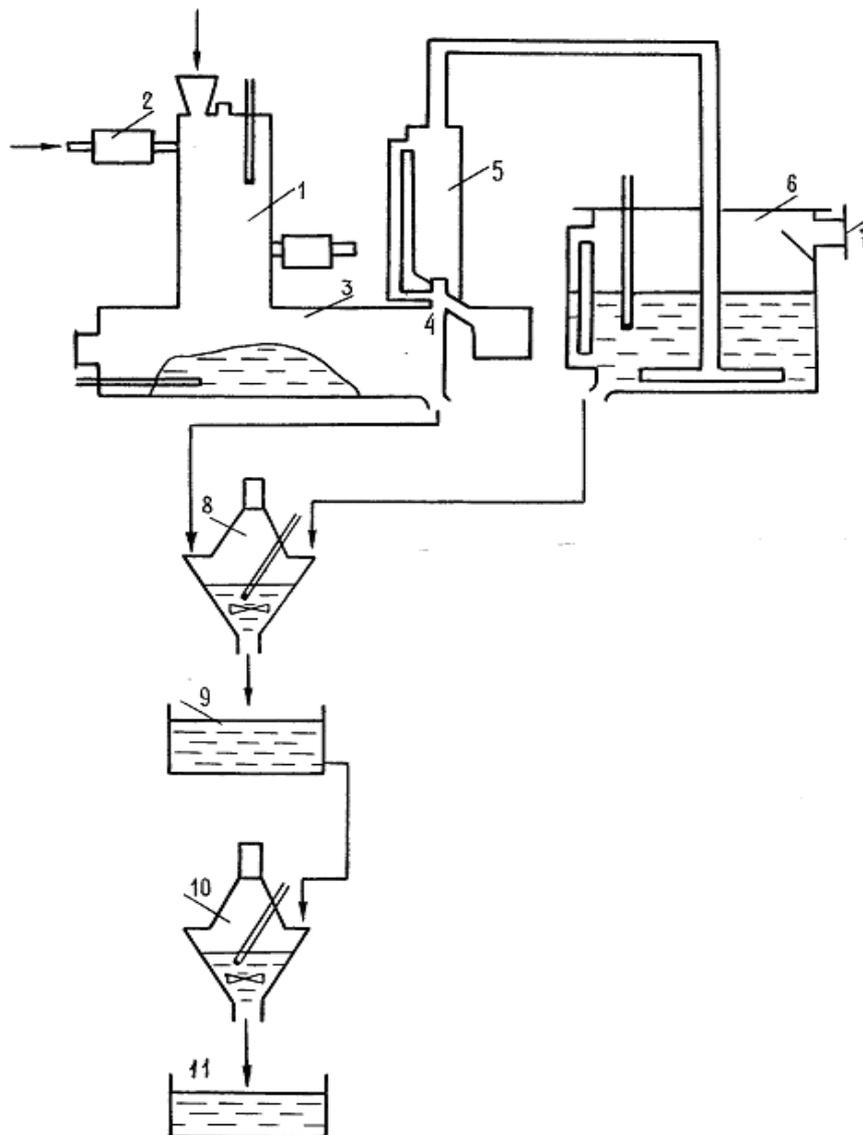
Рис. 4.8. Схемы укрупненных стендов: а – процессоров обогащения на спектральных вихревых аппаратах; б – сульфидовозгонки при обжиге минерального сырья; в – обжига сырья с целью изменения кристаллической структуры

### 4.7.3. Аппараты для термообработки дисперсного сырья

Экспериментальные вихревые аппараты для сушки и обжига дисперсного минерального сырья наряду с достоинствами, такими как: ведение эффективного процесса термообработки с улавливанием готового продукта имеют серьезный недостаток, который заключается в ограниченном времени пребывания дисперсного продукта в рабочем объеме устройства. Этим недостатком в той или иной степени обладают практически все технологические аппараты с активными гидродинамическими режимами, что затрудняет их использование при сушке материалов с тонкими порами, либо при обжиге сырья с высоко инерционным (энергоемким) физико-химическим процессом при его обработке.

С целью увеличения времени пребывания на выходе из сборника (3) устанавливался сепаратор ВЗПс (5), который позволял увеличить время пребывания частиц в 3 раза, и увеличивал улавливающую способность схемы (см. рис. 4.9). Дисперсный продукт через бункер подавался в рабочий объем вихревого аппарата с противоположно закрученными потоками (1). Тангенциальные шлицы (2) вводили поток теплоносителя таким образом, что в верхней камере аппарата (1) организовывалось движение потока

против часовой стрелки, если смотреть на аппарат со стороны патрубка ввода дисперсного материала. Рабочий объем делился на верхнюю и нижнюю камеры. В нижнюю камеру поток теплоносителя также вводился через тангенциальный шлиц, устроенный таким образом, что в нижней камере организовывался закрученный поток вращающийся в противоположном направлении по отношению к потоку в верхней камере. Термообработанный материал вместе с потоком теплоносителя поступал в сборник (3) и по патрубку (4) в аппарат ВЗП (5), где дисперсный продукт улавливался. Внутренний объем аппарата обмурован огнеупорной обмазкой. Способы и устройства для термообработки тонкодисперсного минерального сырья защищены авторскими свидетельствами.



*Рис. 4.9. Технологическая схема пирогидрометаллургической переработки полиметаллического сырья на основе процесса окислительно-обжига руды в аппарате ВЗП: 1 – обжиговой аппарат ВЗП; 2 – форкамера; 3 – сборник материала; 4 – патрубок вывода газов; 5 – пылеуловитель; 6 – барбатер; 7 – патрубок вывода газов в хвостовую схему; 8 – смесительный реактор 1; 9 – фильтр 1; 10 – смесительный реактор 2; 11 – фильтр 2*

#### 4.7.4. Устройства для получения теплоносителя

Процессы термообработки связаны с наличием теплоносителя и если для сушки достаточно подогретого воздуха либо низкотемпературных уходящих газов, то для процессов обжига необходимо получение высокотемпературного теплоносителя на основе сжигания топлива.

Наличие закрученного потока в аппарате для термообработки дисперсного материала позволяет вести процесс сжигания топлива непосредственно в нем. Однако, это редко технологически рационально, т. к. наличие фазовых переходов при горении жидкого топлива резко снижают температуру теплоносителя, а дисперсный материал в зоне корня факела не позволяет вести эффективный процесс сжигания, что увеличивает расход топлива и зачастую приводит к ухудшению качества получаемых продуктов в результате загрязнения их поверхности коксовыми покрытиями. Использование газа в качестве теплоносителя также не дает возможности его эффективного использования при сжигании непосредственно в объеме технологического аппарата. Поэтому для получения теплоносителя нами применялись вихревые форкамеры для предварительного сжигания топлива и подачи теплоносителя в рабочий объем устройства для термообработки дисперсного материала (см. рис. 4.10а). Экспериментальные исследования показали, что для сжигания вязких топлив оптимальны циклонные и вихревые аппараты со спутной закруткой потока, которые обеспечивают полное сжигание топлива при отсутствии механического недожега. Для газа и легких топлив лучше применение ВЗП с противоположной круткой потоков, обеспечивающих максимальное перемешивание топлива с окислителем и эффективное сжигание при малом гидродинамическом сопротивлении.

Принципы форкамер использованы в промышленности, поэтому на описании экспериментальных генераторов теплоносителя останавливаться не будем.

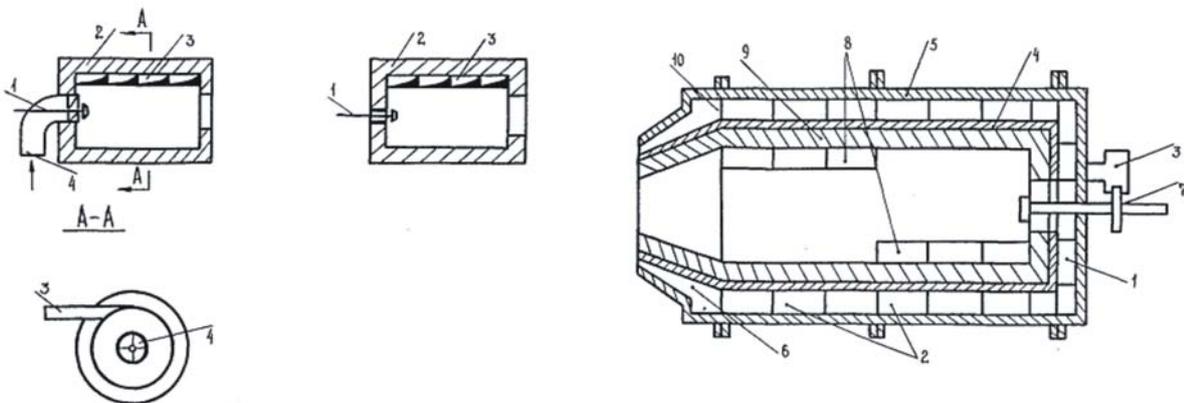


Рис. 4.10. Схемы вихревых аппаратов для получения теплоносителей при ведении высоко температурных процессов переработки минерального сырья: а – вихревые форкамеры; б – предпоток для сжигания топлива

Первая разработка – создание вихревого муфеля для сжигания мазута перед вращающейся печью для нагрева песко-гравия на асфальтном заводе.

