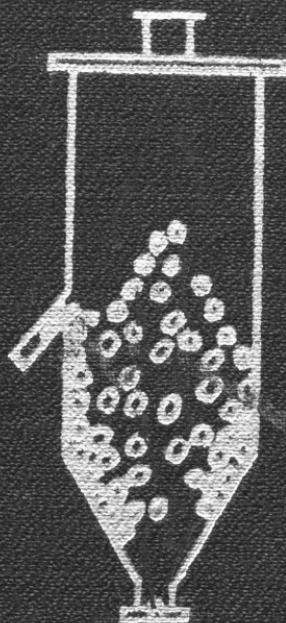


ОБЕЗВОЖИВАНИЕ РАСТВОРОВ В КИПЯЩЕМ СЛОЕ



ОБЕЗВОЖИВАНИЕ РАСТВОРОВ В КИПЯЩЕМ СЛОЕ

(Физические основы метода и его применение)

Под редакцией проф., докт. физ.-мат. наук
О. М. Тодеса



Москва «МЕТАЛЛУРГИЯ» 1973

Контрольный экземпляр

УДК 669.041 : 66.096.5/66.093.6

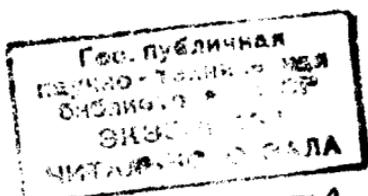
**О. М. ТОДЕС, Ю. Я. КАГАНОВИЧ, С. П. НАЛИМОВ,
А. Д. ГОЛЬЦИКЕР, В. А. СЕБАЛЛО, Д. И. ФРИДМАН**

УДК 669.041: 66.096 5/66.093.6.

Обезвоживание растворов в кипящем слое. О. М. Тодес, Ю. Я. Каганович, С. П. Налимов, А. Д. Гольцикер, В. А. Себалло, Д. И. Фридман. М., «Металлургия», 1973, 288 с.

Рассмотрены теоретические основы метода обезвоживания и грануляции растворов в аппаратах с кипящим слоем, вопросы аппаратного оформления, регулирования и управления процессом. Приведены результаты исследований и внедрения метода в цветной металлургии и смежных отраслях, а также данные действующих промышленных установок и их технико-экономические показатели.

Предназначена для инженерно-технических работников, занятых в гидрометаллургическом производстве цветных металлов, а также в смежных отраслях промышленности (химической, атомной и др.). Ил. 113. Табл. 19. Список лит.: 153 назв.



Д4
10433

73-33752

© Издательство «Металлургия». 1973.

О $\frac{3103-154}{040(01)-73}$ 55-73

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	5
Глава 1	
Основы математического описания процесса обезвоживания растворов в кипящем слое. Рецикловые процессы	9
1. Современные методы описания динамики дисперсных систем	11
2. Математический анализ процесса обезвоживания растворов в кипящем слое с подачей рецикла мелких частиц при неселективной выгрузке	16
3. Анализ устойчивости рецикловых процессов с неселективной выгрузкой	29
4. Математический анализ процесса обезвоживания растворов в кипящем слое с селективной выгрузкой	36
Глава 2	
Физическая модель процесса обезвоживания и грануляции в аппаратах кипящего слоя	47
1. Модели кинетики роста гранул при обезвоживании и грануляции в кипящем слое	48
2. Основы тепло- и массообмена при обезвоживании раствора на гранулах в кипящем слое	52
3. Методы определения кинетических констант процесса	59
4. Закономерности распределения по размерам гранул в безрецикловых процессах	67
Глава 3	
Безрецикловый метод обезвоживания растворов	73
1. Возможные механизмы образования новых центров грануляции и методы расчета распределения частиц при дроблении	77
2. Анализ закономерностей термического дробления гранул	81
3. Исследование механизма дробления одиночной гранулы	90
4. Экспериментальное исследование закономерностей термического дробления гранул в кипящем слое	93
5. Математическое описание безрециклового процесса обезвоживания растворов в кипящем слое	100
6. Методы определения кинетических констант дробления в процессе грануляции	109

7. Расчет стационарного распределения частиц по размерам в кипящем слое	122
---	-----

Глава 4

Конструкции аппаратов кипящего слоя для обезвоживания и грануляции	127
---	------------

1. Аппараты для обезвоживания и грануляции растворов в крупнотоннажных производствах	129
2. Аппараты с активным гидродинамическим режимом слоя	131
3. Комбинированные и специальные агрегаты для обезвоживания и грануляции в кипящем слое	140

Глава 5

Обезвоживание пульп и растворов цветных металлов	147
---	------------

1. Обезвоживание пульп, шламов и суспензий	148
2. Обезвоживание и грануляция растворов	167

Глава 6

Технологические способы переработки растворов, плавов, суспензий и паст в кипящем слое	192
---	------------

1. Обезвоживание растворов минеральных солей	193
2. Получение сложных удобрений	238
3. Органические продукты и красители	253

Глава 7

Принципы расчета и регулирования процесса обезвоживания растворов в кипящем слое	255
---	------------

1. Обезвоживание растворов с подачей рецикла мелких частиц	259
2. Безрецикловые процессы обезвоживания растворов	264
3. Примеры расчета аппаратов кипящего слоя для обезвоживания растворов	273
Список литературы	281

ПРЕДИСЛОВИЕ

Большой интерес к использованию преимуществ метода кипящего (псевдооживленного) слоя в различных областях техники и технологии привел к появлению за последние 15 лет целого ряда монографий советских и зарубежных авторов, причем почти все иностранные монографии переведены и изданы в Советском Союзе. Многие из этих монографий посвящены общим принципам и проблемам теории и практики кипящего слоя — гидродинамике, теплообмену, химическим превращениям твердой фазы и продуваемого газа. Общим и специальным проблемам многотоннажных процессов сушки в кипящем слое посвящены монографии и работы ряда научных коллективов — Ленинградского технологического института им. Ленсовета, Московского института химического машиностроения, Всесоюзного научно-исследовательского и проектного института галургии (ВНИИгалургии) и других организаций.

Данная монография посвящена более узкой проблеме — обезвоживанию и грануляции в кипящем слое — и в основном базируется на теоретических исследованиях и практике внедрения технологических процессов, разработанных во ВНИИГе.

Дается обзор исследовательских работ по данному вопросу, а также технологических процессов и конструкций, внедренных на предприятиях цветной металлургии и некоторых других отраслей промышленности.

В предлагаемой монографии авторы старались избежать односторонности и стремились показать, как исследование механизма процесса помогает в решении конкретных технологических проблем. Большое внимание при этом уделено построению и использованию прин-

ципальных математических моделей. Сопоставление этих моделей с результатами поставленных экспериментов позволило, с одной стороны, вскрыть физический механизм процессов, протекающих на отдельной грануле и в слое в целом. С другой стороны, обоснованные и подтвержденные математические модели позволяют выявить пути управления и оптимизации технологии обезвоживания и грануляции растворов.

При построении математических моделей следует исходить из того факта, что в реальном аппарате кипящего слоя одновременно находится огромное число частиц, исчисляемое десятками тысяч и миллионами. Эти частицы имеют различные и непрерывно изменяющиеся размеры и движутся с различными скоростями в разных направлениях. Внизу, у газораспределительной решетки, они обдуваются струями горячего газа, а поднимаясь вверх, попадают в области, где их орошает сравнительно холодный раствор. В процессе периодических перемещений капли и пленка раствора, растекающегося по поверхности гранул, высыхают и оставляют на этой поверхности осадок обезвоженной соли. Нарастивание заметного слоя осадка происходит в течение значительно-го числа таких циклов, а сами растущие гранулы в кипящем слое интенсивно перемешиваются друг с другом. Эти обстоятельства позволяют рассматривать подобный аппарат с кипящим слоем как систему с сосредоточенными параметрами, считать все частицы находящимися в одинаковых условиях и вводить усредненные характеристики скорости наращивания осадка.

Помимо основного процесса роста гранул, при испарении подаваемого раствора в аппарате происходят и другие процессы, изменяющие общее число частиц в кипящем слое. Периодически переходя из горячих зон в холодные, гранулы растрескиваются вследствие возникающих температурных напряжений, и от них могут откалываться отдельные осколки — новые, растущие вновь гранулы. При достаточно высокой температуре

слоя может происходить размягчение материала частиц, приводящее к их слипанию и агломерации. В непрерывном технологическом процессе определенная доля гранул в виде готовой продукции также непрерывно выводится из аппарата. Для компенсации этой доли и регулирования числа и размеров конечных гранул в аппарат подают новые, более мелкие частицы твердой фазы, получаемые, например, дроблением части готового продукта (рецикл).

Для поддержания стационарных условий работы аппарата все эти процессы изменения числа частиц должны балансироваться. Причем балансироваться должно не только общее число частиц и масса твердой фазы в аппарате, но и доля частиц каждого из имеющихся в аппарате размеров гранул. Поэтому математическая модель процесса должна содержать и описывать поведение всей функции распределения гранул по их размерам. Аппарат для исследования и определения подобных функций распределения в значительной мере был разработан в смежных областях науки.

Математические модели, описывающие поведение функции распределения, составлялись авторами книги для более общего случая нестационарного процесса. Это позволяет проводить более широкий анализ технологического процесса. Наряду с установлением вида и характера распределения гранул по размерам в готовом продукте при стационарном режиме работы аппарата стало возможным исследовать и предсказывать характер и направление переходных процессов. Выявлены факторы, определяющие границы устойчивости стационарных режимов и время установления стационарного состояния.

Таким образом, построенные математические модели позволяют перейти от исследований физического механизма явлений к определению параметров и режимов работы промышленных аппаратов обезвоживания и грануляции растворов в кипящем слое.

В имеющихся монографиях по сушке в кипящем слое достаточно подробно описаны многочисленные конструкции применяемых в промышленности аппаратов. Поэтому в данной книге излагаются только основные тенденции развития аппаратурного оформления описываемых процессов.

Осуществление процессов в аппаратах кипящего слоя представляет интерес вследствие простоты конструкции и обслуживания этих аппаратов и способности процессов обезвоживания растворов к саморегулированию в определенных пределах. Описываемые математические модели позволяют устанавливать пределы такого саморегулирования процессов и минимум мероприятий по применению дополнительного автоматического регулирования.

Авторы выражают надежду, что опубликование данной монографии будет способствовать более широкому применению разработанных моделей и методик расчета для других процессов, проводимых в аппаратах кипящего слоя.

ОСНОВЫ МАТЕМАТИЧЕСКОГО ОПИСАНИЯ ПРОЦЕССА ОБЕЗВОЖИВАНИЯ РАСТВОРОВ В КИПЯЩЕМ СЛОЕ. РЕЦИКЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

Физическая модель процесса обезвоживания растворов в аппарате с кипящим слоем состоит в следующем. Горячий газ, подаваемый под решетку, поддерживает над ней во взвешенном состоянии слой выделяющейся фазы, состоящей из твердых частиц различного размера. На слой разбрызгивается раствор этой фазы, обволакивающий поверхность частиц. За счет физического тепла подаваемого газа вода испаряется, и на поверхности частиц отлагается новый слой твердой фазы, увеличивая их размер (радиус) x . Суммарный объем слоя поддерживается постоянным за счет непрерывной выгрузки растущих частиц. Для поддержания постоянным общего числа частиц в слое и их среднего размера в аппарат непрерывно вводится рецикл мелких частиц определенного состава.

Наличие кипящего слоя обеспечивает одинаковые температуры и состав твердой фазы во всем аппарате и в выгрузке.

Исходя из физической модели процесса обезвоживания растворов в аппаратах с кипящим слоем его необходимо рассматривать в трех аспектах: макрокинетики тепло- и массообмена, микрокинетики тепло- и массообмена и, наконец, баланса частиц.

Основной макрокинетической особенностью кипящего слоя при обезвоживании растворов является наличие в нем нескольких зон: зоны интенсивного теплообмена (основной градиент температур сосредоточен в нижней части слоя, толщина которого оставляет 5—50 размеров частиц), зоны орошения (это либо свободная поверхность слоя, либо внутренняя граница факела форсунки, заглубленной в слой) и, наконец, охватывающей весь остальной объем слоя зоны формирования новых слоев твердого материала на частицах, т. е. фактически зоны интенсивного массообмена (испарения влаги). Собственно говоря, сущностью применения кипящего слоя и является обеспечение непрерывного обмена потоками частиц между этими зонами. В общем случае тра-

ектория частицы за период ее пребывания в слое не детерминирована и существует лишь некоторая вероятность, пропорциональная относительному объему зоны в слое, попадания частицы в определенную зону.

