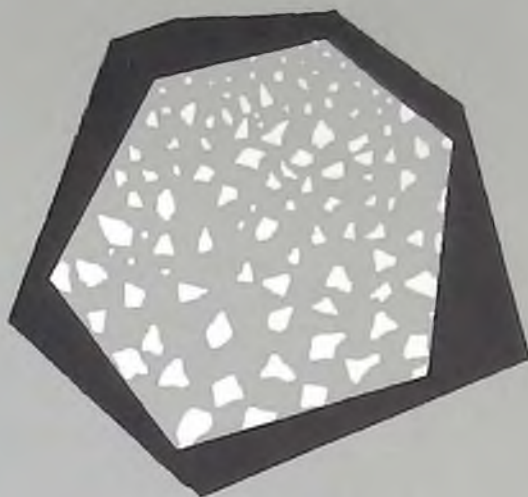


622.765

C-52



Г. К. СМЫШЛЯЕВ

**ВОЗДУШНАЯ
КЛАССИФИКАЦИЯ
В ТЕХНОЛОГИИ
ПЕРЕРАБОТКИ
ПОЛЕЗНЫХ
ИСКОПАЕМЫХ**

Книга должна быть возвращена не
позже указанного здесь срока

Количество предыдущих выдач

20044

Синицын А. В.

Книга в мас-
штаб в те-
кущую переделку
31 коп.

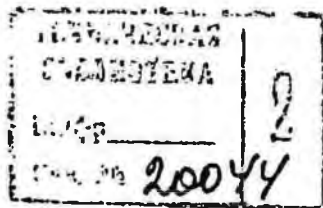
84-1969

2005

Г. К. СМЫШЛЯЕВ

622.765
С52

**ВОЗДУШНАЯ
КЛАССИФИКАЦИЯ
В ТЕХНОЛОГИИ
ПЕРЕРАБОТКИ
ПОЛЕЗНЫХ
ИСКОПАЕМЫХ**



ИЗДАТЕЛЬСТВО НЕДРА

Москва 1969

Воздушная классификация в технологии переработки полезных ископаемых.

Смышляев Г. К. Изд-во «Недра», 1969 г., стр. 101.

В брошюре изложены способы определения гранулометрической характеристики продуктов переработки полезных ископаемых. Приведены экспериментальные методы определения скоростей впитания. Рассмотрены как ранние, так и современные конструкции сепараторов. Приведены технологические характеристики сепараторов и примеры расчета их производительности. Описаны технологические схемы измельчения талька, пльменита, каолина, гипса и графита, в которых воздушная сепарация является неотъемлемой технологической операцией. Брошюра содержит необходимые теоретические и практические сведения об особенностях воздушной классификации в схемах размола ряда полезных ископаемых и может быть использована работниками производства, научно-исследовательских и проектных организаций.

В брошюре 12 табл. 52 рис. и 62 библиографических названия.

ВВЕДЕНИЕ

Воздушная классификация занимает важное место в технологии переработки полезных ископаемых. Наиболее широкое применение она получила в схемах сухого измельчения вместо малоэффективного грохочения на тонких ситах, а также при обеспыливании материалов, содержащих значительные количества мелких фракций.

Как классификация, так и обеспыливание осуществляется в аппаратах, которые называются пылеразделителями или сепараторами. В схемах размола эффективность работы сепараторов обуславливает не только качество готового продукта, но и экономичность размольных или обеспыливающих установок. Если технологические параметры сепараторов сравнительно полно изучены в цементной и теплоэнергетической промышленности, то в целом ряде других отраслей, использующих эти аппараты, пока еще не имеется достаточного опыта для правильной их эксплуатации. Недостаточная изученность процесса воздушной классификации в схемах размола талька, ильменита, каолина, гипса и графита затрудняет достижение оптимальных технологических показателей и приводит к необходимости проектирования измельчительных цехов по аналогии с действующими угольными пылеприготовительными установками, без учета специфики и технологических свойств перерабатываемых материалов. Учитывая органическую связь вопросов качественной оценки гранулометрического состава продуктов измельчения, аэродинамики зерен, конструкций сепараторов и их технологических показателей, представляется целесообразным рассмотреть их в аспекте требований практики.

Не претендуя на полноту освещения затронутых вопросов, автор тем не менее выражает надежду на то, что изложенный в книге материал облегчит решение некоторых задач, стоящих перед специалистами при проектировании и эксплуатации размольных установок, оснащенных воздушными сепараторами.

ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О СВОЙСТВАХ ГАЗА И ТОНКОДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛАХ

Физические свойства воздуха

Атмосферный воздух представляет смесь различных газов (азота 78,08%, кислорода 20,95% углекислого газа 0,03%, неона 0,0018%, гелия 0,0005% и небольших количеств криптона, ксенона, озона, радона, водорода) и содержит водяные пары, а во многих случаях значительное количество пыли.

Физическое состояние воздуха наиболее полно характеризуется его плотностью, величина которой определяется по формуле

$$\rho = \frac{m}{V}, \quad (1)$$

где ρ — плотность воздуха, $\text{кг} \cdot \text{сек}^2/\text{м}^4$;
 m — масса, $\text{кг} \cdot \text{сек}^2/\text{м}$;
 V — объем, м^3 .

Химический состав атмосферного воздуха, зависящий от содержания составляющих его компонентов, а также обычная запыленность на плотность практически не влияют.

Если выразить массу силой тяжести (весом), деленной на ускорение силы тяжести $\left(\frac{G}{g}\right)$, а силу тяжести объемом, умноженным на объемный вес ($V\gamma$), то плотность воздуха будет равна отношению его объемного веса к ускорению силы тяжести:

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{G}{gV} = \frac{V\gamma}{gV} = \frac{\gamma}{g}. \quad (2)$$

В расчетах чаще пользуются объемным весом

$$\gamma = \frac{G}{V} = \rho g. \quad (3)$$

Для сравнения результатов исследований, произведенных в разное время и при разных метеорологических условиях, все расчетные данные целесообразно приводить к одинаковым стандартным (нормальным) условиям состояния воздуха: температуре $t_0 = 20^\circ \text{C}$ (по шкале Кельвина $T_0 = 20 + 273 = 293^\circ \text{C}$), ба-

рометрическому давлению $p_0 = 760$ мм рт. ст. ($p_0 = 10330$ кг/м²) и относительной влажности $\varphi = 0,5$.

При нормальных условиях $\rho_0 = 0,122$ кг·сек²/м⁴ и $\gamma_0 = 1,2$ кг/м³.

Эти значения могут быть определены по известному уравнению Клапейрона

$$\rho = \frac{p}{RTg} \quad (4)$$

Принимая значения газовой постоянной для сухого воздуха $R = 29,27$ м/град и $g = 9,81$ м/сек², получаем

$$\rho_0 = \frac{10 \cdot 330}{29,27 \cdot 293 \cdot 9,81} = 0,122 \text{ кг} \cdot \text{сек}^2 / \text{м}^4,$$

$$\gamma_0 = 9,122 \cdot 9,81 = 1,2 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

Плотность влажного воздуха может быть определена по формуле

$$\rho = \frac{p}{RTg} \left(1 - 0,378 \frac{\varphi p_{н.п}}{p} \right), \quad (5)$$

где $p_{н.п}$ — давление насыщенного водяного пара, кг/м².

Ниже приведено изменение $p_{н.п}$ в зависимости от температуры:

$t, ^\circ\text{C}$	-20	-10	0	+10	+15	+20	+25	+30	+35	+40	+45	+50
$p_{н.п}$ кг/м ²	13	29	62	125	174	238	327	423	573	758	978	1258

Объемный вес влажного воздуха меньше, чем сухого и с изменением влажности он изменяется незначительно. Так при изменении относительной влажности стандартного воздуха с 0,5 до 1 объемный вес изменяется всего на 0,5%. В связи с этим при практических расчетах влияние влажности обычно не учитывается.

Если пренебречь влиянием влажности, то из уравнения (4) следует, что

$$\frac{\rho}{\rho_0} = \frac{\frac{p}{RTg}}{\frac{p_0}{RT_0g}} = \frac{pT_0}{p_0T} = \frac{\gamma}{\gamma_0} \quad (6)$$

Полученная зависимость позволяет определять ρ и γ без таблиц, если помнить значения γ_0 и ρ_0 .

Пример. Определить объемный вес сухого воздуха γ , если известно, что $p = 10\,000$ кг/м² и $t = 25^\circ\text{C}$:

$$\gamma = \gamma_0 \frac{pT_0}{p_0T} = 1,2 \frac{10\,000 \cdot 293}{10\,330 \cdot 298} \approx 1,14 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

В вентиляторных установках, используемых при воздушной классификации полезных ископаемых, изменения давления настолько незначительны по сравнению с атмосферным давлением, что их можно не учитывать. Например, при давлении, развиваемом вентилятором, в 220 кг/м^2 , объемный вес воздуха по сравнению с его стандартным значением изменится всего на 2,2%.

При расчетах состояние воздуха характеризуется вязкостью, которая обуславливается силами внутреннего трения, возникающими при движении воздуха. Вязкость воздуха выражается коэффициентом динамической вязкости, который определяется опытным путем. В расчетах чаще употребляется коэффициент кинематической вязкости, который выражается так:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}, \quad (7)$$

где ν — коэффициент кинематической вязкости, $\text{м}^2/\text{сек}$;

μ — коэффициент динамической вязкости, $\text{кг} \cdot \text{сек}/\text{м}^2$.

Величина кинематического коэффициента вязкости зависит не только от температуры, но и от давления. Значения ν при $p_0 = 10330 \text{ кг/м}^2$ приведены ниже:

$t, ^\circ\text{C}$	-20	-10	0	+10	+20	+40	+60	+80	+100
$\nu \cdot 10^{-6}$	11,3	12,1	13,0	13,9	14,9	17,0	19,2	21,7	24,5

Тонкодисперсные материалы и их основные свойства

В результате воздушной классификации отделяются искусственные (полученные в результате сухого измельчения) или естественные (возникшие в результате метаморфизации земной коры) тонкодисперсные материалы. Такие материалы крупностью менее $0,1-0,5 \text{ м}$ принято называть пылью. По гранулометрическому составу пыль может быть подразделена на:

крупную с размером частиц от $0,1$ до $0,5 \text{ мм}$. Такая пыль без особого труда может быть выделена из потока воздуха или газа в любом воздушном классифицирующем аппарате;

мелкую с размером частиц от $0,01$ до $0,1 \text{ мм}$, которая трудно поддается классификации. В спокойной среде такая пыль оседает с возрастающей скоростью только в начальный период;

тонкую или *туман* с размером частиц от $0,0001$ до $0,01 \text{ мм}$. Частицы такой крупности почти не имеют начального периода ускорения и падают (оседают) в спокойной среде с постоянной небольшой скоростью. Они чрезвычайно трудно поддаются воздушной классификации;

весьма тонкую, или дымы с размером частиц менее 0,0001 мм, находящихся в броуновском движении. Частицы эти не оседают под действием сил тяжести и классификации не поддаются.

Качественный химический состав пыли зависит от петрографического состава основного материала, но в общем мало от него отличается. При одинаковом объеме (или весе) пыль имеет значительно более развитую поверхность, чем поверхность крупного материала. С увеличением поверхности, т. е. уменьшением крупности, химическая активность полезных ископаемых увеличивается, повышается скорость и интенсивность реакции с кислородом и адсорбционная способность, изменяются аэродинамические свойства.

Эффективность разделения тонкодисперсных материалов при помощи воздушной классификации в значительной мере обусловливается способностью их к слипанию. Слипимость тонкодисперсных материалов зависит от многих факторов: влажности, гранулометрического и химического состава, знаков электрических зарядов и т. п. Если при пылеулавливании явление слипаемости пыли желательно, то при воздушной классификации

Таблица 1

Свойства тонкой пыли

Показатели	Размер частиц, мк			
	> 5	0,1—5	0,001—0,1	< 0,001
Характеристика частиц	Грубодисперсные	Тонкодисперсные	Коллоидные	Молекулярные
Видимость при наблюдениях	Видимы простым глазом	Видимы под микроскопом	Видимы под ультрамикроскопом	Не видимы под ультрамикроскопом
Возможность задерживания на фильтрах	Задерживаются на бумажных фильтрах		Не задерживаются на бумажных фильтрах	
Способность к диффузии	Не способны	Почти не способны	Способны с малой скоростью	Способны
Способность к проникновению через растительные перегородки (двализу)		Не способны		Способны
Способность к коагуляции	Не способны		Способны	Не способны
Участие в броуновском движении	Не участвуют	Участвуют незначительно		Участвуют

оно играет отрицательную роль, снижая эффективность разделения материала по граничному зерну.

В табл. 1 приведены свойства тонкодисперсной пыли.

Пыль, находящаяся в газовом или воздушном потоке, несет на себе электрические заряды, способные оказать существенное влияние на процессы пылеулавливания и классификации. Появление этих зарядов может быть объяснено адсорбцией ионов и электронов на поверхности отдельных частиц, а также трением частиц о стенки пылегазопроводов и друг о друга. Электризация пыли в значительной степени зависит от ее влажности, температуры и характера газовой среды. С увеличением влажности электризация пыли уменьшается. Исследованиями установлено, что отдельные частицы тонкодисперсных материалов носят заряды разных знаков. Например, железорудная пыль содержит 54,4% частиц, заряженных положительно, 36,3% — отрицательно и 9,3% частиц, не имеющих заряда [2]. В целом железорудная пыль имеет положительный заряд.

Кварцевая пыль состоит из 42,4% частиц, заряженных положительно 53,1% — отрицательно и 4,4% — нейтральных [2]. В целом пыль имеет отрицательный заряд. В других случаях эта же кварцевая пыль имеет положительный заряд.

Наличие тех или иных зарядов, а также их соотношение зависят от вида и условий образования пыли, поэтому следует иметь в виду, что электрический заряд не является ее органическим свойством.

Ниже приведена характеристика зарядов пыли, имеющей разный химический состав [3]:

Вещество	Заряд	Вещество	Заряд
Уголь	+	Al	—
CuCl ₂	+	Al ₂ O ₃	—
KNO ₃	+	Fe	—
NaCl	+	Fe ₂ O ₃	—
Песок	+	MgCO ₃	—
Сера	+	Na ₂ CO ₃	—
Мелкие частицы почвы	+	Zn	—
Крахмал	+	ZnO	—

Методы оценки гранулометрического состава продуктов воздушной классификации

В ряде случаев основным качественным показателем продуктов измельчения или воздушной классификации является их гранулометрический состав.

Для определения крупности порошкообразных продуктов существуют специальные методы, позволяющие получить полную

или частичную гранулометрическую характеристику исследуемого материала. Любая тонкая или грубая пыль может быть охарактеризована как одной величиной (средним диаметром или удельной поверхностью), так и несколькими величинами, являющимися результатом ситового для сравнительно грубых ($>40 \mu\text{к}$) и седиментационного или микроскопического анализов для более тонких частиц. Длительное изучение вопроса о наиболее приемлемой оценке гранулометрического состава зернистых материалов привело к формированию различных точек зрения. В связи с этим представляется целесообразным кратко охарактеризовать наиболее известные способы определения дисперсного состава материалов и рассмотреть условия, при которых применение этих способов наиболее приемлемо.

Удельная поверхность выражается в $\text{см}^2/\text{г}$. Величина ее характеризуется гранулометрическим составом порошкообразного материала, при этом чем тоньше материал, тем больше величина удельной поверхности. Л. Б. Левенсон считает, что оценка состава дисперсного материала по величине удельной поверхности имеет большое значение для развития теории дробления и измельчения. Однако в связи с неправильной формой частиц и отсутствием совершенных способов точное определение поверхности представляет значительные трудности. Ни экспериментальные, ни теоретические изыскания в этой области не дали вполне надежных результатов [4].

В подтверждение этого можно привести результаты определения удельной поверхности кварца и цемента разными методами. Удельная поверхность измельченного кварца оказалась равной: по Дерягину $6700 \text{ см}^2/\text{г}$, по адсорбции азота $54\,000 \text{ см}^2/\text{г}$, по адсорбции радиоактивного изотопа $63\,000 \text{ см}^2/\text{г}$. Поверхность цемента составила соответственно 1600 , $33\,000$, $22\,800 \text{ см}^2/\text{г}$ [5].

Метод измерения удельной поверхности по воздухопроницаемости при атмосферном давлении [6 и 7], несмотря на свои достоинства (простоту и хорошую воспроизводимость анализов), позволяет получить лишь относительные показатели, на основании которых можно судить об общих закономерностях процессов, протекающих в прямой зависимости от изменения величины удельной поверхности.

Существует и другое мнение, заключающееся в том, что только удельная поверхность представляет абсолютную меру тонкости материала, а все другие методы измерения и расчеты, основанные на результатах ситового анализа, не дают правильной оценки [8]. Такие противоречивые высказывания о значимости удельной поверхности и приемлемости ее как величины, определяющей дисперсность исследуемых материалов, а также отсутствие единого общепризнанного способа выполнения анализа, свидетельствуют о наличии существенных пробелов в изучении вопроса оценки гранулометрического состава продуктов воздушной классификации.

Средний диаметр характеризует среднюю величину крупности зернистого материала, представленного смесью разных по величине частиц. Определение среднего диаметра из-за неправильной формы частиц связано со значительными погрешностями. В наиболее простом случае средний диаметр с практически достаточной точностью может быть определен как среднеарифметическое крайних, ограничивающих определенную фракцию диаметров отверстий сит или частиц при условии, что модуль классификации не превышает 2.

$$d_{\text{ср}} = \frac{d_1 + d_2}{2}, \quad (8)$$

где $d_{\text{ср}}$ — средний диаметр фракции, мм;
 d_1 и d_2 — крайние, ограничивающие фракцию отверстия сит, мм.

В этом случае определение среднего диаметра производится без количественного учета зерен промежуточной крупности, так как во внимание принимаются только самые грубые и самые тонкие частицы. Существуют обобщенные формулы математической статистики, по которым величина $d_{\text{ср}}$ исчисляется с учетом данных ситового анализа. Некоторыми исследователями отмечается, что задача правильного определения среднего диаметра смеси зерен до сего времени считается неразрешенной из-за отсутствия единого метода и наличия множества разнообразных формул, выбор которых предоставляется вкусу исследователя [5]. Кроме того, понятие среднего диаметра является условным и поэтому, естественно, непогрешимость этой величины, характеризующей всю смесь зерен одним условным параметром, всегда может быть поставлена под сомнение.

Ситовой анализ. Наиболее часто гранулометрический состав сыпучего материала характеризуется остатком на одном или нескольких ситах, т. е. исследуемый материал подвергается ситовому анализу. Ситовой анализ, особенно при использовании графических методов и применения узкой шкалы классификации, нагляден, прост и позволяет со всей ясностью судить о гранулометрическом составе материала. Недостаток его — невозможность подвергнуть анализу тонкие продукты (менее 40—44 мк). Для проведения ситового анализа используются специальные наборы сит, из них наиболее употребительные приведены в табл. 2.

Сита для абразивной промышленности изготавливают нормальной и повышенной плотности (прочности). Живое сечение в них колеблется от 31,6 до 46,3%. Номер сетки соответствует размеру ячейки в миллиметрах.

Сита по стандарту *DIN* № 1171 (табл. 2) имеют постоянную величину живого сечения, равную 36%.

Живое сечение сеток, выпускаемых по американскому стандарту, колеблется от 35 до 44%. В ситах всех систем, за исключением *DIN* № 1171, живое сечение уменьшается с уменьшением размера отверстий.

Таблица 2

Наиболее распространенные системы стандартных сит

Сетки проводочные тканые для абразивной промышленности		Система								
		DIN № 1171			Тайлора		американских испытательных сит (Бюро стандартов)			
№ сетки	Линейный размер ячейки, мм	№ сетки	Сторона отверстия, мм	Число отверстий на 1 см ²	Число отверстий на 1 дюйм (меш)	Сторона отверстия, мм	№ сетки	Число отверстий на 1 дюйм (меш)	Сторона отверстия, мм	
—	—	—	—	—	—	26,67	—	—	—	—
—	—	—	—	—	—	22,48	—	—	—	—
—	—	—	—	—	—	18,85	—	—	—	—
—	—	—	—	—	—	15,85	—	—	—	—
—	—	—	—	—	—	13,33	—	—	—	—
—	—	—	—	—	—	11,20	—	—	—	—
—	—	—	—	—	—	9,423	—	—	—	—
—	—	—	—	—	2 $\frac{1}{2}$	7,925	2 $\frac{1}{2}$	5,58	8,00	—
—	—	—	—	—	3	6,680	3	3,03	6,73	—
—	—	—	—	—	3 $\frac{1}{2}$	5,613	3 $\frac{1}{2}$	3,57	5,66	—
—	—	—	—	—	4	4,699	4	4,22	4,76	—
—	—	—	—	—	5	3,962	5	4,93	4,00	—
—	—	—	—	—	6	3,327	6	5,81	3,36	—
—	—	—	—	—	7	2,794	7	6,80	2,83	—
—	—	—	—	—	8	2,362	8	7,89	2,38	—
—	—	—	—	—	9	1,981	10	9,21	2,00	—
—	—	—	—	—	10	1,651	12	10,72	1,68	—
—	—	—	—	—	12	1,397	14	12,58	1,41	—
—	—	4	1,5	16	14	1,168	16	14,66	1,19	—
2,5	2500	5	1,2	25	16	0,991	18	17,15	1,00	—
2,0	2000	6	1,02	36	20	0,833	20	20,16	0,84	—
1,6	1600	8	0,75	64	24	0,701	25	23,47	0,71	—
1,25	1200	10	0,60	100	28	0,589	30	27,62	0,59	—
1,0	1000	11	0,54	121	32	0,495	35	32,15	0,50	—
0,8	800	12	0,48	144	35	0,447	40	38,02	0,42	—
0,63	630	14	0,43	196	42	0,351	45	44,44	0,35	—
0,5	500	16	0,385	256	48	0,295	50	52,36	0,297	—
0,4	400	20	0,300	400	60	0,246	60	61,93	0,250	—
0,315	315	24	0,250	576	65	0,208	70	72,46	0,210	—
0,25	250	30	0,200	900	80	0,175	80	85,47	0,177	—
0,2	200	40	0,150	1 600	100	0,147	100	101,01	0,149	—
0,16	160	50	0,120	2 500	115	0,124	120	120,48	0,125	—
0,125	125	60	0,102	3 600	150	0,104	140	142,86	0,105	—
0,1	100	70	0,088	4 900	170	0,088	170	166,67	0,088	—
0,080	80	80	0,075	6 400	200	0,074	200	200,00	0,074	—
0,063	63	100	0,060	10 000	250	0,061	230	238,10	0,062	—
0,05	50	—	—	—	270	0,053	270	270,26	0,053	—
0,04	40	—	—	—	325	0,043	325	323,0	0,044	—

Точность ситового анализа колеблется в пределах 0,5—10% [5]. В случае проведения анализа разными лицами и на разных ситах для сеток с размером отверстий 75 мк и менее допускается отклонение 3% [9].

Результаты ситового анализа могут быть представлены графически в простой, полулогарифмической и логарифмической шкалах.

Простая шкала очень удобна и наглядна при небольшом количестве классов. В тех случаях, когда приходится иметь дело с полным ситовым составом, в котором определен выход частиц крупностью до пескольных микрон, удобнее пользоваться полулогарифмической шкалой. Эта шкала дает возможность достаточно точно определить выход тонких классов [10].

При применении логарифмической шкалы выход зерен крупностью до 1 мк определяется так же, как и при пользовании простой шкалой. Кроме того, угол наклона кривой, полученной в логарифмической шкале, позволяет судить о качестве продукта измельчения и, следовательно, о работе измельчительных и сепарирующих аппаратов. Чем больше угол наклона, тем меньше переизмельчение и тем более эффективно осуществляется размол и классификация.

Разделение на классы тонких материалов <40—50 мк может быть осуществлено седиментационным или микроскопическим анализами.

Все виды седиментационного анализа — отмучивание, взвешивание на седиментационных весах [11 и 12], а также методы разделения по крупности в восходящем потоке воды [10] и воздуха [13 и 14] — основываются на различии в скоростях падения в вязкой среде зерен, имеющих разные гидравлические крупности. Наиболее широко для определения дисперсного состава тонких материалов применяется метод отмучивания (метод Сабашина). К достоинствам его следует отнести простоту, к недостаткам — трудоемкость, а также сложность анализа материалов, представленных смесью зерен различных удельных весов.

Микроскопический анализ [5 и 10], как и седиментационный, применяется для тонких материалов, гранулометрический состав которых не может быть изучен с помощью ситового анализа. Достоинством его является то, что он может быть использован для определения дисперсного состава материалов, представляющих собой смесь компонентов с разными удельными весами. Следует отметить, что микроскопический анализ трудоемок, а также во многом зависит от субъективных факторов.

Область применения каждого из рассмотренных методов определения гранулометрического состава и общие соотношения размеров частиц приведены на рис. 1 [5].

Очевидно, выбор метода оценки дисперсного состава продуктов измельчения и классификации следует увязывать в каждом конкретном случае с особенностями технологического процесса.

В тех случаях, когда качество полученного продукта находится в прямой зависимости от величины удельной поверхности, основным критерием оценки его дисперсного состава должна быть удельная поверхность. Примером может служить характер взаимодействия частиц цемента с водой [15 и 16]. Был проведен следующий эксперимент [17].

Цементный клинкер подвергался повторно кратковременному растиранию в ступке с отсевом образовавшейся мелочи через сито 74 мк, т. е. был получен монодисперсный продукт, значительная часть которого была представлена зернами, близкими по величине

10^{-7}		10^{-6}		10^{-5}		10^{-4}		10^{-3}		10^{-2}	
				Размер частиц, мм							
10^{-4}		10^{-3}		10^{-2}		10^{-1}		1		10	
				Размер частиц, мк							
2 4 6 8 10 12 14		16 18 20 22 24 26 28 30 32 34		36 38 40							
				Шкала „порядковых чисел”							
10^{24}		10^{21}		10^{18}		10^{15}		10^{12}		10^9	
				Число частиц кубической формы в 1 см^3							
$6 \cdot 10^4 \text{ м}^2$		6000 м^2		600 м^2		60 м^2		6 м^2		6000 см^2	
				Поверхность частиц кубической формы в 1 см^2							
Растворы		Коллоиды		Суспензии		Шламы		Зернистая часть материала-75 мк			
Кристаллическая решетка минералов				Измельченный рудный материал							
				Микроскоп		Седиментация		Сита			
				Ультрамикроскопия				Микроскоп			

Рис. 1. Общие соотношения размеров частиц

к размеру отверстия контрольного сита, с нулевым остатком на нем. Параллельно был произведен размол этого же клинкера в шаровой барабанной мельнице и получен материал с остатком 24% на сите 74 мк. Цемент, полученный в ступке, несмотря на отсутствие в нем частиц крупнее 74 мк, дал ничтожную прочность, а цемент, полученный в мельнице — нормальную. Таким образом, клинкер, размолотый в шаровой мельнице, имел значительно бóльшую удельную поверхность и тем самым обусловил повышенную прочность цемента.

Примерами, где поверхность не является основным критерием качества продукта, может служить размол угля в теплоэнергетической промышленности и технологии получения двуокиси титана TiO_2 .

При размоле угля желательнее получить продукт без грубых частиц, наличие которых приводит к снижению к. п. д. котла из-за неполного их сгорания. Следовательно, основным критерием

в этом случае должна быть величина остатка на контрольном сите. В соответствии с технологическими требованиями титановый флотационный концентрат, сырье для получения TiO_2 , необходимо измельчать до тонны с остатком на сите 10 000 *отверстий/см²*, не превышающем 2%. Опыт показал, что превышение остатка на контрольном сите на 15—20% при наличии частиц мельче 3 мк в количестве до 30% значительно снижает выход TiO_2 . Таким образом, для характеристики материала в приведенных двух случаях менее показательна применение метода определения поверхности пыли для оценки гранулометрического ее состава.

В практике оценка дисперсного состава продуктов измельчения и воздушной классификации в большинстве случаев производится по величине остатка на одном или нескольких контрольных ситах. При налаженном технологическом процессе этот метод вполне оправдывает себя тем, что он прост, доступен и не требует высокой квалификации персонала, контролирующего работу размольных установок и дисперсный состав продуктов воздушной классификации и обеспыливания.

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ВОЗДУШНОЙ КЛАССИФИКАЦИИ

Общие сведения о скоростях витания

Воздушная классификация представляет процесс разделения материалов по крупности, основанный на разнице физических и аэродинамических свойств отдельных зерен. В качестве среды, в которой происходит разделение порошкообразных материалов по крупности, используются воздух или горячие дымовые газы.

Все частицы, находящиеся под действием движущейся газообразной среды, испытывают динамическое давление. Причем, если при наличии вертикального потока газа или воздуха это давление превышает силу тяжести частицы, то последняя будет двигаться вверх и если давление меньше силы тяжести частицы, то вниз. При равенстве указанных сил частица будет находиться во взвешенном состоянии. Скорость газа или воздуха, обеспечивающая такое состояние частицы, называется копечной скоростью, в случае падения ее в газообразной среде или скоростью витания, когда частица взвешивается действием восходящего газообразного потока.

Величину скорости витания можно определить исходя из условия равенства сил P и G , удерживающих частицу во взвешенном состоянии (рис. 2), т. е.

$$p = G, \quad (9)$$

где p — сила сопротивления воздуха;
 G — сила тяжести (вес) частицы.

Принимая условно, что форма частицы приближается к шару, можно записать

$$G = \frac{\pi d^3}{6} (\gamma_m - \gamma_r), \quad (10)$$

где d — диаметр частицы, м;

γ_m — удельный вес частицы, кГ/м^3 ;

γ_r — удельный вес воздуха, кГ/м^3 .

Экспериментально установлено, что при малых скоростях и размерах частицы сопротивление среды определяется силами трения и пропорционально скорости в первой степени. В практике, как правило, приходится иметь дело с большими скоростями, при которых сопротивление среды пропорционально квадрату скорости. Основываясь на сказанном, p можно выразить так:

$$p = CF \frac{v_r^2 \gamma_r}{2g}, \quad (11)$$

где C — коэффициент, зависящий от формы тела и являющийся функцией числа Рейнольдса;

F — нормально обращенная к потоку площадь частицы (в случае шара $F = \frac{\pi d^2}{4}$), м^2 ;

v_r — скорость потока газа, м/сек ;

γ_r — удельный вес газа, кГ/м^3 ;

g — ускорение силы тяжести, м/сек^2 .

Подставляя значения p и G в уравнение (9), получим

$$\frac{\pi d^3}{6} (\gamma_m - \gamma_r) = C \frac{\gamma_r}{2g} v^2 \frac{\pi d^2}{4}$$

или

$$v^2 \cdot C = \frac{4}{3} \frac{(\gamma_m - \gamma_r) dg}{\gamma_r}. \quad (12)$$

Из уравнения (12) определяем скорость витания частицы

$$v_v = \sqrt{\frac{4d(\gamma_m - \gamma_r)g}{3\gamma_r C}} = \frac{3,62}{\sqrt{C}} \sqrt{\frac{d(\gamma_m - \gamma_r)}{\gamma_r}}. \quad (13)$$

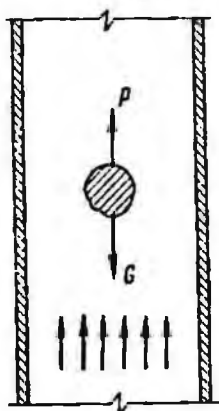


Рис. 2. Действие сил на частицу в восходящем воздушном потоке

Так как γ_r по сравнению с γ_m ничтожно мало, формула (13) может быть выражена так:

$$v_a = \frac{3,62}{\sqrt{C}} \sqrt{\frac{d\gamma_m}{\gamma_r}}, \text{ м/сек.} \quad (14)$$

Коэффициент сопротивления не является постоянной величиной и зависит от числа Рейнольдса (Re),

$$C = f(Re) = f\left(\frac{vd}{\nu}\right),$$

где ν — коэффициент кинематической вязкости, $\text{м}^2/\text{сек.}$

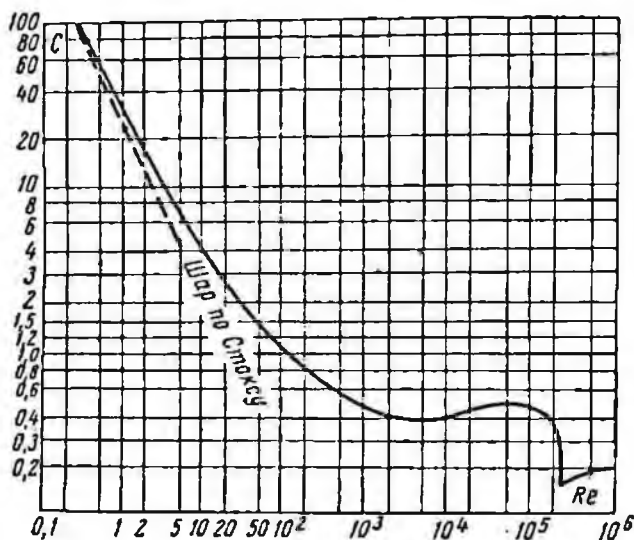


Рис. 3. Диаграмма Рейлея

На рис. 3 показана диаграмма Рейлея зависимости коэффициента C от числа Re для шара.