В существующей конструкции мазут воспламенялся в прямоструйном муфеле, распыл топлива производился паровой форсункой. В результате недостаточной газификации в объеме муфеля наблюдался большой химический недожег, столкновение капель топлива с холодной массой песко-гравия приводило к механическому недожегу. После перевода района на централизованное отопление необходим был возврат конденсата пара в общую линию, поэтому распыл отопительного пара был запрещен и распыл производился только за счет давления мазута в магистрали. Горение резко ухудшилось, упала производительность установки. Обычный циклонный предтопок был бы не рационален в комплексе с вращающейся печью, так как наличие высоких значений окружной составляющей привело бы к резкому расширению факела за объемом предтопка, что способствовало бы выбиву факела в зазор между вращающейся печью и предтопком и термическому разрушению печи.

Для решения этой проблемы было решено сконструировать муфель, в объемы которого тангенциально подаются два встречных потока. Это должно было привести, по нашему мнению, к снижению тангенциальной составляющей, возрастанию аксиальной составляющей, падению гидродинамического сопротивления. Была изготовлена модель и проведены изотермические испытания, которые полностью подтвердили наши предположения. На основании проведенных экспериментов, была разработана конструкция муфеля (см. рис. 4.10б). Муфель состоит из двух цилиндрических обечайек, изготовленных из стали 20. К внутренней обечайке (4) приварен внутренний усеченный конус-сопло (6), имеющий высоту 300 мм и диаметр выходного отверстия 540 мм. Внешний конус имеет высоту 200 мм и диаметр меньшего отверстия 580 мм. Между конусами расположено по окружности 25 ребер, служащих для выпрямления выходящего потока, поднимающего факел. Между обечайками расположено 6 кольцевых ребер, приваренных к внутренней обечайке и выполняющих следующие функции:

1. Равномерное распределение потока по цилиндрической поверхности, что гарантирует равномерный ввод воздуха в объем камеры.
2. Снятие тепла с поверхности внутренней обечайки.
3. Обеспечение жесткости конструкции.

В торцевой части расположена спиралевидная улиточная камера (1), служащая для равномерного охлаждения торца и генерации аксиального закрученного потока воздуха, дающего разрежение у глухого торца, что должно благотворно сказаться на процессе горения в объеме камеры. По оси камеры располагается вихревая коллекторная форсунка (7). Внутренняя обечайка выполнена "плавающей" по отношению к внешней (5), что должно позволить избежать термических деформаций конструкции. Воз-

дух в основной объем камеры вводится в два прямоугольных шлица ( $50 \times 500$ ) (8). Прежде чем попасть в объем камеры, воздух проходит по зазору между внешней и внутренней обечайкой (2), по мере своего движения охлаждает стенки камеры и нагревается сам.

Внутренняя поверхность муфеля обмурована шамотным кирпичем (9). Расходы воздуха регулируются шиберами. Предусмотрены штуцера для ввода зондов в объем муфеля.

Следующим устройством, разработанным и внедренным на котельных Приморского края явился вихревой предтопок для сжигания мазута в котле ДКВР-20-13.

Конструкция предтопка аналогична конструкции муфеля.

Предтопок чисто цилиндрической формы без пережима. Расходы воздуха через каждую часть предтопка регулируются при помощи шиберов. Имеются штуцера для снятия полей давлений и температур.

Предтопок заработал сразу и после 3-х часового разогрева, котел был пущен в эксплуатацию. Первые 4 дня работали на средней производительности 13–16 т пара/час при давлении  $10^6$  Па сопротивление вихревого предтопка составляло 70 Па (в 2–3 раза ниже, чем у существующих вихревых устройств). Факел после предтопка был строго симметричен, не касался боковых и торцевого экранов котла. Факел в топке был ярко-белого, на краях предтопка голубого цвета. Расширение факела в топке было незначительно и не превышало 20% диаметра предтопка, длина составляла 2–2,5 м, оставшееся пространство в топке было абсолютно прозрачным, что указывало на полное сгорание топлива, факел начинал касаться заднего экрана топки при производительности 20 т пара/час, в то время, как в соседнем ДКВР без предтопка пламя «лизало» при производительности 11 тонн пара/час, пламя было дымным, красно-оранжевого цвета. При работе котла с предтопком полностью отсутствовал дым из труб котельной даже на производительности 22 т пара/час.

Распределенные тангенциальные вводы воздуха создают около стенки сравнительно холодную зону. В результате чего, не происходит разрушение кирпичной кладки предтопка и гарантирует внутренний цилиндр предтопка от коррозии (температура металлической стенки внутреннего цилиндра не превышала  $100^\circ\text{C}$ ) в процессе работы. Следует отметить недостаток данного предтопка при работе с мазутом, внутренняя поверхность его постепенно зарастала коксом, поэтому в дальнейшем такие устройства нашли свое применение для сжигания газа, а для сжигания вязких топлив хорошо зарекомендовали себя аппараты ВЗП со спутной закруткой потоков [118].

Следует отметить еще одну замечательную особенность взаимодействующих закрученных потоков, которая была реализована для стабилизации процесса горения в вихревом устройстве. В ходе экспериментов при ведении высокотемпературных процессов были отмечены срывы факела в результате резкого изменения технологического режима процесса, во из-

бежание этого явления в корпусе предтопка выполнялись одна или несколько выемок в виде параллелепипеда, в пространстве которых во время процесса горения генерировались горячие вихревые потоки стабилизирующие процесс горения. Наличие стабилизационных камер полностью исключало срыв факела даже при самых резких изменениях режима ведения технологического процесса. Способ и устройство для стабилизации факела в вихревых предтопках защищены патентом.

#### 4.7.5. Испарители

Многие технологические процессы связаны с вопросами теплообмена - это процессы выпаривания, регенерации и рекуперации, опреснения, сушки и термической обработки и т.п. Поэтому вопросы интенсификации теплообмена, создания более совершенных конструкций являются насущной задачей нашего времени. Постановка новых задач перед наукой требует порой принципиально нового решения ведения технологического процесса. Перед нами была поставлена задача создания устройства, позволяющего испарять солевые растворы со скоростью 0,06 кг/сек с рабочим объемом не более 0,15 м<sup>3</sup>.

На основании проведенных расчетов были разработаны испарительные установки, работающие по принципам циклона и ВЗП представленные на схеме (см. рис. 4.11а, б). Основной рабочий процесс происходит в камере (6)  $D_k = 0,3\text{ м}$ ;  $L_k = 0,6\text{ м}$ . Подача теплоносителя осуществляется посредством шести тангенциально расположенных сопел (5),  $d = 0,5\text{ м}$ . Рассол собирается в накопителе (7). Выброс пара и отработанных газов осуществляется через трубу (1), расположенную аксиально по центру камеры  $d = 0,1\text{ м}$ . Воздух для горения вентилятором или компрессором через патрубок (10) нагнетается в рекуператор (3) и поступает в пространство рабочей камеры. Жидкость насосом подается в вихревые форсунки (2), расположенные в крышке и в распыленном виде выбрасывается в закрученный поток теплоносителя, где под действием центробежных сил капли жидкости отбрасываются к стенкам камеры, образуя тонкую пленку, которая, стекая под действием сил тяжести, испаряется и собирается в накопителе. Изменением режимных параметров испарительного устройства регулируется концентрация соли в рассоле вплоть до полного удаления влаги. Вывод рассола из камеры осуществляется через узел (7).

Схема установки ВЗП представлена на рисунке 4.11б. Вихревая установка для испарения представляла собой цилиндрический сосуд с двойными стенками (3) и (6). Теплоносителем являлись горячие газы от сжигания соляра в атмосфере воздуха в вихревой форкамере (8). Газы по кольцевой цилиндрической рубашке, через шесть тангенциальных сопел (4) поступали в рабочий объем камеры (5). Морская вода или дистиллят распылялись в рабочий объем четырьмя вихревыми форсунками (2), где вода частично

или полностью испарялась, а рассол или остаток воды выводились из камеры через патрубок (7). Уходящие газы вместе с парами воды выводились через выхлопную трубу (4). Аппарат для удобства выполнен разборным. Крепеж отдельных узлов и деталей осуществлялся при помощи фланцевых соединений (13). Рабочий объем испарительного устройства равнялся 0,042 м<sup>3</sup>, габаритные размеры аппарата (1x0,6x0,6) м. Было проведено 8 экспериментов. Интенсивность испарения в ходе экспериментов была в 12 раз выше, чем у известных испарительных устройств.

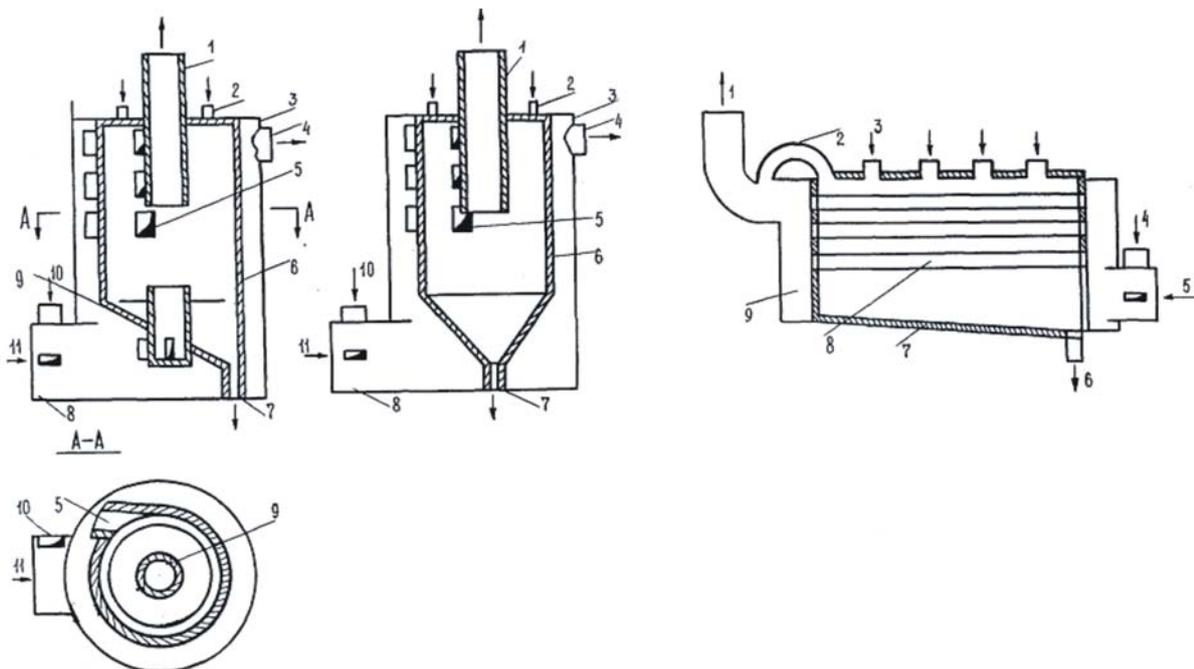


Рис. 4.11. Схемы испарительных установок: а – испаритель ВЗП; б – циклонно-вихревой испаритель; в – пленочный испаритель