Положение еще более усложняется из-за различного гидродинамического состояния каждой зоны. Впервые систематический анализ таких систем, где выход процесса определяется некоторым усреднением по траекториям отдельных частиц, был применительно к процессам в кипящем слое проведен И. Н. Тагановым [1—4]. Этот анализ, названный «методом статистического моделирования», был применен для расчета процессов сушки частиц силикагеля и прессованного силиката, причем были получены не только интегральные характеристики (конечная влажность материала), но и распределение частиц по влажности; при этом принималось экспоненциальное распределение потенциалов переноса частиц по высоте.

Процесс грануляции и обезвоживания также относится к категории процессов, зависящих от траектории. Специфика его, однако, состоит в том, что нормируемым параметром является чаще всего не влажность, которая меняется скачкообразно (а не монотонно, как в случае сушки), а объем частиц, изменяющийся при каждом выходе частиц в верхнюю (факельную) зону. В принципе для детального расчета распределения по размерам указанный выше метод также может быть применен. В большинстве практически важных случаев погрешности различных этапов расчета так велики, что оказывается возможным рассматривать слой без деления на зоны как объект с некоторыми усредненными сосредоточенными параметрами.

Не менее сложен вопрос микрокинетики тепло- и массообменных процессов, т. е. явлений, протекающих на одиночной грануле. Анализ литературных данных [5—7], а также данных авторов [8, 9] показывает, что довольно обоснованным является закон роста гранул нулевого порядка, т. е. закон независимости скорости роста отдельных гранул от их размера.

Это необходимо особенно подчеркнуть, так как часто упоминаемый в литературе [10, с. 195; 11; 12] закон роста первого порядка — это не что иное, как скорость изменения среднего (эквивалентного) размера частиц в слое в периодическом процессе. Ниже показано, что

мгновенная скорость роста отдельных частиц и скорость изменения среднего размера частиц в слое в непрерывном процессе далеко не равнозначны.

Важный фактор физической картины процесса — это баланс числа частиц в системе. Он определяет в основном все модификации метода обезвоживания и грануляции из растворов в кипящем слое. Из условия непрерывности (стационарности) процесса вытекает необходимость постоянства числа частиц в слое. При этом, если вводимый с раствором продукт в балансе частиц не участвует, то выгружаемый материал представляет собой сток (отрицательный поток) частиц, который должен быть компенсирован.

По принципу этой компенсации (виду источника) и различают две важнейшие разновидности метода: рецикловые процессы, в которых отводимое и теряемое (например, с уносом) количество частиц непрерывно компенсируется внешним источником, называемым рециклом (или ретуром), и безрецикловые процессы, в которых введение новых частиц осуществляется внутри слоя за счет дробления находящихся в нем гранул. Необходимость учета внутренних связей, налагаемых процессом дробления, резко осложняет математическую сторону задачи, переводя ее из разряда дифференциальных уравнений в интегро-дифференциальные.

В заключение необходимо отметить, что разнообразие форм метода учитывает возможность наложения еще одной связи — на вероятность выгрузки частиц различного размера, что осуществляется с помощью сепарирующего устройства [5; 13; 14, с. 63; 15; 16].

1. Современные методы описания динамики дисперсных систем

Из изложенного выше можно сделать некоторые выводы о структуре искомого математического описания. Во-первых, принимая, что макрокинетические свойства системы могут быть рассмотрены на основе модели объекта с сосредоточенными параметрами (как следует из работы [17], в терминологии, применяющейся при описании процессов химической технологии, это адекватно реактору или аппарату идеального смещения), авторы тем самым определяют степень учета этих свойств в монографии.

Во-вторых, на основе проведенных экспериментов можно утверждать, что в рамках сделанных допущений микрокинетические свойства в указанной модели представляют собой нулевой порядок зависимости скорости роста гранул от их размера.

Тогда, очевидно, математическое описание сведется к соотношению для баланса числа частиц в системе с учетом ее макро- и микрокинетических свойств.

Если функция, описывающая полидисперсную систему, известна так же давно, как и ситовый анализ, то математический аппарат, дающий возможность связывать эту характеристику с параметрами процесса, определяющими ее изменение, был разработан в конце XIX в. Больцманом в статистической физике под названием метода кинетических уравнений. Эти уравнения являлись уравнениями сплошности (неразрывности) для функции распределения в пространстве изучаемой переменной (в случае фазового пространства одного измерения). Они включали нестационарный член, член, учитывающий изменение потока частиц, и так называемый «столкновительный интеграл».

Метод кинетических уравнений, ставший классическим в кинетической теории газов, впервые был, насколько известно, систематически применен к крупнодисперсным системам, характеризующимся распределением частиц по размерам, при описании и изучении кристаллизации и перегонки в аэрозольных системах в 40-годах О. М. Тодесом [18]. Вначале им было выведено уравнение сплошности для замкнутой системы без внутренних источников и стоков. Анализ его производился совместно с интегральным уравнением баланса вещества в системе для конкретного случая перегонки полидисперсного аэрозоля. Таким образом, в этой работе уже были заложены принципы замкнутого математического описания дисперсных систем.

Особенно широко этот метод и уравнение стали использовать для описания самых различных дисперсных систем в 60-х годах. Ниже кратко освещаются предложенные уравнения и полученные в различных областях результаты.

Так, Маркштейн [19] в США, используя при анализе процессов горения металлизированных ракетных топлив указанное уравнение, применил его для получения выражений моментов функций распределения, вводи-

мых далее при изучении соотношений, описывающих сложные пламена. Анализ уравнения сплошности по моментам был применен и в другой работе¹, посвященной рассмотрению проблемы двухреакторного блока применительно к каталитическому крекингу. Интересен тот факт, что поскольку здесь уже не замкнутая система, то введены источники, соответствующие выгрузке и загрузке частиц.

Наиболее подробный анализ сплошности с учетом и внешних потоков и возможной неправомерности допущения идеальности смешения (бесконечно большая скорость смешения) был проведен А. Л. Розенталем¹ и Г. И. Светозаровой [20]. Отметим, что А. Л. Розенталь также решил проблему двухреакторного блока и развил общее кинетическое уравнение применительно к газокаталитическим процессам. В то же время Г. И. Светозарова, вводя в уравнение диффузионный член, стремилась получить в сушильном аппарате желобчатого типа распределение частиц по влажности и по размерам (рассматривалось, таким образом, многомерное фазовое пространство).

Уже в своей ранней работе [18] О. М. Тодес, опираясь на исследования М. Смолуховского [21, с. 332—415], Г. Мюллера [21, с. 74—98], Н. Н. Туницкого [22] и др., делал попытку ввести в качестве источников члена не только внешние потоки частиц, но и внутренние источники и стоки за счет агломерации частиц. Это сразу же привело к получению интегро-дифференциальных уравнений, хорошо разрешимых лишь в отдельных случаях (симметричное ядро и т. д.).

Использование обобщенных функций позволяет свети задачу учета внутреннего монодисперсного источника из гомогенной фазы к подаче внешнего монодисперсного рецикла; этот случай типичен для процессов образования зародышей. Так, в работе Маркштейна [19] образование монодисперсных зародышей в пламенах при конденсации учитывалось введением дельта-функции.

В. П. Баханов [23], получив аналогичное уравнение для функции распределения капель по размерам при конденсации в камере Вильсона, дополнил его выражением для баланса массы воды в замкнутом объеме, ана-

¹ Розенталь А. Л. Автореферат докт. диссертации. М., 1967.

логично тому, как это сделал в первой работе О. М. Тодес.

Наиболее полное и интересное развитие метод кинетических уравнений применительно к распределениям частиц по размерам получил в метеорологии, в исследованиях, посвященных физике облаков, и, в частности, в серии работ М. В. Буйкова с сотр. [24], которые произвели попытку математически описать ряд интересных в динамической метеорологии случаев, учитывая в уравнениях, помимо конвективных членов, диффузионных членов с коэффициентом турбулентной диффузии и конденсационного монодисперсного источника, еще и коагуляцию частиц. Эти уравнения, дополненные уравнениями баланса массы воды в системе и температурного поля, представляют собой замкнутую систему, решения которой для отдельных частных случаев были получены при использовании электронновычислительных машин.

Интересное решение кинетического уравнения для системы испаряющихся капель получил Ю. А. Бувевич [25], рассмотревший особенно тщательно эволюцию спектра капель полидисперсной системы во времени.

Таким образом, можно констатировать, что для получения замкнутой системы уравнений баланса числа частиц в дисперсной системе с учетом ее макро- и микрокинетических свойств можно использовать разработанный и широко апробированный в различных областях математический аппарат — метод кинетических уравнений.

Рассмотрим опыт применения данного метода к описанию процессов обезвоживания и грануляции в кипящем слое.

Первой попыткой объяснить полидисперсность получаемого при подаче мелкодисперсной затравки (рецикла) продукта была работа Джонке и др. [6], применивших простое уравнение вымывания (в виде доли частиц, имеющих размер менее заданного). Эти исследователи принимали нулевой порядок скорости роста и идеальное смешение, попросту обходясь без баланса числа частиц (потоки учитывались лишь средним временем пребывания).

Аналогичный подход, но уже с рассмотрением упоминавшейся выше кинетики первого порядка был применен в серии работ Н. А. Шаховой [26; 27, с. 72; 77; 28].

В указанных исследованиях, таким образом, не использованы описания на основе уравнения сплошности. Отсюда ряд неизбежных трудностей: вводя лишь потоки выгрузки и рецикла (возможность полидисперсного рецикла Н. А. Шахова учла, введя принцип независимости роста отдельных фракций, т. е. рассматривая рост суммы независимых монофракций), исследователи не могли учитывать всего разнообразия потоков источников и стоков (показанного выше) и поэтому для получения удовлетворительного согласования с экспериментом вынуждены были коррелировать с параметрами процесса константу в выражении для скорости роста, используя, таким образом, некоторое «эффективное» ее значение.

Собственно говоря, первым исследованием, где метод распределений по временам пребывания использовался с учетом всех особенностей процесса, явилась работа В. Е. Бабенко, А. А. Ойгенблика, П. Г. Романкова и Н. Б. Рашковской [13]. Особенно эффективно предложенная модель ими использована для расчета аппарата кипящего слоя в совокупности с классификатором — путем разделения слоя на две зоны по размерам (своеобразная двухжидкостная модель).

Спорным с точки зрения авторов данной монографии явилось использование в работе [13] кинетики роста частиц первого порядка.

В последнее время аналогичный подход был использован для нахождения функции распределения частиц по размерам в стационарном процессе обезвоживания растворов с подачей монодисперсного рецикла (ретура) и нулевом порядке скорости роста гранул для однокамерного аппарата кипящего слоя [29].

При составлении математической модели обезвоживания растворов в многокамерном аппарате и ее анализе В. Г. Евдокимов [28] принял обобщенный закон скорости роста гранул в виде степенной функции с произвольным показателем степени.

Рассмотрим некоторые трудности при использовании метода функций распределения по временам пребывания для учета внутренних источников и стоков. Пока имеются лишь внешние потоки загрузки и выгрузки метод функций распределения по временам пребывания, как это впервые показал А. Р. Розенталь, для случая идеального смешения дает результаты, совпадающие

с методом кинетических уравнений. В ряде случаев неидеальность перемешивания в последнем методе учитывают добавлением диффузионного члена и тогда математически задача резко усложняется.

Положение коренным образом меняется, когда по физической сущности процесса становится неизбежным ввод внутренних источников (дробления, агломерации). Для кинетического уравнения это означает добавления интегральных членов с неизвестными функциями вероятности дробления или агломерации (в отношении которых, однако, могут быть выдвинуты те или иные модельные представления), тогда как предложенный [14, с. 43] метод ввода фиктивной дробилки не учитывает исчезновения частиц при дроблении и агломерации. Поэтому при всех преимуществах, связанных с вычислением, метод В. Г. Евдокимова, по мнению авторов книги, не столь универсален.