Для математического определения величины коэффициента C , умножим обе части уравнения (12) на $\frac{d^2}{v^2}$. Пренебрегая значением γ_r в числителе, приводим уравнение к виду

$$\frac{vd^2}{v^2} \cdot C = \frac{4}{3} \cdot \frac{\gamma_m dg}{\gamma_r} \cdot \frac{d^2}{v^2}$$

или

$$CRe^2 = \frac{4\gamma_m}{3\gamma_r} \cdot g \frac{d^3}{v^2}. \quad (15)$$

Все величины, входящие в правую часть уравнения, известны, и нахождение величины CRe^2 не представляет трудности. На рис. 4 показана графическая зависимость CRe^2 от Re , на основании которой может быть определено число Рейнольдса.

Зная число Рейнольдса, скорость витания можно определить по формуле

$$v_n = Re \frac{\nu}{d}. \quad (16)$$

Для чисел $Re = 1000 \div 200\,000$ коэффициент C практически не зависит от Re (см. рис. 3) и равен в среднем 0,48. Подставляя постоянное значение C в формулу (14), получим расчетную формулу для скорости витания

$$v_n = 5,22 \sqrt{\frac{d\gamma_m}{\gamma_r}}; \text{ м/сек.} \quad (17)$$

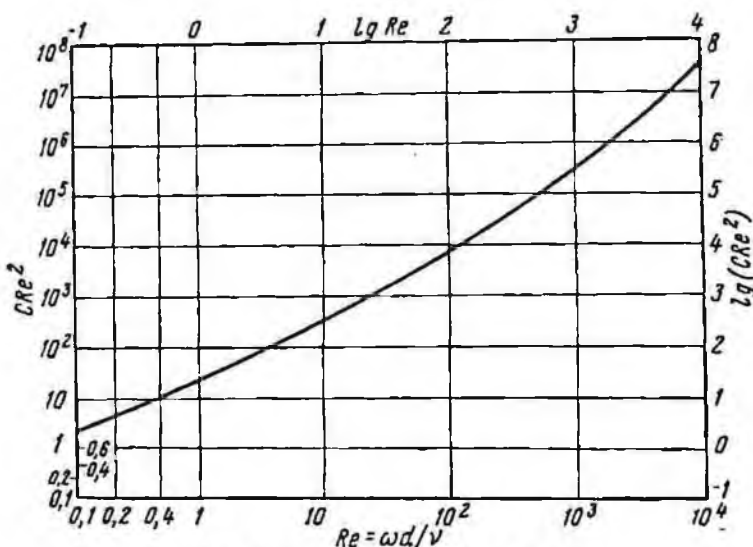


Рис. 4. Зависимость CRe^2 от Re

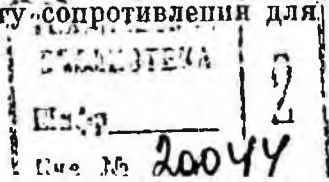
Эта формула применима для расчета скорости витания частиц размером 2,5 мм и более. Зависимость коэффициента C от Re для частиц размером 0,2—2,5 мм (что соответствует значению числа Рейнольдса $10 \div 1000$) с практически допустимой точностью может быть выражена формулой

$$C = \frac{13}{\sqrt{Re}}. \quad (18)$$

Для значений $Re < 1$ эта зависимость может быть определена формулой

$$C = \frac{24}{Re}. \quad (19)$$

Следует отметить, что в практике воздушной классификации приходится иметь дело не с идеальной формой частиц, поэтому коэффициент C для частиц с неправильной формой не будет соответствовать коэффициенту сопротивления для шара. Для частиц



произвольной формы скорость витания, подсчитанная по формуле (14), будет меньше, чем для частицы, имеющей форму шара, так как коэффициент сопротивления C для таких частиц имеет большую величину.

При числе $Re > 1000$, коэффициент C имеет следующие значения:

для шара	0,48
для квадратной пластинки	1,28
для диска	1,12
для цилиндра	1,2

Точность разделения по граничному зерну и эффективность работы воздушных классификаторов (сепараторов) во многом зависит от правильного определения скорости витания для конкретных условий.

К наиболее употребительным эмпирическим формулам могут быть отнесены следующие:

формула Гастерштадта [21]

$$v_b = \sqrt{0,0284d \frac{\gamma_m}{\gamma_r}};$$

формула Блесса [59]

$$v_b = 5,8 \sqrt{d \frac{\gamma_m}{\gamma_r}};$$

формула Клячко [25]

$$v_b = 4,7 \sqrt{d\gamma_m};$$

Формула Страховича [60]

$$v_b = 5 \sqrt{d\gamma_m};$$

формула Козьмина [61]

$$v_b = 5,27 \sqrt{d\gamma_m};$$

формула Левенсона [62]

$$v_b = \sqrt{\frac{2,9}{C} d \frac{\gamma_m}{\gamma_r}};$$

формула Ромадина [9]

$$v_b = \sqrt[3]{\frac{13,08v\gamma_m \cdot Re}{\gamma_r C}}.$$

Выбор одной из приведенных эмпирических формул в каждом конкретном случае определяется в основном интуицией исследователя.

Экспериментальное определение скоростей витания частиц

Рассмотренный выше расчетный способ определения скоростей витания частиц не учитывает достаточно полно ряд факторов, трудно поддающихся математическому описанию. Поэтому наряду

с изложенным способом получили признаки экспериментальные способы определения скоростей витания.

Определение скоростей витания для зерен идеальной (шаровой) формы и в идеальных условиях может быть выполнено аналитическим путем. Однако для частиц неправильной формы результаты таких расчетов часто не соответствуют данным практики. Некоторыми исследователями [18 и 19], принимающими во внимание всю сложность закономерностей движения зерен в аэропотоке, указывается на целесообразность определения скоростей витания неизученных материалов опытным путем. Имеется довольно много эмпирических формул для определения скоростей витания [20], однако, при решении конкретных вопросов, связанных с воздушной классификацией, пневмотранспортом и сухим измельчением, весьма затруднен правильный выбор одной из них. Поэтому метод экспериментального определения скоростей витания зерен неизученных материалов до сего времени представляет определенный интерес. Ниже приводится описание устройств и способов, позволяющих определить скорость витания опытным путем.

Для определения скоростей витания одиночных сравнительно крупных шарообразных тел Гастерштадт [21] использовал стеклянную цилиндрическую трубу, расположенную вертикально в рабочей сети пневмотранспортной установки. Испытуемые шары разных диаметров и разного удельного веса подвешивались на волоске в центральной части сечения трубы. Под влиянием постепенного увеличения скорости воздуха шары доводились до взвешиваемого состояния. Удерживание их в центральной части трубы достигалось при помощи проволочной петли, через которую проходил волос. По известному количеству протекающего в сети воздуха и сечению участка, в котором проводилось наблюдение, определялась скорость витания.

Измерение скоростей витания мелкозернистого материала Гастерштадт производил в вертикальной конусной трубе (рис. 5) с малым диаметром 78 мм и большим — 93 мм. Через трубу продували регулируемый поток воздуха. Для измерения расхода воздуха в системе были установлены напорная пайпа и жидкостные манометры. В качестве испытуемых материалов были использованы горох, пшеница, ячмень и другие продукты сельского хозяйства. Опыты показали, что скорость витания гороха с диаметром в среднем 9 мм при удельном весе $1,3 \text{ г/см}^3$ хорошо согласуется со скоростью витания полого железного шара диаметром 9 мм удельным весом $1,3 \text{ г/см}^3$ и составляет 17 м/сек.

Исследуя характер поведения зерен в вертикальной трубе с помощью искровой установки, позволяющей получать стереоскопические снимки, Гастерштадт обнаружил, что отдельные зерна вращаются вокруг собственной оси со скоростью, достигающей 10000—20 000 об/мин. При этом поступательная скорость их уменьшается не особенно сильно по сравнению с другими, не вращающимися зернами. Другой вывод говорит о том, что скорость

находящихся в воздушном потоке зерен не изменяется (в сторону уменьшения) по мере удаления их от центра, вплоть до стенки трубы. Он объясняет это образованием вихрей, которые выравнивающим образом действуют на распределение скоростей по всему сечению трубы.

Аналогичные исследования несколько позднее были проведены Безручкиным И. П. [22]. Изучение аэродинамических свойств отдельных зерен проводилось им в различных условиях несколькими способами: в вертикальном канале методом свободного падения; в вертикальной цилиндрической трубе; в вертикальной конической трубе.

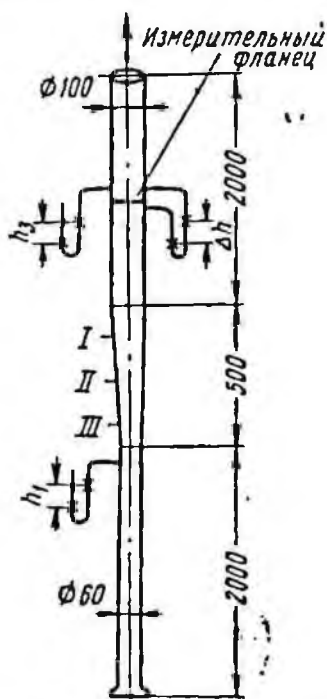


Рис. 5. Конусная труба Гастерштадта для определения скоростей вращения:

I, II, III — отметки зоны вращения частиц

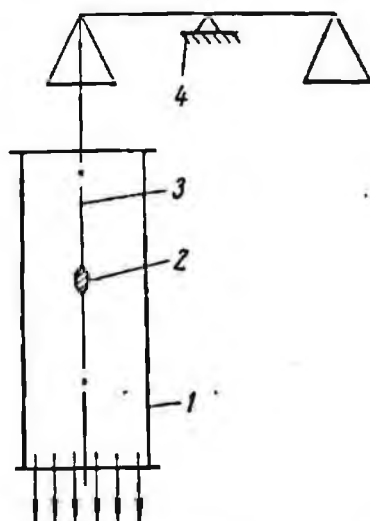


Рис. 6. Определение скорости вращения в вертикальном воздушном потоке

1 — цилиндрическая труба; 2 — верно; 3 — нить; 4 — весы

В качестве исследуемого материала были взяты зерна гороха и пшеницы. Поскольку сущность первого способа ясна из названия, кратко остановимся на двух последних.

Суть метода изучения поведения зерен в вертикальном воздушном потоке становится понятной после знакомства со схемой, представленной на рис. 6. И. П. Безручкин отмечает, что проведение таких испытаний сопряжено с большими трудностями. Так как зерна имеют малые размеры и неправильную форму, результаты получаются сильно искаженными.

Исследование характера поведения зерен в вертикальной конической трубе проводилось в основном с целью определения скоростей вращения их. Общий вид трубы, выполненной из плексигласа, показан на рис. 7. Угол конусности трубы 3° .

Испытуемые зерна приводятся во взвешенное состояние воздушным потоком, создаваемым вентилятором, который вмонтирован в верхнюю часть экспериментальной трубки (рис. 7). Зерна загружаются в трубу с нижнего конца. Для фиксации положения взвешенных зерен трубка разбита на 18 отметок.

Исследовав влияние стенок трубки и ее конусности

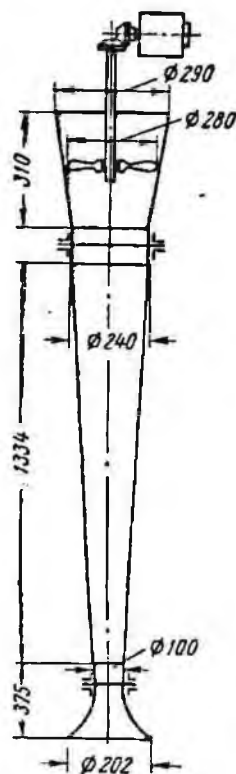


Рис. 7. Коническая труба И. П. Безручкина для определения скоростей витания

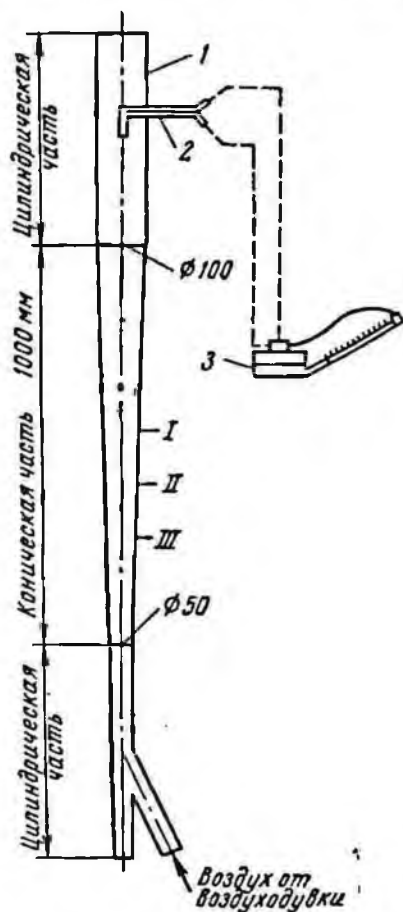


Рис. 8. Конусная труба Г. В. Жуковского для определения скоростей витания:

I, II, III — отметки зоны витания частиц

на характер поведения зерен (дополнительные исследования в свободном воздушном потоке), Безручкин пришел к выводу, что критические скорости, т. е. скорости витания, полученные в конической трубе, являются наиболее отвечающими практическим данным.

В 1943 г. Г. В. Жуковский также применил коническую плексигласовую трубку для определения скоростей витания частиц асбестового волокна (рис. 8). Воздух от воздуходувки через ресивер подавался в нижний конец трубы в таком количестве, при котором испытуемые образцы переходили в состояние витания

в коническом участке трубы. Скорость воздуха в коническом участке трубы для среднего (между верхней и нижней границей колебания частиц) положения испытуемых образцов определялась пересчетом скорости воздуха, определенной в верхнем цилиндрическом участке трубы 1. Замер расхода воздуха в цилиндрическом

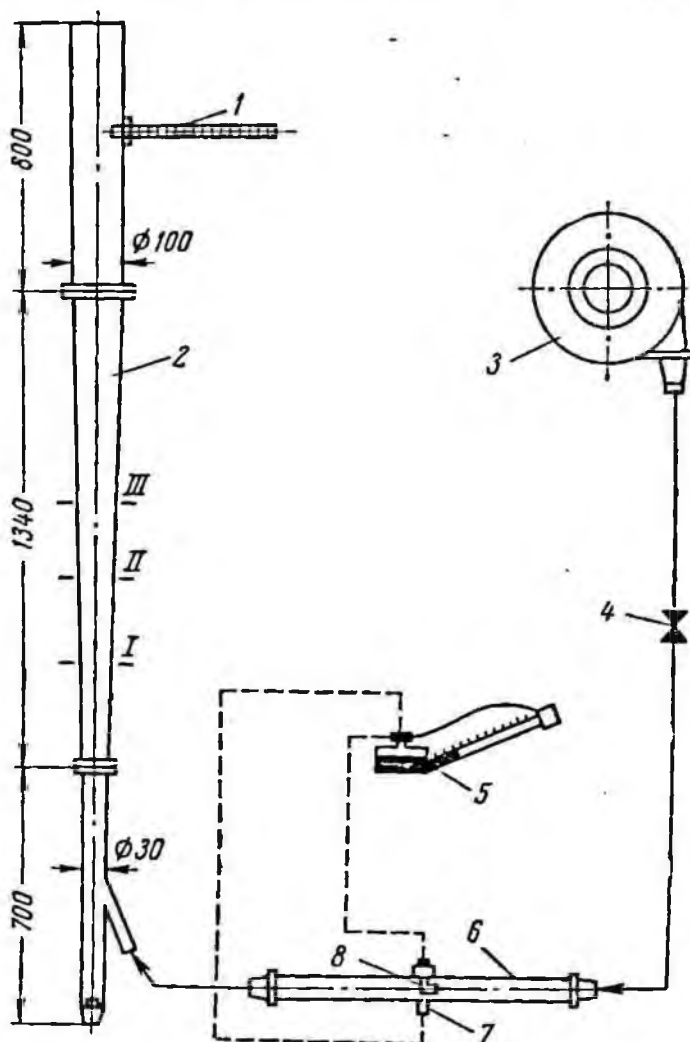


Рис. 9. Схема установки для определения скоростей витания зерен сыпучих материалов:

1 — термометр; 2 — конусная труба; 3 — вентилятор; 4 — вентиль; 5 — микроанометр; 6 — расходомерная труба; 7 — трубка для замера статического давления; 8 — игла для замера полного давления

участке трубы производился трубкой Праудтля 2 и микроанометром 3. Материал перед определением скоростей витания подвергался классификации на стандартных ситах, причем в классах 3,3—4; 4—6; 6—8 и 8—10 меш, производилась сортировка для выделения образцов округлой, продолговатой и плоской формы.

В каждом из перечисленных классов испытанию подвергались шесть отдельных образцов. Скорость витания для более тонких классов (от 10 до 65 меш) определялась по трем замерам, полученным для каждого класса. Загрузка образцов в трубу производилась вручную, через верхний открытый конец ее.

В 1962 г. для определения скорости витания зерен ильменита была также использована конусная аэродинамическая труба [23]. Схема экспериментальной установки показана на рис. 9. Конусная часть трубы была выполнена из плексигласа. Конструктивно лабораторная установка почти ничем не отличалась от аналогичных установок, с которыми работали Гастерштадт, Безручкин и Жуковский за исключением наличия в ней расходомерной трубы диаметром 40,7 мм, необходимость в которой была вызвана недостаточной чувствительностью микроанометра при установке пневмометрической трубки Праנדтля в верхнем цилиндрическом участке трубы.

В связи с тем, что диаметр обычной трубки Праנדтля был велик для проведения необходимых замеров в расходомерной трубе, динамический напор определялся, как разность полного и статического напоров. Полный напор измерялся при помощи полой иглы, загнутой под прямым углом, с наружным и внутренним диаметрами соответственно 1,3 и 0,7 мм, а статический — латунной трубкой, впаянной в стенку расходомерной трубы. Замеры проводились при объемном весе воздуха $1,19 \text{ кг/м}^3$. Тарировочный коэффициент при определении средней скорости в расходомерной трубе от скорости по оси составил 0,89.

На установке определялись скорости витания зерен титанового флотационного концентрата различной крупности по следующей методике.

Ильменит (титановый флотационный концентрат) рассеивали с помощью механического встряхивателя на классы 0—0,05; 0,05—0,063; 0,063—0,01; 0,01—0,16; 0,16—0,2; 0,2—0,28; 0,28—0,315; 0,315—0,4 мм. Объемные веса отдельных фракций ильменита определяли пикнометрическим способом. Результаты определений приведены ниже.

Классы, мм	0— 0,05	0,05— 0,063	0,063— 0,01	0,01— 0,16	0,16— 0,2	0,2— 0,28	0,28— 0,315	0,315— 0,4
Объемный вес, г/см ³	4,25	4,31	4,31	4,58	4,60	4,62	4,63	4,61

В конусной трубе устанавливали такой расход воздуха, при котором загружаемый через верхний конец ее определенный класс ильменита удерживался во взвешенном состоянии. Концентрацию опытного материала в зоне витания частиц выдерживали равной 350—450 г/м³. Исходя из этих условий определяли величину

павески исследуемой фракции для загрузки в конусную аэродинамическую трубу. При помощи вентилей 4 зону витания частиц, заплывавшей определенный участок трубы, своей нижней частью устанавливали над одной из отметок, обозначенных на рис. 9 цифрами I, II, III. После этого производили необходимые замеры для определения скорости в расходомерной трубе. Для проверки опыт выполняли в трех разных сечениях трубы для

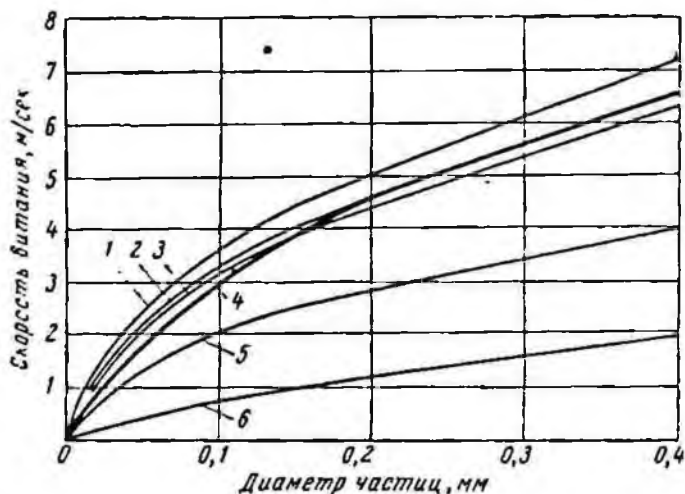


Рис. 10. Графическая зависимость скорости витания с изменением диаметра вершин пылевида, полученная в результате расчетов (по эмпирическим формулам) и экспериментально:

1 — по формуле проф. П. С. Козьмина, $v = 5,8 \sqrt{\frac{\gamma_M}{\gamma_B} \cdot d}$ [24]; 2 — по формуле Геттингской лаборатории, $v = 28,4 \sqrt{\frac{\gamma_M}{\gamma_B} \cdot d}$ [21]; 3 — по формуле инженера Л. С. Клячко $v = 4,7 \sqrt{\gamma_M d}$ [25]; 4 — экспериментальная кривая, $v = 0,0225 \gamma_M d^{0,712}$; 5 — по формуле Г. В. Жуковского, $v = 3 \sqrt{\gamma_M d}$; 6 — по номограмме [12]

каждого класса. Полученную скорость движения воздуха в расходомерной трубе пересчитывали для контрольных сечений конусной трубы, исходя из условия постоянства расхода воздуха в системе.

Отличительной особенностью приведенного метода является определение скорости витания не по среднему диаметру, как это производилось в более ранних исследованиях, а по максимальному. Такое отступление было связано с тем, что верхнюю границу зоны витания частиц определенного класса в процессе исследований трудно проследить. Кроме того, верхняя граница зоны витания частиц разной крупности может быть несколько искажена вследствие нечеткой классификации при подготовке проб для исследования. Определение скоростей витания минералов чешуйчатого строения таких, как тальк, графит, по среднему диаметру частиц

приведенным способом невозможно, так как даже при узкой шкале классификации наблюдается вынос из трубы зерен меньшего размера.

На рис. 10 показано изменение полученной экспериментальным путем скорости витания зерен титанового флотационного концентрата в зависимости от крупности. Для сравнения приведены кривые скоростей витания этого же материала, полученные расчетным путем по формулам. Характер кривых свидетельствует

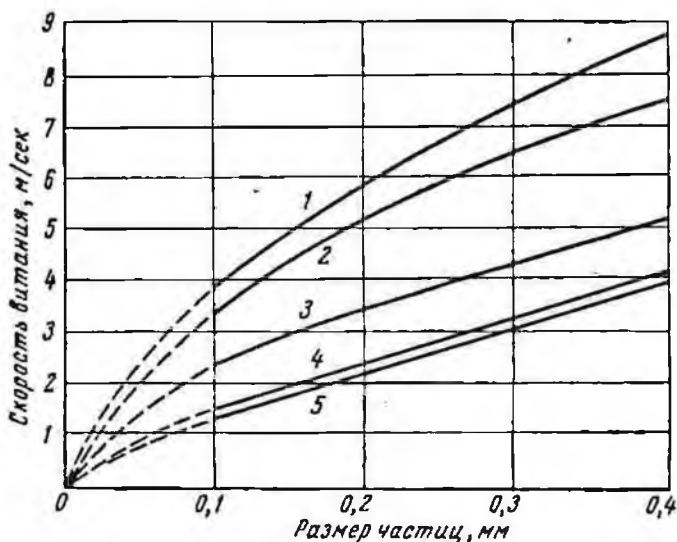


Рис. 11. Скорости витания некоторых материалов, полученные опытным путем; --

1 — ферросилиций, $\gamma_M = 7 \text{ Г/см}^3$; 2 — титановый флотационный концентрат, $\gamma_M = 4,6 \text{ Г/см}^3$; 3 — кварц, $\gamma_M = 2,6 \text{ Г/см}^3$; 4 — тальк чешуйчатый $\gamma_M = 2,7 \text{ Г/см}^3$; 5 — графит, $\gamma_M = 2,3 \text{ Г/см}^3$

о наличии существенной разницы между полученными расчетными данными для одних и тех же условий. Последнее подтверждает ранее высказанную мысль о необходимости определения скоростей витания для неизученных материалов опытным путем.

На рис. 11 показаны экспериментальные кривые скоростей витания для зерен разных материалов. Исследования выполнялись на установке, схема которой показана на рис. 9.

Показанные на рис. 11 зависимости свидетельствуют о том, что материалы чешуйчатого строения (тальк) по сравнению с зернистыми (кварц) имеют значительно меньшую величину скорости витания при фактически одинаковых удельном весе и крупности, определенной ситовым анализом. В указанном диапазоне дисперсности полученные графические зависимости могут быть рекомендованы для нахождения скоростей витания зерен испытанных полезных ископаемых.

Выделение твердых частиц из потока воздуха под действием гравитационных сил

Воздушная классификация полезных ископаемых в сепараторах происходит в движущейся газообразной среде. В зависимости от типа сепаратора воздушный поток может иметь различное направление. В связи с этим представляется целесообразным рассмотреть процесс выделения частиц из газообразной среды под действием вертикального, горизонтального и центробежного потока¹.

Классификация частиц в вертикальном потоке газа. Как было показано ранее, условие равновесия между давлением воздушного потока и весом частицы выражается уравнением [9]

$$G = CF \frac{v_B^2 \gamma_r}{2g}. \quad (20)$$

В том случае, если скорость воздушного потока превышает скорость витания частицы, условие равновесия сил может быть выражено следующим уравнением:

$$m \frac{dv_m}{dt} = p - G, \quad (21)$$

где v_m — скорость частицы, м/сек;
 m — масса частицы.

В уравнении (21) вес частицы может быть выражен через скорость витания, тогда

$$m \frac{dv_m}{dt} = \frac{CF(v_r - v_m)^2 \gamma_r}{2g} - \frac{CFv_B^2 \gamma_r}{2g} = \frac{CF\gamma_r}{2g} [(v_r - v_m)^2 - v_B^2].$$

Для условия, когда частица находится во взвешенном состоянии, можно записать

$$\frac{mg}{v_B^2} = \frac{CF\gamma_r}{2g},$$

тогда

$$m \frac{dv_m}{dt} = \frac{mg}{v_B^2} [(v_r - v_m)^2 - v_B^2],$$

откуда

$$\frac{dv_m}{dt} = g \left[\left(\frac{v_r - v_m}{v_B} \right)^2 - 1 \right]. \quad (22)$$

¹ Приведенные здесь расчеты базируются на анализе весьма упрощенных схем, не отражающих всей сложности реальных процессов воздушной сепарации. Не приняты во внимание турбулентный характер воздушных потоков с присущими ему флуктуациями скоростей и давлений, не учтено возмущающее влияние взвешенных твердых частиц на кинематическую структуру потока. Поэтому полученные формулы являются лишь грубо приближенными и не могут быть рекомендованы для количественных расчетов. Поскольку, однако, теория аэрозвесей пока недостаточно разработана, более точные формулы не могут быть предложены (Прим. ред.).

В том случае, когда $\frac{dv_m}{dt} = 0$, частица движется с равномерной скоростью. Следовательно, из формулы (22) находим

$$\frac{v_r - v_m}{v_b} = 1$$

или

$$v_m = v_r - v_b. \quad (23)$$

Таким образом, при наличии вертикального потока скорость движения частицы (v_m) равняется разности скоростей газа и витания. В газообразной среде в начальный момент падение частицы происходит с ускорением $g = 9,81 \text{ м/сек}$. В последующий период с возрастанием скорости и сопротивления среды ускорение становится равным нулю и частица продолжает падать с равномерной скоростью, равной скорости витания. Интервал времени, в течение которого падающая частица начнет двигаться с равномерной скоростью, может быть определен по формуле [2].

$$t = 0,3v_b. \quad (24)$$

Длина пути, пройденного частицей за промежуток времени t , равна [2]

$$L = 0,24v_b^2, \quad (25)$$

где L — путь, пройденный частицей, $м$;

v_b — скорость витания, $м/сек$;

t — время, $сек$.

Классификация частиц в горизонтальном потоке. Частица, находящаяся в горизонтальном потоке газа, испытывает на себе действие сил тяжести и давления газового потока.

Давление горизонтального газового потока на частицу может быть определено по формуле [9]

$$p = \frac{C(v_r - v_m)^2 F \gamma_r}{2g}, \text{ кг}. \quad (26)$$

Для тонкодисперсных материалов, характеру движения которых соответствует число $Re = 0,1 \div 1$, коэффициент C выразится как

$$C = \frac{24}{Re} = \frac{24\nu}{(v_r - v_m)_d}.$$

Подставляя значение C в выражение (26), а также предполагая, что частица имеет форму шара, получаем

$$p = \frac{24\nu(v_r - v_m)\pi d^2 \gamma_r}{(v_r - v_m)d2g^4} = \frac{3\pi\nu\gamma_r d}{g}(v_r - v_m).$$

Выражая $\frac{3\pi\nu\gamma_r d}{g}$ через k , окончательно получим

$$p = k(v_r - v_m). \quad (27)$$

Из формулы (27) следует, что давление газового потока на движущуюся частицу имеет переменное значение. При условии $v_m = 0$ давление будет максимальным, т. е. $p = k \cdot v_r$; при $v_r = v_m$ давление будет равно нулю. В последнем случае частица имеет такую же скорость, как и скорость газа. Ускорение частицы в случае $p = 0$ также будет равно нулю.

Давление воздушного потока может быть выражено формулой

$$p = mj.$$

Если в приведенной формуле сила p имеет непостоянное значение, при $m = \text{const}$, величина ускорения j будет также переменной.

Движение частицы в любой момент в горизонтальном потоке может быть выражено уравнением

$$k(v_r - v_m) = m \frac{dv_m}{dt}. \quad (28)$$

Из формулы (28) определяем время, за которое частица приобретает предельную скорость

$$\frac{k}{m} dt = \frac{dv_m}{v_r - v_m}.$$

Интегрируя это уравнение получим

$$\frac{k}{m} t = -\ln(v_r - v_m) + k_1.$$

При условии $t = 0$ и $v_m = 0$, $k_1 = \ln v_r$, тогда

$$t = \frac{m}{k_1} \ln \frac{v_r}{v_r - v_m}.$$

Учитывая, что

$$m = \frac{\pi d^3 \gamma_m}{6g} \quad \text{и} \quad k = \frac{3\pi \nu \gamma_r d}{g},$$

окончательно получаем

$$t = \frac{d^3 \gamma_m}{18 \nu \gamma_r} \ln \frac{v_r}{v_r - v_m}. \quad (29)$$

Из формулы (29) следует, что скорость частицы может сравниться со скоростью потока газа v_r через промежуток времени, равный бесконечности. Однако в практике условие $v_r = v_m$ достигается очень быстро, особенно для частицы малых размеров: [формула (24)].

После некоторых математических преобразований из формулы (29) может быть определена длина пути, пройденного частицей за время t [2 и 9]:

$$L = v_r \left[t + \frac{m}{k} \left(e^{-\frac{kt}{m}} - 1 \right) \right]. \quad (30)$$

При $C = 0,48$ ($Re = 1000 - 200\ 000$) путь, пройденный частицей за промежуток времени t , может быть определен по формуле [2 и 9]

$$L = v_r t - \frac{1}{A} \ln(1 - Av_r t), \quad (31)$$

где $A = \frac{\gamma_m d}{0,36 \gamma_r}$.

Классификация частиц под действием центробежных сил. В воздушных сепараторах классификация сыпучих материалов может происходить в криволинейном потоке, где основным фактором разделения является центробежная сила P_c , действующая на частицу:

$$P_c = \frac{mv_m^2}{r}, \quad (32)$$

где r — радиус кривизны газового потока в рассматриваемой точке.