Для сопоставления технологических показателей был изготовлен пленочный испаритель с пучком обогреваемых труб (см. рис. 4.11в). Газ и воздух (4) поступали в форкамеру, где осуществлялся процесс горения, теплоноситель по трубам (8) поступал в коллектор (9) и через выхлопную трубу (1) вместе с парами воды выводился из схемы. Морская вода или дистиллят через четыре вихревые форсунки (3) распылялись в рабочий объем, где происходило испарение на поверхности пучка труб. Полученный конденсат из корпуса (7) удалялся через патрубок (6). Размер рабочего объема равнялся объему вихревого испарителя 0,042 м. Суммарная поверхность труб равнялась суммарной внутренней поверхности вихревого испарителя.

Сопоставление эффективности испарения трех экспериментальных образцов показала рациональность использования принципа ВЗП для ведения процессов испарения рис. 4.11а.

#### 4.7.6. Гидрофоботрон

Процессы управления поверхностными свойствами частиц позволяют

повысить рациональность использования дисперсных отходов горнодобывающей и обогатительной промышленности. Однако, метод гидрофобизации совмещает в себе ряд процессов, таких как сушка, термообработка, сорбция. По ряду технологических особенностей процесс гидрофобизации рационально реализовать в одном аппарате.

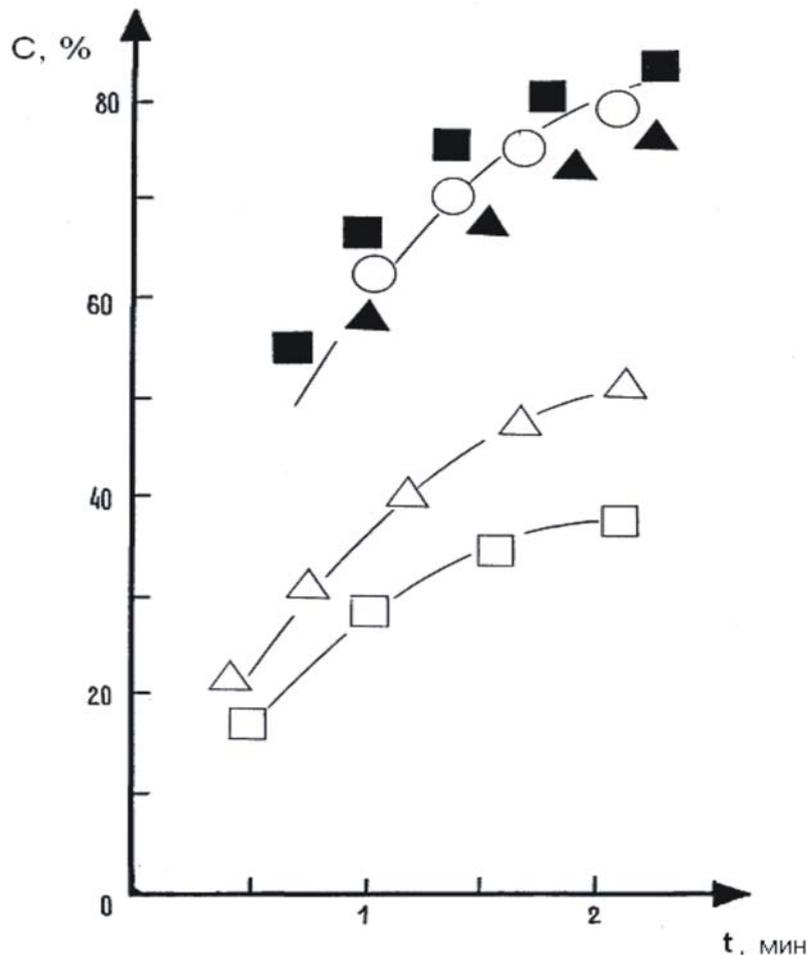


Рис. 4.11а. Влияние структуры потока на эффективность процесса испарения

На основании экспериментальных исследований процесса гидрофобизации была показана рациональность применения вихревого способа ведения данного процесса при обработке дисперсного материала и создан промышленный образец, состоящий из основной и сепарационной колонны.

Основная колонна (см. рис.4.12), состоящая из вихревой камеры (2), футерованной смесью шамота, алюминатного цемента и каолина, эжекционной форсунки (9), расширителя (7), питателя (1), накопительного бункера (6), работает следующим образом.

Сырьевой материал подается через питатель (1) в расширитель (7) на встречу горячим газам, поступающим из вихревой камеры (2), в которой посредством тангенциально введенного горящего теплоносителя создается закрученный поток теплоносителя. Благодаря интенсивному теплообмену и под действием радикализованного газа гидрофобизатора, поступающего снизу, поверхность минеральных частиц при движении по ка-

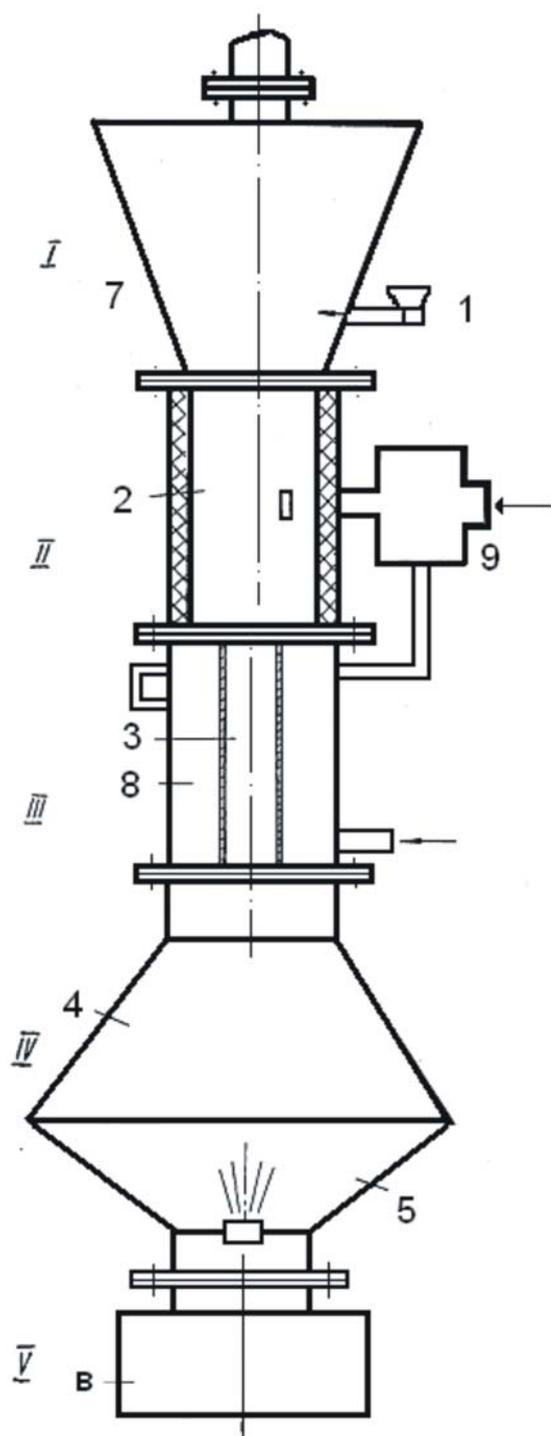


Рис. 4.12. Схема вихревого гидрофоботрона

налу (3) полностью освобождается от пленок свободной и физически связанной воды и таким образом подготавливается к процессам химической, а затем и физической адсорбции рабочего газа, которые происходят в зонах 4 и 5. Гидрофобный газ образуется под влиянием испарения капель тумана, создаваемого нижней форсункой. Обработанный материал скапливается в накопителе 6 и периодически удаляется.

Вместе с тем устройство не свободно от ряда недостатков, к которым, прежде всего, относятся крайне высокий унос тонкодисперсного материала, а также невозможность обработки порошков землисто-влажной консистенции в один цикл, в связи с этим возникла необходимость использования сепарационного устройства, в качестве которого был выбран высокоэффективный сепаратор ВЗП.

Опробование сепаратора в работе показало, что тонкие фракции порошков, уносимые из основной колонны, улавливаются на 99%.

Таким образом, тонкие фракции исходного материала, хотя и не попадают в зону пламени вихревой головки, прогреваются вполне достаточно для освобождения от адсорбционных водяных пленок, а минеральная поверхность подготавливается для адсорбции газа гидрофобизатора. С целью проверки

этого положения в нижнюю часть сепаратора 6 введена магистраль подачи рабочего газа.