Авторы предложили использовать полное уравнение сплошности для баланса числа частиц при расчете кривых распределения частиц по размерам с учетом как внешних (рецикл, выгрузка), так и внутренних (дробление, истирание) источников.

Последовательное изложение этого метода применительно к анализу процессов обезвоживания растворов в кипящем слое является содержанием главы I.

2. Математический анализ процесса обезвоживания растворов в кипящем слое с подачей рецикла мелких частиц при неселективной выгрузке

Вывод основных уравнений

Полидисперсная система частиц в кипящем слое характеризуется их распределением по размерам. При большом общем их числе можно пользоваться непрерывной функцией распределения таким образом, что уравнение

$$dN(x, t) = \rho(x, t) dx \quad (1)$$

представляет собой число частиц в слое, имеющих в данный момент размеры (радиусы), лежащие в пределах от x до $x+dx$. Полное число частиц в слое определяется интегрированием:

$$N(t) = \int_0^{\infty} \rho(x, t) dx. \quad (2)$$

Составим баланс числа частиц произвольного размера в аппарате кипящего слоя с учетом изменения линейных размеров частиц $\lambda(x, t) = \frac{dx}{dt}$ за счет кристаллизации на их поверхности подаваемого с раствором вещества, введения в слой в единицу времени \dot{N} частиц рецкла с относительным распределением $\varphi(x)^*$, а также выгрузки частиц из слоя с некоторой скоростью K , являющейся величиной, обратной среднему времени пребывания частиц в слое.

Выделим для этой цели группу частиц с размерами, лежащими в интервале от x до $x+dx$ (рис. 1).

Число частиц $\rho(x, t) \cdot dx$ за время dt увеличится (с точностью до бесконечно малых высшего порядка) на величину

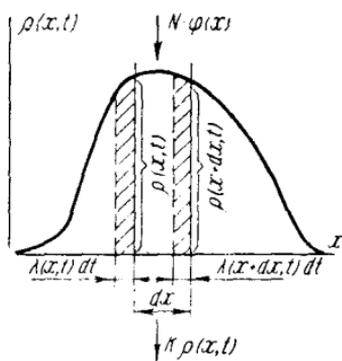


Рис. 1. Схема к выводу уравнения сплошности

Число частиц $\rho(x, t) \cdot dx$ за время dt увеличится (с точностью до бесконечно малых высшего порядка) на величину

$$\rho(x, t + dt) dx - \rho(x, t) dx \approx \frac{\partial \rho(x, t)}{\partial t} dx dt. \quad (3)$$

Это изменение функции распределения вызывается несколькими причинами. Во-первых, все частицы, размеры которых к моменту t лежали в интервале от $x - \lambda(x, t) dt$ до x , за время dt вырастут на величину $\lambda(x, t) dt$ и попадут в рассматриваемую область размеров. Число этих частиц (с точностью до малых высшего порядка) равно

$$\rho(x, t) \lambda(x, t) dt$$

и изображается на рис. 1 площадью левого заштрихованного участка.

* Интегрирование формально ведется от 0 до ∞ , хотя, конечно, частиц бесконечно малого и бесконечно большого размера нет. Следует считать, что $\rho(x=0, t) = 0$, а при $x \rightarrow \infty$ $\rho(x, t)$, а также величины $x\rho(x, t)$, $x^2\rho(x, t)$ и $x^3\rho(x, t)$ достаточно быстро стремятся к нулю.

НАЦИОНАЛЬНЫЙ ЦЕНТР
УЧЕБНО-НАУЧНОЙ И
ИНФОРМАЦИОННОЙ
ПОДДЕРЖКИ ОБРАЗОВАНИЯ
И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
УЧЕБНО-НАУЧНО-ИНФОРМАЦИОННЫЙ ЦЕНТР
УЧЕБНО-НАУЧНОЙ И ИНФОРМАЦИОННОЙ ПОДДЕРЖКИ
ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

Во-вторых, частицы с размерами, лежащими в интервале от $x+dx - \lambda(x+dx, t)dt$ до $x+dx$, за тот же промежуток времени вырастут на величину $\lambda(x+dx, t)dt$ и выйдут из рассматриваемой области размеров. Число подобных частиц равно

$$\rho(x+dx, t) \lambda(x+dx, t) dt$$

и изображается на рис. 1 площадью правого заштрихованного участка.

Кроме того, за время dt в рассматриваемый интервал размеров войдут $\dot{N}\varphi(x)dx \cdot dt^*$ частиц рецикла и выйдут $K \cdot \rho(x, t) \cdot dx \cdot dt$ частиц за счет выгрузки. Поскольку разность

$$\begin{aligned} & \rho(x, t) \lambda(x, t) dt - \rho(x+dx, t) \lambda(x+dx, t) dt \approx \\ & \approx - \frac{\partial}{\partial t} [\lambda(x, t) \rho(x, t)] dx dt, \end{aligned}$$

а изменение числа частиц в рассматриваемом интервале dx за счет указанных причин равно выражению (3), то, сокращая в полученном таким образом равенстве величины dx и dt , получаем искомое уравнение сплошности в пространстве размеров x :

$$\frac{\partial \rho(x, t)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} (\lambda \rho) = -K \rho(x, t) + \dot{N} \varphi(x). \quad (4)$$

Далее будем считать, что величина λ не зависит от x , т. е. $\frac{\partial \lambda(x, t)}{\partial x} = 0$ (процесс нулевого порядка).

Характерной особенностью процесса обезвоживания и грануляции из растворов в кипящем слое является зависимость скорости роста отдельных гранул $\lambda = \frac{dx}{dt}$ от интегрального состояния системы в целом (полной поверхности всех частиц в слое). Подобные полидисперсные системы, характеризующиеся зависимостью скорости укрупнения (или уменьшения) отдельных частиц от меняющегося во времени состояния системы (распределения частиц по размерам), встречаются, как указывалось выше, в процессах кристаллизации из растворов [30], коагуляции зольей [31] и кинетике происходящих в

* $\varphi(x)$ нормирована так, что $\int_0^{\infty} \varphi(x) dx = 1$.

облаках процессов [32]. В данном случае введенная выше функция распределения $\rho(x, t)$ связана с линейной скоростью роста $\lambda(t)$ интегральным соотношением полной кристаллизации:

$$\int_0^{\infty} \lambda(t) 4\pi x^2 \rho(x, t) dx = \dot{Q}_m, \quad (5)$$

где \dot{Q}_m — объем осаждающейся на частицах твердой фазы, подаваемой с раствором в единицу времени.

При этом имеется в виду, что физического тепла, подаваемого с газовым потоком, достаточно для полного испарения влаги, подаваемой с раствором. Поэтому уравнение теплового баланса, определяющее температуру слоя, не вводится. На практике обычно объем твердой фазы в аппарате поддерживается постоянным. Математически это условие может быть записано в виде

$$\int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi x^3 \rho(x, t) dx = V = \text{const.} \quad (6)$$

Совокупность трех уравнений (3), (5) и (6) определяет три неизвестные величины $\rho(x, t)$, $\lambda(t)$ и K в любом стационарном и нестационарном процессе при заданных потоках раствора \dot{Q}_m , рецикла $\dot{N} \cdot \varphi(x)$ и газа. На функцию распределения $\rho(x, t)$ при этом накладываются упомянутые выше граничные условия на нуле и бесконечности и должно быть задано ее начальное значение

$$\rho(x, t = 0) = \rho_0(x). \quad (7)$$

Благодаря наличию интегральных соотношений автоматически определяются и начальные значения величин λ и K . Принципиальная схема процесса с неселективной выгрузкой приведена на рис. 2.

Применим полученную систему уравнений для анализа нестационарного рециклового процесса, решения

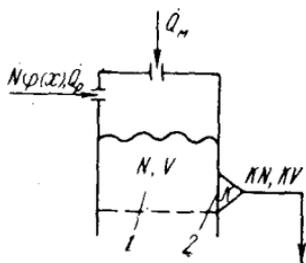


Рис. 2. Схема материальных потоков процесса обезвоживания растворов в кипящем слое с неселективной выгрузкой:

1 — аппарат кипящего слоя;
2 — выгрузочный аппарат

для которого, необходимые при расчете переходных процессов, в литературе отсутствуют.

Анализ поведения частиц в нестационарном процессе

Для анализа основной системы уравнений (4), (5), (6) в общем виде выведем из них несколько простых следствий. Умножим сначала обе части равенства (4) на $4/3\pi x^3$ и проинтегрируем от 0 до ∞ :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi x^3 \rho(x, t) dx + \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi x^3 \frac{\partial}{\partial x} (\lambda \rho) dx = \\ = -K \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi x^3 \rho(x, t) dx + \dot{N} \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi x^3 \varphi(x) dx. \end{aligned} \quad (8)$$

Первый интеграл в правой части полученного равенства дает объем твердой фазы слоя V . Благодаря постоянству V первый член в левой части равенства обращается

в нуль. Величина $\dot{N} \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi x^3 \varphi(x) dx = \dot{Q}_p$ представляет

собой объем твердой фазы, вводимой в слой за единицу времени с рециклом. Второй интеграл в левой части равенства можно взять по частям и с учетом граничных условий для $\rho(x, t)$ получим:

$$\begin{aligned} \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi x^3 \frac{\partial (\lambda \rho)}{\partial x} dx = \frac{4}{3} \pi x^3 \lambda(t) \rho(x, t) \Big|_{x=0}^{x=\infty} - \\ - \int_0^{\infty} 4\pi \lambda x^2 \rho(x, t) dx = -\dot{Q}_m. \end{aligned}$$

Таким образом, из соотношения (8) вытекает, что

$$K = \frac{\dot{Q}_m + \dot{Q}_p}{V} = \text{const}, \quad (9)$$

т. е. константа скорости выгрузки K при заданных потоках является постоянной. При $V = \text{const}$ объем подаваемой в аппарат с раствором и рециклом твердой фазы будет равен объему выгружаемых за то же время частиц:

$$\dot{Q}_m + \dot{Q}_p = \dot{Q}_{\text{выгр}}. \quad (10)$$

Величина

$$t_0 = \frac{1}{K} = \frac{V}{\dot{Q}_M + \dot{Q}_P} = \frac{V}{\dot{Q}_{\text{выг,р}}} \quad (11)$$

представляет собой тогда среднее время пребывания твердой фазы в аппарате.

Для получения второго следствия проинтегрируем обе части уравнения (4) по x от 0 до ∞ :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int_0^{\infty} \rho(x, t) dx + \int_0^{\infty} \frac{\partial(\lambda, \rho)}{\partial x} dx = -K \int_0^{\infty} \rho(x, t) dx + \\ + \dot{N} \int_0^{\infty} \varphi(x) dx. \end{aligned} \quad (12)$$

Первый интеграл в правой части дает полное число частиц в аппарате N , а второй интеграл в силу нормировки равен единице. Вследствие нулевых граничных условий второй интеграл в левой части равенства обращается в нуль.

Таким образом равенство (12) преобразуется в линейное уравнение для изменения общего числа частиц в аппарате со временем:

$$\frac{dN}{dt} = -KN + \dot{N}. \quad (13)$$

Умножая далее обе части равенства (4) на x и интегрируя от нуля до бесконечности, получаем для первого момента функции распределения $\bar{X} = \int_0^{\infty} x\rho(x, t) dx$

дифференциальное уравнение

$$\frac{d\bar{X}}{dt} = -K\bar{X} + \lambda N + \dot{N} \langle y \rangle, \quad (14)$$

где $\langle y \rangle = \int_0^{\infty} x\varphi(x) dx = \text{const}$ представляет собой средний радиус частиц в подаваемом рецикле.