При движении в криволинейном потоке частица паряду с поступательным движением перемещается в направлении радиуса от центра со скоростью v_p (рис. 12). Сопротивление среды при радиальном движении частицы может быть определено по формуле:

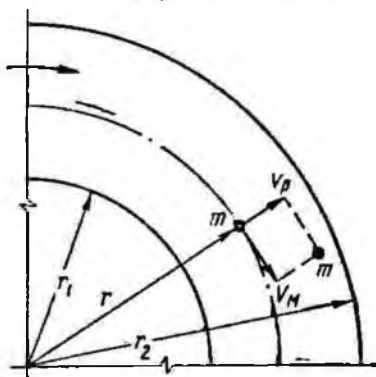


Рис. 12. Схема движения частицы в криволинейном потоке

$$P = \frac{CFv_p^2 \gamma_r}{2g}. \quad (33)$$

Уравнение равновесия в радиальном направлении может быть выражено следующей формулой:

$$\frac{mv_m^2}{r} - \frac{CFv_p^2 \gamma_r}{2g} = m \frac{dv_p}{dt}. \quad (34)$$

При движении частицы в криволинейном потоке с ростом v_p увеличивается сопротивление среды, поэтому в какой-то момент наступит равенство центробежной силы и силы сопротивления среды. Тогда

$$\frac{mv_m^2}{r} = \frac{CFv_p^2 \gamma_r}{2g},$$

откуда

$$v_p = \sqrt{\frac{2mg}{rCF\gamma_r}} \cdot v_r = \frac{d^2 \gamma_m v_r^2}{18 \nu \gamma_r r}. \quad (35)$$

Используя уравнение движения частицы в криволинейном потоке, а также принимая для мелких частиц $C = \frac{24}{Re}$

В. П. Ромадин получил время, необходимое для выделения частицы из газового потока [9]:

$$t = \frac{18\nu\gamma_r (r_2^2 - r_1^2)}{2\gamma_m d^2 v_F^2} + \frac{d^2 \gamma_m}{18\nu\gamma_r}.$$

В приведенном уравнении $\frac{d^2 \gamma_m}{18\nu\gamma_r}$ имеет малое числовое значение, поэтому в расчетах им можно пренебречь, тогда

$$t = \frac{9\nu\gamma_r (r_2^2 - r_1^2)}{\gamma_m d^2 v_F^2}. \quad (36)$$

СЕПАРАТОРЫ (КОНСТРУКЦИИ, РАСЧЕТ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ)

Общие сведения

В технологическом смысле не следует смешивать процессы обеспыливания и воздушной сепарации.

Процесс обеспыливания является технологической операцией, предусматривающей выделение из сравнительно крупного материала основной части пыли в самостоятельный продукт. При обеспыливании не преследуется цель достигнуть высокую четкость разделения материала по граничному зерну. Примером может служить обеспыливание угля в схемах обогащения.

Воздушную сепарацию (классификацию) необходимо рассматривать применительно к процессам сухого измельчения. В этом случае целью является достижение максимальной эффективности разделения продукта размола по граничному зерну, так как отсепарированная пыль часто является конечным продуктом, к которому предъявляются высокие требования по гранулометрическому составу. В схеме размола сепаратор является одним из наиболее ответственных узлов размольной установки, от эффективности работы которого во многом зависит производительность и качество выдаваемого продукта.

Ввиду того, что для обеспыливания и воздушной сепарации могут быть использованы одни и те же аппараты, подразделение их по назначению не производится, а приводится описание наиболее распространенных сепараторов в соответствии с их конструктивным исполнением.

По конструктивному исполнению сепараторы можно разделить на следующие основные типы:

- а) механические внутрициркуляционные сепараторы (центробежно-лопастные);
- б) воздушно-проходные или поточные с вращающимися отбойными лопатками (комбинированные);
- в) центробежные воздушно-проходные или поточные, без механических приспособлений;
- г) камерные.

Сепараторы механические, внутрициркуляционные (центробежно-лопастные)

Зарубежные сепараторы

Первым механическим внутрициркуляционным сепаратором был сепаратор Модя и Мамфорда. Вслед за ним появились сепараторы других систем: Грюбера, Альпино, Пфейфера, Гейко,

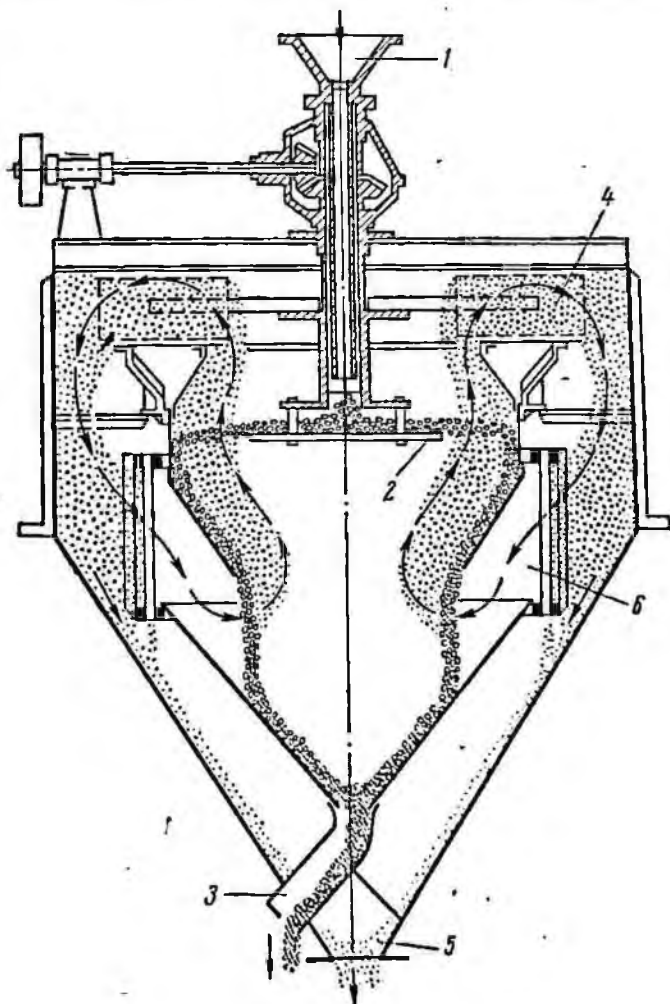


Рис. 13. Сепаратор Кента

Стюртеванта, Кента и др. По своему устройству и принципу действия все они сходны. Общий вид сепаратора Кента, предназначенного для классификации различных материалов, показан на рис. 13.

Загрузка исходного материала осуществляется через приемную воронку 1. Попав на вращающийся диск 2, материал под действием центробежных сил устремляется к стенке внутреннего кожуха

сепаратора. Крупные частицы, достигая поверхности кожуха, теряют скорость и выпадают. Разгрузка их происходит через отверстие 3. Тонкие частицы, обладая меньшим запасом инерционных сил, подхватываются воздушным потоком, создаваемым вентилятором 4, выносятся в пространство между наружным и внутренним кожухами и выпадают, разгружаясь через отверстие в нижней части 5 сепаратора. Потоки воздуха внутри сепаратора посят

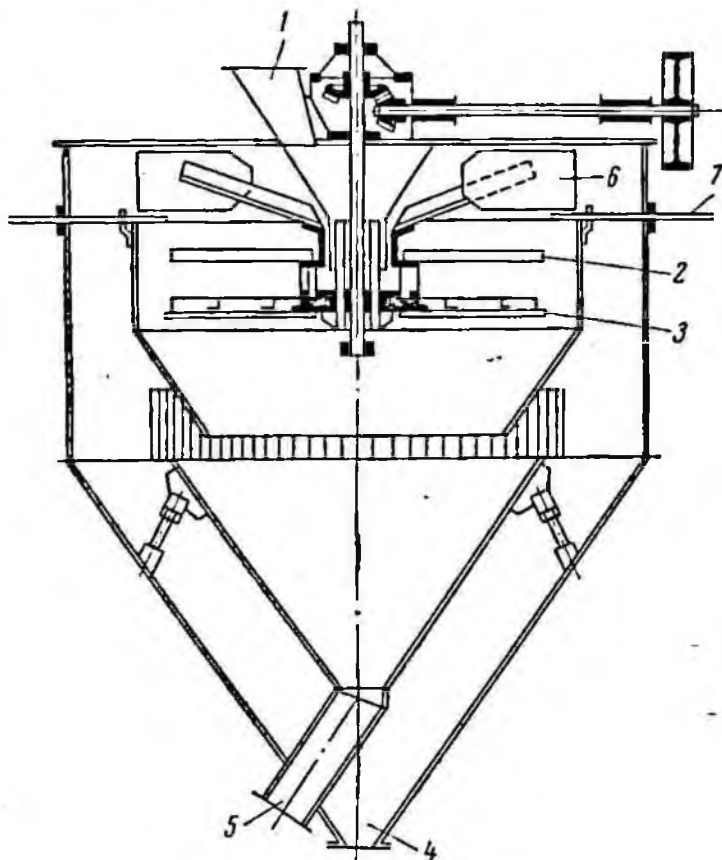


Рис. 14. Сепаратор Стюртеванта

замкнутый характер и показаны стрелками на рис. 13. В нижней цилиндрической части внутреннего кожуха сепаратора имеются дефлекторные лопасти 6, предназначенные для ликвидации вихревых потоков. Лопасти имеют полукруглую форму и расположены в шахматном порядке.

Одним из основных факторов, обеспечивающих эффективность процесса классификации в сепараторе Кента, является скорость восходящего воздушного потока в сепарационной зоне, создаваемого вентилятором 4. Регулирование скорости воздушного потока достигается изменением числа оборотов вентилятора с помощью сменных шкивов или радиальным смещением лопастей

(ближе или дальше от оси вращения). Изменение интенсивности потока воздуха может достигаться также изменением расстояния между лопастями вентилятора и питающим диском. Чем ближе расположен вентилятор к разбрасывающему диску, тем интенсивнее воздушный поток, тем грубее отвеянный продукт и наоборот. Сепараторы Кента изготовляются диаметром от 2700 до 3600 мм.

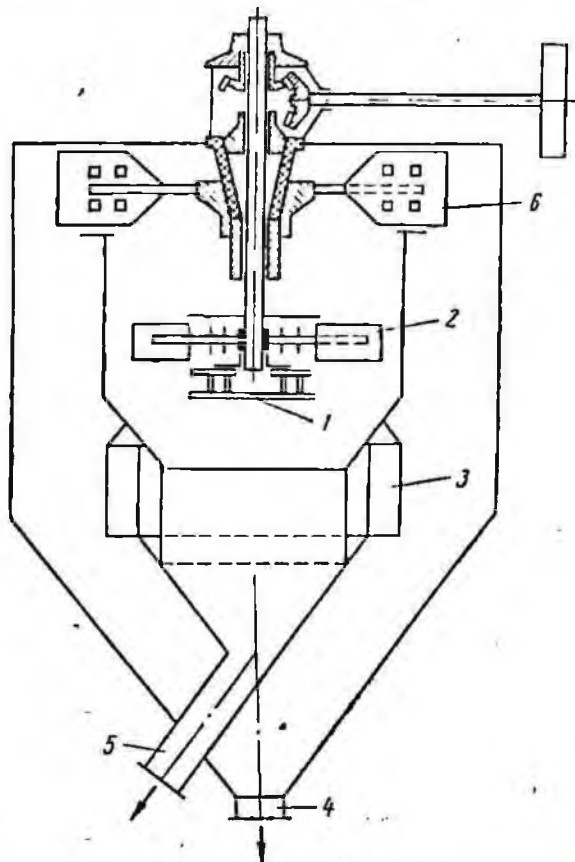


Рис. 15. Сепаратор Гейко.

[27]. Обычная скорость вращения приводного вала равна 230—260 об/мин.

Сепаратор конструкции Стюртевант (рис. 14) создан на основе большого экспериментального материала, накопленного при испытании аппаратов аналогичного типа. В нем изменены соотношения некоторых размеров конструктивных элементов. Для подачи материала на разбрасывающий диск используется воронка 1. Из воронки материал попадает на смесительный и отчасти измельчающий аппарат 2 и затем на вращающийся диск 3. Диск имеет специальные ребра, предохраняющие его от износа. Как и в рассмотренном ранее сепараторе, материал под действием центробежных сил отбрасывается к стенкам внутреннего кожуха

сепаратора. Преодолевая действие восходящего воздушного потока, создаваемого вентилятором, крупные фракции ударяются о стенки внутреннего кожуха и под действием силы тяжести выпадают. Тонкие фракции, как и в сепараторе Кента, выносятся воздушным потоком, осаждаются с внешней стороны внутреннего конуса и выгружаются через отверстие 4. Глубокие фракции выгружаются через отверстие 5. Изменения скорости воздушного потока, создаваемого вентилятором 6, в сепараторе Стюртевант можно до-

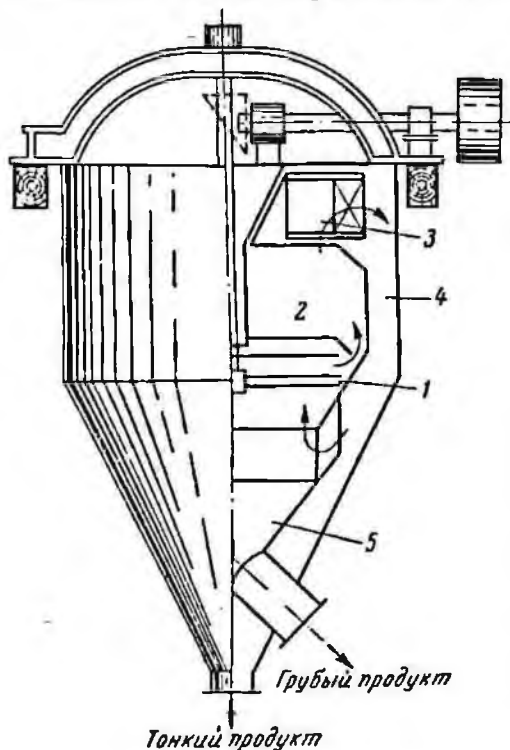


Рис. 16. Сепаратор Пфейфера

стигнуть не только изменение числа оборотов вентилятора, но и диафрагмой 7, установленной в сепараторе. Диафрагма состоит из восьми секций. Каждая секция имеет выходящий наружу регулировочный стержень. Изменением с помощью стержней положения секций диафрагмы достигается изменение поперечного сечения, а следовательно, и скорости воздушного потока. Сепараторы такой конструкции изготавливаются диаметром до 4600 мм. Обычная скорость вращения вала, несущего вентилятор и разбрасывающую тарелку, составляет около 200 об/мин. Потребляемая мощность сепаратора наибольшего размера составляет 18 л. с. Наличие в сепараторе Стюртевант регулируемой диафрагмы позволяет отнести его

к наиболее совершенным сепараторам, так как изменение условий классификации достигается на ходу изменением скорости воздушного потока.

Сепаратор Гейко (рис. 15) отличается от сепараторов Кента и Стюртеванта наличием (помимо вентилятора 6) над питательной тарелкой 1 дополнительного вентилятора 2. По мнению изобретателя этого аппарата, центробежное движение частиц и их повышенная аэрация в зоне разделения материала по крупности повышают эффективность сепарации.

Сепаратор Гейко оснащен регулируемым дефлекторными лопатками 3. Разгрузка тонкого продукта происходит через отверстие 4, а грубого — через отверстие 5. Сепараторы Гейко имеют диаметр от 750 до 1830 мм, потребляемую мощность от 0,25 до 12 л. с. Регулировка сепаратора при необходимости изменения

крупности отвешного продукта в основном достигается изменением числа оборотов вентилятора над питательной тарелкой. Лопастя этого вентилятора можно менять на большие и меньшие размеры, можно также изменять угол наклона их.

На рис. 16 показан сепаратор Пфейфера. В этом сепараторе исходный материал через полый вал подается на вращающуюся тарелку 1 и под влиянием центробежных сил веером разбрасывается в кольцевом пространстве (кольцевое пространство — это зона между краем разбрасывающей тарелки и корпусом внутреннего конуса сепаратора). Тарелку 1 окружает кольцо 2, предназначенное для гашения инерционных сил крупных зерен исходного материала. Вентилятором 3 создается замкнутый воздушный поток, как и в рассмотренных ранее конструкциях сепараторов. Тонкая пыль выносится в полость 4, где выпадает под действием сил тяжести и центробежных сил воздушных потоков, создаваемых вентилятором. Глубокие частицы выпадают вниз во внутреннюю полость 5. Некоторые технологические показатели внутрициркуляционных сепараторов в зависимости от изменения числа оборотов вентилятора и положения диафрагмы приведены в табл. 3 и 4 [28].

Таблица 3

Некоторые технологические показатели
внутрициркуляционных сепараторов

Тип сепаратора	Окружная скорость м/сек	Производительность т·ч/м ²	Процент содержания класса < 0,074 мм		Извлечение класса < 0,074 мм %
			в исходном материале	в концентрате	
Стюртевант . . .	10,0	0,076	69,4	86,3	0,35
	16,3	0,076	69,4	85,7	0,70
Пфейфер	8,9	0,83	71,1	84,0	0,25
	12,2	0,83	78,0	79,0	0,58
Гейко	18,2	0,37	63,3	82,0	0,28
	23,5	0,37	67,5	82,0	0,73

Представленные в табл. 3 результаты испытаний трех типов сепараторов на Курейском графите позволяют сделать вывод, что с увеличением окружной скорости эффективность отделения тонких фракций возрастает без заметного ухудшения качества пылевого продукта. Таким образом, изменением скорости вращения вертикального вала, несущего вентилятор и разбрасывающую тарелку, можно значительно повысить эффективность процесса сепарации.

В табл. 4 приведены результаты опытов по определению влияния положения диафрагмы в сепараторе Стюртевант на эффективность классификации.

В процессе испытаний изменялась также окружная скорость вращения вентилятора. Наиболее высокая четкость разделения

**Влияние положения диафрагмы в сепараторе Стюртевант
на эффективность классификации**

Тип сепаратора	Название руд	Положение диафрагмы	Окружная скорость, м/сек	Пронавдительность, т·ч/м	Содержание класса < 0,15 мм, %	
					в хвостах	в концентрате
Стюртевант	Курейский графит Юго-Осетинский тальк	Открытое	10,00	0,08	83,0	99,5
		Закрытое	10,00	0,08	86,5	99,7
		Открытое	13,25	0,22	5,5	66,3
		Среднее	13,25	0,25	5,3	84,2
		Закрытое	13,25	0,22	18,9	99,6

исходного материала по граничной крупности была получена при окружной скорости 13,25 м/сек и среднем положении регулирующей диафрагмы. При закрытом положении диафрагмы на тальке практически возможно получение отвеянного продукта < 0,15 мм с нулевым остатком на контрольном сите, однако в этом случае значительно возрастает содержание тонких фракций в обеспыленном продукте (крупке).

Внутрициркуляционные механические сепараторы могут быть использованы в качестве обеспыливающих аппаратов в технологии переработки полезных ископаемых. Как правило, объектом обеспыливания являются камешные угли различных марок с повышенным содержанием в них мелочи. Эффективность центробежных сепараторов фирмы «Стюртевант», используемых для обеспыливания углей, достигает 90% по классу < 0,15 мм. Техническая характеристика их приведена в табл. 5 [2].

Таблица 5

Диаметр, мм	Пронавдительность по пыли < 0,15 мм т/ч	Расход энергии, квт	Скорость вращения вала, об/мин	Вес, кг
1200	0,5—1,0	2,3	425	800
1500	1,0—1,5	2,9	340	1400
1800	1,5—2,5	3,7	200—275	1700
2100	2,5—3,0	4,5	»	2300
2400	2,0—3,0	5,2—7,4	150—220	2700
3000	3,0—4,0	5,9—8,9	150—175	5000
3600	5,0—6,0	7,4—12,1	140—175	7300
4600	7,0—8,0	12,1—18,6	160	9800

О.печественные сепараторы

В Советском Союзе разработано несколько типов внутрициркуляционных механических сепараторов применительно к некоторым областям промышленности.

На рис. 17 изображен внутрициркуляционный механический сепаратор Механобра. По своему конструктивному исполнению он подобен сепаратору фирмы «Стюртевант», поэтому описание конструкции его и принципа действия не приводится. Для обеспечения большей герметичности на разгрузочных патрубках пыли и обеспыленного продукта сепаратор оснащен шлюзовыми питателями. Сепараторы применяются в асбестовой промышленности. Технологические показатели их в значительной мере определяются качеством исходного материала. Производительность сепаратора в зависимости от содержания свободного асбеста в исходной руде приведена в табл. 6 [30].

Как видно из табл. 6, производительность сепаратора при прочих равных условиях на асбесте с мягкой текстурой выше. В зависимости от содержания свободного асбеста в исходной руде производительность ощутимо меняется. Для сепараторов Механобра установлено, что с уменьшением производительности его по волокну, при одинаковом качестве исходного продукта, извлечение асбеста в концентрат увеличивается и может достигать величины 75—85%. По данным работников асбестовой промышленности, внутрициркуляционные сепараторы конструкции Механобра могут быть установлены вместо грохотов с отсасыванием в любой стадии обогащения при исходной крупности до 15 мм [30].

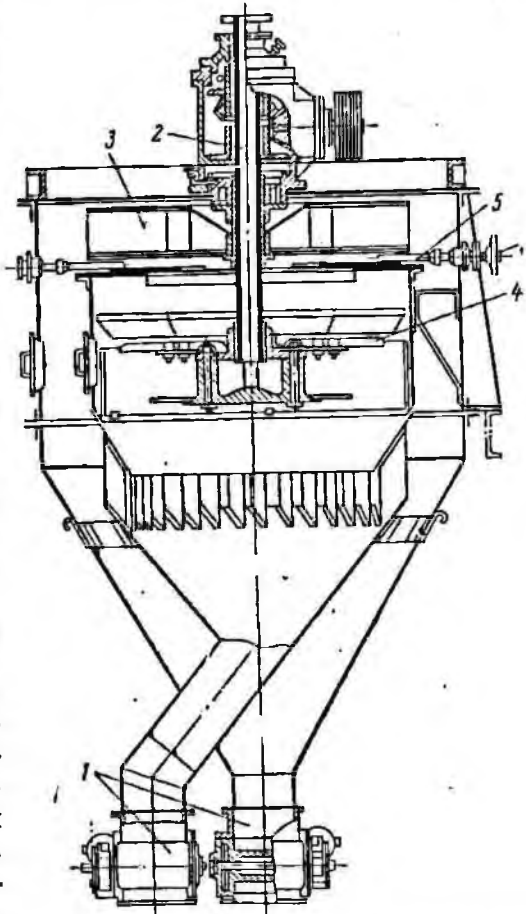


Рис. 17. Внутрициркуляционный сепаратор Механобра:

1 — разгрузочные устройства; 2 — пустотелый вал; 3 — вентиляторное колесо; 4 — разбрасывающая тарелка; 5 — диафрагмовые лопасти; 6 — штурвал

Таблица 6

Зависимость производительности сепаратора
от содержания свободного асбеста в руде
(по данным НИИасбеста)

Содержание свободного асбеста в исходном продукте, %	Производительность по исходному продукту, т/ч	
	Полужесткая текстура	Мягкая текстура
0,5—1	35—40	45—50
1,5—2	30—35	35—40
2,5—3	20—25	25—30
3,5—4	10—20	20—25

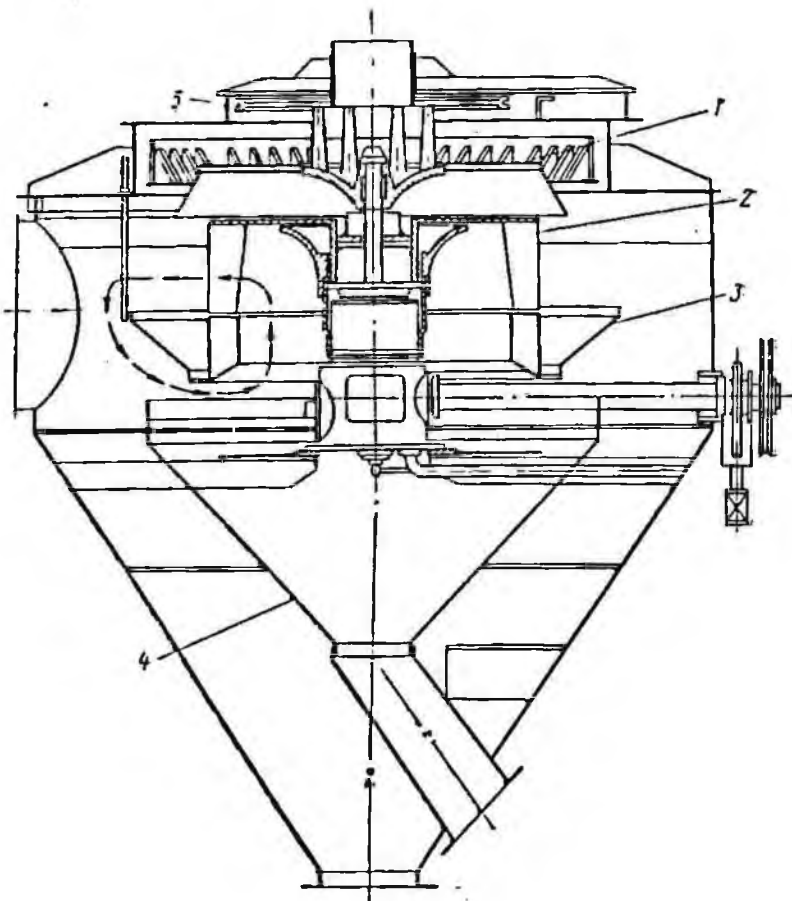


Рис. 18. Внутрициркуляционный сепаратор ВСФ 1100/2600

На рис. 18 показан сепаратор ВСФ конструкции Л. И. Фетисова [30]. Характер отдува тонких фракций в нем существенно отличается от процесса классификации в ранее рассмотренных сепараторах. Воздушный поток в сепараторе ВСФ, с помощью

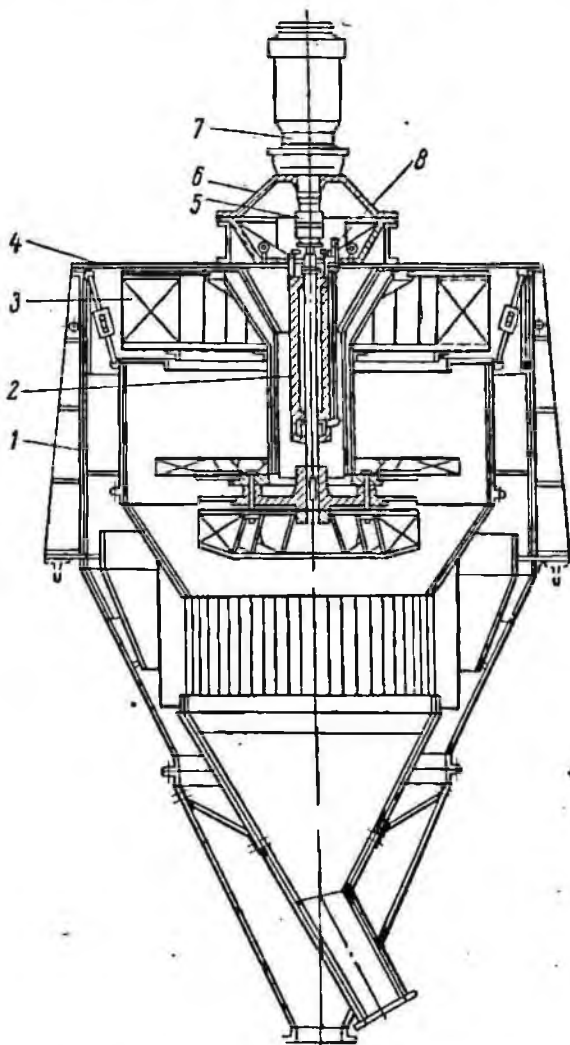


Рис. 19. Внутрициркуляционный центробежный сепаратор Гипроцемента:

1 — корпус сепаратора; 2 — корпус вала; 3 — блок вентилятора; 4 — крышка сепаратора; 5 — соединительная муфта; 6 — плита; 7 — редуктор; 8 — система смазки

которого осуществляется процесс классификации, действует не в вертикальном, а в горизонтальном направлении, как это показано стрелками на рис. 18. Исходный материал из загрузочной трубы поступает на вращающийся диск 1. Под действием центро-

бежных сил материал разбрасывается в виде веера и, встречая на пути ребристое кольцо, ударяется о него, теряет скорость и падает вниз. При падении материал проходит зону действия воздушного потока, создаваемого вентилятором 2. Под влиянием этого потока тонкие частицы отдуваются и выпадают в межконусное пространство, а крупные поступают последовательно в приемную воронку 3, внутренний конус 4 и выгружаются через специальный разгрузочный желоб. Вентиляторное колесо сепаратора приводится во вращение электродвигателем мощностью 14 квт. Скорость вращения вентиляторного колеса может меняться в пределах 300—400—500 об/мин. Разбрасывающий диск имеет самостоятельный привод и приводится во вращение с помощью шкива 5. Скорость вращения разбрасывающего диска может изменяться в пределах 60—80—100 об/мин. По данным работников асбестовой промышленности, производительность сепаратора ВСФ колеблется от 25—30 до 50 т/ч [30]. Извлечение асбеста в концентрат составляет 96—97%. При обработке руды с низким содержанием свободного волокна содержание асбеста в хвостах доходит до 0,1%. По расходу электроэнергии сепаратор ВСФ почти в 10 раз экономичнее грохотов с отсасыванием, но выделенные им концентраты содержат много пыли (до 40—45%) и до 65% гали. Практическое применение сепараторы данной конструкции нашли при очистке от пыли и волокна товарных классов хвостов обогащения.

На рис. 19 изображен внутрициркуляционный центробежный сепаратор Гипроцемента (по чертежу Волгоцемтяжмаш), используемый в цементной промышленности. Сепаратор имеет компактную приводную систему, вращающую блок вентилятора. Для повышения сепарационного эффекта в зоне схода материала с разбрасывающего диска имеется дополнительное вентиляторное колесо и отбойные лопатки. Процесс классификации в сепараторах Гипроцемента происходит так же, как и в ранее рассмотренных сепараторах.

Технологическая характеристика сепараторов Гипроцемента приведена ниже.

Техническая характеристика сепараторов Гипроцемента [31]

Диаметр наружный конуса в свету, мм	3200	5000
Диаметр внутреннего конуса в свету, мм	2700	—
Высота, мм	7000	7560
Внутренний диаметр разгрузочного отверстия для муки, мм	350	350
Внутренний диаметр разгрузочного отверстия для крупки, мм	342	500
Мощность электродвигателя, квт	28	75
Скорость вращения ротора, об/мин	245	192
Производительность сепаратора в т/ч при остатке на сите 4900 отверстий на 1 см ² :		
3%	10,5	—
5%	11,9	—
8%	13,8	—
10%	15,2	—

Расчетная производительность $t/ч$ при выдаче цемента
с удельной поверхностью:

$< 2500 \text{ см}^2/г$	— 36—40
$< 5000 \text{ см}^2/г$	— 8—10

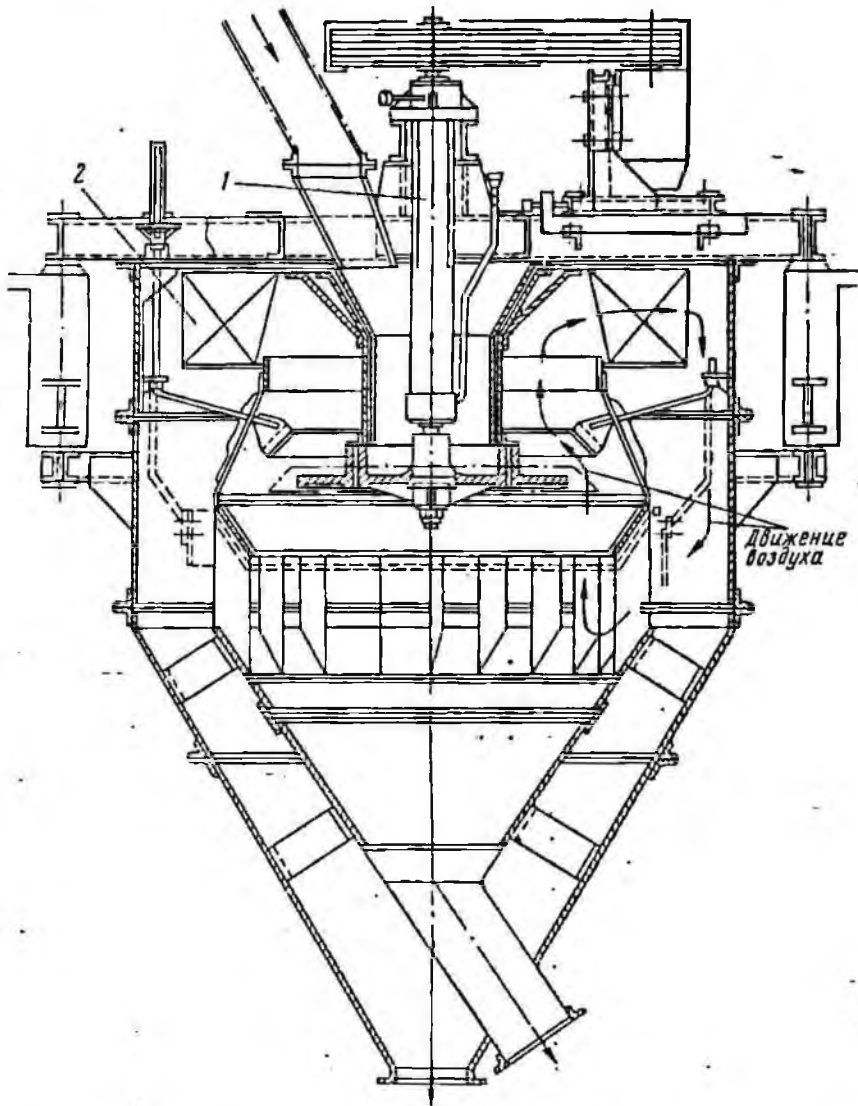


Рис. 20. Внутрициркуляционный центробежный сепаратор для обеспыливания углей конструкции Гипрококса:

1 — вал; 2 — блок вентилятора

Приведенные выше данные свидетельствуют о том, что производительность сепараторов Гипроцемента резко меняется при необходимости изменения крупности топкого (отвеянного) продукта.