Опытные работы показали, что при температуре сепарированного материала в пределах 60–220°C он полностью гидрофобен.

Способы и устройства для гидрофобизации дисперсных минеральных систем защищены рядом авторских свидетельств

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Монография посвящена решению крупной народно-хозяйственной проблемы – повышению эффективности переработки тонкодисперсного минерального сырья на базе вихревых аппаратов за счет формирования рациональной гидродинамической структуры потока и, в результате этого, условий тепло-массообмена в рабочем объеме устройства при ведении конкретного технологического процесса. Решение этой проблемы тесно связано с перспективой перехода промышленности на добычу и переработку бедного минерального сырья, характеризующегося тонкой вкрапленностью ценных компонентов и требующая соответствующих технико-технологических подходов. В итоге выполненных исследований и разработок получены следующие основные результаты:

1. Установлено, что все виды бедного минерального сырья по фазовому состоянию ранжируются шестью классами (твердые, жидкие, аэрозоли, газы, гидровзвеси и аэровзвеси), которые по способу формирования могут быть природными или техногенными и находится в различных дисперсных состояниях. На основании этого разработана классификация и предложена систематизация сложных дисперсных гетерогенных систем, возникающих в результате общих свойств тонкодисперсного минерального сырья в процессах переработки и обогащения.

2. Анализ существующих процессов для переработки дисперсного минерального сырья показал, что совершенствование технологических показателей возможно за счет реализации процессов в вихревых условиях при формировании оптимальной гидродинамической структуры потока в рабочем объеме вихревого аппарата. По способу генерации закрученного потока вихревые аппараты ранжируются шестью основными классами, подразделяющимися на различные типы, обеспечивающие широкий диапазон вариаций технологических характеристик. Разработана классификация, которая позволяет прогнозировать применение различных вихревых устройств для ведения технологических процессов в зависимости от их кинетических особенностей и свойств дисперсных материалов, подвергающихся переработке.

3. Для повышения эффективности переработки минерального сырья на базе аппаратов ВЗП предложены следующие технологические решения: коллекторная плавка полиметаллических руд с извлечением металлов в коллекторный сплав и возгоны на 92–96%; целенаправленное изменение кристаллической структуры бедных фосфорит содержащих перерабатываемых продуктов взаимодействием с азотнокислыми соединениями, в результате которого удается получать комплексные удобрения; целенаправленное изменение поверхностных свойств дисперсных материалов методом гидрофобизации в целях минералоподготовки для дальнейших

процессов обогащения или рационального использования дисперсной среды (хвостов ГОК) в качестве наполнителей при производстве различных бетонов; разделение тонкодисперсных взвесей в отрывных закрученных потоках и целенаправленно формируемой структуре потока в сепарационных зонах вихревых аппаратов; частичная конденсация для повышения рациональности использования ресурсов высокотемпературных геотермальных паро-газовых теплоносителей.

4. Разработана и испытана в лабораторных полупромышленных и промышленных условиях серия вихревых аппаратов по обогащению, конденсации, пылеулавливанию, пневмотранспорту, термообработке, адсорбции, конденсации, испарению и плавке дисперсного минерального сырья. Большинство процессов в условиях взаимодействующих закрученных потоков реализованы впервые. Использованные устройства позволяли повысить эффективность переработки минерального сырья за счет уменьшения дисперсности перерабатываемых продуктов, увеличения улавливающей способности, скорости прохождения технологических процессов. Спектральные сепарационные аппараты, представленные в работе, явились основой нового класса вихревых аппаратов – с генерацией отрывного закрученного потока. На основании существующих и сделанных разработок введен и обоснован класс аппаратов со взаимодействующими закрученными потоками.

5. На основании проведения комплексных исследований выявлены и сформулированы фундаментальные закономерности физико-химических процессов переработки минерального сырья:

а – качество минерального сырья определяет не только технологические приемы его переработки, но и аэро-гидродинамическую структуру потока в рабочем объеме технологического устройства;

б – удельная потенциальная энергия технологического процесса определяет и формирует структуру потока в рабочем объеме вихревого технологического аппарата;

в – для каждого технологического процесса существует определенная структура потока, обеспечивающая оптимальные условия для переработки минерального сырья в результате интенсификации тепломассообмена в рабочем объеме вихревых устройств.

6. Предложены методики инженерного расчета вихревых аппаратов со взаимодействующими закрученными потоками для переработки тонкодисперсного минерального сырья. Разработанные на их основе различные сепарационные устройства внедрены на ряде промышленных предприятий, внедрен аппарат и методики по целенаправленному изменению поверхностных свойств дисперсных материалов с целью их рационального использования. Результаты комплексных исследований использованы при расчете и разработке различных процессов горного производства. Долевое участие в реальном экономическом эффекте составляет 224 тыс. рублей (в ценах до 1990 г.).

## ЛИТЕРАТУРА

1. Гоголев И.Я. Малоотходные технологии и безотходное производство. – М.: ВНИТИЦентр, 1986, 183 с.
2. Ласкорин Б.Н., Барский Л.А., Персиц В.З. Безотходная технология переработки минерального сырья. – М.: Недра, 1984, 276 с.
3. Войтковский Ю.Б. Обоснование и разработка физических процессов комплексной тепловой подготовки руд переходных металлов на горно-обогатительных комбинатах. – Дисс. доктора наук, М.: 1985, 434 с.
4. Жарков В.А., Козорев В.С., Федоров Т.Ф. Цветная металлургия капиталистических стран. – М.: Итоги науки и техники, ВИНТИ, 1985, том 15, с. 3–114.
5. A.S. Heap, *Metals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 77.
6. M. Thompson, *Metals and Miner. Annu.Rev.*, 1993, p. 41–45.
7. *Metals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 69–70.
8. R. Thilthorpe, *Metals and Miner. Annu.Rev.*, 1993, p. 52–55.
9. M.E. Cook, *Metals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 89–90.
10. H.B. Masters, *Metals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 83–85.
11. C. Baggott, *Metals and Miner. Annu. rev.*, 1993, p. 65–57.
12. A. Shaw, *Menals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 55–56.
13. R.J. Tolley, *Metals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 71–72.
14. H.B. Masters, *Metals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 94–95.
15. Кофман В.Я. Золотодобывающая промышленность США. Серия: Экономика цветной металлургии. Выпуск 15. М. ЦНИИ экономики и информации цветной металлургии. 1983 г. 56 с.
16. "Modern Metals", 1983, 40, N 2, 67–74.
17. Финансовые и сырьевые рынки. – Финансовые известия. N29(90), 1994, с. 6.
18. Зуева Т.И., Нечаева О.С., Рожинец А.В. Новое в развитии минерально-сырьевой базы редких металлов. Отчет Института минерал. геохимии и кристаллохимии редких элементов РАН. М., 1991, с. 20–252.
19. Bolivia. Mining industry struggles. "Mining J"., 1982, 299, N 7667, 76.
20. M. Fickling, *Metals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 86–87.
21. E. Hoynes, *Metals and Miner. Annu. Rev.*, 1993, p. 85–86
22. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. М.: Наука, 1973, 848 с.
23. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973, 784 с.
24. Кнорре Г.Ф. Теория топочных процессов. М.: "Энергия", 1966, 491 с.
25. Аргудяев И.В., Штым А.Н., Юдаков А.А. Исследование циклонного способа технологической обработки формовочного песка. Владивосток: Отчет Института химии ДВНЦ АН СССР, 1978, 85 с.
26. Геллер З.И., Иванов Ю.А., Ковбасюк А.С. Особенности аэроди-

намики циклонных плавились-топочных камер с противоположным направлением вращения подводимого воздуха. В кн. "Циклонные энерготехнологические процессы и установки", М., Энергетика, 1967, с. 243–249.

27. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М.: Химия, 1985, 448 с.

28. Балакирев В.С., Володин В.М., Цирлин А.М. Оптимальное управление процессами химической технологии. М.: Химия, 1978, 383 с.

29. Задорский В.М. Интенсификация газожидкостных процессов химической технологии. Кишинев, Штиинца, 1987, 263 с.

30. Сидельковский А.Н., Щурыгин А.П. Циклонные энерготехнологические установки. М.-Л.: ГЭИ, 1962, 80 с.

31. Klein H. Entwicklung und Leistungsgrenzen des Drehstromungsentstau-bers.-Staub, 1963, Bd. 23, N 11, S. 501–509.

32. Куц П.С., Тутова Э.Г., Принчик Н.Н., Завадский А.А. Исследование движения частиц в зоне встречи закрученных струй. М.: Т.30, 1976, N2, с. 228–234.

33. Рыбаков В.Н., Михайлова Т.Г. и др. Обзорная информация "Обжиг фосфоритовых руд", НИИТЭХИМ, М.: 1986, 156 с.

34. Латкин А.С., Саматова Л.Н., Ковальчук В.Н. Исследование и разработка теоретических основ применения центробежных полей в вихревых пирогидрометаллургических и гравитационных процессов с целью повышения полноты и комплексности извлечения ценных компонентов. Владивосток: Отчет ИГД ДВНЦ АН СССР, 1988, 69 с.

35. Классен В.И. Обогащение руд. М.: Недра, 1971, 321 с. 36. Карамзин В.И. Процессы и машины для обогащения полезных ископаемых. М.: Недра, 1974, 283 с.

36. Фоменко Т.Г. Гравитационные процессы обогащения полезных ископаемых. М.: Недра, 1965, 186 с.

37. Митрофанов С.И. Исследования полезных ископаемых на обогатимость. М.: Недра, 1974, 257 с.