При введенной выше нормировке функции распределения $\rho(x, t)$ на полное число частиц средний радиус частиц в кипящем слое равен

$$\langle x(t) \rangle = \frac{1}{N} \int_0^{\infty} x\rho(x, t) dx = \frac{\bar{X}}{N}.$$

Комбинируя это уравнение с уравнением (13), можно преобразовать равенство (14) следующим образом:

$$\frac{d \langle x \rangle}{dt} = \lambda - \frac{\dot{N}}{N} [\langle x \rangle - \langle y \rangle]^* \quad (15)$$

Наконец, умножая обе части равенства (4) на x^2 и интегрируя от нуля до бесконечности, имеем:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int_0^{\infty} x^2 \rho(x, t) dx + \lambda \int_0^{\infty} x^2 \frac{\partial \rho}{\partial x} dx = -K \int_0^{\infty} x^2 \rho(x, t) dx + \\ + \dot{N} \int_0^{\infty} x^2 \varphi(x) dx. \end{aligned} \quad (16)$$

Первый интеграл в правой части может быть на основании уравнения (5) выражен через λ . Для исключения первого интеграла в левой части продифференцируем уравнение (5) по времени. Сокращая на 4π , получим:

$$\frac{d\lambda}{dt} \int_0^{\infty} x^2 \rho(x, t) dx + \lambda \frac{\partial}{\partial t} \int_0^{\infty} x^2 \rho(x, t) dx = 0. \quad (17)$$

Производя в уравнении (16) интегрирование по частям и используя равенства (17) и (5), после несложных преобразований получаем окончательное дифференциальное уравнение для изменения λ со временем:

$$\frac{d\lambda}{dt} = K\lambda - \frac{\dot{N}4\pi \langle y^2 \rangle}{\dot{Q}_M} \lambda - \frac{8\pi}{\dot{Q}_M} N \langle x \rangle \lambda^3, \quad (18)$$

где $\langle y^2 \rangle = \int_0^{\infty} x^2 \varphi(x) dx = \text{const}$ — средний квадрат радиуса числа частиц в подаваемом речке.

Таким образом, полученные три обыкновенных дифференциальных уравнения (13), (15) и (18) позволяют

* Полученное соотношение показывает, что скорость изменения среднего размера в слое $\frac{d \langle x \rangle}{dt}$ вообще говоря, не равна скорости изменения размера каждой частицы. В частности, при стационарном режиме $\lambda = \text{const} > 0$, а $\frac{d \langle x \rangle}{dt} = 0$.

проанализировать изменение со временем трех величин — общего числа частиц N , их среднего радиуса $\langle x \rangle$ и линейной скорости роста λ — непосредственно, без использования самой функции распределения $\rho(x, t)$. Более того, в принципе из уравнений (15) и (18) можно вообще исключить $\langle x \rangle$ и получить для λ дифференциальное уравнение второго порядка, которое совместно с равенством (13) позволяет непосредственно проанализировать изменение величин N и λ в нестационарном процессе.

Условия существования стационарного рециклового процесса. Стационарное решение

В стационарном состоянии все характеристики слоя должны оставаться неизменными с течением времени. Для выяснения возможности существования стационарного режима надо в исходных уравнениях, описывающих процесс в целом и изменение его отдельных параметров, принять производные по времени равными нулю. Если полученная таким образом система уравнений будет иметь решения, не противоречащие физическому смыслу задачи, можно считать, что эти решения описывают стационарный процесс.

Основное уравнение (4) для стационарной функции распределения $\rho_*(x)$ примет вид:

$$\lambda_* \frac{d\rho_*(x)}{dx} = -K\rho_*(x) + \dot{N}\varphi(x). \quad (19)$$

Вместо дополнительных условий (5) и (6) рассмотрим выведенные следствия. Для константы скорости выгрузки K выше уже было выведено соотношение (9) и поэтому ее можно считать заданной. Из уравнения (13) при $\frac{dN}{dt} = 0$ находим общее число частиц в слое в стационарном процессе:

$$N_* = \int_0^{\infty} \rho_*(x) dx = \frac{\dot{N}}{K} = \dot{N}t_0 = \frac{\dot{N}V}{\dot{Q}_M + \dot{Q}_P}. \quad (20)$$

Как следует из этого соотношения, величина t_0 является в этом случае средним временем пребывания в аппарате загружаемых в него частиц рецикла.

Из уравнения (15) при $\frac{d\langle x \rangle}{dt} = 0$ находим средний радиус частиц в слое:

$$\langle x_* \rangle = \langle y \rangle + \lambda_* \frac{\dot{N}}{N_*} = \langle y \rangle + \frac{\lambda_*}{K} = \langle y \rangle + \lambda_* t_0. \quad (21)$$

Это соотношение имеет также наглядный физический смысл: средний радиус частиц в слое и выгрузке $\langle x_* \rangle$ превышает средний радиус частиц рецикла $\langle y \rangle$ на величину, равную произведению скорости линейного роста λ_* на среднее время пребывания частиц в аппарате t_0 , т. е. на средний их прирост $\lambda_* t_0$.

Наконец, из уравнения (18), полагая $\frac{d\lambda}{dt} = 0$ и учитывая равенства (20) и (21), получаем уравнение для определения стационарного значения λ_* :

$$\lambda_* \left[K - \frac{\dot{N} 4\pi \langle y^2 \rangle}{\dot{Q}_M} \lambda_* - \frac{8\pi \dot{N}}{\dot{Q}_M K} \left(\langle y \rangle + \frac{\lambda_*}{K} \right) \lambda_*^2 \right] = 0. \quad (22)$$

Уравнение (22) имеет тривиальное решение $\lambda_* = 0$, которое соответствует отсутствию кристаллизации $\dot{Q}_M = 0$. Сокращая обе части (22) на λ_* , получим кубическое уравнение для определения искомой величины. Приведем его к безразмерному виду. В качестве естественного масштаба длины можно выбрать средний размер частиц рецикла $\langle y \rangle$. Заменяя λ_* на безразмерную скорость

$$U_* = \frac{\lambda_*}{K \langle y \rangle}, \quad (23)$$

можно преобразовать уравнение (22) следующим образом:

$$U_*^3 + U_*^2 + \frac{\langle y^2 \rangle}{2 \langle y \rangle^2} U_* - \frac{\langle y^3 \rangle}{6 \langle y \rangle^3} \frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P} = 0. \quad (24)$$

Коэффициент $\psi = \frac{\langle y^2 \rangle}{2 \langle y \rangle^2}$ зависит от вида функции $\varphi(x)$ и лежит в пределах от 0,5 до 1 (как будет показано ниже).

Величина $\alpha = \frac{\langle y^3 \rangle}{6 \langle y \rangle^3} \frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P}$ обычно должна быть больше-

единицы, так как целесообразно основную часть твердой фазы вводить в аппарат с обезвоживаемым раствором, а не с рециклом. Очевидно, что при $\psi > 1/3$ кубическое уравнение (24) имеет только один вещественный корень*.

Предварительно рассмотрим процесс с подачей монодисперсного рецикла:

$\varphi(x) = \delta(x - x_0)$ — дельта-функция.

Моменты функции распределения частиц в рецикле по размерам для монодисперсного рецикла $\int_0^{\infty} \delta(x - x_0) dx = 1$; $\langle y \rangle = \int_0^{\infty} x \delta(x - x_0) dx = x_0$; $\langle y \rangle^2 = \int_0^{\infty} x^2 \delta(x - x_0) dx = x_0^2$; $\langle y \rangle^3 = \int_0^{\infty} x^3 \delta(x - x_0) dx = x_0^3$.

Уравнение (24) преобразуется для монодисперсного рецикла следующим образом:

$$U_*^3 + U_*^2 + \frac{1}{2} U_* - \frac{1}{6} \frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P} = 0. \quad (25)$$

Исследуем поведение функции $F(U_*) = U_*^3 + U_*^2 + \frac{1}{2} U_* - \frac{1}{6} \frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P}$ на экстремум: $\frac{dF}{dU_*} = 3U_*^2 + 2U_* + \frac{1}{2}$. Для квадратного трехчлена в правой части имеем:

$$U_*^2 + \frac{2U_*}{3} + \frac{1}{6} = 0; \quad U_{*1,2} = -\frac{1}{3} \pm \frac{i}{6} \sqrt{2},$$

т. е. функция $F(U_*)$ не имеет максимума. Взяв вторую производную $\frac{d^2F}{dU_*^2} = 6 \cdot U_* + 2 = 0$, получаем точку перегиба $U_* = -1/3$.

* Следует из условия отсутствия экстремума функции:

$$F = U_*^3 + U_*^2 + \psi U_* - \alpha; \quad \frac{dF}{dU_*} = 3U_*^2 + 2U_* + \psi = 0;$$

$U_{*1,2} = -\frac{1}{3} \pm \sqrt{\frac{1}{9} - \frac{\psi}{3}}$, и при $\psi > 1/3$ * корни комплексные.

При малых значениях $\alpha = \frac{\dot{Q}_M}{6\dot{Q}_P}$ в уравнении (25) $U_* \approx \approx 2\alpha$. При значениях $\alpha \gg 1$ $U_* \approx \sqrt[3]{\alpha}$.
Точное решение уравнения (25):

$$U_* = \sqrt[3]{-\frac{q}{2} + \sqrt{\Delta}} + \sqrt[3]{-\frac{q}{2} - \sqrt{\Delta}} - \frac{1}{3}, \quad (26)$$

$$\text{где } q = -\alpha - \frac{5}{54}; \quad \Delta = \frac{q^2}{4} + \frac{1}{5832}.$$

Пренебрегая вторым членом в дискриминанте Δ , получаем для $\alpha \geq 1$:

$$U_* \approx \sqrt[3]{\alpha} - \frac{1}{3} = \sqrt[3]{\frac{\dot{Q}_M}{6\dot{Q}_P}} - \frac{1}{3}. \quad (27)$$

Остальные два корня уравнения (25) комплексные.

Подставляя в уравнение (23) значение U_* из уравнения (27), получаем:

$$\begin{aligned} \lambda_* &\approx K \langle y \rangle \left(\sqrt[3]{\alpha} - \frac{1}{3} \right) = \\ &= K \langle y \rangle \left(\sqrt[3]{\frac{\dot{Q}_M}{6\dot{Q}_P}} - \frac{1}{3} \right), \end{aligned} \quad (28)$$

т. е. в устанавливающихся процессах с жесткой выгрузкой и подачей монодисперсного рецикла и материала в аппарат ($V = \text{const}$, $\dot{Q}_P = \text{const}$, $\dot{Q}_M = \text{const}$) константа выгрузки $K = \frac{\dot{Q}_P + \dot{Q}_M}{V}$ остается постоянной, а λ стремится

к своему предельному значению λ_* из равенства (28).

Легко подсчитать, что для реальных процессов кажущаяся на первый взгляд справедливой оценка $\alpha \gg 1$, а следовательно, и $U_* \approx \sqrt[3]{\alpha}$ не имеет места.

Для реальных процессов $\frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P} \approx 10 \div 20$.

Рассмотрим величины $\psi = \frac{1}{2} \frac{\langle y \rangle^2}{\langle y^2 \rangle}$ и $\beta = \frac{1}{6} \frac{\langle y \rangle^3}{\langle y^2 \rangle}$.

Центральные моменты для $\varphi(x)$:

$$\langle M_{\text{ц}}^2 \rangle = \int_0^{\infty} [x - \langle y \rangle]^2 \varphi(x) dx = \langle y^2 \rangle - \langle y \rangle^2;$$

$$\langle M_{\text{ц}}^3 \rangle = \int_0^{\infty} [x - \langle y \rangle]^3 \varphi(x) dx = \\ = \langle y^3 \rangle - 3 \langle y^2 \rangle \cdot \langle y \rangle + 2 \langle y \rangle^3.$$

Отсюда:

$$\psi = \frac{\langle M_{\text{ц}}^2 \rangle}{2 \langle y \rangle^2} + \frac{1}{2}; \quad \beta = \frac{\langle M_{\text{ц}}^3 \rangle}{6 \langle y \rangle^3} + \psi - \frac{1}{3}.$$

Для монодисперсного рецикла $\varphi(x) = \delta(x - x_0)$ имеем: $\langle M_{\text{ц}}^2 \rangle = 0$, $\langle M_{\text{ц}}^3 \rangle = 0$ и соответственно $\psi_{\text{min}} = 1/2$ и $\beta_{\text{min}} = 1/6$.

Если подчинить функцию $\varphi(x)$ более жесткому условию для сходимости, чем указано на стр. 17 для $\rho(x)$, т. е. потребовать, чтобы $\int_0^{\infty} x^n \varphi(x) dx$ не расходился при любом как угодно большом n , то наиболее медленно убывающая функция $\varphi(x)$ будет иметь вид $\varphi(x) = \frac{1}{n!} \alpha^{n+1} x^n e^{-\alpha x}$, для которой $\psi = \frac{n+2}{2(n+1)n}$ и $\beta = \frac{\psi(n+3)}{3(n+1)}$.