Техническая характеристика центробежных обеспыливателей Гипрококса

Диаметр сепаратора, мм	1800	2100	2500
Диаметр ротора веплителя, мм	1300	1600	1900
Площадь поперечного сечения, м ²	2,55	3,46	4,91
Скорость воздушного потока, м/сек	23,2	25,2	25,8
Расход воздуха, м ³ /ч	3200—6400	8 000—11 200	11 200—14 400
Сопротивление, кг/м ²	41,5	49,0	51,5
Скорость вращения вала, об/мин	340	300	260
Мощность электродвигателя, кет	3,9	3,9	4,5
Вес обеспыливателя, кг	2000	2600	4000
Коэффициент полезного действия обеспыливания, %	75—80	75—80	75—80

Продолжение				
Диаметр сепаратора, мм	2800	3200	3700	4200
Диаметр ротора веплителя, мм	2100	2400	2900	3400
Площадь поперечного сечения, м ²	6,16	8,05	10,70	13,80
Скорость воздушного потока, м/сек	26,4	25,4	24,3	25,0
Расход воздуха, м ³ /ч	14 400—19 200	19 200—27 200	27 200—32 000	35 000—45 000
Сопротивление, кг/м ²	53,8	53,8	45,5	48,3
Скорость вращения вала, об/мин	240	210	175	140
Мощность электродвигателя, кет	6,8	10,0	10,0	14,0
Вес обеспыливателя, кг	5100	7200	9850	12 500
Коэффициент полезного действия обеспыливания, %	75—80	75—80	75—80	75—80

На рис. 20 показан внутрициркуляционный центробежный сепаратор для обеспыливания углей конструкции Гипрококса. Конструкция и принцип действия этого обеспыливателя аналогичны ранее рассмотренным сепараторам, в которых отдув тонких фракций осуществляется в вертикальном воздушном потоке. Ниже приведена техническая характеристика обеспыливателей Гипрококса.

В табл. 7 приведены технологические показатели внутрициркуляционных центробежных обеспыливателей конструкции Гипрококса [2].

Таблица 7

Показатели работы центробежных обеспыливателей (в зимнее время)

Показатели	Обогатительная фабрика		
	Криворож- ская	Брянская	Ново- Узловская
Диаметр обеспыливателя, мм	3500	3500	2800
Диаметр вентилятора, мм	3000	3000	2100
Диаметр разбрасывающего диска, мм	1350	1350	825
Скорость вращения, об/мин	215	215	280
Производительность, т/ч	60—80	60—80	40
Влажность угля, %	4,1	3,1	2,9
Крупность исходного угля, мм	0—8	0—8	0—3
Содержание мелочи <—0,5 мм в исходном угле, %	23,8	24,2	5,30
Содержание пыли в обеспыленном продукте (угле), %	14,7	19,6	1,15
Состав пыли:			
класс >0,5 мм	10,3	2,4	17,00
класс <0,5 мм	89,7	97,6	83,00
К. п. д. обеспыливания, %	44,0	24,0	82,00

Одной из причин, снижающей эффективность внутрициркуляционного сепаратора, является увлажненность исходного материала. На Брянской обогатительной фабрике центробежные обеспыливатели установлены в помещении мокрого обогащения, в котором при температуре 13° С происходит конденсация влаги. Кроме того, в сепараторе имеют место подсосы воздуха. В результате наличия этих нежелательных явлений к. п. д. обеспыливания составляет всего 24%.

На Ново-Узловской фабрике при отсутствии конденсации влаги и осуществлении разгрузки материала из сепаратора через желобы с мигалками к. п. д. обеспыливания достигает 80—85% [2].

Можно отметить следующие основные достоинства рассмотренных внутрициркуляционных механических центробежно-лопастных сепараторов:

1. Сравнительно высокая эффективность и четкость разделения сепарируемых материалов по гранничному зерну при оптимальном режиме работы.

2. Отсутствие потребности в дополнительной пылеулавливающей аппаратуре, так как вентилятор и механические приспособления герметически встроены в корпус сепаратора.

К недостаткам сепаратора относятся:

1. Выдача грубых продуктов (крупки) с ощутимым содержанием в них мелких фракций или отвесных мелких фракций значительно засоренных крупными. Для устранения этого явления в сепараторы, вводился ряд конструктивных изменений: вспомогательный вентилятор над штатальной плитой у сепаратора Гейко, своеобразная форма и расположение жалюзи у сепараторов Кента, регулировочная диафрагма для воздушных потоков у сепараторов Стюртеванта и т. п.

2. Возможность нарушения процесса сепарации из-за переувлажнения воздуха при классификации материалов с повышенной влажностью, поскольку обновление воздуха, находящегося внутри сепаратора, не происходит.

3. Низкий к. п. д. вентиляторов.

4. Сравнительно низкая производительность даже при больших размерах.

Развитие вентиляционной техники привело к созданию новой группы сепараторов, которые получили название поточных или воздушно-проходных. Основное отличие их от механических сепараторов заключается в наличии интенсивного воздушного потока, создаваемого выносным вентилятором. В свою очередь поточные сепараторы могут быть разделены на сепараторы с отбойными механическими лопатками и без них. Во втором случае повышение эффекта сепарации достигается изменением положения специальных регулируемых лопаток, позволяющих сообщить пылевоздушному потоку центробежный характер движения, поэтому иногда эти сепараторы называют центробежными.

Поточные сепараторы с вращающимися отбойными лопатками

В поточных сепараторах с механическими приспособлениями отбойные лопатки могут быть выполнены в виде: дисков с лопастями (сепаратор Раймонда); лопастей вентилятора (сепаратор Гильдебрандта); корзинки с отбойными лопатками (среднеходная мельница Е-56). Все перечисленные сепараторы в большинстве случаев являются частью мельницы, встроены в нее и способствуют лучшему продукту с требуемым гранулометрическим составом.

Принцип действия поточных сепараторов с вращающимися отбойными лопатками одинаков и состоит в том, что крупные частицы, находящиеся в пылевоздушном потоке, создаваемом выносным вентилятором, проходят через вращающиеся лопатки, отбиваются ими к стенкам корпуса мельницы, теряют скорость

и возвращаются на доизмельчение. Тонкие же частицы, пройдя зону вихревых воздушных потоков, возникающих при вращении лопаток, и преодолев действие гравитационных сил, выносятся в пылеуловитель и осаждаются в нем.

В качестве примера аппарата с отбойными вращающимися лопатками может быть приведен сепаратор Раймонда, устанавливаемый на маятниковых мельницах (рис. 21). Вращающийся

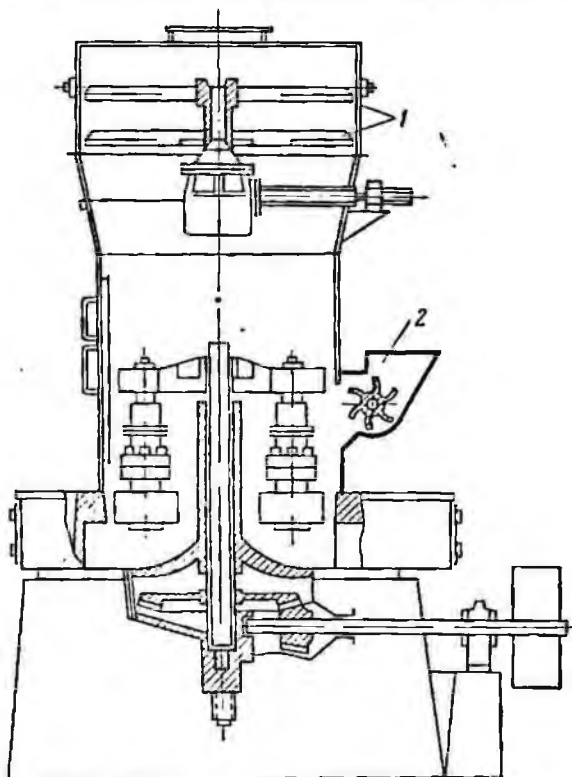


Рис. 21. Маятниковая мельница с сепаратором Раймонда:

1 — диск сепаратора с отбойными лопатками; 2 — шпатель

ротор сепаратора состоит из двух или одного (в зависимости от требований к гранулометрическому составу пыли) дисков, снабженных по окружности лопатками. Ротор приводится во вращение от электродвигателя с вариатором скорости, позволяющим изменять число оборотов в широких пределах. Топина готового продукта регулируется изменением скорости вращения ротора. Чем выше скорость, тем тоньше готовый продукт и наоборот. При двухдисковом роторе можно получить материал более высокой топины, чем при однодисковом. В определенном диапазоне топина готовой продукции может регулироваться изменением скорости воздушного потока в мельнице, создаваемым выносным

1. Сравнительно высокая эффективность и четкость разделения сепарируемых материалов по граничному зерну при оптимальном режиме работы.

2. Отсутствие потребности в дополнительной пылеулавливающей аппаратуре, так как вентилятор и механические приспособления герметически встроены в корпус сепаратора.

К недостаткам сепаратора относятся:

1. Выдача грубых продуктов (крупки) с ощутимым содержанием в них мелких фракций или отсевных мелких фракций значительно засоренных крупными. Для устранения этого явления в сепараторы, вводился ряд конструктивных изменений: вспомогательный вентилятор над питательной плитой у сепаратора Гейко, свособразная форма и расположение жалюзи у сепараторов Кевта, регулировочная диафрагма для воздушных потоков у сепараторов Стюртеванта и т. п.

2. Возможность нарушения процесса сепарации из-за переувлажнения воздуха при классификации материалов с повышенной влажностью, поскольку обволакивания воздуха, находящегося внутри сепаратора, не происходит.

3. Низкий к. п. д. вентиляторов.

4. Сравнительно низкая производительность даже при больших размерах.

Развитие вентиляционной техники привело к созданию новой группы сепараторов, которые получили название поточных или воздушно-проходных. Основное отличие их от механических сепараторов заключается в наличии интенсивного воздушного потока, создаваемого выносным вентилятором. В свою очередь поточные сепараторы могут быть разделены на сепараторы с отбойными механическими лопатками и без них. Во втором случае повышение эффекта сепарации достигается изменением положения специальных регулируемых лопаток, позволяющих сообщить пылевоздушному потоку центробежный характер движения, поэтому иногда эти сепараторы называют центробежными.

Поточные сепараторы с вращающимися отбойными лопатками

В поточных сепараторах с механическими приспособлениями отбойные лопатки могут быть выполнены в виде: дисков с лопастями (сепаратор Раймонда); лопастей вентилятора (сепаратор Гильдебрандта); корзинки с отбойными лопатками (среднеходная мельница Е-56). Все перечисленные сепараторы в большинстве случаев являются частью мельницы, встроены в нее и способствуют получению продукта с требуемым гранулометрическим составом.

Принцип действия поточных сепараторов с вращающимися отбойными лопатками одинаков и состоит в том, что крупные частицы, находящиеся в пылевоздушном потоке, создаваемом выносным вентилятором, проходят через вращающиеся лопатки, отбиваются ими к стенкам корпуса мельницы, теряют скорость

и возвращаются на доизмельчение. Тонкие же частицы, пройдя зону вихревых воздушных потоков, возникающих при вращении лопаток, и преодолев действие гравитационных сил, выносятся в пылеуловитель и осаждаются в нем.

В качестве примера аппарата с отбойными вращающимися лопатками может быть приведен сепаратор Раймонда, устанавливаемый на маятниковых мельницах (рис. 21). Вращающийся

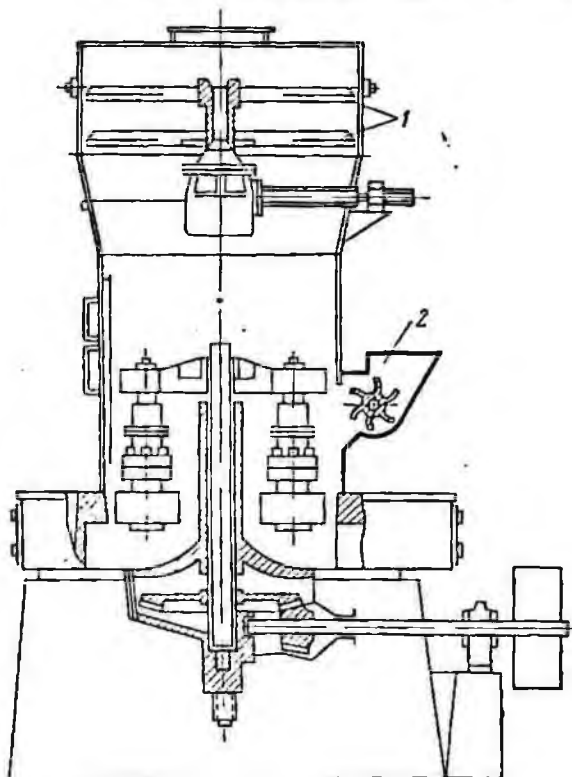


Рис. 21. Маятниковая мельница с сепаратором Раймонда:

1 — диск сепаратора с отбойными лопатками; 2 — шпатель

ротор сепаратора состоит из двух или одного (в зависимости от требований к гранулометрическому составу пыли) дисков, снабженных по окружности лопатками. Ротор приводится во вращение от электродвигателя с вариатором скорости, позволяющим изменять число оборотов в широких пределах. Толщина готового продукта регулируется изменением скорости вращения ротора. Чем выше скорость, тем тоньше готовый продукт и наоборот. При двухдисковом роторе можно получить материал более высокой толщины, чем при однодисковом. В определенном диапазоне толщина готовой продукции может регулироваться изменением скорости воздушного потока в мельнице, создаваемым выносным

вентилятором. Мельницы, оснащенные сепараторами высокого типа, могут выдавать продукт с нулевым остатком на сите 0,04 м.м.

Общий вид размольной установки с сепаратором Гильдебрандта показан на рис. 22. В сепараторе с помощью вентилятора воздух в смеси с размоленным продуктом продувается через ротор с отбойными лопатками. Полудисперсная пыль, проходя через враща-

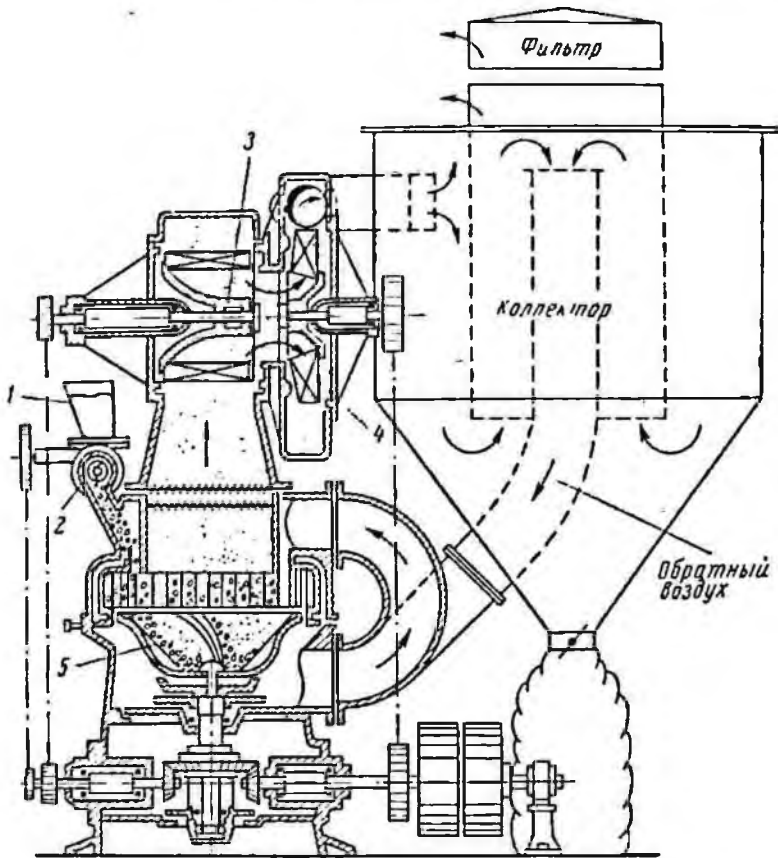


Рис. 22. Сепаратор Гильдебрандта с размольной установкой:

1 — бункер; 2 — питатель; 3 — ротор с отбойными лопатками; 4 — вентилятор; 5 — размольная чаша

ющийся ротор, делится на грубую, возвращаемую на домол, и тонкую, которая, пройдя отбойные лопатки, с помощью вентилятора подается в пылеулавливающий аппарат. Скорость вращения ротора с отбойными лопатками регулируется и может изменяться в пределах 200—400 об/мин. Скорость вращения вентиляторного колеса может изменяться в пределах 800—1200 об/мин, в зависимости от свойств сепарируемого материала и требуемой топины. На таких сепараторах может быть получена тонкая пыль с нулевым остатком на сите 0,074 м.м.

На рис. 23 показана верхняя часть отечественной среднеходной мельницы Е-56, в которую встроен сепаратор в виде корзинки,

несущей отбойные лопатки. Процесс классификации материала в корзинчатом сепараторе происходит так же, как и в сепараторе Раймонда (рис. 21). Основными регулирующими типами материала факторами являются скорость вертикального воздушного потока, создаваемого выносным вентилятором, и число оборотов корзинки.

Вынос из мельницы готового по крупности материала в пылеулавливающие установки осуществляется воздушным потоком, в направлении, указанном на рис. 23 пунктирными линиями.

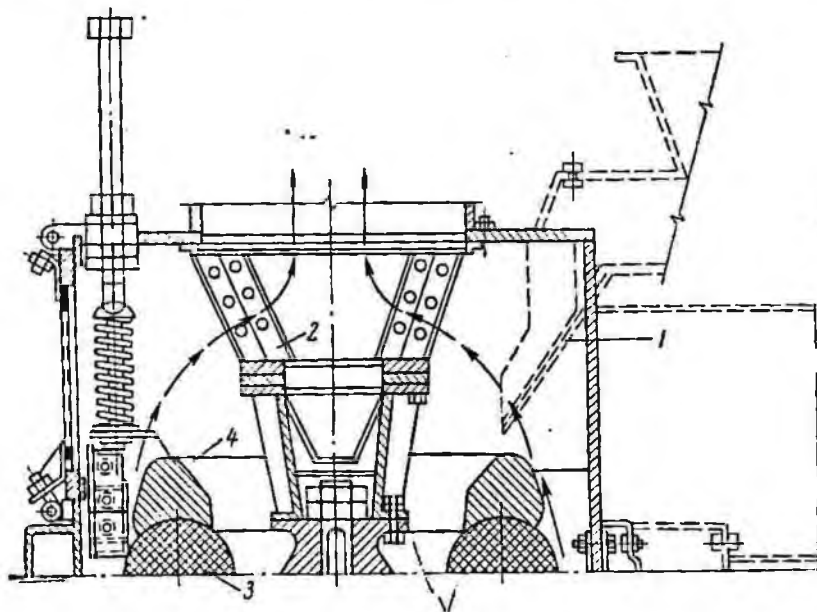


Рис. 23. Сепаратор среднеходной мельницы:

1 — загрузочный лоток; 2 — отбойные лопатки; 3 — шары; 4 — развольное кольцо.

Рассмотрим воздушно-проходным с механическими приспособлениями сепаратора присущи достоинства и недостатки, характерные для внутрициркуляционных механических и воздушно-проходных сепараторов.

Сепараторы воздушно-проходного типа без механических приспособлений

Сепараторы воздушно-проходного типа как за рубежом, так и в СССР получили широкое распространение. Они просты, надежны в эксплуатации и в случае необходимости легко поддаются регулировке.

Зарубежные сепараторы

За рубежом к числу наиболее распространенных относятся дефлекторные воздушно-проходные сепараторы Раймонда, Гумбольдта и Бабкока.

На рис. 24 показан сепаратор типа Гумбольдт. По своей конструкции и в работе он подобен сепаратору Раймонда с дефлекторными лопастями, поэтому схема и описание последнего не приводится. Сепараторы такой конструкции используются в основном для классификации продуктов измельчения неметаллических полезных ископаемых. Принцип работы сепаратора этого типа заключается в следующем. Первоначальное разделение материала по граничному зерну в сепараторе происходит в зоне действия вертикального воздушного потока. Крупные частицы, попав в зону

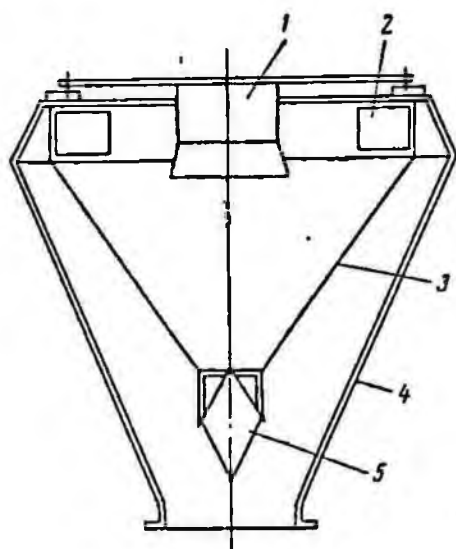


Рис. 24. Сепаратор Гумбольдта:

1 — выходной патрубок; 2 — дефлекторные лопатки; 3 — внутренний конус; 4 — наружный конус; 5 — клапан-мигалка

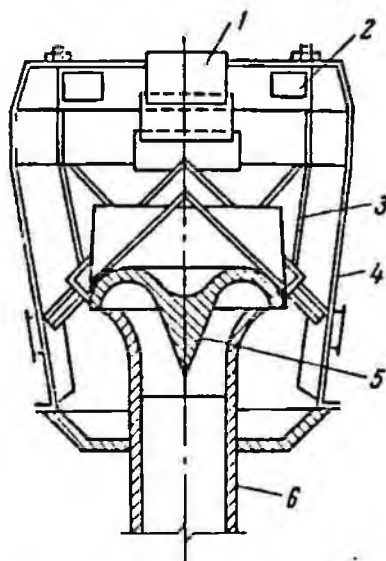


Рис. 25. Сепаратор Бабкока:

1 — выходной патрубок; 2 — дефлекторные лопатки; 3 — внутренний конус; 4 — корпус; 5 — отбойный конус; 6 — входной патрубок

увеличенного сечения сепаратора, теряют скорость и, преодолевая сопротивление восходящего воздушного потока, выпадают. Выпавший из внешнего конуса продукт подвергается вторичной очистке во внутреннем конусе, где при помощи поворотных дефлекторных лопаток пылевоздушному потоку может быть сообщен центробежный характер движения. Выпадение грубых частиц во внутреннем конусе происходит под действием центробежных сил, величина которых зависит от угла поворота регулирующих лопаток.

При радиальном положении дефлекторных лопаток выпадение частиц во внутреннем конусе сепаратора происходит вследствие потери скорости в результате неоднократного изменения направления движения. Тонкодисперсный материал, пройдя зоны внешнего и внутреннего конусов, выносится потоком газа или воздуха через верхний патрубок сепаратора для последующего осаждения

в специальной пылеулавливающей аппаратуре. Осевший во внутреннем конусе материал через специальный клапан-мигалку периодически выгружается в зону действия восходящего воздушного потока. В результате этого, выпавшая вместе с грубыми частицами тонкая пыль отбивается еще раз, т. е. подвергается как бы дополнительной сепарации. Часть крупных зерен при осуществлении такой дополнительной сепарации увлекается воздушным потоком и выносится во внутренний конус, совершая тем самым бесполезное круговое движение.

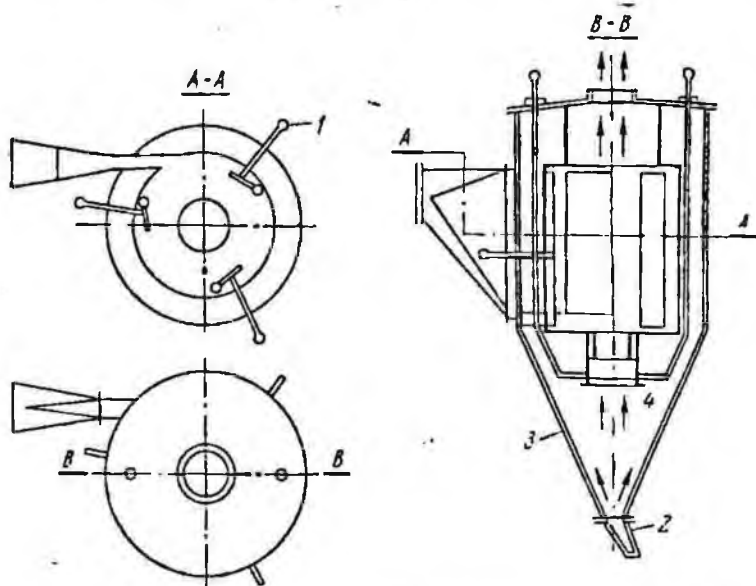


Рис. 26. Сепаратор Кларна

Следовательно, дополнительный отдув тонких фракций из материала, осажденного во внутреннем конусе, имеет как положительные, так и отрицательные стороны.

На рис. 25 показан сепаратор типа Бабкок. В нем, в отличие от сепаратора Гумбольдта, в нижней части установлен специальный отбойный конус, предназначенный для выделения из потока материала наиболее грубых частиц. Благодаря наличию этого конуса пылевоздушный поток дважды отклоняется на 180° , чем и достигается предварительная сепарация. Вторичная очистка пыли от грубых фракций происходит во внутреннем конусе, как и в сепараторе Гумбольдта.

Сравнивая эффективность работы сепараторов Гумбольдта и Бабкока, И. Х. Дубовский («Улучшение сепарации пыли в мельничных установках», диссертация на соискание ученой степени канд. техн. наук, Ленинград, 1946 г.) пришел к выводу, что наиболее высокий к. п. д. (коэффициент уноса) имеет сепаратор Гумбольдта (рис. 24). Он объясняет это дополнительным

провиванием продукта внутреннего конуса. Сепаратор Бабкока, хотя и имеет более низкий к. п. д. но обнаруживает малую чувствительность к укрупнению исходного материала, что может быть объяснено наличием отбойного конуса на входе в него.

На рис. 26 показан сепаратор Кларка, предназначенный для классификации и сортировки зерновых продуктов. Материал вместе с потоком воздуха тангенциально подается во внутренний цилиндр, имеющий регулируемые створы, которые могут устанавливаться в определенное положение с помощью рычагов 1. Положение створ в сепараторе определяется качественной характе-

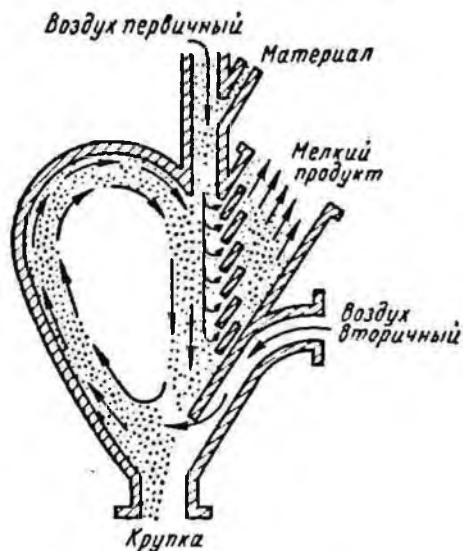


Рис. 27. Сепаратор фирмы Bueel Engineering Co (США)

ристикой исходного материала и требованиями к отвешному продукту. Тяжелый материал, пройдя створы, попадает в копусную часть 3 и выгружается через откидной клапан 2. Легкие продукты выносятся вместе с воздушным потоком через выходную трубу, расположенную в верхней части сепаратора. Регулировка сепаратора достигается в основном изменением положения створ, скорости воздушного потока и положения подвижной трубы 4 в копусной части сепаратора.

На рис. 27 показан сепаратор Bueel Engineering Co [32]. Процесс классификации по граничному зерну в пределах 0,208—0,074 мм достигается в сепараторе изменением положения шибера, установленного на входе вторичного воздуха. Тонкая пыль выносятся из сепаратора и осаждаются в циклоне. Основным фактором регулировки является расход воздуха, проходящего через сепаратор. Технологические показатели сепаратора при разделении фосфористой руды по граничному зерну 0,147 мм таковы: производительность 3,6 т/ч; содержание мелочи в грубом продукте 5%; содержание грубых фракций в тонком продукте 6%; разрежение на выходе из сепаратора 25 мм вод. ст.

Отечественные сепараторы

Среди отечественных воздушно-проходных сепараторов наибольшее распространение получил сепаратор ЦККБ (ЦКТИ). Общий вид этого сепаратора показан на рис. 28.

Как и в зарубежных сепараторах воздушно-проходного типа разделение материала по крупности в сепараторе ЦККБ проис-

ходит в результате действия двух сил: гравитационной и центробежной. Распределение классификационных зон в продольном сечении сепаратора ЦКБ показано на рис. 29.