38. Зубец В.Н., Латкин А.С., Сажин Б.С. Гидрофобизация дисперсных материалов. Владивосток: Изд-во ДВНЦ АН СССР, 1987, 140 с.

39. Лопатин А.Г. Центробежное обогащение руд и песков. М.: "Недра", 1987, 224 с.

40. Девис И. Способ и устройство для пенной флотации. Патент, класс 12.5; 69.1, N 404360, 1967, 66 с.

41. Латкин А.С. Исследование гидродинамики встречно-закрученных потоков с целью разработки аппаратов для термообработки и сепарации дисперсных материалов. М.: Дисс.канд.наук, 1982, 186 с.

42. Латкин А.С., Сажин Б.С., Ипполитов Е.Г. Вихревые аппараты для реализации процессов химической технологии. Владивосток: Изд-во ДВНЦ АН СССР, 1986, 132 с.

43. Латкин А.С. Вихревые аппараты для технологических процессов. Владивосток: Изд-во ДВО АН СССР, 1989, 248 с.

44. Смухин П.Н., Коузов В.А. Центробежные пылеотделители-циклоны. М.-Л.: ОНТИ, 1935, 117 с.
45. Страхович К.И. Основы теории и расчета пневматических транспортных установок. Л.-М.: ОНТИ, 1934, 112 с.
46. Вышенский В.В., Кочетов О.П. Экспериментальное исследование смешения потоков в циклонной камере. Алма-Ата, Проблемы теплоэнергетики и прикладной теплофизики. Вып.7, 1971, с.137-144.
47. Циклонные топки / Под ред. Г.Ф.Кнорре, М.: ГЭИ,1958, 216 с.
48. Исаенко Н.Ф. и др. Циклонная плавка ферросплавов // Циклонные энерготехнологические процессы и установки. М.: 1967, с. 132–138.
49. Иноземцева Л.В., Шурыгин А.П. Исследование циклонной плавки железнорудных концентратов // Циклонные энерготехнологические процессы и установки. М.: 1963, с. 115–122.
50. Алексеев В.П. Исследование эффекта вихревого температурного разделения газов и паров. М.: Дисс. канд. наук, 1954, 220 с.
51. Алексеев Т.С. Низкотемпературная сепарация природных газов с помощью вихревой трубы. М / Труды Краснодарского филиала ВНИГНИИ // вып. 11, 1963, с. 18–20.
52. Алиев Г.М.А. Пылеулавливание в производстве огнеупоров. М.: "Металлургия", 1971, 224 с.
53. Аткинсон Р. Выделение конденсата из природного газа. Патент США. N 2683872, 7, 1957.
54. Кардашев Г.А. Физические методы интенсификации процессов химической технологии. М.: Химия, 1990, 205 с.
55. Беркутов и др. Получение минеральных удобрений и фосфоритов Кара-Тау методом циклонной плавки // Циклонные плавильные энерготехнологические процессы. М.: 1963, с. 94–99.
56. Klein H. Entwicklung und Leistungsgrenzen des Drehstrom-ungsentstauders. Staub, 23, No. 11, 1963, s 501–509.
57. Klein H. Entwicklung des Drehstromungsentstaubers und seine Einfuhrung in die Praxis.Industrie und Technik 18 No. 16, 1966, s 228–235.
58. Klein H. Drehstromungsentstaubungs Verfahren Wirkungs- weise. und Einsatz. Keramische Zeitschrift, 20, No. 8, 1969, s 479–484.
59. Вольфович С.И. и др. Гидротермическая переработка природных фосфатов в циклонных энерготехнологических установках // Циклонные плавильные энерготехнологические процессы. М.: 1963, с.84–93.
60. Золотко Е.П., Сидельковский Л.Н., Розенгарт Ю.И. и др. Циклонная печь для термохимической переработки мелкоизмельченного минерального сырья. Авт.свид. N478989, 27 15/00, ОБИ N 28, 1975.
61. Ипполитов Е.Г., Латкин А.С., Зубец В.Н. К вопросу о переработке сульфидных висмутсодержащих продуктов в вихревых камерах с противоположными закрученными потоками, КИМС, Алма-Ата, 1982, N 11, с. 18–22.

62. Кнорре Г.Ф., Гладкова Э.С. Плавильная камера циклонного типа для переработки негорючих материалов // Циклонные энерготехнологические процессы. М., 1963, с. 38–45.
63. Klein H. Der Drehstromungsabscheider. Einsatz in der chemischen und Nahrungsmittel - Industrie. CZ Chemie Technik, 1, No.5, 1972, s 230–234.
64. Klein H. Schmidt P. Vergleichende Untersuchungen zwischen Drehstromungs-sentstauber und Zyklon. Verfahrenstechnik, 5, No. 8, 1971, s 316–319.
65. Klein H., Spahn H. Der Drehstromungs-sentstauber. Industrie-Anzeiger, 89, No. 57, 1967, s 1277–1281.
66. Коган П.П. и др. Исследование процесса обжига пылевидного цементного сырья в печах циклонного типа // Циклонные энерготехнологические процессы и установки. М., 1967, с. 220–227.
67. Козулин Н.А., Исаков В.П. Исследование на моделях циклонного теплообменника для запыленных газов // Изв. ВУЗ. Сер. Энергетика, М.: 1966, N 3Б с. 29–32.
68. Кочетов Л.М., Сажин Б.С., Карлик Е.А. Экспериментальное определение оптимальных соотношений конструктивных размеров вихревой камеры для сушки зернистых материалов // Хим. и нефт. машиностроение, 1969, N 2, с. 10–11.
69. Латкин А.С., Саматова Л.А., Киенко Л.А., Озерен Н.П. Вихревой мембранный аппарат для процессов разделения тонкодисперсных материалов. "Совершенствование добычи и переработки твердых полезных ископаемых Дальнего Востока". Владивосток: ДВО АН СССР, 1989, с. 92–113.
70. Латкин А.С., Гликберг П.Л. и др. Стендовые испытания циклонной переработки некоторых материалов Дальнего Востока // Материалы НКТ ДВПИ. Владивосток, 1975, с. 125.
71. Кунаев А.М., Кожухметов С.М., Опаев И.А., Тонконогий А.В. Циклонная плавка. Алма-Ата, 1974, 385 с.
72. Латкин А.С., Ковальчук В.А. Вихревые реакторы для реализации пирометаллургических процессов переработки полиметаллического сырья, содержащего серебро и золото. Отчет ИГД ДВНЦ АН СССР, Владивосток, 1985, 67 с.
73. Мартынов А.В., Бродянский В.М. О разделении газовых смесей в вихревой трубе // Труды МЭИ, М.: вып. 48, с. 36–39.
74. Шило Н.А., Латкин А.С. Математическая интерпретация вихревой структуры протопланетного облака солнечной системы. Известия АН СССР "Тихоокеанская геология", N 4, Новосибирск, 1987, с. 122–124.
75. Меркулов А.П. Вихревой эффект и его применение в технике. М., Машиностроение, 1969, 183 с.
76. Латкин А.С., Сажин Б.С., Ипполитов Е.Г., Ковальчук В.А., Исследование возможности применения аппаратов ВЗП для ведения процесса

обжига. Известия АН СССР, "КИМС", N 9, Алма-Ата, 1986, с. 2–10.

77. Латкин А.С. Комплексная переработка полиметаллического сырья в вихревых камерах. "Совершенствование добычи и переработки твердых полезных ископаемых Дальнего Востока", Владивосток: ДВО АН СССР, 1989, с. 76–92.

78. Розенгарт Ю.И., Федоров О.Г., Золотько Е.П. и др. Циклонная печь для обжига полидисперсных материалов. Авт. свид. N 452740, 27 15/00, ОБИ N45, 1974.

79. Масленицкий И.Н., Чугаев Л.В. Металлургия благородных металлов. М., Metallurgia, 1972, 367с.

80. Юдаков А.А., Латкин А.С. и др. Циклонная камера для термохимической переработки мелкоизмельченного сырья // Авт. свид. N 966473, 5.1.1981.

81. Латкин А.С. Реализация различных технологических процессов в аппаратах ВЗП для повышения комплексности использования минерального сырья Дальнего Востока. "Комплексное использование минерального сырья Дальнего Востока", Владивосток: ДВО АН СССР, 1990, с. 108–117.

82. Висман Дж. Обогащение легкостираемых углей в гидроциклонах. – В кн.: IV Международный конгресс по обогащению углей, Харрогейт, 1972, М., Недра, 1974.

83. Максимов А.В., Аржанников В.А., Бочаров В.А. и др. Гравитационное выделение золота из колчеданных медно-цинковых руд. – Цветные металлы, 1983, N 7, с. 92–93.

84. Лопатин А.Г. Применение коротко конусных гидроциклонов в качестве высокопроизводительных аппаратов для извлечения свободного золота из руд и песков. – Цветная металлургия, 1967, N 21, с. 16–17.

85. Замятин О.В., Лопатин А.Г., и др. Обогащение золотосодержащих песков и конгломератов. М., Недра, 1975.

86. Петров Б.В., Гетман Т.Г., Ляшенко Г.П. Гравитационное извлечение золота из хвостов селективной флотации полиметаллической руды. – Цветная металлургия, 1978, N 1, с. 18–20.

87. Поваров А.И. Гидроциклоны на обогатительных фабриках. М., Недра, 1978.

88. Поваров А.И., Пронер А.А. Исследования скоростей и состава пульпы в гидроциклонах с различными углами конусности. – Обогащение руд, 1980, N 6, с. 21–28.

89. Лопатин А.Г., Золин С.Н., Муллов В.М. и др. Применение центробежного гравитационного обогащения для доводки золотосодержащих концентратов. – Цветные металлы, 1973, N 11, с. 77–78.