При $n \rightarrow 0$ $\psi \rightarrow 1$ и $\beta \rightarrow 1$.

Таким образом, в реальных процессах для любого $\varphi(x)$ имеют место соотношения:

$$\frac{1}{2} \leq \psi < 1 \quad \text{и} \quad \frac{1}{6} \leq \beta < 1. \quad (29)$$

Так, для $\frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P} = 12$, $\psi = 1/2$ и $\beta = 1/6$ точное решение кубического уравнения (25) будет $U_* = 0,91$ и $\sqrt[3]{\alpha} = 1,26$, а приближенное решение по формуле (27): $U_* \approx 0,927$. При том же соотношении $\frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P} = 12$, $\beta = 1$ и $\psi = 1$ точное решение кубического уравнения (24): $U_* = 1,9$ и $\sqrt[3]{\alpha} = 2,29$, а приближенное решение по формуле (27) для процесса с полидисперсным рециклом при $\alpha = \beta \frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P} = U_* \approx 1,957$. Таким образом, ошибка в подсчете λ_* для рецикла с $\varphi(x)$ любого вида по формуле (27) с $\alpha = \beta \frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P}$ не превышает

3% уже при $\frac{\dot{Q}_M}{\dot{Q}_P} \geq 12$.

Следовательно, отбрасывать U_*^2 и ψU_* в уравнении (24) нельзя, а U_* следует определять из кубического уравнения по формуле Кардана либо по приближенной формуле (27).

Возвращаясь к основному уравнению (19) и используя полученные выше результаты, можно получить его решение в общем виде:

$$\begin{aligned} \rho_*(x) &= \frac{\dot{N}}{\lambda_*} e^{-\frac{K}{\lambda_*}x} \int_0^x \varphi(y) e^{\frac{K}{\lambda_*}y} dy = \frac{\dot{N} e^{-\frac{x}{\langle y \rangle U_*}}}{K \langle y \rangle U_*} \times \\ &\times \int_0^x \varphi(y) e^{\frac{y}{\langle y \rangle U_*}} dy \approx \frac{\dot{N}}{K \langle y \rangle \left(\sqrt[3]{\alpha} - \frac{1}{3} \right)} \times \\ &\times e^{-\frac{x}{\langle y \rangle \left(\sqrt[3]{\alpha} - \frac{1}{3} \right)}} \int_0^x \varphi(y) e^{\frac{y}{\langle y \rangle \left(\sqrt[3]{\alpha} - \frac{1}{3} \right)}} dy. \end{aligned} \quad (30)$$

Интегрируя уравнение (30) по x от 0 до ∞ и меняя порядок интегрирования по x и y , нетрудно убедиться в справедливости выражения (20) для N_* .

Используя выражение для $\rho_*(x)$ и вычисляя полученный интеграл переменной порядка интегрирования, получим:

$$\begin{aligned} N_* &= \int_0^\infty \frac{\dot{N}}{\lambda_*} e^{-\frac{Kx}{\lambda_*}} dx \int_0^x \varphi(y) e^{\frac{Ky}{\lambda_*}} dy = \\ &= \frac{\dot{N}}{\lambda_*} \int_0^\infty \varphi(y) e^{\frac{Ky}{\lambda_*}} dy \int_y^\infty e^{-\frac{Kx}{\lambda_*}} dx = \frac{\dot{N}}{K} \int_0^\infty \varphi(y) dy = \frac{\dot{N}}{K}. \end{aligned}$$

Введем нормировку для функции численного распределения частиц в слое по размерам [см. уравнение (30)] на единицу. Плотность численного распределения частиц в слое по размерам выразится формулой

$$\bar{\rho}_* = \frac{K}{\lambda_*} e^{-\frac{Kx}{\lambda_*}} \int_0^x \varphi(y) e^{\frac{Ky}{\lambda_*}} dy. \quad (31)$$

Как следует из выражения (31), на гранулометрический состав частиц в слое оказывают влияние вид функции

распределения частиц в рецикле $\varphi(x)$ и параметры процесса, от которых зависит экспонентный множитель K/λ_* .

Рассмотрим зависимость величины K/λ_* от внешних потоков материала \dot{Q}_M , рецикла $\dot{N}\varphi(x)$ и объема твердой фазы слоя V . Из уравнений (23) и (27) имеем:

$$\begin{aligned} \frac{K}{\lambda_*} &= \frac{1}{\langle y \rangle U_*} \approx \frac{1}{\langle y \rangle \left(\sqrt[3]{\frac{\langle y^3 \rangle \dot{Q}_M}{6 \langle y \rangle^3 \dot{Q}_P}} - \frac{1}{3} \right)} = \\ &= \frac{1}{\sqrt[3]{\frac{\dot{Q}_M}{8\pi \dot{N}} - \frac{\langle y \rangle}{3}}} \end{aligned} \quad (32)$$

Из соотношений (31) и (32) следует, что гранулометрический состав частиц в стационарном процессе зависит от потока материала \dot{Q}_M , количества частиц подаваемого рецикла \dot{N} и его состава $\varphi(x)$. Объем твердой фазы в аппарате V не оказывает влияния на состав частиц в слое и в выгрузке.

3. Анализ устойчивости рецикловых процессов с неселективной выгрузкой

Одним из существенных технологических преимуществ аппаратов для грануляции в кипящем слое, подтвержденных практикой, является то, что они могут устойчиво работать длительное время без вмешательства оператора, если обеспечить постоянство подаваемых потоков газа, раствора и рецикла. Естественно предполагать, что подобная устойчивость возможна не при любых режимах работы. В связи с этим задачей теоретического анализа является установление границ этих устойчивых режимов.

Причин, нарушающих стационарный режим работы аппарата и стационарное распределение частиц по размерам в слое, может быть много. В первую очередь к таким причинам могут относиться качественные и количественные изменения подаваемых внешних потоков газа, раствора и рецикла. При внезапных изменениях этих потоков распределение частиц в слое перестает быть стационарным и начинает изменяться с течением времени.

В зависимости от характера и интенсивности возможных нарушений режима при дальнейшем постоянстве

внешних потоков на новом уровне может оказаться, что система перейдет в новое стационарное состояние, соответствующее этим изменившимся уровням. По отношению к таким нарушениям систему можно считать устойчивой, и задачей теоретического анализа является оценка времени, в течение которого практически закончится переходный процесс.

При большой интенсивности нарушений режима может оказаться, что нового стационарного состояния вообще не существует. Так, при нарушении режима работы топки и снижении температуры газового потока может оказаться, что физического тепла подаваемого газа недостаточно для испарения всей подаваемой влаги даже при понижении температуры слоя до температуры подаваемого раствора. В этом случае нарушится тепловой баланс, и кипящий слой зальет неиспарившаяся влага.

Возможны и такие нарушения режима, при которых совокупность уравнений баланса системы в принципе допускает стационарное (не зависящее от времени) решение, но это стационарное состояние оказывается неустойчивым. При этом малые случайные отклонения от стационарного режима могут неограниченно возрастать (неустойчивость «в большом») и аппарат пойдет в «разнос». Может оказаться, что эти отклонения будут ограниченными по амплитуде (неустойчивость лишь «в малом») и режим работы будет носить колебательный характер с допустимым для практики диапазоном изменения параметров.

Теоретический анализ нестационарных режимов и грани устойчивости стационарных режимов позволит ответить и на более сложные вопросы. В частности, можно будет предсказать поведение системы при систематических, периодических и хаотических изменениях качественных и количественных характеристик подаваемых внешних потоков.

Стационарный режим течения процесса является устойчивым, если при небольших начальных отклонениях системы от стационарного состояния эти отклонения с течением времени асимптотически стремятся к нулю. Для создания такого малого отклонения представим себе, что к моменту $t=0$ в аппарате существовал стационарный режим, соответствующий определенным значениям V , Q_m и рецикла $N_{0\phi_0}(x)$. Этому режиму соответствует некоторая функция распределения

$$\rho_0(x) = \rho(x, t=0), \quad (33)$$

находимая по алгоритму (30) и являющаяся начальным значением для последующего поведения нестационарной функции $\rho(x, t)$. В момент $t=0$, оставляя неизменными V и \dot{Q}_M , скачком изменяем подачу рецикла до $\dot{N}\varphi(x)$, незначительно отличающейся от $\dot{N}_{0\varphi_0}(x)$. Тогда начальное значение функции распределения $\rho_0(x)$ будет несколько отличаться от нового стационарного распределения $\rho(x)$, и это различие будет изменяться с течением времени в соответствии с системой уравнений для нестационарного режима (4), (5) и (6). При этом величина K скачком изменится до значения K_* , определяемого новым значением рецикла по соотношению (9). Введенные величины будут иметь в момент $t=0$ определенные начальные значения:

$$\left. \begin{aligned} N_0 &= \int_0^{\infty} \rho_0(x) dx; \quad \langle x_0 \rangle = \frac{1}{N_0} \int_0^{\infty} x \rho_0(x) dx; \\ \lambda_0 &= \frac{\dot{Q}_M}{\int_0^{\infty} 4\pi x^2 \rho_0(x) dx} \end{aligned} \right\} \quad (34)$$

и далее с течением времени (при $t > 0$) будут изменяться в соответствии с уравнениями для нестационарного режима (13), (15) и (18). Если с течением времени нестационарная функция распределения $\rho(x, t)$ будет стремиться к стационарному значению $\rho_*(x)$, соответствующему рециклу $\dot{N}\varphi(x)$, то это стационарное состояние является устойчивым.

Анализ устойчивости начнем с рассмотрения поведения величин $N(t)$, $\langle x(t) \rangle$ и $\lambda(t)$. Для упрощения выкладок введем безразмерные переменные:

$$\tau = K_* t; \quad (35)$$

$$\left. \begin{aligned} v(\tau) &= \frac{N(t) - N_*}{N_*}; \quad \xi(\tau) = \frac{\langle x(t) \rangle - \langle x_* \rangle}{\langle y \rangle}; \\ \eta(\tau) &= \frac{\lambda(t) - \lambda_*}{K_* \langle y \rangle} = U(\tau) - U_* \end{aligned} \right\} \quad (36)$$

Будем считать отклонения v , ξ и η незначительными. Запишем систему уравнений (13), (15) и (18) в принятых

выше безразмерных переменных и, пренебрегая величинами второго и выше порядка относительно v , ξ и η и их производных, преобразуем ее к следующему виду:

$$\frac{dv}{d\tau} = -v; \quad (37)$$

$$\frac{d\xi}{d\tau} = \eta - \xi + U_* v; \quad (38)$$

$$\frac{d\eta}{d\tau} = -\frac{\psi + 2U_*(1 + U_*)}{\psi + U_*(1 + U_*)} \eta - \frac{U_*^2}{\psi + U_*(1 + U_*)} \xi - \frac{U_*^2(1 + U_*)}{\psi + U_*(1 + U_*)} v. \quad (39)$$

Совокупность трех линейных уравнений (37), (38) и (39) определяет направление изменений отклонений v , ξ и η от стационарного состояния. Из уравнения (37) непосредственно следует, что

$$v(\tau) = v_0 e^{-\tau} \quad (40)$$

или в размерном виде

$$N(t) = N_* + (N_0 - N_*) e^{-K_* t}. \quad (41)$$

т. е. с течением времени общее количество частиц в системе стремится к своему стационарному значению N_* , а характеристическим временем установления стационарного числа частиц будет $t_0 = \frac{1}{K_*}$, т. е. среднее время пребывания подаваемых частиц в кипящем слое. С учетом равенства (41) уравнения (38) и (39) примут вид:

$$\begin{aligned} \frac{d\xi}{d\tau} &= \eta - \xi + U_* v_0 e^{-\tau}; \\ \frac{d\eta}{d\tau} &= -\frac{\psi + 2U_*(1 + U_*)}{\psi + U_*(1 + U_*)} \eta - \frac{U_*^2}{\psi + U_*(1 + U_*)} \times \\ &\times \xi - \frac{U_*^2(1 + U_*) v_0}{\psi + U_*(1 + U_*)} e^{-\tau}. \end{aligned} \quad (42)$$

Общее решение системы (42) складывается из частного решения системы неоднородных уравнений и общих интегралов однородной системы.