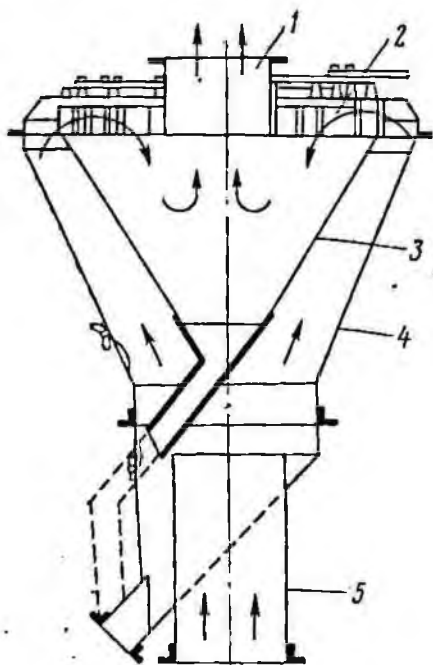


Рис. 28. Сепаратор ЦКБ:

1 — выходной патрубок; 2 — дефлекторные лопатки; 3 — внутренний конус; 4 — наружный конус; 5 — входной патрубок

Зона действия гравитационных сил (сил тяжести) находится в пространстве между внешним и внутренним конусами. В этой зоне происходит

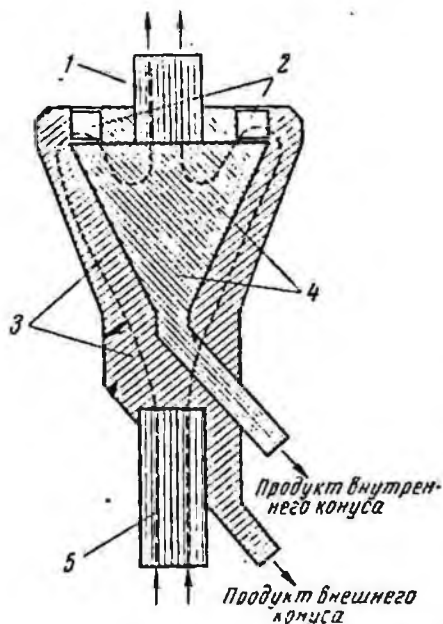


Рис. 29. Схема сепаратора ЦКБ с распределением классификационных зон

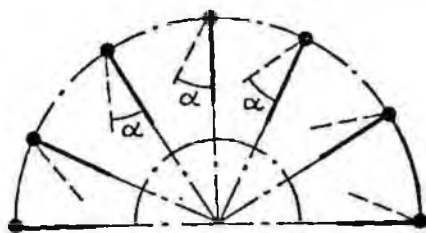


Рис. 30. Угол поворота регулирующих лопаток в центробежных сепараторах воздушно-проходного типа

резкое снижение скорости пылевоздушной смеси вследствие изменения поперечного сечения сепаратора, в результате чего наиболее крупные частицы преодолевают силы давления воздушного потока и выпадают. Разгрузка осевшего во внешнем

копусе материала производится через специальный патрубок. Зона действия центробежных сил находится во внутреннем копусе. Тавгепциальное направление пылевоздушного потока достигается изменением положения регулируемых лопаток, перемещаемых одновременно от общего привода. Тонкая пыль (готовый продукт) из сепаратора выводится через верхний патрубок. Грубый материал, осевший во внутреннем и внешнем копусах, в схемах размола направляется на доизмельчение, а в схемах обеспыливания является обеспыленным продуктом. Патрубок для отвода пыли из внутреннего копуса в сепараторах более позднего изготовления объединяется с желобом, выдающим грубую пыль из внешнего копуса (на рис. 28 пунктир). Для предотвращения выноса грубых частиц из осевшего в обоих копусах материала в готовый продукт, выдающие желоба снабжены клапанами-мигалками, с помощью которых устраняются подсосы. Сепараторы ЦККБ изготавливаются диаметром 2200, 2550, 3000, 3420, 3500 и 4000 мм.

Работающие в условиях замкнутого или открытого циклов сепараторы воздушно-проходного типа представляют определенное аэродинамическое сопротивление, величина которого в основном зависит от скорости воздуха, проходящего в разных сечениях, и колеблется для сепараторов различных типов от 35 до 130 мм вод. ст. [33]. Сопротивление сепаратора ЦККБ при размоле подмосковного угля до крупности с остатком на сите 0,07 мм 25—30% составляло 35—75 мм. Скорость пылевоздушного потока на входе в сепаратор составляла 14,5—20 м/сек, в средней части 2,6—3,5 м/сек, между створками 2,4—3,3 м/сек.

А. М. Неверович установил, что аэродинамическое сопротивление сепаратора при условии погружения выходной трубы (стакана) на глубину H , равную высоте регулирующих лопаток h_1 , практически остается постоянным в диапазоне изменения угла поворота лопаток сепаратора α от 0 до 55° («Исследование работы сепаратора ЦККБ», диссертация на соискание ученой степени канд. техн. наук, Москва, 1944).

На рис. 30 схематично изображен поворот регулирующих лопаток от радиального (нулевого) положения на угол α .

При увеличении глубины погружения отводящей трубы от $\frac{H}{h_1} = 0$, до $\frac{H}{h_1} = 0,3$ сопротивление сепаратора возрастает почти вдвое; дальнейшее погружение отводной трубы практически не оказывает влияния на изменение гидравлического сопротивления. Определяя экспериментальным путем оптимальный режим работы сепаратора, А. М. Неверович, пришел к выводу, что глубина погружения отводящей трубы оказывает некоторое влияние на характеристику работы сепаратора, причем хорошие результаты получаются при равенстве H и h_1 , т. е. $\frac{H}{h_1} = 1$. Угол поворота регулирующих лопаток сепаратора оказывает большое влияние на качество пыли. Оптимальная величина угла поворота регули-

рующих лопаток зависит от их размеров и числа. Хорошее качество пыли получается при таком угле поворота, при котором степень перекрытия лопатками входа во внутренний конус сепаратора $\sigma = 0,7-0,8$. Поскольку, однако, при таком угле поворота лопаток основная масса сепарируемого материала осаждается в сепараторе, лучше работать при меньшей степени перекрытия чтобы $\sigma \geq 0,5$.

Имеется целый ряд других, менее распространенных сепараторов воздушно-проходного типа. На рис. 31 и 32 приведены

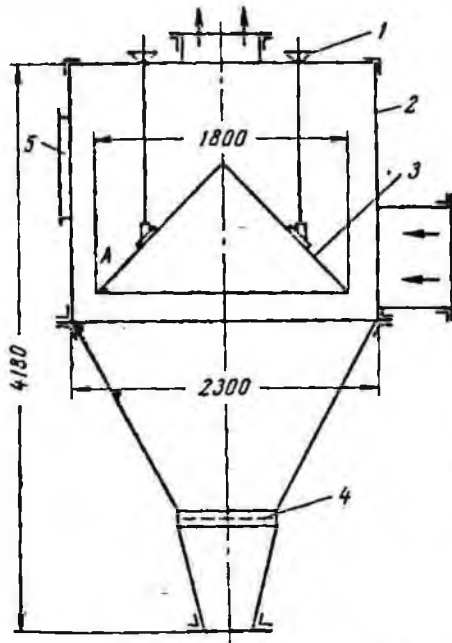


Рис. 31. Сепаратор Соболева

схемы отечественных сепараторов с тангенциальным входом, используемые в каолиновой промышленности для отделения песка от каолина.

Сепаратор конструкции инженера Соболева (рис. 31) состоит из цилиндрикоконического корпуса 2, внутри которого помещен отбойно-вихревой конус 3, подъем и опускание которого производится винтом 1. В цилиндрическую часть корпуса сепаратора вводится тангенциально пылевоздушный поток. В результате образующихся вихрей и общего движения воздушного потока, направленного вверх, происходит отсевание тонких фракций. Грубые фракции под действием центробежных сил и при соударении

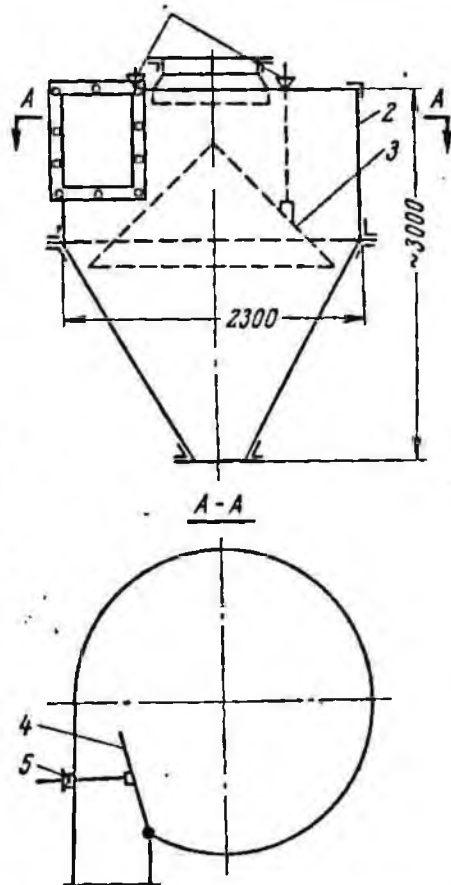


Рис. 32. Сепаратор конструкции Еленитского каолинового комбината:

1 — винты для подъема и опускания отбойного конуса; 2 — корпус сепаратора; 3 — отбойный конус; 4 — регулирующий штифт; 5 — винт для изменения положения шибера

с отбойным конусом 3 через кольцевой зазор А выпадают в коническую часть сепаратора. Здесь, под действием специально создаваемых через отверстия 4 подсосов воздуха, происходит дополнительное провеивание и отдув тонких фракций. Грубая фракция, преодолевая действие воздушного потока, падает вниз и возвращается в мельницу, а тонкая выносится в пылесодительную аппаратуру. Основная регулировка процесса сепарации производится: изменением расхода воздуха; положения отбойного конуса

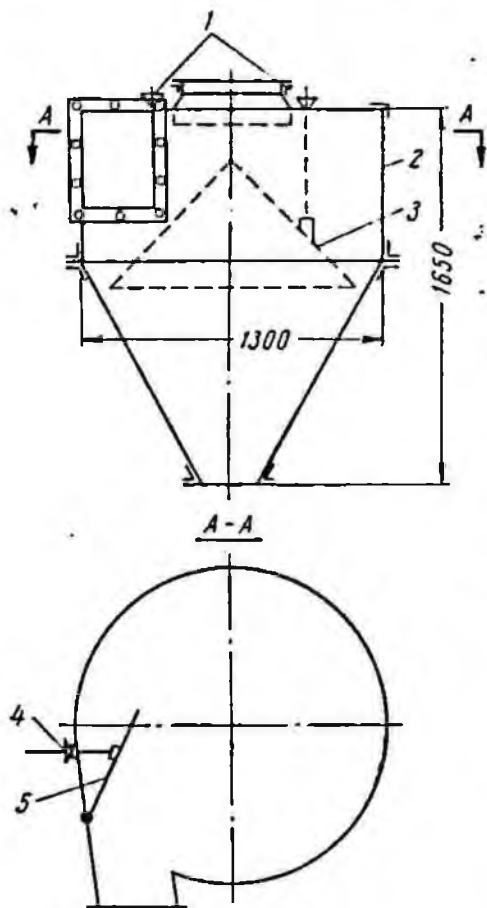


Рис. 33. Измененная конструкция сепаратора Еленинского каолинового комбината:

1 — винты для подъема и опускания отбойного конуса; 2 — корпус сепаратора; 3 — отбойный конус; 4 — регулирующий штифт; 5 — винт для изменения положения штифта

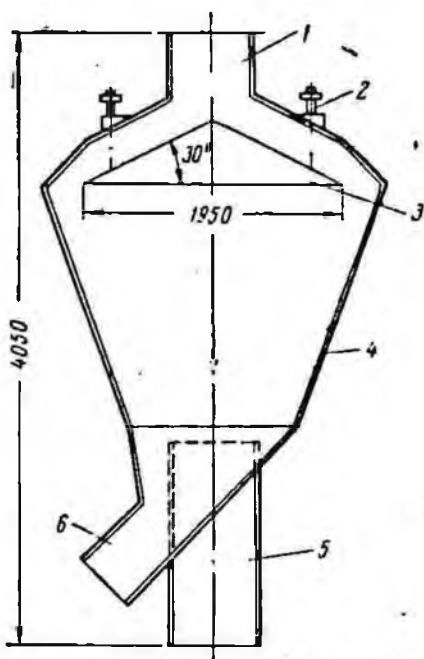


Рис. 34. Сепаратор Гачегова:

1 — выходной патрубок; 2 — регулировочные винты; 3 — отбойный конус; 4 — корпус сепаратора; 5 — входной патрубок; 6 — желоб выдачи обеспыленного материала

и величины открытия отверстий в конической части сепаратора, через которые создаются подсосы.

На Еленинском каолиновом комбинате (Челябинская область) был предложен сепаратор видоизмененной конструкции, схема которого приведена на рис. 32. В отличие от сепаратора Соболева в этом сепараторе запыленный воздух подается в верхнюю часть цилиндрикоконического корпуса. Сепаратор снабжен также регу-

лирующим шибером на входе. Изменение положения шибера достигается винтом. Регулирующим шибером можно изменять величину поперечного сечения входного отверстия, обеспечивая тем самым получение различных скоростей пылевоздушного потока на входе в сепаратор. Чем больше перекрыто входное отверстие, тем больше скорости и тем больше выдаваемый продукт. Остальные приспособления, регулирующие процесс сепарации, те же, что и в сепараторе конструкции инженера Соболева, за исключением отсутствия отверстий для создания нижних подсосов.

На комбинате Мпастальк для классификации талька был испытан сепаратор аналогичной конструкции, но с меньшими размерами. Он был установлен в замкнутом воздушном цикле полупромышленной размольной установки, предназначенной для переработки талькомагнезитовых руд. Регулировка сепаратора конструкции Еленинского комбината в процессе испытаний показала, что в том исполнении, в каком он показан на рис. 32, не удается достигнуть достаточного выхода отделимого продукта, т. е. почти весь исходный материал возвращается в мельницу на доизмельчение.

Для устранения этого явления было изменено положение регулирующего шибера (рис. 33) и в процессе настройки сепаратора менялась не скорость пылевоздушного потока на входе, а направление его. Такое изменение конструкции сепаратора создало необходимые условия для нормальной работы размольной установки, обеспечив удовлетворительное качество готового продукта и продукта, возвращаемого в мельницу на доизмельчение [34].

На рис. 34 изображен сепаратор Гачегова. Процесс классификации в нем осуществляется вследствие изменения скорости и направления пылевоздушного потока, обусловленного переменным сечением корпуса сепаратора и наличием отбойного конуса. Отбойный конус в сепараторе с помощью подвесных болтов может перемещаться по высоте. Сепаратор Гачегова был испытан на Карагандинском угле. Установленный вместо сепаратора ЦККБ он позволил увеличить производительность размольной установки с 13,7 до 17,6 т/ч. Такое увеличение производительности объясняется более высокой эффективностью работы сепаратора.

Попытка применить этот сепаратор в схемах, предназначенных для размола антрацитового штыба, не дала положительных результатов в основном из-за необходимости получения пыли с высокой тониной помола.

К основным достоинствам рассмотренных сепараторов воздушно-проходного типа можно отнести простоту конструкции, надежность в работе и легкость регулировки; высокую производительность при сравнительно небольших размерах.

К недостаткам сепараторов этого типа следует отнести: возможность достижения высокой четкости разделения классифицируемого материала по гранчному зерну и необходимость наличия в схеме измельчения или обеспыливания аппаратов для точкой очистки сравнительно больших объемов воздуха.

Способы повышения эффективности работы сепараторов поточного типа

В сепараторах воздушно-проходного типа, имеющих повышенную производительность по сравнению с механическими сепараторами, невозможно осуществить четкой классификации продукта по графичному зерну.

Повышение эффективности сепарации велось по пути применения дополнительной классификации грубого продукта и совершенствования конструкции сепаратора. При этом изменялись: размеры и форма дефлекторных регулировочных лопастей, а также их количество и место расположения, форма и диаметр мажеты (стакана); способ вывода возврата, форма внутреннего конуса, размеры сепаратора при сохранении его конструкции, полностью видоизменялась конструкция и др. В некоторых случаях это приводило к заметному улучшению работы размольных установок.

Одним из способов повышения эффективности процесса классификации при использовании сепараторов воздушно-проходного типа является дополнительная сепарация грубого продукта.

Вторичная сепарация в схемах размола угля не всегда себя оправдывает из-за обедненности тонкими фракциями продукта, подлежащего дополнительной сепарации. Последнее обстоятельство может повлечь за собой укрупнение готового продукта. В связи с этим В. М. Петько («Сепарация пыли при размоле антрацита в шаровых барабанных мельницах», диссертация на соискание ученой степени канд. техн. наук, Харьков, 1958 г.) рекомендует использовать для повторной сепарации дисковый механический сепаратор.

Иногда повторная сепарация оправдывает себя и при использовании для этой цели сепараторов гравитационного типа [35].

Д. Г. Файерштейн [36], анализируя процесс отсевания тонкой пыли от возврата, пришел к выводу, что даже при весьма низких значениях к. п. д. сепараторов, предназначенных для вторичной сепарации, производительность размольных установок увеличивается не менее чем на 10%.

Камерные сепараторы (обеспыливатели)

Камерные сепараторы относятся к наиболее простым классифицирующим аппаратам и предназначаются в основном для обеспыливания полезных ископаемых, за исключением шахтного сепаратора, который является частью аэробильной мельницы [9].

На рис. 35 показан камерный обеспыливатель, изготавливаемый Карагандинским заводом горного машиностроения им. Пархоменко. Принцип действия его заключается в следующем. Исходный материал из бункера 1 по желобу 3 поступает в вертикальную приемную камеру 4. Высота слоя загружаемого материала может изменяться шибером 2. Через пылеотделяющее устройство 5 и щель 6, вентилятором просасывается воздух, который, про-

ходя сквозь слой материала, выносит частицы пыли в осадительную камеру 9. Ударяясь о перегородку 10, частицы теряют скорость и выпадают в пылесборник 11, выгрузка пыли из которого осуществляется через клапан-мигалку 13 в шнек 14. Наиболее

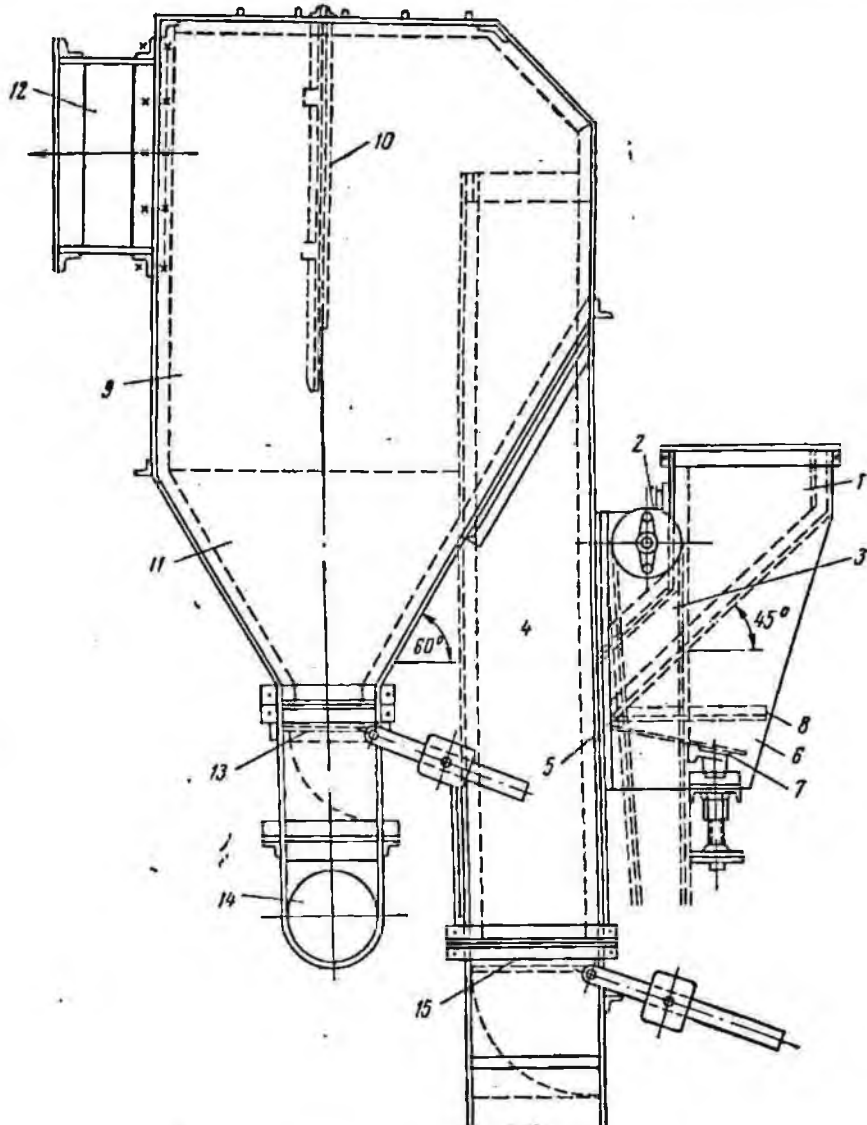


Рис. 35. Камерный обеспыливатель

тонкие частицы пыли, не осевшие в камере 9, выносятся потоком воздуха через выходной патрубком 12 и улавливаются в специальной аппаратуре. Изменение расхода воздуха, проходящего через слой обеспыливаемого материала, достигается регулировкой пластин 7 и 8. Нижняя часть приемной камеры 4 снабжена выпускным клапаном-мигалкой 15.

Техническая характеристика камерного обеспыливателя при работе на угле приведена ниже [45].

Техническая характеристика камерного обеспыливателя

Габаритные размеры, мм:		
длина	1300
ширина	2100
высота	2000
Производительность по исходному, т/ч	25—20
Производительность по пыли, т/ч	До 5
Расход воздуха, м ³ /ч	16 000
Сопротивление обеспыливателя, мм вод. ст.	70—75
К. п. д. обеспыливателя, %	40—70
Крупность исходного материала, мм	0,3; 0,6

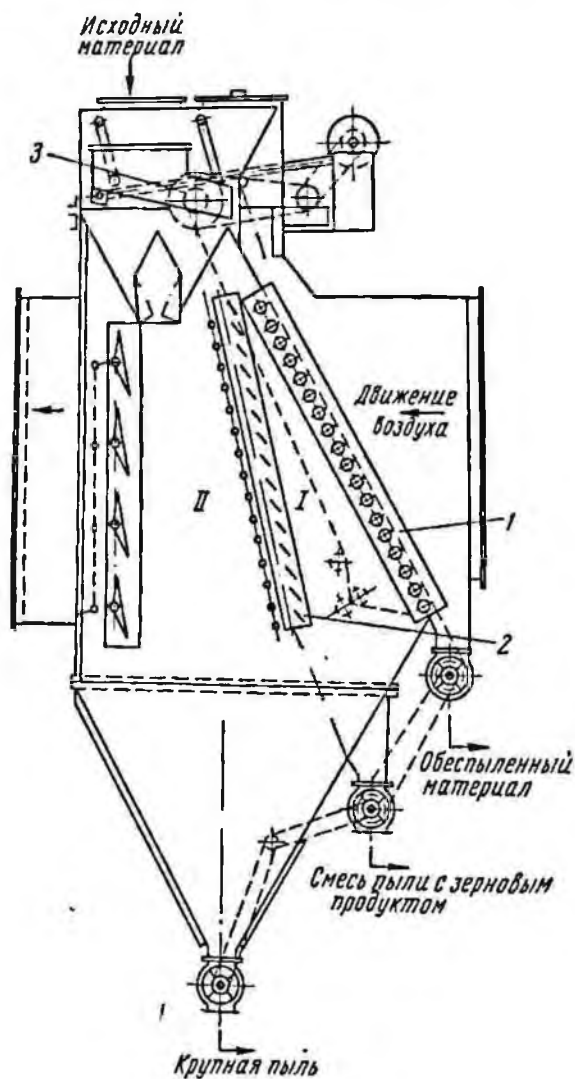


Рис. 36. Каскадный обеспыливатель Гипрококса

На рис. 36 показан каскадный обеспыливатель камерного типа конструкции Гипрококса. Он оснащен двумя системами каскадных жалюзи. Жалюзи 1 выполнены в виде каскада вращающихся по ходу движения материала роликов, а жалюзи 2 изготовлены в виде каскада металлических пластин. Исходный материал качающимся питателем 3 подается на каскад основных роликовых

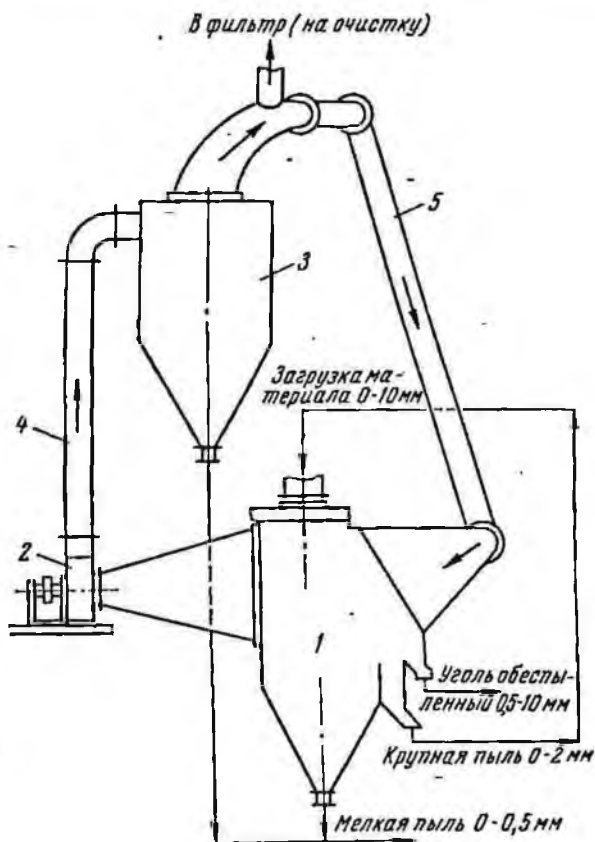


Рис. 37. Общая схема цепи аппаратов установки с каскадным жалюзийным обеспыливателем:

1 — обеспыливатель; 2 — вентилятор; 3 — циклон; 4 и 5 — воздухопроводы

жалюзи 1, служащих для лучшего разрыхления материала и спуска обеспыленной части его в место выгрузки. Вспомогательные пластинчатые жалюзи 2 разделяют камеру осаждения обеспыливателя на два отделения. В отделении I выпадает крупная пыль, в отделении II — более мелкая. Часть тонкой пыли выносятся из камеры осаждения и улавливается в специальной аппаратуре. Общая схема цепи аппаратов установки с каскадным обеспыливателем Гипрококса показана на рис. 37. Избыточный воздух,

появляющийся в результате подсосов, сбрасывается из системы непосредственно в атмосферу или подвергается тонкой очистке.

Техническая характеристика каскадного обеспыливателя Гипрококса приведена ниже [45].

Техническая характеристика каскадного обеспыливателя Гипрококса

Производительность по исходному, $m^3/ч$	100
Производительность по пыли, $m^3/ч$	20
Нагрузка на 1 m^2 площади жалюзи пластин по исходному материалу, $m^3/ч$	8—9
Расход воздуха, $m^3/ч$	84 000
Сопротивление системы, mm вод. ст.	160
Размеры ролпковой каскадной системы, mm	3570×3300
Мощность электродвигателя вентилятора, $kвт$	85
Эффективность обеспыливания, %	33—41

В зарубежной практике для обеспыливания полезных ископаемых используются камерные обеспыливатели, по своему конструктивному исполнению подобные рассмотренным [26].

К основным достоинствам камерных обеспыливателей относятся их простота и эксплуатационная надежность.

К недостаткам следует отнести низкие технологические показатели и необходимость подвергать тонкой очистке значительные объемы запыленного воздуха.

Совместная работа сепараторов и мельниц

При рассмотрении совместной работы сепаратора и мельницы наибольший интерес представляют схемы размола с выносным (автопомпным) сепаратором. Схема такой установки показана на рис. 38. Следует заметить, что в качестве классифицирующего аппарата в приведенной схеме может быть представлен любой из рассмотренных ранее сепараторов. Согласно приведенной на рис. 38 схеме размольной установки введем следующие обозначения:

X — количество исходного, подлежащего сепарации материала, содержащего A готового по крупности (с нулевым остатком на контрольном сите) продукта, %;

Y — количество тонкого материала, выдаваемого сепаратором и содержащего C готового продукта, %;

Z — количество грубого материала, отделяемого сепаратором и содержащего B того же готового продукта, %.

Материальный баланс установки может быть составлен в виде уравнения

$$X = Y + Z. \quad (37)$$

Если $Z = X - Y$,

то

$$X = Y + (X - Y). \quad (38)$$

Материальный баланс по готовому продукту может быть выражен следующим уравнением:

$$AX = CY + BZ. \quad (39)$$

Полученное уравнение может быть преобразовано:

$$AX = CY + B(X - Y),$$

$$AX = CY + BX - BY,$$

$$X(A - B) = Y(C - B),$$

откуда

$$Y = X \frac{A - B}{C - B}. \quad (40)$$

В приведенной схеме нагрузка на сепаратор в основном определяется количеством грубого материала, отделяемого сепаратором от исходного продукта. Весовое количество материала, возвращаемого сепаратором в мельницу на доизмельчение, называется циркулирующей нагрузкой (Z), а отношение исходного материала, поступающего в сепаратор, к фактическому выходу тонкого продукта называется кратностью циркуляции, т. е.

$$K_{ц} = \frac{X}{Y}.$$

Используя формулу (40), это выражение можно переписать в следующем виде:

$$K_{ц} = \frac{C - B}{A - B}. \quad (41)$$

В наиболее простом виде к. п. д. сепаратора может быть выражен как отношение готового продукта, содержащегося в тонком продукте сепаратора, ко всему готовому материалу, содержащемуся в продукте, поступающем на сепарацию, т. е.

$$\eta = \frac{CY}{AX}. \quad (42)$$

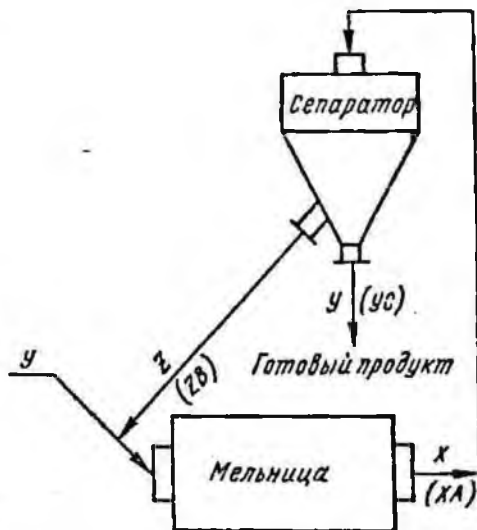


Рис. 38. Схема размольной установки с выносным сепаратором

Подставляя в формулу (42) значения X и Y из уравнения (40), получим

$$\eta = \frac{C}{A} \frac{(A-B)}{(C-B)}. \quad (43)$$

Определение коэффициента полезного действия сепаратора представляет серьезную трудность и неслучайно формулы, выражающие эффективность классификации через значение одного параметра, не характеризуют полностью процесса классификации.

К числу наиболее ранних исследований в области определения эффективности процесса сепарации относятся работы Розина и Раммлера [37 и 38], в которых за величину коэффициента полезного действия принимается отношение количества фактически отвейной сепаратором угольной пыли к ее количеству, поданному в сепаратор, формула (42) выражает это определение.

Безусловным достоинством рекомендуемой формулы для определения и. п. д. сепаратора является ее простота. Однако она далеко не отражает сущности процесса классификации, так как характеризует работу сепаратора не как разделительного, а как улавливающего аппарата. Работая при высоком напряжении объема сепаратора [39 и 40], можно отвеять почти всю тонкую фракцию (от нуля до граничного зерна) и получить максимальный к. п. д., но пыль при этом не будет соответствовать технологическим требованиям из-за большой засоренности готового продукта крупными фракциями. Поэтому, чтобы более полно характеризовать процесс сепарации, В. П. Ромадиным [6] рекомендуется вторая величина μ_R , которая определяет долю крупных частиц, уловленных в сепараторе и возвращенных в мельницу на доизмельчение:

$$\mu_R = \frac{K_n R_0}{R_a}, \quad (44)$$

где R_a — полный остаток на контрольном сите в тонком продукте сепаратора, %;

R_0 — полный остаток на том же сите в продукте перед сепаратором, %.

Числитель формулы выражает количество грубых фракций в материале, поступающем в сепаратор, а знаменатель — количество тех же частиц, содержащихся в готовой пыли, выдаваемой сепаратором.

Так же, как и к. п. д. в выражении (42), μ_R не характеризует полностью работы сепаратора, а лишь указывает на долю крупных фракций, уловленных в нем.

Г. В. Ньютон и В. Г. Ньютон [41] считают, что эффективность классификатора должна определяться отношением веса классифицированной фракции в любом из двух продуктов (выходов) к весу той же фракции (способной классифицироваться) в исходном материале. При этом условно принимается, что та часть продуктов,

которая не принадлежит к фракции, сосредоточенной в этом же продукте, является состоящей из некоторого количества перасклассифицированного исходного материала, который попал в продукт вследствие недостаточно четкой работы сепаратора. Это количество нерасклассифицированного исходного материала в продукте должно быть определено и вычтено из общего веса этого продукта. Разность дает действительный вес классифицированной фракции в продукте. Отношение этого веса к весу всей фракции в исходном материале и есть эффективность классификатора.

Пример. В сепаратор поступает 20 т/ч материала, который необходимо расклассифицировать по крупности 0,1 мм. В исходном материале содержится 60% фракции <0,1 мм, в крупке (грубый продукт сепарации) содержится 30% фракции <0,1 мм при общем выходе крупки 10 т/ч. В мелочи (тонкий продукт сепарации) при общем выходе 10 т/ч содержится 90% этой же фракции.