90. Сергеев Ю.А., Певзнер М.Л., Лопатин А.Г. Применение коротко конусных гидроциклонов в схеме переработки золотосодержащей руды. – Известия вузов, Цветная металлургия, 1974, N 2, с. 21–24.

91. Han K.N., Say W.C. On the separation of fine particles by centrifugation. – Intern. Journal of Mineral Processing, 14, 1985.

92. New Separator for Fine Recovery Gold – "Mining Journal", 1983, 300, N 7692, p. 40–41.
93. Schubert H., Neesse Th. Role of turbulenz in wet classification. – In: International Mineral Processing Congress, 1973. The Institution of Mining and Metallurgy. London.
94. Tu T.G., Ian C.H. A combinet beneficiation method for the treatment of refractory aluvial tin ore – XIII Inter. Miner. Proc. Congr., Warszawa, 1979, Preprints of papsers, vol. 11, p. 155–157.
95. Visman G. Bulk processing of fine materiais by means of compound Water cyclones. – Canadian Mining Journal, 1966, N 6, p. 1–15.
96. Hydrocyclones can be effective separators. – Mining Equip. Int., 1983, 8, N 7, 38–39 p.
97. Hydrocyclones improves gold recovery on dreage plants. – World Mining. Iuhy, 1981, p. 49–51.
98. Loveday B.K., Forbes I.E. Some considerations in the use of gravity concentration for the recovery of gold. – Journal of the S.A.I.M.M., May 1982, p. 121–124.
99. Lynch A., Rao T. – Modelling and scallup of hydrocyclone classifiers. – XI Int. Mineral Process. Cong., 1975, N 9, p. 1–25.
100. Ахмедов Р.Б., Балагула Т.Б., Рашидов Ф.К., Сакаев А.Ю. Аэродинамика закрученной струи. М.: "Энергия", 1977, 240 с.
101. Вулис Л.А., Устименко Б.П. К вопросу об аэродинамической схеме потока в циклонной камере // Вестник АН КазССР, N 4, 1954, с. 89–97.
102. Вулис Л.А., Устименко Б.П. Об аэродинамике циклонной топочной камеры // Теплоэнергетика, N 9, 1954, с.3–10.
103. Балуюев Е.Д., Троянкин Ю.В. Исследование аэродинамической структуры газового потока в циклонной камере // Теплоэнергетика, N 1, 1967, с. 63–65.
104. Балуюев Е.Д., Троянкин Ю.В. Влияние конструктивных параметров на аэродинамику циклонных камер // Теплоэнергетика, N 2, 1967, с. 67–71.
105. Гольдштик М.А. Некоторые вопросы гидродинамики стационарных вихревых течений. Новосибирск: Докт. дисс. 1965, 468 с.
106. Гольдштик М.А. Вихревые потоки. Новосибирск: Наука, 1981, 364 с.
107. Латкин А.С. Создание управляемой гидродинамики в аппаратах ВЗП для оптимального ведения технологического процесса. "Комплексное использование минерального сырья Дальнего Востока", Владивосток: ДВО АН СССР, 1990, с. 46–59.
108. Нахапетян Е.А. Исследование аэродинамики циклонной топки на холодном стенде. Автореф. канд. дис. М., 1952, 21 с.
109. Нахапетян Е.А. Исследование изотермического циклонного потока на модели топочной камеры // Вопросы аэродинамики и теплопередачи

в котельно-топочных процессах. Госэнергоиздат, 1958, с. 166–176.

110. Нахапетян Е.А., Исаев С.И. О некоторых особенностях циклонного потока, несущего твердую взвесь // Теплоэнергетика, 1957, N 9, с. 32–37.

111. Латкин А.С. Движение дисперсного материала в аппаратах ВЗП при ведении технологических процессов. "Управление свойствами и переработка дисперсных материалов Дальнего Востока", Владивосток: ДВО АН СССР, 1990, с. 47–59.

112. Smith J.L. An experimental study of the vortex in the cyclone separator. – Trans. ASME, ser. D, wol. 84, 1962, p. 602–608.

113. Штым А.Н. Исследование аэродинамики циклонно-вихревых камер на основе существующих экспериментальных данных. Канд. дис. Л., 1965, 216 с.

114. Штым А.Н., Михайлов П.М. К аэродинамике вихревой камеры горения // Л.: Энергомашиностроение, 1964, с. 14–19. (Уч. зап. аспирантов и соискателей ЛПИ им. Калинина).

115. Штым А.Н., Михайлов П.М. К аэродинамике закрученного потока в циклонно-вихревых камерах. Изв. ВУЗ. Сер. Энергетика, 1965, N 12.

116. Штым А.Н., Латкин А.С. О нулевом уровне статического давления в циклонно-вихревых камерах // Инж. физ. журн., 1974, т. XXVII, N 3, с. 532–533.

117. Штым А.Н. Аэродинамика циклонно-вихревых камер. Владивосток. Изд-во ДВГУ, 1985. 199с. 119. Кутателадзе С.С., Ляховский Д.Н., Пермяков В.А. Моделирование теплоэнергетического оборудования. "Энергия", М., 1972, 350 с.

118. Алимов Р.Э. Гидравлическое сопротивление и теплообмен в закрученном потоке / ИФЖ, т.10, N 4, Минск: 1966, с. 437–445.

119. Волков Е.В., Суслов С.М. Об аэродинамическом сопротивлении циклонных камер при циркуляции твердой дисперсной фазы в ее объеме // Свердловск, УПИ, 1974, с. 58–60.

120. Идельчик И.Е. К вопросу о гидравлическом сопротивлении циклонов / ИФЖ, т. 16, N 3, Минск: 1969, с. 218–221.

121. Идельчик И.Е., Мальгин А.Д. Гидравлическое сопротивление циклонов НИИОГАЗ // Промышл. энергетика, М.: 1969, N 18, с. 45–48.

122. Латкин А.С. Особенности аэродинамики циклонной камеры с односторонним вводом воздуха // Материалы XXIV научно-технической конференции. Владивосток, 1977, с. 34.

123. Устименко Б.П. Исследование аэродинамики и теплообмена во вращающихся течениях вязкой несжимаемой жидкости. Докт. дисс., Алма-Ата, 1970, 768 с.

124. Юдаков А.А. Исследование двухкомпонентного потока в циклонных камерах с "сухой" стенкой. – Канд. дисс., Владивосток, 1980, 252 с.

125. Шашин В.М. Гидромеханика. М., Высш.шк., 1990, 384 с.

126. Feitel E. Zuklonentstaubung, der Zyklon als Wirbelsenke. Forsch.

127. Feitel E. Zuklonentstaubung, die ideale Wirbelsenke und ihre Naehung. – *Forseh. Jng. – Wes.*, 1939, Bd. 10, St. 212.

128. Латкин А.С., Ковальчук В.А. Взаимодействующие закрученные потоки для очистки газовых потоков от пыли "Применение ЭВМ и математических методов в горномделе". Владивосток: ДВО АН СССР, 1988, с. 55–64.

129. Сурис А.Л. Плазмохимические процессы и аппараты. М: Химия, 1989, 304 с.

130. Деветерикова М.И. Исследование шероховатости внутренней поверхности и торцевых перетечек на аэродинамику циклонно-вихревых камер. – Канд. дисс. – Л.: 1971, 212 с.

131. Пинкевич В.В. Исследование циклонного предтопка с комбинированным вводом воздуха. Автореф. канд. дис. Владивосток, 1975, 20 с.

132. Сабуров Э.Н. Аэродинамика циклонно-нагревательных устройств. Архангельск. 1976, 20 с.

133. Шваб В.А. К расчету поля скоростей при турбулентном движении в циклонной камере. – Труды Омского ин-та инж.ж.-д. трансп., 1962, N38, с. 5–20.

134. Шваб В.А. К вопросу обобщения полей скоростей турбулентного потока в циклонной камере. – ИФЖ, 1963, т. 6, N 2, с. 102–106.

135. Nickel W. Zur Praxis der Drehstromungsentstaubung. – *Staub*, 1963, Bd. 23, N 11, S. 509–512.

136. Sentek K. Metoda oceny wplywu sposobu zawirowania na skutecznosc odpylanja i opory przeplywu ostowych odpylnykow. – *Zeszyty Naukowa Akademia Cornizo-Hutnicze*, 1957, N 528, S. 23–25.

137. Schwanecke R. Vordusberechnung von Entstaubern. – *Wasser, Luft und Betrieb*, 1974, Bd. 18, N 7, S. 381–386.

138. Svarovsky L. Gas cyclone selection procedure. – *Chem.Eng.* 1975, N 295, p. 133–135.

139. Schmidt K.R. Physikalische Grundlagen und Prinzip des Drehstromungsentstauber. – *Staub*, 1963, Bd. 23, N 11, S. 491–501.

140. Dunson I.B. Dust collector performance evaluation of Midget impinger and Coulter counter. – In: Paper 5E, 63-d AIChE Annual Meeting. Chicago, 1970, p. 128–132.

141. Ebert F. Berechnung der Grenzschichtstromung im Zyklon. – *Staub Reinhaltung der Huft*, 1969, Bd. 29, N 7, S. 266–270.

142. Geiger A. Die Drehstromungsstroeken. – *Verfahrenstechnik*, 1968, Bd. 2, N 6, S. 264–268.

143. Budinsky K. Die Bewegung der festen Teilchen im Drehstromungsentstauber. – *Staub*, 1970, Bd. 30, N 90, S. 366–370.

144. Buick H. Hebgas – Entnahme bei staubhaltigen Gasen. – *Staub*, 1969, Bd. 29, N 9, S. 372–374.

145. Budinsky K. Rotierender Zentrifugalabscheider mit kontinuierlicher

Staubableitung. – Staub, 1970, Bd. 30, N 9, S. 366–370.