Это частное решение удобно выбрать в виде, похожем на свободный член:

$$(\xi; \eta)_{\text{частн}} = A_{\xi; \eta} e^{-\tau}. \quad (43)$$

Подставляя формулу (43) в уравнение (42), легко определить обе постоянные:

$$A_{\xi} = 0; \quad A_{\eta} = -U_* v_0.$$

Общий интеграл однородной системы имеем в виде:

$$(\xi; \eta)_{\text{однор}} = C_{\xi; \eta} \cdot e^{-\mu\tau}. \quad (44)$$

После подстановки равенства (44) в однородную систему (42) без членов

$$U_* v_0 e^{-\tau} \text{ и } \frac{U_*^2 (1 + U_*) v_0}{\psi + U_* (1 + U_*)} e^{-\tau}$$

получим однородную систему линейных уравнений для определения C_{ξ} и C_{η} . Для того чтобы система имела нулевое решение, должен обращаться в нуль определитель этой системы:

$$\begin{vmatrix} \mu - 1 & ; & 0 \\ \frac{U_*^2}{\psi + U_* (1 + U_*)} & ; & \mu - \frac{\psi + 2U_* (1 + U_*)}{\psi + U_* (1 + U_*)} \end{vmatrix} = 0.$$

Это дает квадратное уравнение для определения двух возможных значений μ . Решая его, получим:

$$\mu_{1,2} = \frac{2\psi + 3U_* (1 + U_*)}{2\psi + 2U_* (1 + U_*)} \pm i \frac{\sqrt{3U_*^4 + 2U_*^3 + (4\psi - 1)U_*^2}}{2\psi + 2U_* (1 + U_*)}. \quad (45)$$

Вещественная часть $\mu_{1,2}$ положительная, следовательно, $e^{-\mu\tau}$ по абсолютной величине убывает. Для каждого значения $\mu_{1,2}$ отношение C_{ξ}/C_{η} принимает определенное значение, т. е. остается лишь одна произвольная постоянная. Таким образом, окончательно:

$$\begin{aligned} (\xi; \eta)_{\text{общ}} &= A_{\xi; \eta} e^{-\tau} + B_{\xi; \eta} e^{-\frac{2\psi + 3U_* (1 + U_*)}{2\psi + 2U_* (1 + U_*)} \tau} \times \\ &\times \cos \left(\frac{\sqrt{3U_*^4 + 2U_*^3 + (4\psi - 1)U_*^2}}{2\psi + 2U_* (1 + U_*)} \tau + \Phi_{\xi; \eta} \right). \end{aligned} \quad (46)$$

Из четырех произвольных постоянных B_{ξ} ; B_{η} ; Φ_{ξ} ; Φ_{η} независимыми являются только две величины, которые определяются из начальных отклонений ξ_0 и η_0 . При $\frac{1}{2} < \psi < 1$ и $U_* \approx \sqrt[3]{\alpha - \frac{1}{3}} \gg 1$ выражение (43) упрощается:

$$\xi(\tau) = B_{\xi} \cos\left(\frac{\sqrt{3}}{2}\tau + \Phi_{\xi}\right) e^{-\frac{3}{2}\tau}; \quad (47)$$

$$\eta(\tau) = A_{\eta} e^{-\tau} + B_{\eta} \cos\left(\frac{\sqrt{3}}{2}\tau + \Phi_{\eta}\right) e^{-\frac{3}{2}\tau}. \quad (48)$$

Из уравнений (41), (47) и (48) следует, что отклонения ξ ; v ; η с течением времени асимптотически убывают, а сами величины $N(t)$, $\langle x(t) \rangle$, $\lambda(t)$ стремятся к своим стационарным значениям N_* , $\langle x_* \rangle$, λ_* , соответствующим заданным значениям потоков газа, раствора и рецикла. Таким образом, первые три момента функции распределения $\rho(x, t)$ — нулевой момент N , первый момент $\bar{X} = N \langle x \rangle$ и второй момент $\bar{X}^2 = \frac{\dot{Q}_M}{4\pi\lambda}$ устойчивы относительно малых отклонений от своих стационарных значений.

С точки зрения физических явлений это достаточно убедительно, чтобы считать устойчивым относительно малых отклонений и все стационарное распределение в целом. Рассмотрим математическое доказательство этого утверждения.

Так, предположим, что функция распределения $\rho(x, t)$ получила малое отклонение $f_0(x)$ от стационарного значения $\rho_*(x)$, и рассмотрим, как это отклонение изменяется с течением времени, т. е. положим для нестационарного процесса:

$$\rho(x, t) = \rho_*(x) + f(x, t). \quad (49)$$

Считая это отклонение $f(x, t)$ малым и полагая в соответствии с равенством (36) $\lambda(t) = \lambda_* + K \langle y \rangle \eta(t)$, получим из основного уравнения (4) с точностью до членов более высокого порядка малости линейное неоднородное уравнение для функции $f(x, t)$:

$$\frac{\partial f}{\partial t} + \lambda_* \frac{\partial f}{\partial x} + Kf = -K \langle y \rangle \eta(t) \frac{d\rho_*(x)}{dx} \quad (50)$$

с начальным условием

$$f(x, 0) = f_0(x). \quad (51)$$

Поскольку, кроме выполнения равенства (4), должны выполняться дополнительно интегральные соотношения (5), (6), то начальное отклонение $f_0(x)$ на одних участ-

как будет положительным ($\rho_0 > \rho_*$), а на других отрицательным ($\rho_0 < \rho_*$), так что, в частности,

$$\int_0^{\infty} x^3 f_0(x) dx = 0. \quad (52)$$

Кроме того, $f_0(0) = 0$, а при $x \rightarrow \infty$ функция $f_0(x)$ достаточно быстро убывает по абсолютному значению. Введя безразмерные переменные $\tau = Kt$ и $z = \frac{x}{\langle y \rangle}$, преобразуем уравнение (50) следующим образом:

$$\frac{\partial f}{\partial \tau} + U_* \frac{\partial f}{\partial z} + f = -\eta(\tau) \frac{d\rho_*(z)}{dz}. \quad (53)$$

Нетрудно заметить, что при прямой подстановке решение уравнения (53) имеет вид для $z - U_*\tau > 0$:

$$\left. \begin{aligned} f(z, \tau) &= f_0(z - U_*\tau) e^{-\tau} - \int_0^{\tau} \eta(\tau - \theta) e^{-\theta} \times \\ &\times \frac{d\rho_*(z - U_*\theta)}{dz} d\theta \quad \text{и для } z - U_*\tau \leq 0: \\ f(z, \tau) &= - \int_{\tau - \frac{z}{U_*}}^{\tau} \eta(\tau - \theta) e^{-\theta} \frac{d\rho_*(z - U_*\theta)}{dz} d\theta. \end{aligned} \right\} \quad (54)$$

Для анализа полученного выражения (54) при $\tau \rightarrow \infty$ оценим входящие в него величины. В реальных процессах при $U_* > 1$

$$\eta(\tau) < |A_\eta| e^{-\tau} + |B_\eta| e^{-\frac{3}{2}\tau}. \quad (55)$$

Поскольку вид функций распределений $f_0(z)$ и $\frac{d}{dz} \rho_*(z)$ при замене переменных на $z - U_*\tau$ сохраняется, а с течением времени имеет место только смещение максимума распределений в сторону больших размеров z и считая величины $f_0(z)$ и $\frac{d}{dz} \rho_*(z)$ ограниченными, что выполняется в реальных процессах, заменим их в выражении (55) максимальными значениями:

$$f_{0 \max} \geq |f_0(z)|; \quad \rho'_{* \max} \geq \left| \frac{d\rho_*(z)}{dz} \right|. \quad (56)$$

Тогда с учетом уравнений (54), (55) и (56) для $f(z, \tau)$ можно записать следующее неравенство:

$$|f(z, \tau)| < \begin{cases} f_{0\max} e^{-\tau} + |A_{\eta}| \rho'_{*\max} \tau e^{-\tau} + 2|B_{\eta}| \rho'_{*\max} \times \\ \times \left(e^{-\tau} - e^{-\frac{3}{2}\tau} \right) \text{ для } z - U_* \tau > 0; \\ |A_{\eta}| \rho'_{*\max} \frac{z}{U_*} e^{-\tau} + 2|B_{\eta}| \rho'_{*\max} \left(e^{-\tau} - e^{-\tau - \frac{z}{2U_*}} \right). \\ \text{для } z - U_* \tau \leq 0. \end{cases} \quad (57)$$

Если принять $\tau \rightarrow \infty$ в обеих частях неравенства (57) с учетом $\frac{z}{U_*} \leq \tau$, для второго выражения получаем, что правые части неравенства с течением времени асимптотически убывают.

Можно показать, что при значительных изменениях внешних потоков система также стремится к новому стационарному состоянию при выполнении условий псевдооживления и теплового баланса на любом этапе переходного процесса.

4. Математический анализ процесса обезвоживания растворов в кипящем слое с селективной выгрузкой

Проблема получения однородного по составу гранулированного продукта при обезвоживании растворов в кипящем слое может быть успешно решена применением различных сепарирующих устройств [5, 13—16].

Принципиальная схема проведения процесса с селективной выгрузкой крупных частиц приведена на рис. 3. В кипящий слой нагретых полидисперсных частиц распыляется обезвоживаемый раствор, содержащий \dot{Q}_m твердого вещества. При этом, естественно, принимаем, что количество физического тепла, подаваемого с газовым потоком, достаточно для полного испарения влаги, вводимой с раствором в слой, и что выполняется условие псевдооживления материала в слое.

Выгрузка частиц из аппарата осуществляется регулируемым выгрузителем, пройдя который поток частиц попадает в сепарирующее устройство. В сепараторе крупные гранулы отделяются и выводятся из системы, а мелкие частицы возвращаются обратно в аппарат. В дальнейшем анализе принят идеальный режим работы сепаратора.

рирующего устройства (рис. 4): все частицы с размером $x < a$ возвращаются в аппарат, а с размером $x \geq a$ выводятся из системы.

Для обеспечения непрерывного процесса грануляции в аппарат подается определенное количество мелких частиц рецикла \dot{N} состава $\varphi(x)$. При этом допускается, что образование новых центров грануляции за счет дробле-

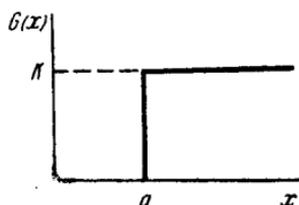
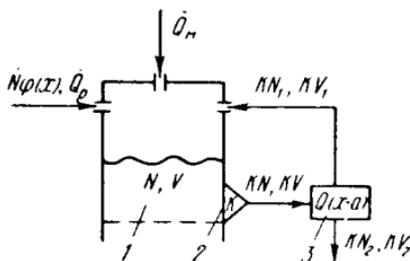


Рис. 3. Схема материальных потоков процесса обезвоживания растворов в кипящем слое с селективной выгрузкой частиц:

Рис. 4. Характеристика идеального сепаратора

1 — аппарат кипящего слоя; 2 — выгрузочный; 3 — сепаратор

ния и истирания не происходит, а также отсутствует агломерация частиц в слое.

Система уравнений, описывающая поведение функции распределения $\rho(x, t)$ в нестационарном рецикловом процессе с учетом роста частиц за счет подаваемого с раствором твердого вещества \dot{Q}_m , выгрузки частиц и идеальной работы сепаратора, имеет вид:

$$\frac{\partial \rho(x, t)}{\partial t} + \lambda(t) \frac{\partial \rho(x, t)}{\partial x} = -K\theta(x-a)\rho(x, t) + \dot{N}\varphi(x), \quad (58)$$

$$4\pi \lambda(t) \int_0^{\infty} x^2 \rho(x, t) dx = \dot{Q}_m, \quad (59)$$

$$\text{где } \theta(x-a) = \begin{cases} 0 & \text{при } x < a \\ 1 & \text{при } x \geq a, \end{cases} \quad (60)$$

$\lambda(t)$ — линейная скорость роста гранул в слое¹.