Согласно условию в 10 т мелочи содержится 10%, или 1 т крупки. Поскольку доля крупки в исходном материале составляет 40%,

то 1 т крупки в мелочи будет составлять $\frac{1}{0,4} = 2,5$ т исходного материала, которые необходимо вычесть из общего выхода мелочи (10 т), чтобы определить величину фактически расклассифицированного продукта в ней, т. е.

$$10 - 2,5 = 7,5 \text{ т.}$$

В исходном материале выход фракции <0,1 мм составляет

$$\frac{20 \cdot 60}{100} = 12 \text{ т.}$$

Эффективность процесса классификации

$$\eta = \frac{7,5}{12} \cdot 100 = 62,5\%.$$

Используя приведенные исходные данные, определим эффективность классификации по обычному способу (формула 42):

$$\eta = \frac{CY}{AX} \cdot 100 = \frac{10 \cdot 90}{20 \cdot 60} \cdot 100 = 75\%.$$

Как видно, показатель эффективности процесса классификации по обычному способу (формула 42) значительно выше показателя эффективности по способу Ньютонов. Это объясняется тем, что в формуле (42) не учитывается количество грубых фракций, содержащихся в отсеарированной мелочи. Если этот способ определения эффективности вполне приемлем для оценки работы пылеулавливающей аппаратуры, то для оценки работы классифицирующих приспособлений его следует использовать как приближенный, так как по своей физической сущности он явно уступает способу, разработанному Ньютонамп.

А. Н. Лебедев для более полной оценки эффективности работы сепаратора ввел дополнительный коэффициент, представляющий

отношение количества крупных фракций в готовом продукте к количеству крупных фракций в исходном материале, а именно:

$$\eta' = \frac{Y R_a}{X R_b} \cdot 100, \% \quad (45)$$

Общий к. п. д. сепаратора при тех же обозначениях выразится как

$$\eta_{\text{общ}} = \eta - \eta' = \frac{100 (R_b - R_a)}{R_b (100 - R_b) K_{\text{ц}}} \cdot 100, \% \quad (46)$$

Формула (46) по сравнению с ранее приведенными более полно отражает особенности процесса классификации, происходящего в сепараторе, так как включает поправку на засоренность готового продукта крупными фракциями.

Рассмотрев применяемые способы определения эффективности классификации, можно сделать вывод, что они не позволяют с достаточной полнотой характеризовать процесс классификации, происходящий в сепараторе.

Для более детальной характеристики процесса классификации можно рекомендовать определение к. п. д. сепаратора для отдельных классов крупности. По данным ситового анализа, можно подсчитать $\eta_{\text{фр}}$ для каждой фракции в отдельности

$$\eta_{\text{фр}} = \frac{R'_{\text{фр}}}{R''_{\text{фр}} K_{\text{ц}}} \cdot 100, \% \quad (47)$$

где $\eta_{\text{фр}}$ — фракционный к. п. д. для принятой фракции, %;

$R'_{\text{фр}}$ — содержание данной фракции в отвеянном (готовом) продукте, %;

$R''_{\text{фр}}$ — содержание этой фракции в продукте перед сепаратором, %.

Использование фракционных к. п. д. позволяет получить не только более полные сведения о процессе классификации, но и проследить за качественным изменением гранулометрического состава продуктов сепарации, что в ряде случаев важно для последующей технологии. Кроме того, сам по себе полный ситовый анализ, проведение которого необходимо для определения $\eta_{\text{фр}}$, позволяет более правильно судить не только о работе сепаратора, но и о работе измельчительного аппарата.

Поскольку сепаратор является неотъемлемой частью размольной установки, на его технологические показатели оказывает влияние большое количество факторов, связанных с работой измельчительного аппарата: производительность мельницы; кратность циркуляции; гранулометрический состав продукта перед сепаратором; расход воздуха в провеняемых мельницах; физико-механическая характеристика материала, подвергаемого размолу, и т. п. В сепараторах воздушно-проходного типа ЦКБ (ЦКТИ), независимо от методов регулирования, тонкость угольной пыли изменяется главным образом за счет изменения крупности исход-

ного материала. Чем крупнее продукт, выносимый из мельниц, тем грубее готовая пыль и наоборот. Изменение величины остатка на контрольном сите ($R_{70п}$ готовой пыли в зависимости от крупности исходного материала $R_{70м}$), поступающего в сепаратор, показано на рис. 39 [33].

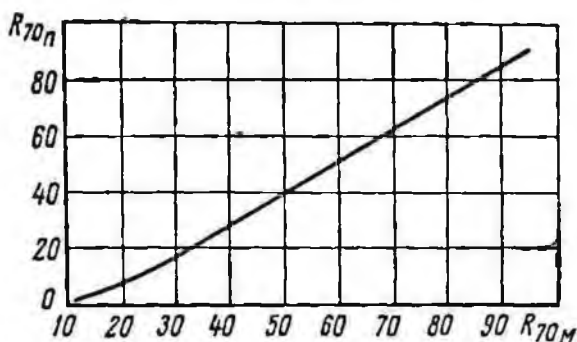


Рис. 39. Изменение остатка ($R_{70п}$) на контрольном сите № 70 (4900 отв/см^2) готовой пыли в зависимости от крупности остатка исходного материала ($R_{70м}$), поступающего в сепаратор

На рис. 40 показана зависимость к. п. д. и кратности циркуляции от угрубления помола, т. е. увеличения остатка на контрольном сите $0,07 \text{ мм}$ (R_{70}) у различных сепараторов, работающих на угольной пыли [33]. Из характера кривых видно, что к. п. д.

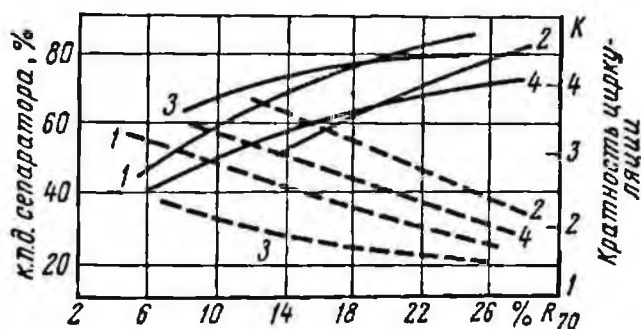


Рис. 40. К. п. д. сепаратора пыли (сплошные линии) и кратность циркуляции (пунктир) в зависимости от остатка на контрольном сите № 70 в готовой пыли:

1 — тощий уголь; 2 — газовый уголь, сепаратор Гумбольда; 3 — АШ, сепаратор Бабкока; 4 — подмосковный уголь, сепаратор ЦККБ

сепараторов с угрублением помола возрастает, а кратность циркуляции падает. Кратность циркуляции оказывает значительное влияние на к. п. д. сепаратора, гранулометрическую характеристику пыли, концентрацию и скорость пылевоздушного потока, а следовательно, играет существенную роль в технологии измель-

чения. Рассматривая случаи целесообразного и нецелесообразного увеличения кратности циркуляции, А. Н. Лебедев [33] отмечает, что для получения более равномерного помола пыли и увеличения производительности мельницы необходимо повышать крупность и количество выносимого из мельницы материала. В этом случае при условии неизменного к. п. д. сепаратора увеличивается кратность циркуляции. Такое увеличение ее целесообразно. Если же из барабана мельницы будет выноситься чрезмерно грубый материал и к. п. д. сепаратора в результате этого резко снизится, то кратность циркуляции излишне резко возрастет, что повлечет за собой повышенный расход электроэнергии на пневмотранспорт. Такое увеличение кратности циркуляции нецелесообразно, и ее не следует допускать. Очевидно, что для каждой установки, в зависимости от требований, предъявляемых к качеству помола, имеется наиболее выгодное значение кратности циркуляции.

Для промышленных сепараторов воздушно-проходного типа ЦСКБ, выдающих пыль с разным градулометрическим составом, кратность циркуляции и к. п. д. применительно к размолу углей получились в среднем следующими [33]:

$R_{70} = 6,8\%$	15—20%	25—30%
$\eta = 45—50\%$	60—70%	75—80%
$K_{ц} = 3,5—4$	2,2—2,6	1,6—2,2

При эксплуатации в схемах размола механических внутрициркуляционных сепараторов важным условием их высокоэффективной работы является соблюдение оптимальной производительности.

По данным Розина и Рамллера [43], с уменьшением подачи материала в сепаратор градулометрический состав готового продукта вследствие приноса в него грубых фракций ухудшается, что может быть объяснено увеличением скорости воздушных потоков при работе сепаратора вхолостую. В случае значительного увеличения подачи материала в сепаратор удельный вес пылевоздушной смеси возрастает и происходит некоторое снижение расхода воздуха. Это, в свою очередь, приводит к уменьшению скорости потока воздуха в зоне сепарации и созданию условий для осаждения большей доли крупных фракций. Готовый (отвеянный) продукт получается более топким. Кроме того, может иметь место и влияние ряда других факторов.

В измельчительных установках нагрузка сепаратора определяется производительностью мельницы.

Уменьшение производительности мельницы ведет к получению материала с повышенной тонкостью, а создавшаяся в этом случае недогрузка сепаратора может повлечь за собой утробление готового продукта. Следует учитывать поэтому, что улучшение градулометрического состава готового продукта в сепараторных мельницах не всегда достигается уменьшением производительности, иногда это может привести к обратным результатам.

В замкнутых схемах размола перегулируемым технологическим параметром является циркулирующая нагрузка, изменяющаяся в значительных пределах. Непостоянство загрузки сепаратора исходным материалом может повлечь за собой снижение эффективности работы размольной установки в целом. В связи с этим представляется оправданным осуществлять питание мельниц циркулирующей нагрузкой, исключив влияние ее непостоянства. Практически это может быть выполнено с помощью промежуточного бункера, предназначенного для аккумуляции грубого продукта сепаратора. Равномерная выгрузка материала из бункера и последующая загрузка в специальную или в эту же мельницу производится питателем с установленной оптимальной производительностью.

РАСЧЕТ И ВЫБОР СЕПАРАТОРОВ

Расчет механических внутрициркуляционных сепараторов

Для определения конструктивных параметров механического внутрициркуляционного сепаратора может быть применен метод расчета, предложенный Г. Л. Розенталем («Центробежные воздушные сепараторы, их теория, конструкция и расчет», автореферат кандидатской диссертации, Днепропетровск, 1938). Метод расчета сводится к следующему.

В зависимости от заданной производительности по готовому продукту определяется количество воздуха, необходимого для осуществления классификации материала по граничному зерну. При критической скорости граничных частиц классифицируемого материала определяется необходимая вертикальная скорость воздушного потока в кольцевом пространстве (между краем разбрасываемой тарелки и внутренним кожухом сепаратора), а затем площадь кольцевого пространства. Зная площадь кольцевого пространства и величину радиальной составляющей скорости схода частиц с разбрасывающей тарелки, можно определить диаметр разбрасывающей тарелки и ширину кольцевого пространства. Диаметр разбрасывающей тарелки плюс удвоенная ширина кольцевого пространства дают диаметр внутреннего кожуха. Диаметр наружного кожуха определяется в зависимости от размеров вентиляторного колеса, обеспечивающего создание необходимой скорости в кольцевом пространстве или, исходя из условий выпадения частиц, в пространстве между кожухами. Остальные размеры сепаратора принимаются исходя из конструктивных соображений.

Пример. В сепаратор поступает материал ильменит, плотностью $4,6 \text{ г/см}^3$. Требуемая производительность по загрузке 10 т/ч при содержании класса $< 60 \text{ мк}$ в исходном материале 70% .

При желательном к. п. д., равном 90% , количество отвеянного материала составит

$$q = 10 \cdot 0,7 \cdot 0,9 = 6,3 \text{ т/ч} = 6300 \text{ кг/ч.}$$

Принимая предельное насыщение воздушного потока материалом между наружным краем разбрасывающей тарелки и внутренним кожухом (зона насыщения) равным $0,4 \text{ кг/м}^3$, получим необходимое количество воздуха.

$$Q_n = \frac{6300}{0,4} = 15\,700 \text{ м}^3/\text{ч}, \text{ или } 4,36 \text{ м}^3/\text{сек.}$$

Критическая скорость частицы, характеризующая границу разделения, определяется по формуле Стокса

$$v = \frac{g}{K} = \frac{g\gamma_m d^2}{18\nu\gamma_r}, \text{ см/сек};$$

$$K = \frac{18\nu\gamma_r}{d^2\gamma_m},$$

где g — ускорение силы тяжести, см/сек^2 ;

γ_m — плотность частицы, г/см^3 ;

d — диаметр частицы, см ;

ν — кинематическая вязкость, $\text{см}^2/\text{сек}$;

γ_r — плотность газа, г/см^3 .

В выполняемом расчете определение критической скорости произведено по экспериментальным данным (рис. 10), т. е.

$$v = 2,07 \text{ м/сек} \approx 2 \text{ м/сек.}$$

Тогда вертикальная скорость потока во внутреннем кожухе сепаратора в зоне насыщения (т. е. на уровне тарелки) будет

$$v_n = 3,5v = 3,5 \cdot 2 = 7 \text{ м/сек.}$$

Значение вертикальной скорости потока во внутреннем кожухе сепаратора определяется из отношения

$$\frac{v_n}{v} = \left(\frac{y}{r}\right)^{-\frac{1}{r}},$$

которое дается на основании закона Прандтля для турбулентного распределения скоростей в пограничном слое при течении жидкости в гладких трубах

$$u = u_{\text{max}} \cdot \left(\frac{y}{r}\right)^{-\frac{1}{r}},$$

где u — скорость в некоторых точках пограничного слоя;

u_{max} — максимальная скорость потока в трубе;

y — расстояние от стенки трубы;

r — радиус трубы.

Исходя из предположения, что y изменяется от 0,1 до 0,4 мм и r от 500 до 1500 мм, определяем, что $\frac{r}{y}$ колеблется от 1250 до

15 000. Тогда $\left(\frac{y}{r}\right)^{-\frac{1}{r}}$ изменяется от 2,8 до 3,9, т. е. в среднем

$$\frac{v_n}{v} = 3,0 \div 3,5.$$

Площадь кольцевого пространства между краем разбрасывающей тарелки и стенкой внутреннего кожуха составит

$$S = \frac{Q_n}{v_n} = \frac{4,36}{7} = 0,62 \text{ м}^2.$$

Из равенства

$$S = \pi(D + b)b = \pi \frac{a\sqrt{D}}{K} \left(D + \frac{a\sqrt{D}}{K} \right)$$

определяется диаметр разбрасывающей тарелки,

где D — диаметр разбрасывающей тарелки, м;

b — ширина кольцевого пространства, м;

$$b = \frac{a\sqrt{D}}{K}; \quad v_R = a\sqrt{D};$$

v_R — радиальная скорость частицы при сходе с разбрасывающей тарелки, м/сек;

a — коэффициент, учитывающий характер поверхности разбрасывающей тарелки. При покрытии разбрасывающей тарелки резиной $a = 2,3$.

Ранее отмечалось, что $v = \frac{g}{K}$,

$$\text{тогда } K = \frac{g}{v} = \frac{9,81}{2} = 4,9.$$

Подставляя соответствующие значения, определяем величину диаметра разбрасывающей тарелки

$$0,62 = \frac{3,14 \cdot 2,3 \sqrt{D}}{4,9} \left(D + \frac{2,3 \sqrt{D}}{4,9} \right),$$

откуда

$$D = 0,38 \approx 0,4 \text{ м.}$$

Определяем величину радиальной скорости схода частицы с разбрасывающей тарелки:

$$v_R = 2,3 \sqrt{0,4} = 1,45 \text{ м/сек.}$$

Ширина кольцевого пространства определится как

$$b = \frac{a\sqrt{D}}{K} = \frac{1,45}{4,9} \approx 0,3 \text{ м.}$$

Диаметр внутреннего кожуха сепаратора составит

$$D_{\text{вн}} = D + 2b = 0,4 + 2 \cdot 0,3 = 1 \text{ м.}$$

Диаметр наружного кожуха определится как

$$D_{\text{н}} = D_{\text{вн}} + 2b' = 1 + 2 \cdot 0,5 = 2 \text{ м,}$$

где $D_{\text{н}}$ — диаметр паружного кожуха, м;
 $D_{\text{вр}}$ — диаметр внутреннего кожуха, м;
 b' — зазор между внутренним и внешним кожухами сепаратора, м.

Исходя из полученных размеров сепаратора и требующегося расхода воздуха в зоне насыщения, по каталогу производим выбор диаметра и скорости вращения вентиляторного колеса.

Выбор воздушно-проходных сепараторов

Сепараторы воздушно-проходного типа с механическими приспособлениями изготавливаются, как правило, в комплекте с размольными агрегатами. Оптимальный режим работы встроеного в мельницу сепаратора достигается главным образом изменением режимных технологических параметров в схеме размола. В этом смысле значительный интерес представляют выносные сепараторы воздушно-проходного типа без механических приспособлений.

При размоле углей в условиях замкнутого воздушного цикла с сепараторами воздушно-проходного типа ЦККБ (ЦКТИ) выбор последних может быть произведен по величине скорости пылевоздушного потока на входе в сепаратор [44] или по напряжению его [40]. Эти методы просты и апробированы практикой, поэтому могут быть рекомендованы к использованию при проектировании схем измельчения для переработки других полезных ископаемых. Напряжение сепаратора выражается отношением расхода воздуха, нагнетаемого мельничным вентилятором к объему сепаратора.

$$H = \frac{Q_{\text{м.в.}}}{Q_{\text{сеп}}}$$

где H — напряжение сепаратора, м³/м³/ч;
 $Q_{\text{м.в.}}$ — производительность мельничного вентилятора, м³/ч;
 $Q_{\text{сеп}}$ — объем сепаратора, м³.

В основу выбора сепараторов ЦККБ положен большой опыт, накопленный в области размола углей. М. Л. Кисельгорф [39 и 40] считает, что выбор сепаратора по постоянной скорости воздуха во входном патрубке (метод ЦКТИ) дает завышенные значения напряжения объема. В связи с этим отмечает, что в сепаратор, выбранный по напряжению объема, представляется возможным подавать более грубый мельничный продукт, с соответствующей проверкой скоростей во входном и выходном патрубках. Если скорости недостаточны, то необходимо изменить их диаметр.

Ниже приводится заводская характеристика сепаратора ЦККБ изготовляемого таганрогским заводом «Красный котельщик», позволяющая выбрать сепаратор по напряжению объема в зависимости от тонны помола угля.

**Зависимость напряжения объема сепаратора
от толщины готовой пыли**

Величина остатка на контрольном сите 88 μ (R_{88}), %	Напряжение, $\text{м}^3/\text{м}^3/\text{ч}$
4—6%	2000
6—17%	2500
17—30%	3500
30—40%	4500
40% и более	5000

Такой широкий диапазон изменения толщины помола угольной пыли, выдаваемой размольными установками, обусловлен разными свойствами отдельных марок углей и, следовательно, разными требованиями к granulометрическому составу пыли.

При сухом измельчении других полезных ископаемых, однородных по химическому и минералогическому составу, для выбора сепаратора достаточно иметь оптимальную величину скорости пылевоздушной смеси на входе в него, чтобы произвести необходимые расчеты всего воздушного тракта (по методу ЦКТН).

Для схем размола ильменита с воздушно-проходным сепаратором ЦККБ, скорость воздуха на входе должна составлять около 14—15 м/сек. В этом случае могут быть получены оптимальные условия работы его, обеспечивающие при некоторой регулировке дефлекторных лопаток получение готового продукта с остатком $\leq 2\%$ на сите 10 000 $\text{отв}/\text{см}^2$.

Выбор сепараторов воздушно-проходного типа с тангенциальным входом может быть произведен также по скорости во входном патрубке или напряжению.

При размоле талька в условиях замкнутого воздушного цикла с видоизмененным сепаратором конституции Еленкинского каолинового комбината (см. рис. 33) удовлетворительным результатам соответствовало напряжение 2000 $\text{м}^3/\text{м}^3/\text{ч}$. Размол производился до крупности $< 150 \text{ мк}$.

В любом случае выбор сепаратора по скорости воздушного потока или напряжению должен быть увязан с расходом воздуха, необходимого для вентиляции мельницы. По данным практики, скорость воздуха, отнесенная к полному сечению пустой шаровой барабанной мельницы, может колебаться в пределах 0,5—3 м/сек.

Технологический вентилятор для схем размола с замкнутым воздушным циклом целесообразно выбирать с 20—30%-ым запасом как по производительности, так и по напору. Это позволит иметь существенный резерв для повышения технологических показателей.

Расчет камерных сепараторов (обеспыливателей)

В наиболее простом варианте расчет камерных обеспыливателей может быть выполнен по аналогии с расчетом пылеулавливающей камеры [2 и 45]. На рис. 41 показана схема камерного

обеспыливателя с необходимыми обозначениями для выполнения приближенного расчета: H — высота камеры, м; B — ширина камеры, м; L — общая длина камеры, м; l — участок выпадения обеспыленного материала, м.

Загружаемый в обеспыливатель поток материала испытывает действие давления воздушного потока и сил тяжести. Такие же силы действуют на единичное зерно, находящееся в точке A (рис. 41). В процессе обеспыливания преследуется цель — выделить в самостоятельный продукт из исходного материала наиболее тонкозернистую часть его. По отношению к тонкодисперсным частицам может быть принято допущение, что скорость движения их в горизонтальном направлении равна скорости воздуха V_r ,

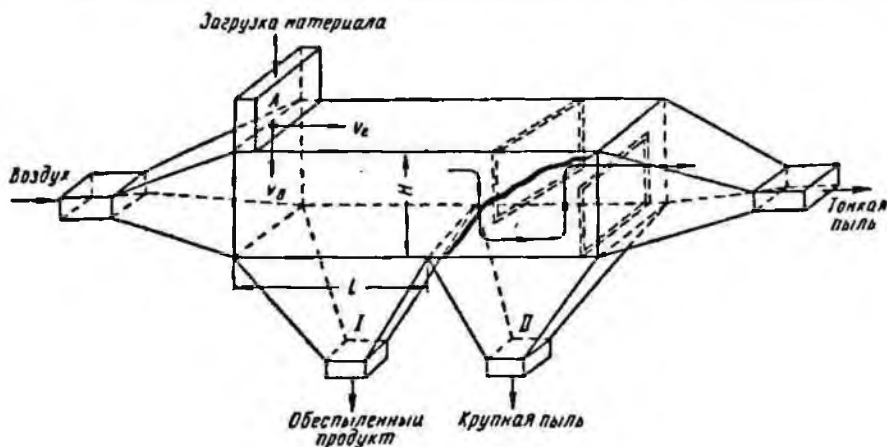


Рис. 41. Схема камерного обеспыливателя с обозначениями для расчета

а вертикальная скорость может быть принята равной скорости витания (конечной скорости) v_b в течение всего времени падения и определена графически (см. рис. 11) или формулу (14).

Для выпадения зерен граничного размера на грани, разделяющие бункер I и II, необходимо, чтобы за время движения в вертикальном направлении они прошли путь H , не превышающий длины участка l .

Время на движение частицы в горизонтальном направлении определится как

$$t_1 = \frac{l}{v_r}.$$

Время движения частицы в вертикальном направлении составит

$$t_2 = \frac{H}{v_b}.$$

Для соблюдения условий, обуславливающих разделение материала по граничному зерну необходимо, чтобы $t_1 = t_2$. Тогда

$$\frac{H}{v_b} = \frac{l}{v_r}; \quad v_r \frac{lv_b}{H} \quad \text{и} \quad v_b \frac{Hv_r}{l}. \quad (48)$$

Из формулы (48) определяем расчетную длину участка зоны осаждения обеспыленного материала

$$l_p = \frac{v_r H}{v_a}.$$

Теоретически при условии равенства $l = l_p$ и установившейся скорости $v_r = \text{const}$ частицы крупнее граничного зерна будут выпадать в бункере I, а мельче в бункере II.

При условии $l < l_p$ продукт, осевший в бункере II, будет засорен частицами крупнее граничного зерна. При условии $l > l_p$ обеспыленный продукт будет засоряться материалом мельче граничного зерна.

Практически процесс воздушной классификации (обеспыливания) не удается осуществить с высокой точностью разделения по граничному зерну. Это может быть объяснено наличием вихрей, возникающих при движении воздуха со скоростью более 0,5 м/сек, условиями (стесненное падение) разделения частиц и т. п. Для создания условий, способствующих повышению интенсивности выпадения отсепарированной пыли, в камерных обеспыливателях предусматриваются поперечные перегородки. Они позволяют удлинить путь движения воздуха и погасить инерцию движущихся частиц.

При заданных в соответствии с рис. 41 размерах обеспыливающей камеры и известной скорости горизонтального потока производительность обеспыливателя по газу может быть определена по формуле

$$Q = 3600 B H v_r, \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Удельный расход воздуха при известной часовой производительности обеспыливателя по исходному материалу q определяется по формуле

$$Y_p = \frac{Q}{q}, \text{ м}^3/\text{т}.$$

ТАЛЬК

Общие сведения

Качество тальковых руд характеризуется содержанием в них талька. Тальковые руды, содержащие талька более 70—75%, принято называть талькитами, а менее 70% талька — тальковыми камнями.

Тальку присущи следующие основные свойства: твердость по шкале Мооса 1, плотность с 2,7—2,8 г/см³. Черта белая (даже для весьма темных разновидностей). Химические формулы талька $3\text{MgO} \cdot 4\text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ и $\text{H}_2\text{O} \cdot 4\text{MgO} \cdot 5\text{SiO}_2$. Теоретический химический состав для первой формулы: SiO_2 63,4%; MgO 31,9%; H_2O 4,7%; второй формулы SiO_2 62,6%; MgO 33,6% и H_2O 3,8%.

При нагревании до 380—500° С тальк выделяет часть связанной воды, не меняя своих свойств. Дальнейшее повышение температуры (около 1300° С) способствует переходу талька в стекловидную фазу и клино-энстатит — вещество, характеризующееся высокой твердостью и хорошими электроизоляционными свойствами.

Своеобразной разновидностью талька является пирофиллит, имеющий химическую формулу $Al_2O_3 \cdot 4SiO_2 \cdot H_2O$. Теоретический химический состав пирофиллита SiO_2 66,65%, Al_2O_3 28,35%, H_2O 5%. По внешнему виду пирофиллит схож с тальком, используется в основном в керамической промышленности.

Нашей промышленностью выпускается несколько марок молотого талька [44]. В соответствии с техническими условиями каждая из них должна отвечать определенным требованиям как по качеству, так и по гранулометрическому составу. Крупность товарного талькового порошка в зависимости от требований потребителя изменяется от <150 до <10 мк.

Технология переработки талька

В промышленности тальк используется в основном в виде тонко измельченного порошка. Как правило, технология талька сводится к размолу. Качественные сорта молотого талька можно получать как из природного сырья, так и путем обогащения низкосортных талько-магнезитовых руд. В качестве основного метода обогащения применяют флотацию, часто в сочетании с магнитной сепарацией. Следует заметить, что получение качественных сортов талька методами механического обогащения удорожает продукцию и не всегда позволяет получить тальковый порошок, отвечающий высоким требованиям некоторых потребителей. В связи с этим наибольший интерес представляют тальковые месторождения, руда которых без обогащения или с некоторой сортировкой может быть переработана на высококачественный тальковый порошок.

На рис. 42 показана схема размольной установки для переработки тальковых руд.

После предварительного дробления, тальк подвергается рассеву на сите 18 мм. Класс >18 мм додрабливается и совместно с подрешетным продуктом поступает в аккумуляторный бункер, из которого питателем загружается в маятниковую мельницу и измельчается. Размолотый продукт выносится воздушным потоком во встроенный в верхнюю часть мельницы сепаратор для классификации. Грубые фракции выпадают и возвращаются в мельницу на доизмельчение, а тонкие поступают в циклон и осаждаются в нем в качестве готового продукта. Очищенный в циклоне воздух возвращается в мельницу, а избыточная часть его сбрасывается в атмосферу.

Тальковые руды имеют различную способность к размалыванию.

Плотные тальки — стеатиты характеризуются хорошей способностью размалываться. При крупности исходного материала 100 мм и конечного продукта $< 0,09$ мм плановая производительность мельницы составляет 0,8 т/ч.

Наличие незначительного количества волокнистых включений заметно снижает размалываемость этих тальков.

Хорошо поддаются размолу плотные тальки типа стеатит с выраженной рассланцованностью (при переработке в роллерных мельницах производительность составляет 1,3 т/ч, остаток на сите

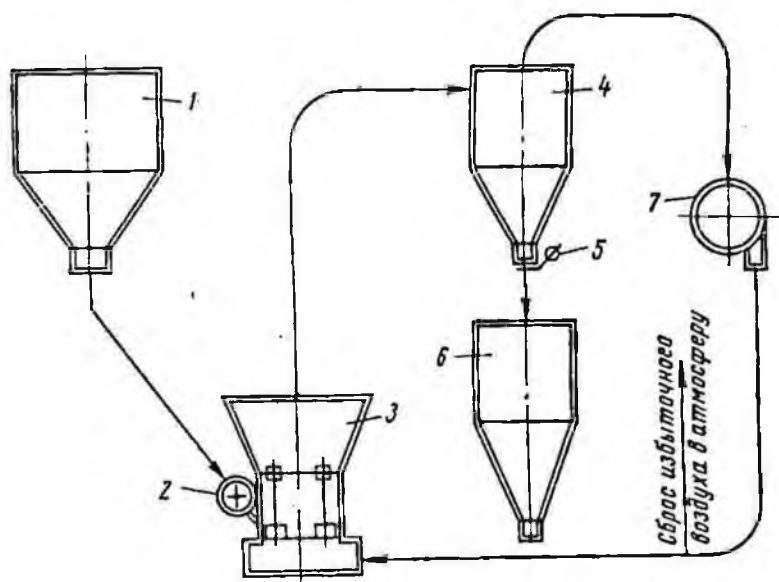


Рис. 42. Схема размольной установки для переработки тальковых руд:

1 — бункер; 2 — питатель; 3 — малтниковая мельница; 4 — циклон; 5 — клапан-мигалька; 6 — бункер готового продукта; 7 — технологический вентилятор

№ 0090 2%) и талько-карбонатизированные руды типа стеатит. Тальки листоватые, мягкие практически не поддаются размолу. Попытка перерабатывать их в смеси с абразивными талько-магнезитами также не дала положительных результатов.

Рыхлые и порошкообразные тальки и талько-хлориты сильно выветрелые в сухом виде очень хорошо поддаются размолу. Производительность мельниц в 1,5—1,7 раза выше плановой, остаток на сите № 0090 $\leq 2\%$.

Влажный тальк этой разновидности превращается в сплошную глинистую массу, замазывая детали мельниц. В некоторых случаях даже при кондиционной влажности руды 1% происходит нарушение технологии.

Использование шаровых барабанных мельниц в тальковой промышленности

Необходимость резкого увеличения производства тальковых порошков низкого сорта, получающихся в результате размола абразивных талько-магнезитовых руд, а также стремление использовать для этой цели более надежные и производительные

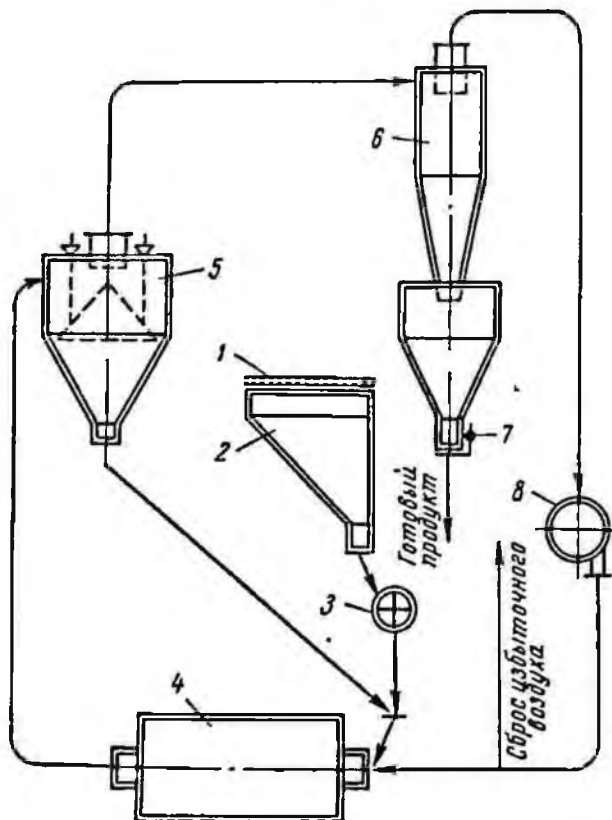


Рис. 43. Схема опытной размольной установки с шаровой барабанной мельницей:

1 — колосниковая решетка; 2 — бункер; 3 — питатель; 4 — мельница шаровая 900 × 1800 мм; 5 — сепаратор; 6 — циклон с бункером; 7 — клапан-мгалька; 8 — технологический вентилятор

размольные агрегаты, стимулировали исследования по применению шаровых барабанных мельниц в тальковой промышленности. Шаровые мельницы просты в конструктивном исполнении, надежны, более приспособлены для переработки абразивных материалов и в отличие от роллерных мельниц совершенно не чувствительны к попаданию в них металлических предметов.