146. Buick K. Charakteristische Unterschiede zwischen Drehstromungentstauber und Zyklon. – Verfahrenstechnik, 1970, Bd. 4, N 11, S. 511–513.

147. Ciliberty D.E., Lancaster B.W. Modified "Harvard" dry dust dispenser. – Rev. Sci Inst., 1975, vol.46, p.929.

148. Ciliberty D.F., Lancaster B.W. Fine dust collection in a rotary flow cyclone. – Chem.Eng. Sci., 1976, v. 31, p. 499–503.

149. Ciliberty D.F., Lancaster B.W. Performance of rotary flow cyclones. – AIChE J., 1976, vol. 22, N 2, p. 394–398.

150. Ciliberty D.F., Lancaster B.W. Improvement of the simple model for rotary cyclones. – AIChE J., 1976, vol. 22, N 6, p. 1150–1152.

151. Попов И.А. Исследование гидродинамики в аппаратах ВЗП, предназначенных для сушки волокнообразующих материалов. Дис. канд. техн. наук, МТИ, М., 1979, 236 с.

152. Сажин Б.С. Исследование гидродинамики и процесса сушки дисперсных материалов в аппаратах с активными гидродинамическими режимами. Автореф. докт. дис.М., 1972, с. 40.

153. Сажин Б.С., Лукачевский Б.П. Внутренняя задача тепло- и массопереноса для глубокой сушки дисперсных материалов во встречных закрученных потоках // "Теория сушки", Минск, 1977, с. 18.

154. Сажин Б.С., Лукачевский Б.П., Чувпило Е.А. и др. Однопараметрическая модель гидродинамики сушильного аппарата со встречными закрученными потоками. ТОХТ, т. XI, N 4, М.: 1978, с. 633–636.

155. Сажин Б.С., Фокин И.Ф., Лукачевский Б.П. Аналитическое и экспериментальное исследование процессов сушки дисперсных полимеров в аппаратах со встречными закрученными потоками. Конф проф.-преподав.состава. М., МТИ, 1976, с. 179.

156. Boussinesq I. Mem.pres, par div. savants a'l' acad. sci. Paris, 23, 1877, 46.

157. Prandtl L. The Vtscyfnics of Viscos Fluids. Aerodynamic Theory. Ed. by W.F.Durand. Vol. 3, Div. G., 1935, 205.

158. Alt C., Schmidt P. Vergleichende Untersuchungen der Abscheideleistung verschiedener Fliehkraft cutstaubung-ssysteme. – Staub, 1969, Bd. 29, N 7, S. 263–266.

159. Armer R.A. Dry collectors – centrifugal collectors. – In: Environmental Engineers Handbook. 1974, vol. 2. Rad- nor, p. 563–576.

160. Barth W. Entwicklung Linien der Entstaub ungstechnik. – Staub, 1963, Bd. 23, N 3, S. 176–180.

161. Barth W. Grenzen und Moglichkeite der mechnischen Entstaubung. – Staub, 1963, vol. 23, N 3, S. 176–180.

162. Barth W. Der Einfiuss der Vorgange in der Grenzschicht auf die Abscheideleistung von mechanischen Staubabscheiden. – VDJ-Bericht, 1955, N 6, S. 29–32.

163. Batel W. Entwicklungsstand und Tendenzen bei Fliehkraftenstauber. –

164. Brandt H. Entstauber, Probleme, Erkenntnisse und Nutzenwendungen. – Energie, 1968, Bd, 20, S. 19.
165. Borthk., Gregor W., Richert H. Berechnung des Stromungsverlaufs in einer Wirbelkammer unter Berücksichtigung der Grenzschicht. – Chem.-Ing. Techn., 1972, Bd. 44, N 16, S. 979–982.
166. Ипполитов Е.Г., Латкин А.С., Зубец В.Н. Изучение гидродинамики вихревых камер с генерацией в объеме двух противоположных закрученных потоков // КИМС, Алма-Ата, 1982, N 9, с. 153–157.
167. Перспективы промышленного освоения труднообогатимых оловянных руд Приморского и Хабаровского краев. Отчет ЦНИИОлово, N 651122, Новосибирск, 1977, 68 с.
168. Шило Н.А. Основы учения о россыпях. М., Наука, 1981, 383 с.
169. Латкин А.С., Ярмолинская Н.И., Лопашук В.В. Математическая модель обогащения и термообработки влажного дисперсного материала в вихревых условиях". "Применение ЭВМ и математических методов в горном деле". Владивосток: ДВО АН СССР, 1988, с. 64–71.
170. Обогащение полезных ископаемых. ВИНТИ. Итоги науки и техники. М., 1984, т. 19, 97 с.
171. UK study of phosphates "Industrial minerals", 1980, N 157, S. 11.
172. Польшкин С.И. Обогащение руд и россыпей редких и благородных металлов. М., "Недра", 1987.
173. Полупромышленные испытания циклонного метода переработки вулканогенной серосодержащей руды месторождения "Новое". Отчет ИХ ДВНЦ АН СССР N 76021314, 1977, 84 с.
174. Петраченко Е.Д. Минералогический состав технологических проб серных руд месторождения "Новое" (о. Итуруп), Владивосток, ДВНЦ АН СССР, 108 с.
175. Природная сера. Под редакцией М.А.Менковского, М., Издво "Химия", 1972, 218 с.
176. Губин Г.В., Граблев С.А., Харламов В.С. Оценка обогатимости вторичного (техногенного) рудного сырья / Горный журнал N 1, 1985, с. 111–115.
177. Рыбьев И.А. Строительные материалы на основе вяжущих веществ. М., "Высшая школа", 1978, 309 с.
178. Дорфман Л.А. Гидродинамическое сопротивление и теплоотдача вращающихся тел. М.: Физматгиз, 1960. 260с. лов. Э.И. ВНИИЭСМ, Серия П., Вып. 2. М., 1982, 38 с.
179. Каталог отходов и побочных продуктов промышленности. М., ГипродорНИИ, т. 3, 1983, 81 с.
180. Латкин А.С., Судаков В.И., Ярмолинская Н.И. Композиты на основе гидрофобных материалов. Владивосток, Изд-во ДВО РАН, 1992, 136 с.
181. Саматова Л.А., Киенко Л.А., Озеран Н.П., Щукина Л.Н. Пробле-

мы комплексного освоения минерального сырья Дальнего Востока. В кн. "Комплексное использование минерального сырья Дальнего Востока". Владивосток, Изд-во ДВО АН СССР, 1989, с. 75–92.

182. Дядькин Ю.Д. Разработка геотермальных месторождений. М., "Недра", 1989, 229 с.

183. Латкин А.С., Сажин Б.С., Шевкун Е.Б. Пылеулавливание при бурении. М: Наука, 1992, 120 с.

184. Латкин А.С., Шевкун Е.Б., Трухин Ю.П. "Геотермальные теплоносители как сырьевая база Северо-Западной Пацифики. Тез. докл. международного симпозиума "Тектоника, энергетические и минеральные ресурсы Северо-Западной Пацифики", Хабаровск, 1989, с. 116.

185. Расчеты аппаратов кипящего слоя. Справочник. Под ред. Мухленова И.П., Сажина Б.С., Фролова В.Ф. – Л., Химия, 1986, 352 с.

186. Коваль В.П., Жигула В.А. Введение в аэрогидромеханику многофазной среды. Днепропетровск, Изд-во ДГУ, 1975. 89 с.

187. Латкин А.С. Применение вихревых процессов для извлечения ценных компонентов из высокотемпературных геотермальных теплоносителей. "Вулканология и сейсмология", N 4–5, М.: РАН, 1994, с. 178–190.

188. Поляк Б.Г., Вакин Е.А., Овчинникова Е.И. Гидротермические условия вулканического района Камчатки", М., "Наука", 1965, 96 с.

189. Уайт Д.Е., Уоринг Г.А. В кн.: Геохимия современных поствулканических процессов. М., "Мир", 1965, с. 9–49.

190. Евстратова К.И., Кунина Н.А., Малахова Е.Е. Физическая и коллоидная химия. М.: Высшая школа, 1990, 424 с.

191. Горное дело. Энциклопедический справочник том 6. М., Углетехиздат. 1959, 975 с.

192. Руденко К.Г., Калмыков А.В. Обеспыливание и пылеулавливание при обработке полезных ископаемых. М., Недра, 1987, 264 с.

193. Михайлов В.А., Бересневич П.В., Борисов В.Г., Лобода А.И. Борьба с пылью в рудных карьерах., Недра, 1981, 262 с.

194. Зимон А.Д., Андрианов Е.И. Аутогезия сыпучих материалов. М., Metallургия, 1978, 288 с.

195. Гагауз Ф.Г. Исследование физико-химических свойств рудничной пыли и разработка способов обеспыливания воздуха железорудных шахтах. Автореферат дисс. на соиск.уч. степ. докт. техн. наук. М., 1983, 35 с.

196. Горбис З.Р. Теплообмен и гидромеханика дисперсных сквозных потоков. М.-Л., "Энергия", 1970, 424 с.

197. Фортъе А. Механика суспензий. М.: "Мир", 1971. 267с. ливающие системы буровых станков на карьерах М., Недра, 1970, 272 с.

198. Цветков Ю.В., Панфилов С.А. Низкотемпературная плазма в процессах восстановления. М., Наука, 1980, 359 с.