¹ Принимается, как и в предыдущем разделе, нулевой порядок скорости роста гранул в слое, т. е.

$$\frac{\partial \lambda(x, t)}{\partial x} = 0.$$

Относительно функции распределения частиц в рецикле $\varphi(x)$ будем полагать, что $\varphi(0) = 0$ и $\varphi(x) \rightarrow 0$ при $x \rightarrow \infty$. При этом

$$\int_0^{\infty} \varphi(x) dx = 1; \quad \frac{4}{3} \pi \dot{N} \int_0^{\infty} x^3 \varphi(x) dx = \dot{Q}_p < +\infty. \quad (61)$$

Режим работы выгрузателя, подающего поток частиц на сепаратор, зададим таким образом, чтобы его производительность \dot{V}_b была прямо пропорциональна объему твердой фазы в аппарате $V(t)$:

$$\dot{V}_b = kV(t). \quad (62)$$

Коэффициент пропорциональности K в уравнении (62) может быть выбран произвольно и является, следовательно, известной заранее величиной, постоянной как в стационарном, так и в нестационарном процессах.

Система уравнений (58) и (59) определяет тогда две неизвестные функции $\rho(x, t)$ и $\lambda(t)$ в нестационарных рецикловых процессах с селективной выгрузкой крупных частиц при заданных величинах \dot{Q}_m , \dot{N} , $\varphi(x)$, K , a и начальном условии

$$\rho(x, 0) = \rho_0(x). \quad (63)$$

Стационарный режим

Уравнение (58) для стационарного процесса будет иметь вид:

$$\lambda_* \frac{d\rho_*(x)}{dx} = -K\theta(x-a)\rho_*(x) + \dot{N}\varphi(x). \quad (64)$$

Общее решение уравнения (64) при граничном условии $\rho_*(0) = 0^*$ и $\lambda > 0$:

$$\rho_*(x) = \frac{\dot{N}}{\lambda_*} \int_0^x e^{-\frac{K}{\lambda_*} \int_{x'}^x \theta(x''-a) dx''} \varphi(x') dx'. \quad (65)$$

Интегрированием функции $\rho_*(x)$ соответственно от 0 до a и от a до ∞ нетрудно вычислить такие величины, как число частиц N_1 , средний размер $\langle x \rangle_1$ и объем V_1

* Граничное условие $\rho_*(0) = 0$ физически оправдано. Математически оно следует из условий $\rho_0(0) = 0$ и $\varphi(0) = 0$.

(для $x < a$), а также N_2 , $\langle x \rangle_2$ и V_2 (для $x \geq a$) и, следовательно, определить общее число частиц в аппарате N , их средний размер $\langle x \rangle$ и объем слоя V :

$$N = N_1 + N_2 = \int_0^a \rho_*(x) dx + \int_a^\infty \rho_*(x) dx = \\ = \frac{\dot{N}}{\lambda_*} (a\rho_0 - \rho_1) + \frac{\dot{N}}{K}, \quad (66)$$

$$\langle x \rangle = \frac{N_1}{N} \langle x_1 \rangle + \langle x_2 \rangle \frac{N_2}{N}, \quad (67)$$

$$\text{где } \langle x_1 \rangle = \frac{1}{N_1} \int_0^a x \rho_*(x) dx = \frac{1}{2} \frac{a^2 \rho_0 - \rho_2}{a\rho_0 - \rho_1},$$

$$\langle x_2 \rangle = \frac{1}{N_2} \int_a^\infty x \rho_*(x) dx = \frac{\lambda_*}{K} + a\rho_0 + q_1;$$

$$V = V_1 + V_2 = \frac{4}{3} \pi \int_0^a x^3 \rho_*(x) dx + \frac{4}{3} \pi \int_a^\infty x^3 \rho_*(x) dx = \\ = \frac{\pi}{3} \frac{\dot{N}}{\lambda} (a^4 \rho_0 - \rho_4) + \frac{4}{3} \pi \frac{\dot{N}}{K} \left[6 \left(\frac{\lambda_*}{K} \right)^3 + \right. \\ \left. + 6 \left(\frac{\lambda_*}{K} \right)^2 (a\rho_0 + q_1) + 3 \frac{\lambda_*}{K} (a^2 \rho_0 + q_2) + a^3 \rho_0 + q_3 \right]. \quad (68)$$

В уравнениях (66) — (68) ρ_n и q_n ($n=0, 1, 2, \dots$) — моменты функции распределения частиц в рецикле:

$$\rho_n = \int_0^a x^n \varphi(x) dx; \quad q_n = \int_a^\infty x^n \varphi(x) dx; \quad \rho_0 + q_0 = 1.$$

Для определения значения линейной скорости роста гранул λ_* необходимо подставить $\rho_*(x)$ в уравнение (59):

$$\dot{Q}_m - \frac{4}{3} \pi \dot{N} (a^3 \rho_0 - \rho_3) = \frac{4}{3} \pi \dot{N} \left[6 \left(\frac{\lambda_*}{K} \right)^3 + \right. \\ \left. + 6 \left(\frac{\lambda_*}{K} \right)^2 (a\rho_0 + q_1) + \frac{3\lambda_*}{K} (a^2 \rho_0 + q_2) \right]. \quad (69)$$

Общее решение кубического уравнения (69) может быть получено по известной формуле Кардана для опре-

деления его корней. Анализ уравнения (69) показывает, что оно имеет единственный положительный корень, если выполняется следующее неравенство:

$$\dot{Q}_m + \frac{4}{3} \pi \dot{N} \rho_3 > \frac{4}{3} \pi \dot{N} a^3 \rho_0. \quad (70)$$

Следовательно, неравенство (70) является необходимым условием существования стационарного режима процесса. Достаточность этого условия, а также поведение системы при $\dot{Q}_m + \frac{4}{3} \pi \dot{N} \rho_3 \leq \frac{4}{3} \pi \dot{N} a^3 \rho_0$ подробно рассмотрено ниже.

С точки зрения физических условий неравенство (70) означает, что количество твердого материала, подаваемого в слой с раствором и рециклом, должно быть достаточно, чтобы обеспечить рост всех частиц подаваемого рецикла \dot{N} за порог сепарации a .

Для практики значительный интерес представляет случай, когда $\left(\frac{\lambda_*}{K}\right)$ мало. Тогда из выражения (69) можно легко получить приближенное соотношение для расчета λ :

$$\lambda_* \approx K \left[\frac{\dot{Q}_m - \frac{4}{3} \pi \dot{N} (a^3 \rho_0 - \rho_3)}{4 \pi \dot{N} (a^2 \rho_0 + q_2)} \right], \quad (71)$$

В соответствии с принятым режимом работы выгрузителя [см. выражение (62)] число выводимых из системы частиц $\dot{N}_{гр}(t)$ в общем случае равно $KN_2(t)$, а их объем $\dot{V}_{гр}(t)$ — соответственно $KV_2(t)$ (производительность гранулятора). С учетом уравнений (66), (68) и (69) для стационарного процесса имеем:

$$\dot{N}_{гр} = KN_2 = \dot{N}; \quad (72)$$

$$\dot{V}_{гр} = KV_2 = \dot{Q}_m + \frac{4}{3} \pi \dot{N} (\rho_3 + q_2) = \dot{Q}_m + \dot{Q}_p. \quad (73)$$

Среднее время пребывания подаваемых частиц рецикла в системе с учетом выражения (66) определится следующим образом:

$$t_0 = \frac{N_*}{\dot{N}} = \frac{\left(a - \frac{\rho_1}{\rho_0}\right) \rho_0}{\lambda_*} + \frac{1}{K} = t_1 \rho_0 + t_2, \quad (74)$$

где t_1 — среднее время пребывания частиц с размером $x < a$ до достижения порога сепарации a ;
 t_2 — среднее время пребывания в системе частиц с размером $x \geq a$.

Таким образом, в итоге математического анализа стационарного процесса грануляции с селективной выгрузкой получены все необходимые для расчета характеристики процесса, а также определены условия существования стационарного состояния системы.

Рассмотрим теперь задачу получения готового продукта однородного гранулометрического состава, считая для упрощения, что в подаваемом рецикле нет частиц с размером, превышающим порог сепарации [$\varphi(x) = 0$ для $x > a$].

Пронормируем с этой целью функцию распределения выгружаемых частиц $\rho_*(x)$ (при $x \geq a$) на единицу:

$$\rho_*(x) = \frac{K}{\lambda_*} e^{-\frac{K}{\lambda_*}(x-a)} \quad (75)$$

Средний размер выводимых из системы частиц при этом составит

$$\langle x_2 \rangle = \frac{\lambda_*}{K} + a, \quad (76)$$

а дисперсия распределения $\rho_*(x)$

$$\sigma_2 = \langle x_2^2 \rangle - \langle x_2 \rangle^2 = \left(\frac{\lambda_*}{K}\right)^2. \quad (77)$$

Из соотношений (76) и (77) следует, что $\langle x \rangle_2 \rightarrow a$ и $\sigma_2 \rightarrow 0$ при $\frac{\lambda_*}{K} \rightarrow 0$, и, следовательно, для получения более однородного по составу продукта необходимо снижать величину параметра λ_*/K , определяемого однозначно при заданных потоках материала \dot{Q}_M , рецикла $\dot{N} \cdot \varphi(x)$ и пороге сепарации a из кубического уравнения (69). При малых λ_*/K из уравнения (71) приближенно имеем:

$$\frac{\lambda_*}{K} \approx \frac{\dot{Q}_M - \frac{4}{3} \pi \dot{N} (a^3 - \langle y \rangle^3)}{4\pi \dot{N} a}, \quad (78)$$

где $\langle y \rangle^3$ — средний куб размера частиц рецикла.

Таким образом, состав готового продукта, как это следует из уравнения (78), будет приближаться к моно-

дисперсному при увеличении количества подаваемых в аппарат частиц рецикла \dot{N} заданного состава $\varphi(x)$. При этом, однако, резко возрастает поток частиц, проходящих через выгрузатель, так как из уравнений (62) и (68) следует, что

$$KV \approx \frac{1}{3} \pi \dot{N} (a^4 - \langle y^4 \rangle) \left(\frac{\lambda_*}{K} \right)^{-1}. \quad (79)$$

Следовательно, для поддержания постоянного объема слоя в аппарате¹ в этом случае необходимо увеличивать кратность перегонки слоя через сепаратор K .

Нестационарные процессы. Устойчивость

В предыдущем разделе было получено условие [неравенство (70)], которое должно выполняться, если процесс обезвоживания растворов в аппарате с сепарирующей выгрузкой находится в стационарном состоянии. При этом встает вопрос, из какого начального состояния аппарат может выйти в стационарный режим работы, а также как поведет себя система, если неравенство (70) не будет выполнено. Эта задача классификации решений в зависимости от начальных условий и от значений внешних параметров не требует детального исследования процесса для всех моментов времени. Достаточно изучить асимптотическое поведение системы при $t \rightarrow \infty$.

Уравнение (58) имеет единственное решение при заданном начальном условии $\rho(x, 0) = \rho_0(x)$ для всех $x \geq 0$ и $t \geq 0$. [Здесь временно полагаем $\theta(x-a)$ гладкой функцией и сколь угодно близкой к единичной функции Хэвисайда.] Это решение можно получить методом характеристик [34, 35], считая $\lambda(t)$ известной функцией времени:

$$\begin{aligned} \rho(x, t) = & \rho_0(x - \Delta_0^t) e^{-K \int_0^t \theta(x-a-\Delta_{t'}^t) dt'} + \\ & + \dot{N} \int_0^t \varphi(x - \Delta_{t'}^t) e^{-K \int_{t'}^t \theta(x-a-\Delta_{t''}^t) dt''} dt', \end{aligned} \quad (80)$$

$$\text{где } \Delta_{t'}^t = \int_{t'}^t \lambda(t'') dt'', \quad (81)$$

* На практике это требование оправдано, поскольку габариты аппарата и мощность тяго-дутьевых устройств обычно ограничены.

размер, на который увеличивается каждая гранула за время от t' до t .