В 1959—1960 гг. на размольной фабрике комбината Мпастальк были проведены испытания шаровой барабанной мельницы 900 × 800 мм. Схема опытной установки показана на рис. 43. В ка-

честве исходного материала использовалась талько-магнезитовая руда Ильменского и Сыростанского месторождений.

Руда крупностью 25—0 мм поступала в бункер, а затем секторным питателем 3 загружалась в мельницу 4. Измельченная руда воздушным потоком, создаваемым технологическим вентилятором 8, высылалась в сепаратор 5 для отделения тонких фракций от грубых. Грубые фракции возвращались в мельницу на доизмельчение, а тонкие осаждались в циклоне 6 как готовый продукт. Размол руды осуществлялся на марку В₂ в соответствии с требованиями ГОСТ 879—52 (остаток на сите 0,15 мм не более 2%). Удельная производительность установки при размоле сухой талько-магнезитовой руды составила 0,6 т/ч на 1 м³ объема мельницы.

На основании полученной удельной производительности была определена производительность шаровых барабанных мельниц, применяемых в практике сухого измельчения полезных ископаемых, по формуле [54]

$$Q = kqV, \text{ т/ч}, \quad (49)$$

где K — поправочный коэффициент, учитывающий изменение диаметра мельницы [54]

$$k = \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{0,5},$$

где D_1 и D_2 — диаметры соответственно принимаемый и опытный, м;
 q — удельная часовая производительность мельницы (0,6 т/ч на 1 м³ для мельницы 900 × 1800 мм);
 V — рабочий объем, м³.

Результаты расчета приведены в табл. 8.

Таблица 8

Техническая характеристика шаровых барабанных мельниц и их расчетная производительность

Основные размеры, мм		Рабочий объем, м ³	Производительность при размоле талько-магнезитовых руд на марку В ₂ , т/ч	Необходимое количество мельниц СМ-209 для достижения производительности шаровых мельниц
диаметр	длина			
900	1800	0,9	0,6	0,2
2100	3000	9,0	8,2	2,7
2500	3900	17,0	17,0	5,6
2870	4700	27,0	29,0	9,6

По данным комбината Миассстальк, производительность роллерных мельниц отечественного изготовления (СМ-209) на талько-магнезитовых рудах составляет 3 т/ч при получении талька марки В₂. Из табл. 8 видно, что на шаровых мельницах (2870 × 2700 мм) при размоле талько-магнезитовых руд в условиях замкнутого воздушного цикла, может быть достигнута производительность,

почти в 10 раз превышающая производительность одной роллерной мельницы.

В 1960 г. на Катав-Ивановском цементном заводе были проведены промышленные испытания размалываемости талько-магнезитовых руд в шаровой трубной мельнице. Измельчение проводилось в открытом цикле. Перед измельчением руда подсушивалась. Гранулометрический состав исходного материала до и после подсушки в сушильном барабане показан графически (рис. 44).

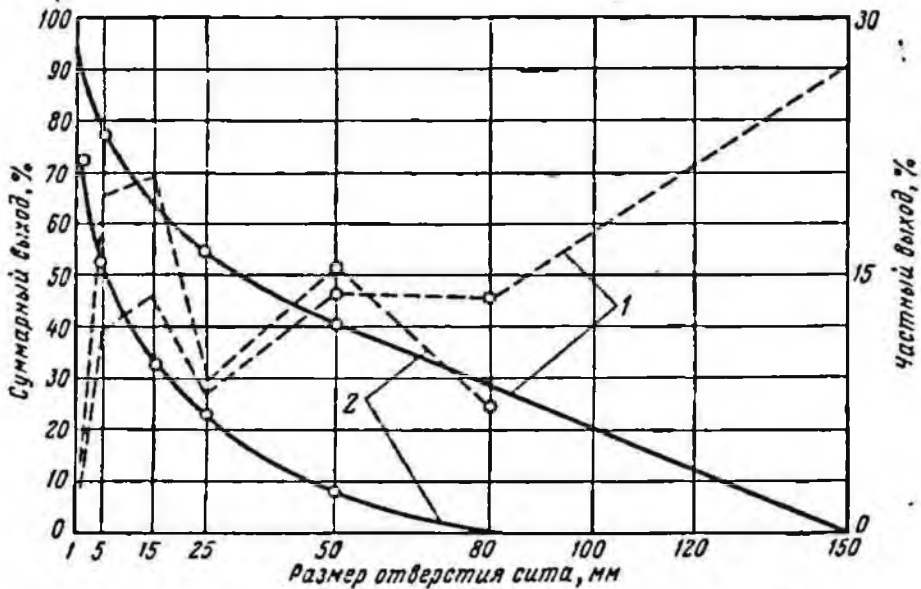


Рис. 44. Гранулометрический состав талько-магнезитовой руды:

1 и 2 — соответственно до и после сушки в барабане (пунктиром показан частный выход по классам)

Как видно из графика, крупные куски талько-магнезитовых руд склонны к значительному самоизмельчению.

Ниже приведены техническая характеристика и результаты испытания мельницы.

Измельчение проведено в условиях открытого цикла.

Техническая характеристика шаровой трубной мельницы

	Первая камера	Вторая камера
Диаметры (в свету), м	1,9	1,9
Длина камеры, м,	2,17	2,9
Объем камеры, м ³	6,15	8,22
Форма брони	Ступенчатая	Ступенчатая
Измельчающая загрузка	Шары диаметром 40—100 мм	Цилиндрокорпус Ø 22; l = 40 мм
Вес измельчающей загрузки, т	8,38	11,6
Мощность электродвигателя, квт	250	—
Разгрузка готового продукта . .	Через цапфу	—
Скорость вращения мельницы, об/мин	24	—

Результаты испытания размалываемости талько-магнезитовой руды в шаровой грубой мельнице

Производительность, т/ч	6,5—7	7,5—8,5
Марка готового продукта	B_2	B_3
Остаток на сите 0,15 мм, %	2,4	4,3

Ввиду недостаточного количества исходной руды не представилось возможным получить кондиционный порошок с остатком на сите 0,15 мм \leq 2%.

Проведенные исследования по изучению размалываемости талько-магнезитовых руд в шаровых барабанных мельницах как в замкнутом, так и в открытом циклах позволяют сделать вывод о перспективности использования их в тальковой промышленности.

Автоматическая загрузка мельниц, работающих в замкнутом воздушном цикле

Одним из основных условий, обеспечивающих высокие технико-экономические показатели рассмотренных размольных установок, является постоянство заполнения измельчительного аппарата рудой. Осуществление равномерного заполнения мельницы при оптимальном режиме работы ее позволяет добиться не только максимальной производительности и минимальной затраты энергии на размол, но и получения молотого продукта (порошка) постоянной крупности. Последнее особенно важно в тех случаях, когда размол не является конечной операцией (например, размол ильменита) и дальнейшая технология во многом зависит от granulометрического состава продукта, выдаваемого измельчительной установкой.

Наиболее совершенные устройства для осуществления автоматической загрузки мельниц, работающих в замкнутом воздушном цикле, применяются в теплоэнергетической промышленности [9]. Однако это не исключает возможности применения в практике измельчения полезных ископаемых более простых, надежных и легко поддающихся регулировке устройств. В основу автоматической загрузки в схемах размола с замкнутым воздушным циклом (см. рис. 42 и 43) положено изменение аэродинамического сопротивления размольного агрегата в зависимости от заполнения его. На комбинате Миасстальк автоматическая загрузка роллерных мельниц осуществлена следующим образом [55]. На одном валу с барабаном секторного питателя установлен храповой механизм. Над собачкой храпового механизма расположен электромагнит (рис. 45), подключенный к сети постоянного тока напряжением 36 в. Электромагнит состоит из железного сердечника, неподвижного контакта 6 и подвижного 4, вставленного в катушку ПМ от промежуточного реле. Замыкание происходит через электролит, залитый в специальную емкость 5. Контакт 4, помещенный в стеклянную трубку 7, герметично соединен с накопечником 3 и представляет медный стержень с резьбой М6 и М8. Резьба позволяет

регулировать зазор между контактом 4 и уровнем электролита в стеклянной трубке в зависимости от величины разрежения после мельницы, соответствующего оптимальному ее заполнению рудой. Полий накопчик 3 (узел А) соединяет стеклянную трубку 7 с контрольной точкой (после мельницы) размольной системы при помощи металлической трубки (надежность работы автоматического устройства достигается при условии соблюдения герметичности в местах соединений). При перегрузочной мельнице разре-

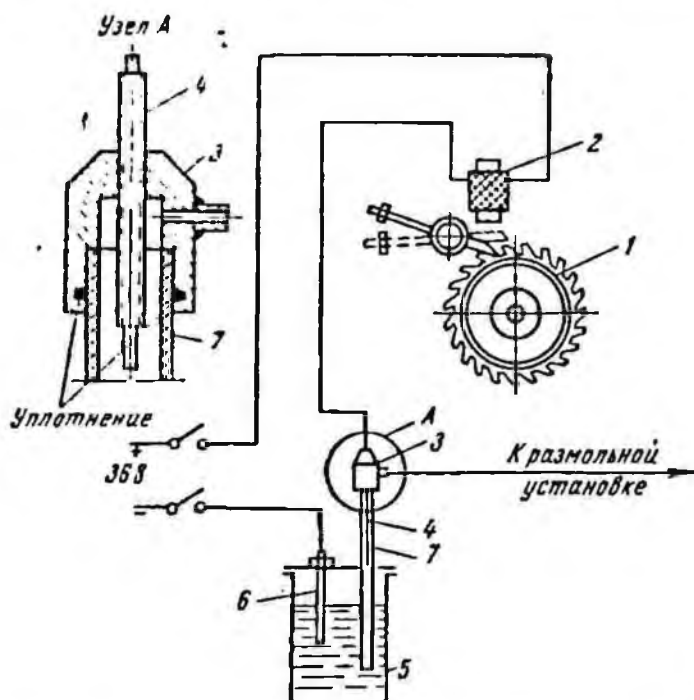


Рис. 45. Схема автоматического устройства для загрузки мельницы

жение после размольной зоны (по ходу движения воздуха) возрастает, а так как эта зона соединена со стеклянной трубкой 7, погруженной в электролит, последний поднимается в ней и замыкает электрическую цепь. В результате этого катушку начинает обтекать ток, и электромагнит 2 притягивает собачку храпового колеса 1. Поскольку собачка падает, не касаясь зубцов храпового колеса, барабан питателя останавливается и питание мельницы исходным материалом прекращается. По мере выработки материала аэродинамическое сопротивление мельницы уменьшается и снижается разрежение в зоне, сообщаемой с накопчиком 3. Уровень электролита в стеклянной трубке 7 поднимается и электрическая цепь размыкается, обесточивая электромагнит. Собачка храпового колеса возвращается в рабочее положение и мельница догружается. Оптимальное положение

подвижного контакта 4 находится методом подбора, т. е. определяется такое разрежение в импульсной точке системы, при котором мельница дает максимальную производительность.

Испытание рассмотренного автоматического устройства показало его полную работоспособность.

ИЛЬМЕНИТ

Общие сведения

Ильменит представляет метатитанат железа FeTiO_3 . Расчетное содержание в нем компонентов составляет: Fe 36,8%; Ti 31,8%; O 31,6%.

Характерные свойства: черный с ярким металлическим блеском цвет, твердость 5—6 по шкале Мооса, плотность около $4,7 \text{ г/см}^3$. Основной наиболее ценной составной частью ильменита является титан.

В чистом виде ильменит встречается редко. Обычно в нем содержатся примеси окислов большинства металлов — железа, магния, марганца, ванадия, хрома, алюминия и других, причем, большая часть которых находится в изоморфном состоянии. Особенно много в ильмените окислов железа, преимущественно магнетита и гематита. При длительном выветривании в результате перехода двухвалентного железа в трехвалентное и выноса его происходит естественное обогащение ильменита титаном (лейко-сенизация). Содержание TiO_2 в таких обогащенных титаном ильменитах возрастает до 60—65% и более.

Смесь ильменита с магнетитом (Fe_3O_4) представляет титаномagnetитовую руду, а с гематитом (Fe_2O_3) — гематитопльменитовую.

Ильменитовые, титаномagnetитовые и гематитопльменитовые руды являются основным видом сырья для производства двуокиси титана.

Природные титановые руды имеют обычно низкое содержание титана и нуждаются в обогащении.

Основными потребителями двуокиси титана являются металлургическая промышленность (твердосплавная двуокись титана) и лакокрасочная (пигментная двуокись титана).

Схема для размола и классификации ильменита

Размол ильменита (титанового флотационного концентрата) является необходимой подготовительной операцией в технологическом процессе получения двуокиси титана (TiO_2). При серно-кислотном способе получения двуокиси титана молотый ильменит (титановый флотационный концентрат) используется в сухом виде. Это в значительной мере определяет способ измельчения. Для размола ильменита применяются схемы сухого измельчения с шаровыми барабанными мельницами и автономными сепараторами.

Причем транспортирование продукта мельницы осуществляется или воздухом (схемы с замкнутым воздушным циклом и воздушно-проходными сепараторами) или элеватором (схемы с внутрициркуляционными центробежными сепараторами).

По технологическим требованиям молотый пльменит должен быть доведен до тонны $< 60 \text{ мк}$ (остаток на сите $10\ 000 \text{ отв/см}^2$ не должен превышать 2%). Получение такого продукта на существующих размольных агрегатах связано с определенными трудностями, так как пльменит абразивен и тверд. Кроме того, желательно, чтобы в молотом пльмените содержалось минимальное

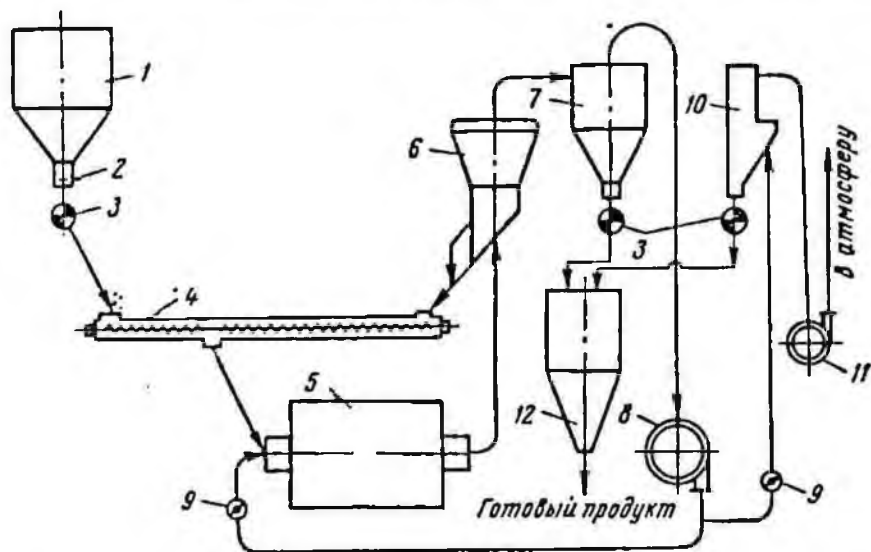


Рис. 46. Схема цепи аппаратов размольной установки с замкнутым воздушным циклом

количество тонких и грубых фракций. В связи с этим представляется целесообразным рассмотреть существующие схемы размола с точки зрения возможности достижения как оптимальных технико-экономических показателей, так и получения молотого пльменита, отвечающего требованиям дальнейшей технологии.

На рис. 46 представлена схема цепи аппаратов установки с замкнутым воздушным циклом. Исходный материал из бункера 1 питателем 3 загружается в мельницу 5. Подача питания в мельницу регулируется задвижкой 2. Измельченный материал воздушным потоком, создаваемым технологическим вентилятором 8, выносится в сепаратор проходного типа 6 и разделяется в нем на крупку и пыль. Пыль в качестве готового продукта осаждается в батарейном циклоне 7, а крупка из сепаратора шнеком 4 возвращается в мельницу на доизмельчение. Этим же шнеком исходный материал транспортируется до желоба загрузочной цапфы мельницы. Очищенный в батарейном циклоне воздух направляется в загрузочную цапфу мельницы, тем самым замыкая воздушный

цикл. Сброс избыточного воздуха из системы производится через рукавный фильтр 10. Подача воздуха регулируется шибером.

Для обеспечения нормальной работы фильтра 9 установлен вспомогательный вентилятор 11. Илменитовая пыль, осевшая в циклоне и рукавном фильтре, поступает через шлюзовые питатели 3 барабанного типа в бункер готовой продукции 12.

К основным достоинствам таких схем можно отнести:

- а) простоту схемы;
- б) отсутствие мест перегрузок и механического оборудования для транспортирования измельченного материала;
- в) надежность и простоту регулировки используемых в таких схемах сепараторов воздушно-проходного типа.

4. Возможность переработки увлажненного материала без резкого снижения производительности.

Недостатком этих схем является необходимость тонкой очистки сравнительно больших объемов воздуха, сбрасываемых из системы в атмосферу. Отсутствие же эффективных и надежных обеспыливающих аппаратов является существенным тормозом для достижения оптимальных режимов эксплуатации схем размола с замкнутым воздушным циклом.

На рис. 47 показана схема цепи аппаратов размольной установки с внутрициркуляционным центробежным сепаратором. Исходный материал из бункера 1 питателем 2 загружается в сепаратор 3. Из сепаратора выходят два продукта: крупка, направляемая в мельницу 4 на доизмельчение, и пыль — готовый продукт. Измельченный в мельнице материал элеватором 5 также направляется в сепаратор. Для снижения пылеобразования в схеме предусматривается отсос пыли вентилятором 7 от выходной цапфы мельницы. Очистка запыленного воздуха производится в рукавном фильтре 6.

По этой схеме перерабатывают илменитовые флотационные концентраты, содержащие значительную долю тонких фракций, предварительное отделение которых в сепараторе перед загрузкой в мельницу позволяет в какой-то мере снизить их перепемельчение.

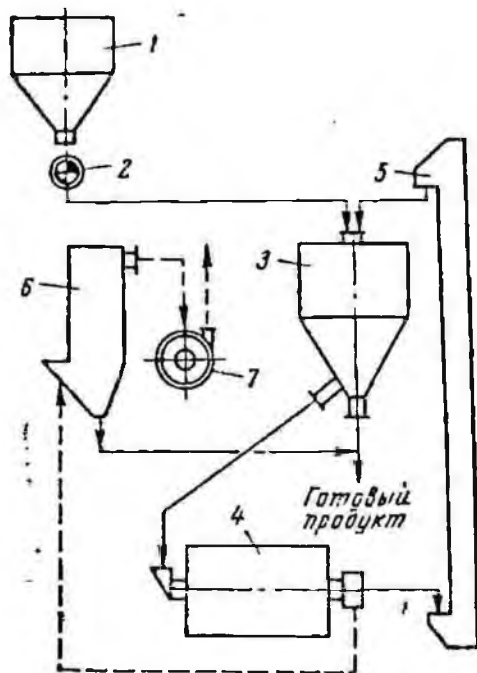


Рис. 47. Схема цепи аппаратов размольной установки с внутрициркуляционным центробежным сепаратором

Рассмотренная схема имеет следующие достоинства:

1) незначительные объемы запыленного воздуха, требующего тонкой очистки;

2) повышенный к. п. д. внутрициркуляционного механического сепаратора по сравнению с воздушно-проходным.

К недостаткам схемы можно отнести наличие: 1) дополнительного механического оборудования, снижающего эксплуатационную надежность установки; 2) мест перегрузок, требующих установки пылеотсасывающей и пылеочистительной аппаратуры.

Изучение и наладка измельчительной установки с замкнутым воздушным циклом

Изучение и наладку измельчительных установок необходимо производить в следующем порядке:

1) детальное знакомство с технологической схемой;

2) отбор проб продуктов размола и классификации в пылевыдающих точках системы для определения грапулометрического состава пыли и установления производительности установки;

3) изучение технологических показателей работы размольной установки по данным опробования;

4) ликвидация причин неудовлетворительной работы установки;

5) проверка работы размольной установки с целью установления эффективности внедренных мероприятий.

В качестве практического примера изучения и наладки размольных установок с замкнутым воздушным циклом ниже описывается исследование, проведенное на размольной установке Челябинского лакокрасочного завода (см. рис. 46). Технологическое оборудование установки имело следующую характеристику:

Шаровая мельница:		
диаметр, м.м		2100
длина, м.м		3000
рабочий объем, м ³		8
Мощность электродвигателя, квт		210
Вес шаров, т		14
Диаметр шаров (максимальный), м.м		80
Диаметр шаров (минимальный), м.м		35—40
Скорость вращения, об/мин		25
Сепаратор воздушно-проходной (ЦККБ):		
диаметр, м.м		2200
высота, м.м		3640
производительность по воздуху, м ³ /ч		До 9000
Батарейный циклон:		
внутренний диаметр элемента циклона, м.м		250
диаметр выходной трубы элемента, м.м		150
Число элементов, шт.		12
Расчетная производительность по воздуху, м ³ /ч		9000
Рукавный фильтр:		
диаметр рукава, м.м		180
длина рукава, м.м		2150

число рукавов, шт.	48
поверхность фильтровальной ткани, м ²	58,33
производительность по воздуху, м ³ /ч	31 000
Технологический вентилятор типа ВВД-9	
Вспомогательный вентилятор типа «Спирокко»-3	

Установка предназначена для размола ильменита, являющегося продуктом флотационного обогащения титано-магнетитовой руды Кусинского месторождения. Гранулометрический состав ильменитового флотационного концентрата показан графически (рис. 48).

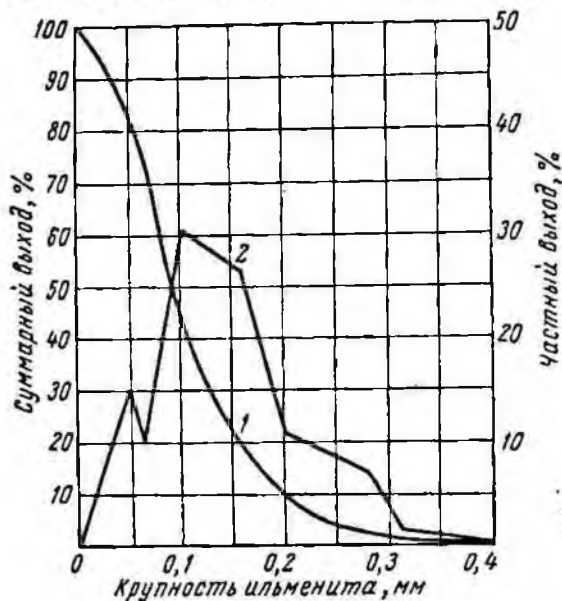


Рис. 48. Гранулометрический состав ильменитового (титанового) флотационного концентрата:

1 и 2 — кривые соответственно суммарного и частного выходов

Проектная производительность одной размольной установки, оснащенной перечисленным оборудованием 2 т/ч при условии получения готового продукта с остатком $\leq 2\%$ на сите 10 000 отв/см².

Действительная производительность измельчительной установки составила 1,52 т/ч при кратности циркулирующей нагрузки 4,5.

Полученный в результате опробования технологической схемы гранулометрический состав продуктов измельчения и классификации приведен в табл. 9.

Анализ гранулометрического состава продуктов размола и классификации указывает на значительное переизмельчение ильменита и крайне неудовлетворительную работу воздушно-проходного сепаратора, возвращающего на доизмельчение свыше 90%

Гранулометрический состав продуктов измельчения и классификации

Класс, мк	Выход класса, %						
	Материал, выходящий из мельницы	Материал, осевший в сепараторе (возврат)	Материал, поступающий в батарейный циклон	Материал, осевший в батарейном циклоне	Материал, поступающий в рукавный фильтр	Материал, осевший в рукавном фильтре	Материал, выходящий из рукавного фильтра
200—160	0,12	0,143	—	—	—	—	—
160—100	0,70	0,837	—	—	—	—	—
100—60	5,40	6,300	0,70	1,05	—	—	—
60—50	6,10	6,860	2,00	3,00	—	—	—
50	87,68	85,860	97,30	95,95	—	—	—
Всего	100,0	100,00	100,00	100,00	100,020	100,020	100,0010

готового продукта при радиальном положении регулирующих лопаток. Сепаратор выдает готовый продукт с максимальным остатком на контрольном сите. Основной причиной такого переизмельчения ильменита является малый расход воздуха в системе, не обеспечивающий своевременного выноса измельченного материала из мельницы, а также способствующий осаждению большего количества тонких фракций в сепараторе, которые должны выноситься из него для последующего осаждения в батарейном циклоне в качестве готового продукта.

Для создания повышенного расхода воздуха в системе была увеличена скорость вращения технологического вентилятора с 1000 до 1500 об/мин.

При эксплуатации установки имелись случаи, когда батарейный циклон забивался, поэтому он был заменен обычным циклоном.

Средние показатели результатов пылевоздушных замеров, выполненных для определения режима работы размольной установки, приведены в табл. 10. Расход воздуха в системе пересчитан для условий: давление барометрическое 760 мм рт. ст., температура воздуха 20° С.

Пылевоздушные замеры могут быть выполнены по методике Гипцветмета [3]. Место замера расхода воздуха в системе необходимо выбирать после пылеулавливающей аппаратуры на прямых участках пылегазового тракта.

Гранулометрический состав проб ильменитовой пыли, взятых из разных мест в пылевоздушном тракте размольной установки после перевода вентилятора на большее число оборотов, приведен в табл. 11.

Таблица 10

Результаты пылегазовых замеров в технологической цепи
размольной установки

Место замера	Количество воздуха, м ³ /ч	Содержание пыли в воздухе, г/м ³	Количество пыли, прошедшей через данное сечение, кг/ч
Перед сепаратором	4607	2140	9865
Перед циклоном	5047	687	3468
После циклона	6800	104	707
Перед рукавным фильтром	2293	104	239
После рукавного фильтра	2414	37,6*	91

* Такая высокая остаточная запыленность была получена в результате некорректной работы рукавных фильтров.

Таблица 11

Гранулометрический состав проб пыли, взятых из разных точек
размольной установки

Класс, мк	Продукт, выходящий из мельницы	Продукт, осевший в сепараторе (возврат)	Продукт, поступающий в циклон	Продукт, осевший в циклоне	Продукт, поступающий в рукавный фильтр	Продукт, сбрасываемый в атмосферу после рукавного фильтра
> 200	0,46	0,79	—	—	—	—
200—160	1,16	1,06	—	—	—	—
160—100	3,60	6,10	0,16	0,20	—	—
100—60	9,18	13,70	1,42	1,70	—	—
60—50	6,70	9,65	3,02	3,60	0,18	—
< 50	78,90	68,70	95,40	94,50	99,82	100,00
Всего . . .	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Сравнивая табл. 9 и 11 можно заметить, что с увеличением расхода воздуха в системе в продуктах размола и классификации ощутимо снизилось содержание фракций <60 мк. При условии получения готового продукта, отвечающего по крупности техническим требованиям, это является положительным фактором. Пылевоздушные замеры, результаты которых приведены в табл. 10, показывают, что производительность мельницы возросла с 1520 до 2909 кг/ч, т. е.

$$Q_{\text{общ}} = (3468 - 707) + (239 - 91) = 2909 \text{ кг/ч.}$$

Эффективность работы сепаратора (к. п. д. по классу <60 мк) при пониженных расходах воздуха в системе и циркулирующей нагрузке $K_{\text{ц}} = 4,5$ составляет

$$\eta_1 = \frac{98,95}{4,5 \cdot 93,78} \cdot 100 = 23,4\%.$$

Эффективность работы сепаратора по классу $<60 \text{ мк}$ при повышенных расходах воздуха в системе и циркулирующей нагрузке $K_{\text{ц}} = 3,3$ составляет

$$\eta_2 = \frac{98,1}{3,3 \cdot 85,6} \cdot 100 = 34,8\%.$$

Следовательно, эффективность процесса классификации вследствие увеличения расхода воздуха в системе возросла на 11,4%. Полученный расход воздуха оказался практически предельным, так как дальнейшее увеличение его приводило к необходимости

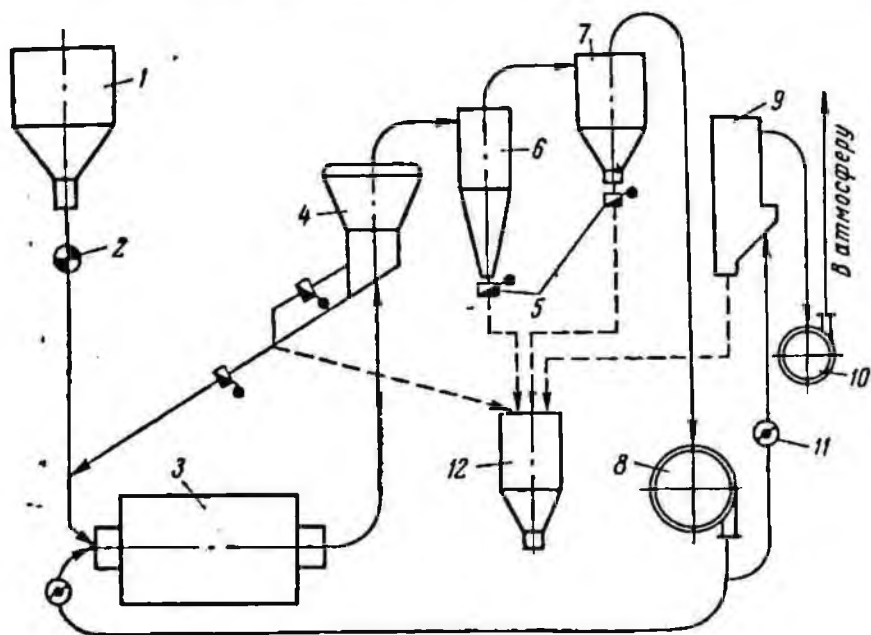


Рис. 49. Схема цепи аппаратов размольной установки с двумя ступенями очистки:

1 — бункер; 2 — питатель; 3 — шаровая барабанная мельница; 4 — сепаратор; 5 — клапан-магалка; 6 — циклон; 7 — батарейный циклон; 8 — технологический вентилятор; 9 — рукавный фильтр; 10 — вспомогательный вентилятор; 11 — шибер; 12 — бункер готового (размолотого) продукта.

переделки узла топкой очистки, т. е. замены рукавных фильтров на более производительные. Сделать это в условиях Челябинского лакокрасочного завода не представилось возможным.

Дополнительными лабораторными исследованиями [57] установлено, что повышенное качество и относительно высокий выход отвеянного (готового) продукта могут быть достигнуты при скорости пылевоздушного потока на входе в сепаратор 14—15 м/сек и угле поворота регулирующих лопаток 20°. Применение более высоких скоростей в пылегазовом тракте нежелательно, так как это может привести к недопустимому укрупнению готового продукта. Высоконапорные, а следовательно, высокоскоростные технологические вентиляторы в схемах размолы работают в тяжелых

условиях. Концентрация пыли в воздушном потоке, проходящем через них, может достигать 100 г/м^3 и более (см. табл. 10). Для предохранения технологических вентиляторов от быстрого износа в некоторых случаях оказывается целесообразным применение в схемах размола дополнительной ступени очистки, как это и было сделано на Челябинском лакокрасочном заводе (рис. 49).

При недостаточных расходах технологического воздуха в системе в некоторых случаях целесообразно продукт внутреннего конуса сепаратора объединять с готовым продуктом, как это показано пунктирной линией на рис. 49.

При эксплуатации размольных установок важно не только получение максимальной производительности, но также обеспечение надежности работы всех их узлов. В этом смысле вторая ступень очистки вполне оправдывает себя. Показатели схемы размола с двумя ступенями очистки в пылегазовом тракте несколько ниже, так как дополнительная ступень очистки представляет значительное дополнительное сопротивление, приводящее к снижению расхода технологического воздуха. В принципе это может быть компенсировано установкой более мощного вентилятора.

Следует отметить, что узел тонкой очистки избыточного воздуха в схемах размола с замкнутым воздушным циклом является одним из наиболее узких мест. Неудовлетворительная работа обеспыливающих аппаратов приводит к потерям ценных материалов, ухудшает санитарные условия труда и ограничивает возможности регулировки.