199. Karman Th., Proc. Natl, Acad. Sci. U.S., 34, 1948, 530.

200. Brinkman H.C. – J.Phys. Chem. 20, 2952, p. 571.

201. Stokes G.G. – Trans. Camb. Phil. Soc., 9, 1950, p. 8.
202. Никифоров К.А. Физико-химические основы комплексной переработки бедных и труднообогатимых руд. Новосибирск, Наука, 1984, 222 с.
203. Einstein A. – Ann. Phys, 19, 1906, 289.
204. Martin G., Blyth C.E., Tongue H., Trans.Ceram.Soc., 23 (1924).
205. Weinig A.J, Colorado School of Mines Quart., 28, N 3 (1933).
206. Gaudin M.A, Trans. AIME, Coal Division, 130 (1938).
207. Андреев С.Е., Горный журнал, N 6 (1939).
208. Андреев С.Е., Горный журнал, N4 (1950); N 11 (1951).
209. Schumann R., Mining Nechnology, 4,N 4 (1940).
210. Andreasen A.H.M., Kolloidchem.Beihefte, 27, H. 6 (1928).
- 213 Rammler E., Gluckauf, N 21 (1933).
211. Rosin P., Rammler E., Zement, 16 (1927); 31 (1939).
212. Rosin P., Rammler E., Koll.Z., H.1 (1954).
213. Rosin P., Rammler E., Ber. 52 des Riechskohlenrates, Berlin, 1933.
214. Bennett J.G., The Colliery Guard., 153, N 3, 960 (1936).
215. Roller P.S., USA Bur. of Mines, Techn. Paper, 400, 1931.
216. Roller P.S., J.Franklin Inst., 223 (1937).
217. Roller P.S., J.Phys.Chem., 45, N2 (1941).
218. Svensson I., A New Formula for Particle Size Distribution of Produkts Produced by Comminution, Stokholm, 1955.
219. Авдеев Н.Я., Об аналитическом методе расчета седиментометрического дисперсионного анализа, Изд. Ростовского университета, 1964.
220. Авдеев Н.Я., Материалы V межвузовской конжференции математических кафедр Юга РСФСР, Грозный, 1963.
221. Шифрин К.С., Труды ГГО им. А.И.Воейкова, вып. 46 (108), Гидрометеиздат, 1955.
222. Коузов П.А. Основы анализа дисперсного состава пылей и измельченных материалов. Л., Химия, 1974, 279 с.
223. Страус В., Промышленная очистка газов. М: Химия, 1981, 616 с.
224. Johnstone H.F., Singh A.D., Univ.Ill.Engng Exptl Station Bull. N 324, 31st Dec. (1940).
225. Umney L.E.R., National Gas Turbine Est., Pyestock. Report No. R 33 (1948).
226. Daniels T.C. – The Engeneer, 203, 358, (1957).
227. First M.W., Johnson G.A., Dennis R., Friedlander S., Silverman L., Performance characteristics of collektors, Harward Air Cleaning Laboratory Report NYO 1587, 22nd Apr. (1953).
228. Sell W. – Ver. Deut. Ing. Forschungsheft, 347 (1931).
229. Davies C.N. – Proc.Phys.Soc., 63B 288 (1950).
230. Landahl H.D., Herrvann R.G. – J.Colloid Sci., 4,103 (1949).
231. Pich J., Theory of aerosol filtration, in Aerosol Science, Ed. Davies, C.N., chap. 9, Academic Press, New York (1966).

232. Ranz W.E., Wong J.B. – *Ind. EngngChem.*, 44 1371 (1952).
233. Фукс Н.А., Суругин А.Г. Физическая химия. Высокодисперсные аэрозоли. М: ВИНТИ, 1969, 83с.
234. Суругин А.Г., Лушников А.А. О моделировании коагуляции высокодисперсных аэрозолей. М: ТОХТ, 1975, N 2. с. 210–217.
235. Донской А.В., Клубникин В.С. Электроплазменные процессы и установки в машиностроении. М: Машиностроение, 1979, 221 с.
236. Плановский А.Н., Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М: Химия, 1979. 287 с.
237. Непомнящий Е.А., Кутепов А.М. Результаты расчета и закономерности уноса твердой фазы из гидроциклона. – *ТОХТ*, т. 10, N 3, М.:, 1976, с. 433–437.
238. Клячко Л.С. – *Отопление и вентиляция.*, 1934, N 4, с. 27–29.
239. Schiller L., Naumen A., – *Z. Ver. Dt. Jng.*, 1933, N 8, 77–83.
240. Вырубов Д.Н. – *ЖТФ*, 1939, т. 9. N 21, с. 1923–1931.
241. Allen H.S. – *Phil.Mag.* 50, 323, 1900, 519.
242. Langmuir J., Blodgett K.B. – *Am.Air Force Tech. Report*, 1946, 5418.
243. Латышевский А.С. Движение жидких капель в газовом потоке. *Изв. Вуз. Энергетика*, N 7, 1963, с. 75–81.
244. Ромадик В.П. Пылеприготовление., М., Госэнергоиздат, 1953.
245. Лобаев Б.Н. Расчет воздухопроводов., М., Госстройиздат, 1959.
246. Раушенбах Б.В., Белый С.А., Беспалов И.В. Физические основы рабочего процесса в камерах сгорания воздушнореактивных двигателей. М., Машиностроение, 1964, 522 с.
247. Вахрушев И.А. Общее уравнение для коэффициента геометрической формы при относительном движении в безграничной среде. *Хим. промышленность*, N 8, 1965, с. 143–147.
248. Литвинов А.Т. Об относительном движении частицы (или капли жидкости) в скоростном газовом потоке. *Теплоэнергетика*. N 5, М.: 1964, с. 42–44.
249. Поволоцкий Л.В., Чиркин Н.Б., Остапчук Ю.А. К расчету движения капли в спутном газовом потоке. *Энерг. машиностроение*, N 7, М.: 1984, с. 34–40.
250. Романков П.Г., Рашковская Н.Б. Сушка во взвешенном состоянии. Л., Химия, 1979, 271 с.
251. Федоров И.И. Теория и расчет процесса сушки во взвешенном состоянии. М.-Л., ГЭИ., 1955, 159 с.
252. Николаев А.М., Чуханов З.Ф. *ДАН СССР*, 1951, т. 78, N 2 ,с. 267–270.
253. Чуханов З.Ф. *Изв. АН СССР, ОТН*, 1947, N 10, С. 1341–1356.
254. Бабуха Г.Л., Рабинович М.И. Механика и теплообмен потоков полидисперсной взвеси. Киев, Наукова думка, 1969, 241 с.
255. Худяков Г.Н. *Изв. АН СССР, ОТН*, 1953, N 2, с. 265–268.
256. Прыгунов В.Ф. *Всес. НТК. "Дальнейшее совершенствование тео-*

- рии, техники и технологии сушки. М., 1981, с. 83–84.
257. Нестеренко А.В. ЖТФ, 1954, т. 24, N 4, с. 729–733.
258. Галерштейн Д.М. Исследование процессов переноса в аппаратах с газовзвесью. Автореф. канд. дисс., Минск, 1963, 26 с.
259. Бусройд Р. Течение газа со взвешенными частицами. М., Мир, 1975, 378 с.
260. Вахрушев И.А. Исследования теплообмена между газообразной и твердой фазой в условиях совместного движения фаз. Автореферат канд. дисс. М., 1959, 31 с.
261. Горбис З.Р. Исследование теплообмена сквозных потоков. Автореферат докт. дисс., Минск, 1963, 48 с.
262. Крюкова М.Г. Некоторые вопросы теплообмена с твердыми частицами. Минск, ИФЖ, N 1, 1958, с. 286–290.
263. Сыромятников Н.И., Рубцов Г.К. Тепловые процессы в печах с кипящим слоем. М., Металлургия, 1968, 249 с.
264. Кутателадзе С.С. Анализ подобия в теплофизике. Новосибирск, Наука, 1982, 280 с.
265. Латкин А.С. Теплообмен закрученного потока с частицами дисперсного материала в объеме аппарата ВЗП. "Управление свойствами и переработка дисперсных материалов Дальнего Востока". Владивосток: ДВО АН СССР, 1990, с. 16–22.
266. Шитников В.К. Теплообмен тел различной формы с вынужденным потоком жидкости. Минск, ИФЖ, т. IV, N 7, 1961, с. 1211–1219.
267. Гухман А.А. Введение в теорию подобия. М., Высшая школа, 1973, 214 с.
268. Лыков А.В. Тепломассообмен. Справочник. М., Энергия, 1978, 479 с.
269. Лыков А.В. Теория сушки. М., Энергия, 1963, 328 с.

**Латкин Александр Сергеевич**

**ПЕРСПЕКТИВНЫЕ ПРОЦЕССЫ ПЕРЕРАБОТКИ  
ДИСПЕРСНОГО СЫРЬЯ**

В авторской редакции  
Технический редактор Е.Е. Бабух  
Компьютерный набор А.С. Латкин  
Верстка А.С. Латкин, Е.Е. Бабух  
Оригинал-макет Е.Е. Бабух

Лицензия ИД № 02187 от 30.06.00 г. Подписано в печать 09.09.2004 г.  
Формат 61\*86/16. Печать офсетная. Гарнитура Times New Roman  
Авт. л. 8,79. Уч.-изд. л. 8,93. Усл. печ. л. 8,0.  
Тираж 50 экз. (1-й завод – 20 экз.). Заказ № 287

Редакционно-издательский отдел  
Камчатского государственного технического университета

Отпечатано полиграфическим участком РИО КамчатГТУ

683003, г. Петропавловск-Камчатский, ул. Ключевская, 35