Поэтому правильный выбор пылеочистительной аппаратуры с определенным резервом по производительности является необходимым условием для обеспечения оптимальных условий работы размольной установки.

КАОЛИН

Общие сведения

По химическому составу каолин представляет собой алюмосиликат $\text{Al}_4[\text{Si}_4\text{O}_{10}](\text{OH})_8$. Каолином называют почти мономинеральные глинистые породы, обладающие белым цветом разных оттенков и состоящие преимущественно из каолинита или минералов, тождественных ему по химическому составу [58]. Главнейшими химическими компонентами каолина являются Al_2O_3 ; SiO_2 и H_2O . Чистый каолин содержит Al_2O_3 39,5%; SiO_2 46,54% и H_2O 13,96%. Суммарное содержание в чистом каолине таких распространенных примесей как Fe_2O_3 ; TiO_2 ; CaO и K_2O колеблется в пределах 2—2,8%. Твердость каолина по шкале Мооса близка 1, плотность 2,35—2,84 г/см^3 , объемный вес 1,6—2,5 т/м^3 . Гранулометрический состав глины весьма различен. Преобладающими по крупности являются частицы величиной 0,01—0,001 мм , причем частиц с размерами $< 0,001 \text{ мм}$ содержится не менее 30%.

Технология получения каолина методом воздушной классификации

Технология получения каолина методом воздушной классификации рассмотрена на примере Еленинского каолинового комбината.

Все разновидности каолина-сырца Еленинского месторождения, по данным геологоразведки, однородны по химическому составу и только желтые имеют несколько повышенное содержание соединений железа. Основными механическими примесями являются кварц, слюда, полевой шпат, а также незначительное количество рудных минералов (сидерит, ильменит и др.), которые равномерно распределены по всей толще полезного ископаемого. По мере

углубления, с приближением к гранитному ложу, наблюдается увеличение примесей вследствие появления не полностью разрушенных кристаллов полевого шпата.

Выход фракции $< 60 \text{ мк}$, по данным ВИМСа, составляет 45,6%, по данным ГеолНЕРУДа, 51,0%. Эти цифры представляют возможный выход обогащенного каолина из каолина-сырца. В действительности же, выход обогащенного каолина в практике сухого обогащения, по данным работы Еленинского комбината, значительно ниже, так как с хвостами теряется 12—20% каолина. На рис. 50 показана схема сухого обогащения каолина.

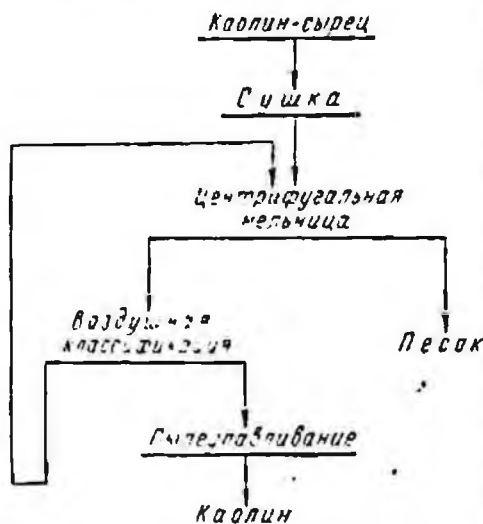


Рис. 50. Схема сухого обогащения каолина

Каолин-сырец с карьера подается автотранспортом к приемному бункеру. Из бункера он транспортируется шнековым питателем и ленточным конвейером в сушильный барабан. Высушенный материал подается в центрифугальную мельницу, где под действием механических усилий (вращающиеся бичи) и интенсивного воздушного потока осуществляется дезинтеграция каолина-сырца. Дезинтегрированный материал выносится потоком воздуха, создаваемым технологическим вентилятором, в сепаратор, в котором происходит отделение песков от каолина. Осевший в сепараторе материал, представленный смесью песка и каолина, возвращается в мельницу, а отвеянный поступает в циклон и осаждается в нем в качестве готового продукта. Очищенный от пыли воздух из циклона, как и в ранее рассмотренных схемах с замкнутым воздушным циклом, направляется в мельницу. Небывочная часть его через пылевую камеру сбрасывается в атмосферу.

В схемах сухого обогащения каолина в качестве классифицирующего аппарата применяется сепаратор, конструкция которого разработана инженерно-техническими работниками Еленинского каолинового комбината. Использование этого сепаратора в схеме обогащения каолина на Еленинском комбинате вместо сепаратора ЦКБ позволило увеличить в 3 раза производительность центрифугальных мельниц по сравнению с проектной.

В соответствии с ГОСТ 3314—63 каолин Еленинского месторождения должен отвечать определенным требованиям (табл. 12).

Таблица 12

Технические требования на обогащенный каолин Еленинского месторождения

Показатели	Нормы по сортам, % (не более)			
	Высший	1	2	3
Содержание Fe_2O_3 . . .	0,7	0,8	1,0	2,0
Механические примеси по остаткам на ситах:				
№ 016	0,01	0,01	0,10	0,20
№ 009	0,2	0,3	Не нормируется	
№ 0056	0,7	0,9	2,0	2,5
Содержание влаги . . .	0,9	0,7	0,7	0,9

Основными потребителями каолина являются резиновая, огнеупорная, химическая отрасли промышленности. Для резиновой промышленности качество каолина должно соответствовать требованиям, установленным для высшего и первого сортов. Механические примеси (остаток на ситах № 016 и 009 абразивной промышленности, ГОСТ 3384—53) в каолине, предназначенном для химической и огнеупорной промышленности, могут не определяться. При использовании каолина в огнеупорной промышленности содержание окиси алюминия Al_2O_3 должно быть не менее 35%, а огнеупорность не менее 1730° С.

ГИПС

Общие сведения

Гипс представляет водный сульфат кальция $CaSO_4 \cdot 2H_2O$. В чистом виде он содержит CaO 32,5%; SO_3 46,6% и H_2O — 20,9%.

Цвет гипса чаще белый, реже розоватый, желтоватый или серый различных оттенков. Некоторые разновидности химически чистого гипса бесцветны и прозрачны. Блеск крупнозернистых кристаллов стеклянный с перламутровым отливом на плоскостях спайности, у мелкозернистых разновидностей — матовый. Гипс

легко чертится ногтем. Твердость по шкале Мооса 2, плотность — 2,2—2,4 г/см³. При нагревании до 80—90° С гипс начинает терять воду, при 140° переходит в полугидрат, при 220° в ангидрит, а при 400—750° превращается в безводный гипс. Гипсу в природе часто сопутствует ангидрит, который представляет безводный сернокислый кальций (CaSO₄). Химически чистый ангидрид содержит CaO 41,18% и SO₃ 58,82%. Встречается он в виде сплошных зернистых мрамороподобных масс сероватого, голубоватого, белого, красноватого и фиолетового цветов. В отличие от гипса ангидрид имеет большую твердость (3—3,5) и плотность (2,9—3,1 г/см³).

Гипс используется главным образом в строительной промышленности для производства вяжущих веществ.

Технология получения строительного гипса

Основным сырьем для получения строительного гипса является гипсовый камень, содержащий в предварительно высушенном веществе не менее 90% двуводного гипса (CaSO₄·2H₂O) — для первого сорта и не менее 65% — для второго сорта. Гипсовый камень поставляется заводам-потребителям в кусках крупностью 50—300 мм или в виде щебня крупностью от 5 до 50 мм. Процесс производства строительного гипса состоит в основном из следующих операций:

- 1) дробление гипсового камня в щебенку;
- 2) помол гипсовой щебенки в шахтной мельнице с одновременной подсушкой дымовыми газами;
- 3) тепловая обработка гипсового порошка в варочных котлах до получения вяжущего гипса.

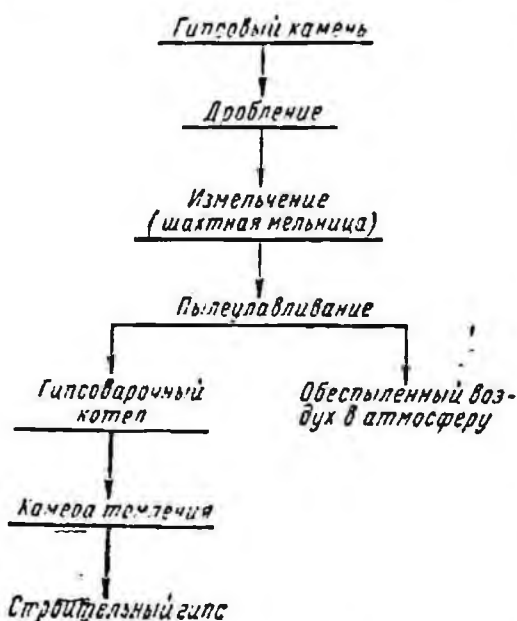


Рис. 51. Схема получения гипса

Технологическая схема получения гипса на одном из заводов показана на рис. 51. Гипсовый камень подвергается дроблению в щековой дробилке с размером загрузочного отверстия 400 × 600 мм. Максимальная крупность материала, выходящего из дробилки, составляет 50—150 мм. Гипсовый камень такой крупности подается в шахтную мельницу ШМА-1500/1186, производительностью 12 т/ч. Шахтная мельница представляет агрегат, сочетающий в себе операции измельчения и классификации.

Измельчение в мельнице осуществляется вращающимся ротором, на валу которого насажены 90 бил. Воздушная классификация измельченного материала происходит в вертикальной шахте в среде дымовых газов, имеющих температуру 450—550°. Дымовые газы получают в результате сжигания каменного угля в специальных топках.

Измельченный в мельнице материал выносится потоком газов в шахтный сепаратор. Грубые частицы в нем улавливаются и возвращаются на доизмельчение, а тонкие поступают в пылеосадительную систему, состоящую из сдвоенного циклона, батарейного циклона и рукавного фильтра. Технологический вентилятор ВРС № 9 расположен в схеме размола после сдвоенного циклона. Просасываемые через систему горячие дымовые газы являются одновременно сушильным, сепарирующим и транспортным агентом для гипсового порошка. Частицы гипса, осевшие в циклонах и рукавном фильтре, представляют сырую муку, которая сборным шнеком транспортируется в специальный бункер. В соответствии с техническими условиями гипсовая мука должна отвечать следующим требованиям:

- 1) тонкость помола (остаток на сите 900 отв/см²) не более 15—20 %;
- 2) остаточная влажность не более 1 %;
- 3) температура гипсового порошка при выходе из сдвоенного циклона 90—110° С.

Из бункера сырой муки гипсовый порошок загружается в варочный котел СМ-219 емкостью 15,2 м³, диаметром 3050 мм. Внутри котла для увеличения поверхности нагрева расположены жаровые трубы диаметром 350 мм, между которыми смонтирована мешалка, предназначенная для перемешивания гипсовой муки. При достижении температуры 130—140° С и времени варки 45—60 мин производится выгрузка строительного гипса из котла в камеру томления. Время варки зависит от качества сырья, режима подсушки гипсового порошка в шахтной мельнице и режима варки. В результате тепловой обработки двуводный гипс теряет 1,5 молекулы воды, превращаясь в материал, обладающий вяжущими свойствами.

Основные технические требования, предъявляемые к строительному гипсу, приведены ниже.

Технические требования на строительный гипс

Наименование показателей	1-й сорт	2-й сорт
Тонкость помола (остаток на сите № 02) не более, %	15	25
Предел прочности при сжатии образцов не менее, кг/см ² :		
в возрасте 1,5 ч	55	40
высушенных до постоянного веса	100	100

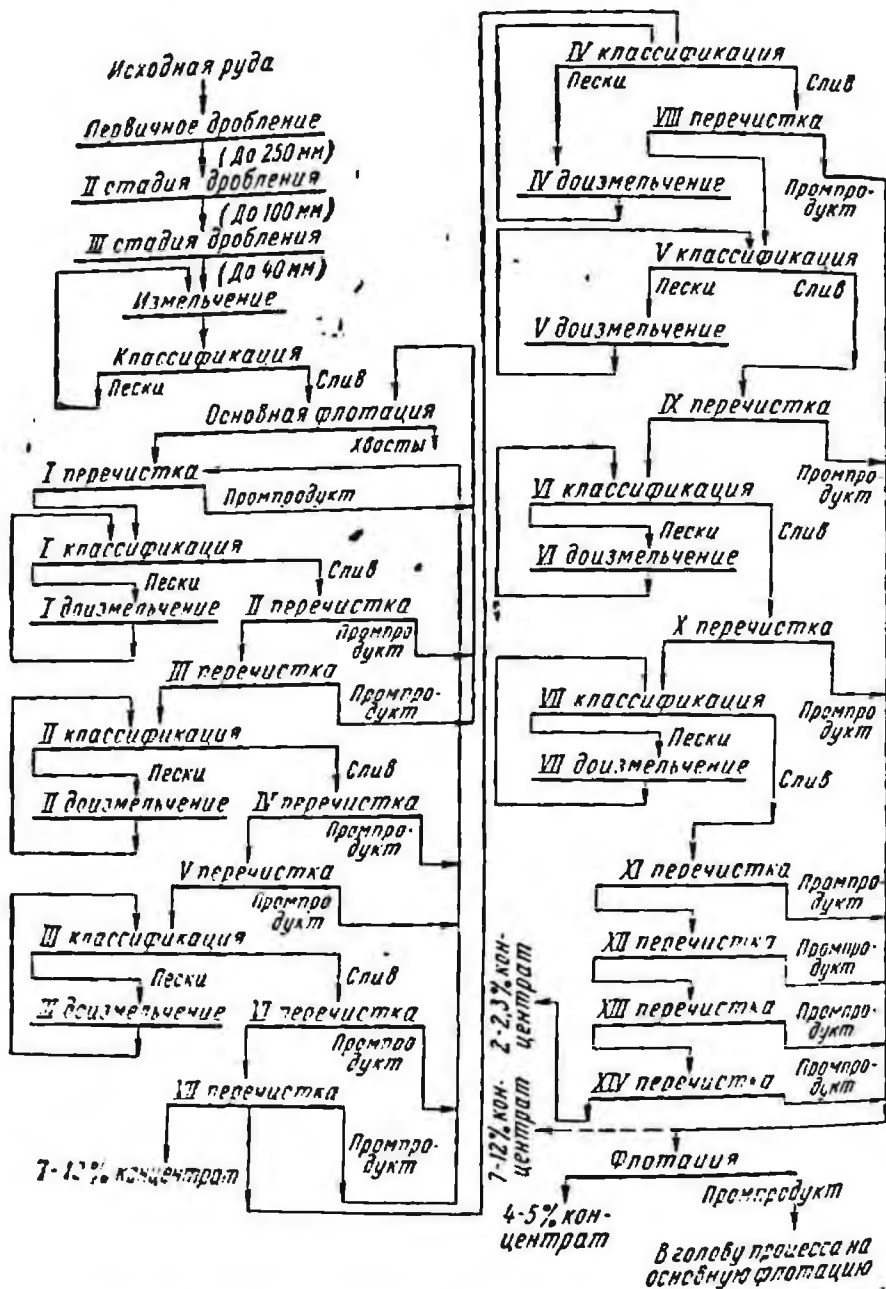


Рис. 52. Технологическая схема обогащения графита

Полученные графитовые концентраты поступают в сушиль-по-рассеивной цех, где вначале обезвоживаются на вертикальных центрифугах периодического действия, а затем подвергаются сушке в сушильном барабане. После сушки крупночешуйчатые сорта графита рассеиваются на двух последовательно установленных ситах-буритах. К графитовому концентрату предъявляются требования не только по качеству, но и гранулометрическому составу. Поэтому грубодисперсные концентраты доводятся до требуемой крупности. Размол крупночешуйчатых графитов производится в шаровых мельницах типа «Фуллер». Графит с трудом поддается воздушной классификации. Последнее обусловило конструктивное исполнение мельницы «Фуллер» со встроенными во внутреннюю часть вентилятором и контрольной сеткой, служащей для отсева кондиционных по крупности чешуек графита. Встроенный во внутрь мельницы вентилятор способствует повышению эффективности классификации.

В соответствии с действующими техническими условиями Тайгинская обогатительная фабрика выпускает тигельный, элементный и электродный графиты. В зависимости от содержания золы выпускается два сорта графита:

1. Высокозольный ($A^c = 5 \div 12\%$)

ТТ — тайгинский тигельный

ЭТМ — элементный тайгинский мелкий

ЭТК — элементный тайгинский крупный

2. Малозольный ($A^c = 2 \div 5\%$)

ЭУТ — электроугольный тайгинский

КТ — карандашный тайгинский

АТ — аккумуляторный тайгинский

ЛИТЕРАТУРА

1. Глушков Л. А. Вентпаяция дробильно-размольных отделений. Металлургиздат, 1956.
2. Руденко К. Г., Калмыков А. В. Обеспыливание и пылеулавливание при обработке полезных ископаемых. Госгортехиздат, 1963.
3. Гордон Г. М., Пейсахов И. Л. Пылеулавливание и очистка газов. Metallurgizdat, 1958.
4. Левенсон Л. Б., Прейгерзон Г. И. Дробление и грохочение полезных ископаемых. Госгортехиздат, 1940.
5. Андреев С. Е. и др. Закономерности измельчения и исследования характеристик гранулометрического состава. Metallurgizdat, 1959.
6. Товаров В. В. Измерение удельной поверхности порошкообразных материалов. «Заводская лаборатория», 1953, № 5.
7. Товаров В. В. Прибор для измерения удельной поверхности порошкообразных материалов. «Заводская лаборатория», 1953, № 5.
8. Anselm W. Oberflächenerzeugung und Arbeitsaufwand beim Zerkleinerung und Mahlen fester Stoffe. Zement — Kalk, Gips, 1951, N 1.
9. Ромашин В. П. Пылеприготовление. Госэпергоиздат, 1953.
10. Митрофанов С. И. Исследование руд на обогатимость. Metallurgizdat, 1954.
11. Фигуровский Н. А. Современные методы седиментационного анализа суспензий и эмульсий. Определение размеров и распределение частиц дисперсных систем по скорости их оседания. М., Всес. хим. об-во имени Д. И. Менделеева, 1930.
12. Гордон Г. М., Пейсахов И. Л. Контроль пылеулавливающих установок. Metallurgizdat, 1961.
13. Игнатьев В. И., Зверев И. И. Лабораторный воздушный сепаратор с «кпящим» слоем. Теплоэнергетика, 1960, № 2.
14. Ромашов Г. П. Основные принципы и методы определения дисперсного состава промышленных пылей, 1938.
15. Товаров В. В. Влияние удельной поверхности компонентов на механическую прочность цементов с микрозаполнителями «Цемент», 1949, № 3.
16. Товаров В. В., Гинзбург Ю. П. Зависимость качества цемента от схемы помола «Цемент», 1949, № 5.
17. Meade R. Portlandcement. London, 1926.
18. Подборский Л. Е., Ильгинсонис В. К. Машины для разгрузки и транспорта порошкообразных материалов. Машиз, 1961.
19. Калинин М. П. и др. Пневматический транспорт в строительстве. Госстройиздат, 1961.
20. Пневматический транспорт. Тр. вып. 2 (12). М. Изд-во «Недра», 1965.
21. Гастерштадт П. Пневматический транспорт. Изд-во обл. промбюро ВСНХ, Л. 1927.
22. Безручкин И. П. Аэродинамические свойства зерен. Тр. московского дома ученых. Сепарирование сыпучих тел. вып. 2, М.—Л., 1937.

23. Смышляев Г. К. Определение скорости вращения зерен титанового флотоконцентрата. Сб. научных трудов Челябинского НИИ горного дела, вып. II. Госгортехиздат, 1963.
24. Козьмин П. С. Экскаваторы, транспортеры и конвейеры. Машгиз, 1927.
25. Клячко Л. С. Пневматический транспорт на деревообделочных предприятиях, Промстройиздат, 1931.
26. Обогащение угля (перевод с английского) под общей редакцией Д. Р. Митчелла. Углетехиздат, 1956.
27. Соболев В. И. Воздушная сепарация и воздушная классификация. Тр. московского дома ученых. Сепарирование сыпучих тел. Вып. 2, М.—Л., 1937.
28. Эйгелес М. А. Воздушная сепарация тонких минеральных порошков. Тр. московского дома ученых. Сепарирование сыпучих тел. Вып. 2, М.—Л., 1937.
29. Басмапов В. А. Сепарация молотого талька. Тр. московского дома ученых. Сепарирование сыпучих тел. Вып. 2, М.—Л., 1937.
30. Щедрицкий М. Б. и др. Обогащение асбестовых руд. Госгортехиздат, 1962.
31. Каталог оборудования цементной промышленности. Аппараты для обеспыливания и сепараторы. Гипроцемент, 1960.
32. Гордон Г. Точное разделение твердых частиц в воздушном сепараторе. Экспресс-информация АН Цветная металлургия, 1960, № 48.
33. Лебедев А. Н. Пылеприготовление на электростанциях. Госэнергоиздат, 1949.
34. Мясников Н. Ф., Смышляев Г. К. Опытное применение и регулирование воздушного сепаратора в цикле сухого измельчения. ЦБТИ Челябинского СНХ, информационный листок, 1961, № 59.
35. Веретенников Л. А. Установка сепаратора на возврате угля в барабанно-шаровую мельницу. «Энергетик», 1954, № 10.
36. Фаерштейн Д. Г. Об отсевании тонкой пыли на возврате при размоле антрацита в шаровых барабанных мельницах «Теплоэнергетика», 1957, № 8.
37. Розин П., Раммлер Е. Методика испытаний пылеугольных мельниц. Перевод с немецкого. Госэнергоиздат, 1933.
38. Rosin P., Rammeler E. Feinheit und struktur des Kohlenstaubes unter dem Einfluss von Mühlen und Kohlenart. 5 Berichtfolge des Kohlenstaubausses des Reichkohlenrates, Berlin, 1927.
39. Кисельгорф М. А. Сепараторы ТКЗ-ВТИ для мельниц большой производительности. «Теплоэнергетика», 1959, № 9.
40. Кисельгорф М. А. К вопросу о выборе сепаратора пыли для АШ к шаровой барабанной мельнице. «Теплоэнергетика», 1955, № 6.
41. Newton H. W. und Newton W. H. Rock Products, 1932, т. XXXV, N 16.
42. Лебедев А. Н. Повышение производительности мельницы и снижение расхода электроэнергии. «Тепловое хозяйство», 1940, № 10—11.
43. Стернин И. О. О работе мельниц с воздушной сепарацией. «Цемент», 1933, № 10.
44. Нормы расчета и проектирование пылеприготовительных установок ЦКТИ. Машгиз, 1952.
45. Горное дело. Энциклопедический справочник. Госгортехиздат, т. II, 1960.
46. Аршинов В. В., Уральский Б. П. Козьмодемьяновское и Кирябинское месторождения талька на Южном Урале. «Тальк», ОНТИ, 1937.
47. Инструкция по применению классификации запасов к месторождениям талькового камня. «Тальк». Вып. IV. Неметаллические ископаемые. Госгеолгиздат, М., 1942.
48. Фишман М. А. Технология полезных ископаемых. Металлургиздат, 1955.

49. Исследование минерального сырья. ВИМС. Госгеолтехиздат, 1955.
50. Гордиенко М. Тальковый камень на Урале. «Горный журнал», 1931, № 1.
51. Бек-Домбровский Р. Перспективы производства талька. «Горный журнал», 1931, № 2.
52. Тальк (Минералогия, добыча, исследование свойств, использование в промышленности). Промстройиздат, 1952.
53. Смышляев Г. К. Использование шаровых барабанных мельниц в тальковой промышленности. Технико-экономический бюллетень Челябинского СИХ, 1962, № 7.
54. Юденич Г. И. Обогащение железных и марганцевых руд. Металлургияиздат, 1955.
55. Смышляев Г. К. Автоматическая загрузка шаровых барабанных мельниц в схемах с замкнутым воздушным циклом. ЦБТИ, информационный листок № 270, Ю-У-СНХ.
56. Беленький Е. Ф., Рискин Н. В. Химия и технология пигментов. Госхимиздат, 1960.
57. Смышляев Г. К. Воздушная классификация пылевидной пыли на модели сепаратора воздушно-проходного типа. Сб. научных трудов ИИИОГР, вып. III, 1964.
58. Бетехтин А. Г. и др. Курс месторождений полезных ископаемых, Изд-во «Недра», 1964.
59. Карг Г. Р. Промышленная вентиляция. Пневматический транспорт материалов. Госгортехиздат, 1930.
60. Страхович К. И. Основы теории и расчета пневмотранспортных установок. ОНТИ НКТП, 1935.
61. Козьмин П. С. Машины непрерывного транспорта, ч. II, ОНТИ НКТП, 1936.
62. Левецов В. Н. Основы аспирации и аспирация обувных машин. Глацетпром, 1941.
-

ОГЛАВЛЕНИЕ

	Стр.
Введение	3
Общие сведения о свойствах газа и тонкодисперсных материалах . .	4
Физические свойства воздуха	4
Тонкодисперсные материалы и их основные свойства	6
Методы оценки гранулометрического состава продуктов воздушной классификации	8
Теоретические основы воздушной классификации	14
Общие сведения о скоростях витания	14
Экспериментальное определение скоростей витания частиц	18
Выделение твердых частиц из потока воздуха под действием гравитационных сил	26
Сепараторы (конструкции, расчет и технологические показатели) . .	30
Общие сведения	30
Сепараторы механические внутрициркуляционные (центробежно-лопастные)	31
Поточные сепараторы с вращающимися отбойными лопатками	44
Сепараторы воздушно-проходного типа без механических приспособлений	47
Камерные сепараторы (обеспыливатели)	56
Совместная работа сепараторов и мельниц	60
Расчет и выбор сепараторов	67
Расчет механических внутрициркуляционных сепараторов . .	67
Выбор воздушно-проходных сепараторов	70
Расчет камерных сепараторов (обеспыливателей)	71
Тальк	73
Общие сведения	73
Технология переработки талька	74
Использование шаровых барабанных мельниц в тальковой промышленности	76
Автоматическая загрузка мельниц, работающих в замкнутом воздушном цикле	79
Ильменит	81
Общие сведения	81
Схема для размола и классификации ильменита	81
	101

	Стр.
Изучение и наладка измельчительной установки с замкнутым воздушным циклом	84
Каолин	89
Общие сведения	89
Технология получения каолина методом воздушной классификации	90
Гипс	91
Общие сведения	91
Технология получения строительного гипса	92
Графит	94
Общие сведения	94
Технология получения графита	95
Литература	98

Геннадий Константинович Смышляев

**ВОЗДУШНАЯ КЛАССИФИКАЦИЯ
В ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ
ПОЛЕЗНЫХ ИСКОПАЕМЫХ**

Отв. редактор *Л. Т. Подкосо*
Редактор издательства *В. П. Куник*
Техн. редактор *З. А. Болдырева*
Корректор *Г. А. Меркулова*

Сдано в набор 26/VI 1969 г.
Подписано в печать 23/VI 1969 г.
Т-11964. Формат 60×90¹/₁₆. Печ. л. 6,5.
Уч.-изд. л. 8,2. Бумага 2. Индекс 1—3—1.
Заказ 640/1968—11. Тираж 1500 экз.
Цена 31 коп.

Издательство «Недра». Москва, К-12,
Третьяковский проезд, д. 1/19.
Ленинградская типография № 14
«Красный Печатник»
Главполиграфпрома Комитета по печати
при Совете Министров СССР.
Московский пр., д. 91.

Уважаемый товарищ!

В ИЗДАТЕЛЬСТВЕ «НЕДРА» ГОТОВЯТСЯ К ПЕЧАТИ
И ВЫЙДУТ В СВЕТ В 1969 году
НОВЫЕ КНИГИ ПО ГОРНОМУ ДЕЛУ

Барений Л. А., Рубинштейн Ю. Б. Кибернетические методы в обогащении полезных ископаемых. 20 л. Ц. 2 р. 25 к.

Пономарев И. В. Дробление и грохочение углей. 30 л. Ц. 1 р. 85 к.

Тюренинов Н. Г. и др. Опыт работы магнитообогатительных фабрик Урала и Казахстана. 15 л. Ц. 1 р. 05 к.

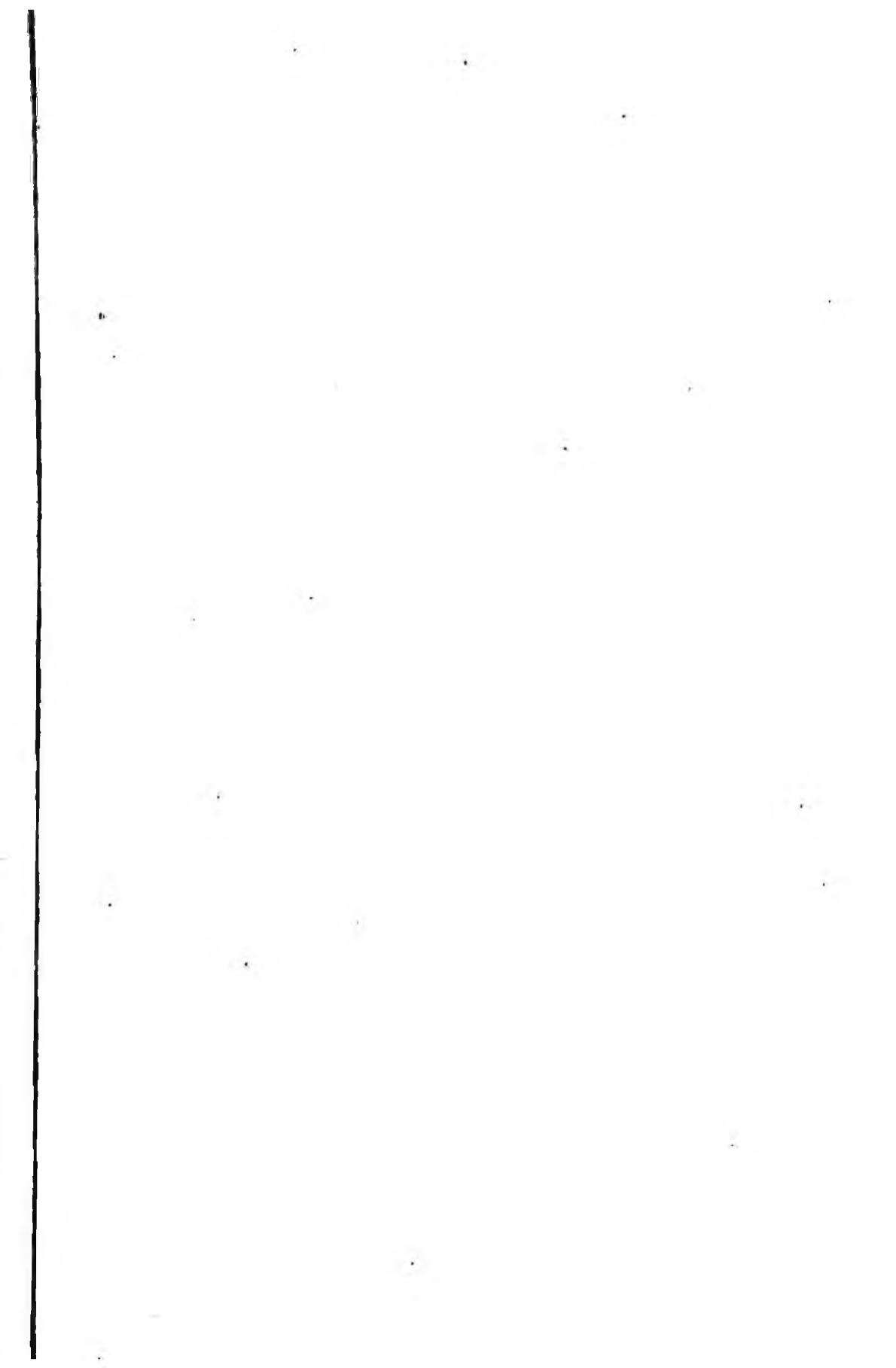
Филиппов В. А. Конструкция, расчеты и эксплуатация устройств и оборудования для сушки минерального сырья. 17 л. Ц. 1 р. 14 к.

Хрисанфова А. И., Литвинов В. Л. Технология хранения углей и мероприятия по сокращению потерь топлива. 13 л. Ц. 89 коп.

С подробными аннотациями на эти книги можно ознакомиться в тематическом плане издательства «Недра» на 1969 год, который имеется во всех книжных магазинах, распространяющих научно-техническую литературу.

Там же можно оформить предварительный заказ на интересующие Вас книги.

ИЗДАТЕЛЬСТВО «НЕДРА»



Цена 31 коп.

НЕДРА 1989