Отметим некоторые свойства этого решения. Во-первых,

$$\rho(0, t) = \rho(\infty, t) = 0 \text{ при } t > 0, \quad (82)$$

если $\rho_0(0) = \rho_0(\infty) = 0$ и $\varphi(0) = \varphi(\infty) = 0$. В этом можно убедиться путем непосредственного предельного перехода в уравнении (80). Во-вторых, из выражения (80) и уравнения полной кристаллизации (59), очевидно, следует, что $\lambda(t)$ ограничена:

$$\lambda(t) \leq \lambda_{\max} < +\infty \text{ при } t > 0 \quad (83)$$

и что $\lambda(t)$ не обращается в нуль ни при каких конечных значениях t :

$$\lambda(t) > 0 \text{ при } 0 \leq t < +\infty, \quad (84)$$

так как выражение (80) содержит только ограниченные функции и конечные интегралы при $t < +\infty$, а интегралы

$$\int_0^{\infty} x^2 \rho_0(x) dx < +\infty, \quad \int_0^{\infty} x^2 \varphi(x) dx < +\infty$$

сходятся. Конкретное значение λ_{\max} зависит от выбора начального условия $\rho_0(x)$ и значений внешних параметров.

Рассмотрим Δ_0^t . Эта величина положительная и монотонно возрастающая [$\lambda(t) > 0$]. Покажем, что

$$\Delta_0^t \rightarrow \infty \text{ при } t \rightarrow \infty. \quad (85)$$

Если предположить, что это не так, т. е. $\Delta_0^t \rightarrow D < +\infty$ [и, следовательно, $\lambda(t)t \rightarrow 0$ при $t \rightarrow \infty$], то

$$\begin{aligned} \int_0^{\infty} x^2 \rho(x, t) dx &\leq \int_0^{\infty} x^2 \rho_0(x - \Delta_0^t) dx + N \int_0^t dt' \int_0^{\infty} x^2 \varphi(x - \\ &- \Delta_0^{t'}) dx' \leq \int_0^{\infty} (\sigma + D)^2 \rho_0(\sigma) d\sigma + Nt \int_0^{\infty} (\sigma + D)^2 \varphi(\sigma) d\sigma = \\ &= A + Bt, \end{aligned}$$

где $A < +\infty$ и $B < +\infty$ — некоторые константы. Тогда

$$4\pi\lambda(t) \int_0^{\infty} x^2 \rho(x, t) dx \leq 4\pi\lambda(t) (A + Bt) \xrightarrow[t \rightarrow \infty]{} 0,$$

что противоречит интегральному соотношению (59), так как $Q_m > 0$.

Теперь можно доказать, что система «забывает» свое начальное состояние $\rho_0(x)$ через достаточно большой промежуток времени. Обозначим первое слагаемое в уравнении (80) через $\rho_1(x, t)$:

$$\rho_1(x, t) = \rho_0(x - \Delta_0^t) \exp \left\{ -K \int_{x-a-\Delta_0^t}^{x-a} \theta(\sigma) \frac{d\sigma}{\lambda [t'(x-a-\sigma, t)]} \right\},$$

где произведена замена независимой переменной t' на σ по формуле

$$x - a - \Delta_0^t = \sigma; \quad t' = t'(x - a - \sigma; t),$$

При больших t функция $\rho_1(x, t)$ отлична от нуля только для $x > \Delta_0^t$ [за счет $\rho_0(x - \Delta_0^t)$]. В этой области ($x > \Delta_0^t$) экспонента будет очень мала [порядка или меньше $\exp\left(-\frac{K\Delta_0^t}{\lambda_{\max}}\right)$]. Таким образом, равномерная сходимость $\rho_1(x, t)$ к нулю при $t \rightarrow \infty$ доказана и, следовательно:

$$\rho(x, t) \approx N \int_0^t dt' \varphi(x - \Delta_{t'}^t) e^{-K \int_{t'}^t \theta(x - a - \Delta_{t''}^t) dt''}. \quad (86)$$

При этом уравнение полной кристаллизации принимает вид:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_m &= 4\pi\lambda(t) \int_0^\infty x^2 \rho(x, t) dx \approx \\ &\approx 4\pi N \lambda(t) \int_0^\infty dx x^2 \int_0^t dt' \varphi(x - \Delta_{t'}^t) e^{-K \int_{t'}^t \theta(x - a - \Delta_{t''}^t) dt''}. \end{aligned} \quad (87)$$

Под $f(t) \approx g(t)$ понимаем асимптотическое равенство [36], т. е. некоторые функции $f(t)$ и $g(t)$ при $t \rightarrow \infty$ отличаются друг от друга на бесконечно малую величину по сравнению с $g(t)$.

Поскольку система «забывает» свое начальное состояние, а $\lambda(t)$ ограничена сверху и может стремиться к нулю не быстрее, чем l/t , возможны только три случая поведения $\lambda(t)$ на бесконечности:

$$а) \lambda(t) \approx \lambda_*, \quad (0 < \lambda_* < +\infty), \quad (88)$$

$$б) \lambda(t) \xrightarrow{t \rightarrow \infty} 0, \quad \lambda(t) t \xrightarrow{t \rightarrow \infty} +\infty, \quad (89)$$

$$в) \lambda(t) \approx \frac{l}{t}, \quad (0 < l < +\infty). \quad (90)$$

В уравнении (87) при $t \rightarrow \infty$ имеет значение только его часть с $t' \gg 0$ (в полном соответствии с тем, что влиянием начального условия можно пренебречь), а поэтому можно в этом уравнении заменить $\lambda(t)$ ее асимптотическим значением. После этого непосредственным вычислением интегралов и переходом к пределу $t \rightarrow \infty$ нетрудно получить, что в случае *а* выражение (81) в точности совпадает с кубическим уравнением (69) и, следовательно:

$$\dot{Q}_M > \frac{4}{3} \pi \dot{N} (a^3 \rho_0 - \rho_3). \quad (91)$$

В случае «в» представляет интерес асимптотическое поведение всех моментов $\mu_n(t)$:

$$\mu_n(t) = \mu_n^{(1)}(t) + \mu_n^{(2)}(t) \quad (n = 0, 1, 2, \dots). \quad (92)$$

Используя асимптотическое значение $\lambda(t) \approx \frac{l}{t}$, получим

$$\begin{aligned} \mu_n^{(1)}(t) &= \int_0^a x^n \rho(x, t) dx \approx t \frac{\dot{N}}{l} \int_0^a x^n dx \int_0^x \varphi(\sigma) e^{-\frac{x-\sigma}{l}} d\sigma = \\ &= A_n t, \end{aligned} \quad (93)$$

$$\begin{aligned} \mu_n^{(2)}(t) &= \int_a^\infty x^n \rho(x, t) dx \approx \\ &\approx \frac{\dot{N} q_n}{K} + \frac{\dot{N} a^n}{K} \int_0^a \varphi(\sigma) e^{-\frac{a-\sigma}{l}} d\sigma = B_n, \end{aligned} \quad (94)$$

где A_n и B_n не зависят от времени.

Отсюда следует, что при $t \rightarrow \infty$ число частиц $N(t)$ и объем $V(t)$ системы

$$N(t) = \mu_0(t) \approx A_0 t; \quad V(t) = \frac{4}{3} \pi \mu_3(t) \approx \frac{4}{3} \pi A_3 t \quad (95)$$

растут пропорционально времени за счет частиц с размером, меньшим порога выгрузки. В то же время сред-

ний размер частиц стремится к следующему конечному значению:

$$\langle x \rangle = \frac{\mu_1(t)}{\mu_0(t)} \rightarrow \frac{A_1}{A_0} = \frac{\int_0^a x dx \int_0^x \varphi(\sigma) e^{-\frac{x-\sigma}{l}} d\sigma}{\int_0^a dx \int_0^x \varphi(\sigma) e^{-\frac{x-\sigma}{l}} d\sigma} < a. \quad (96)$$

Рассмотрим уравнение полной кристаллизации (59). С учетом выражений (93) и (94) (при $n=2$) в пределе $t \rightarrow \infty$ получим:

$$\dot{Q}_M = 4\pi \dot{N} \int_0^a x^2 dx \int_0^x d\sigma \varphi(\sigma) e^{-\frac{x-\sigma}{l}}. \quad (97)$$

$$\begin{aligned} \text{Очевидно, что } & \int_0^a dx \cdot x^2 \int_0^x d\sigma \varphi(\sigma) e^{-\frac{x-\sigma}{l}} < \int_0^a dx \cdot x^2 \times \\ & \times \int_0^x d\sigma \varphi(\sigma) = \int_0^a d\sigma \varphi(\sigma) \int_{\sigma}^a dx \cdot x^2 = \frac{1}{3} (a^3 \rho_0 - \rho_3). \end{aligned}$$

и, значит, в случае «в»

$$\dot{Q}_M < \frac{4}{3} \pi (a^3 \rho_0 - \rho_3). \quad (98)$$

В промежуточном случае [см. уравнение (89)]

$$\dot{Q}_M = \frac{4}{3} \pi (a^3 \rho_0 - \rho_3) \dot{N}. \quad (99)$$

Суммируя полученные результаты, можно считать, что поведение системы при больших временах не зависит от начального состояния и определяется только значением внешних параметров. Если значения этих параметров таковы, что выполняется неравенство (91), то $\lambda(t)$ при $t \rightarrow \infty$ стремится к стационарному значению λ_* , определяемому уравнением (71). При этом $\rho(x, t) \rightarrow \rho_*(x)$ [см. формулу (65)].

Если же выполняется обратное неравенство (98) [или равенство (99)], то линейная скорость роста гранул стремится к нулю по закону l/t [или медленнее в случае равенства (99), см. условие (89), где l определяется

* Иначе и быть не может, так как тогда для начального состояния $\rho_0(x) = \rho_*(x)$ существовали бы два различных решения при $t \rightarrow \infty$, что противоречит теореме единственности.

уравнением (97)]. При этом подавляющее число частиц будет иметь размер $x < a$, а их число и объем слоя независимо от значения константы выгрузки K будут неограниченно расти, и процесс в целом пойдет в «разнос».

Глава 2

ФИЗИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ОБЕЗВОЖИВАНИЯ И ГРАНУЛЯЦИИ В АППАРАТАХ КИПЯЩЕГО СЛОЯ

В предыдущей главе на основании простейшей модели, предполагавшей аналогию обезвоживания и грануляции из растворов с кристаллизацией на затравке (т. е. наличие потока центров кристаллизации — рецикла — и потока выгружаемых гранул) и пропорциональность массовой скорости роста гранул их поверхности, была предложена математическая модель процесса, позволявшая оценить его временную устойчивость и рассчитать динамику изменения гранулометрического состава.

Степень адекватности модели, а следовательно, и положенных в ее основу допущений, может быть, как обычно, проверена двояко — на основе интегральных характеристик, т. е. соответствия поведения гранулометрического состава слоя в реальном объекте, рассчитанному из математического описания, либо на основе анализа элементарных актов роста, которые подтвердят или опровергнут допущения о поверхностном росте в отсутствие внутренних источников гранулообразования.

Помимо этой исследовательской цели, важно установить пределы расчетной применимости результатов, описанных в гл. 1, поскольку известен целый ряд процессов, например обезвоживания и грануляции (особенно в низкотемпературном режиме) либо чистой грануляции, а также коксования нефтяных остатков, нанесения покрытий на гранулы в технологии ядерного горючего и т. д., которые действительно проводятся с вводом потока внешнего рецикла.

С другой стороны, большинство процессов обезвоживания и грануляции в кипящем слое проводится без добавки внешнего потока частиц, т. е. в безрецикловом режиме. Следовательно, в этом случае допущения, поло-

женные в основу проведенного выше анализа, не соответствуют реальному процессу и должны быть модифицированы.

В данной главе на основе анализа литературных данных, а также исходя из исследований авторов рассмотрены основные закономерности кинетики роста гранул и некоторые особенности наблюдаемых кривых распределения по размерам, позволяющие сделать выводы о механизме безрецикловых процессов.

1. Модели кинетики роста гранул при обезвоживании и грануляции в кипящем слое

Как уже отмечалось, в предыдущей главе использовалась имеющая наибольшее распространение удобная и естественная гипотеза поверхностного (или, по терминологии Н. А. Шаховой, «нормального») роста гранул, согласно которой материал отлагается на гранулах в виде колец. Особенно убедительные подтверждения наличия такого механизма содержатся в работе Гриммета [37]. На рис. 5 показан срез гранулы нитрата алюминия по его данным, а на рис. 5, б — для гранулы сульфата цинка по данным работы [8]. С другой стороны, нет оснований полагать этот механизм единственно возможным или даже наиболее вероятным. В процессах обезвоживания различных растворов были получены пробы и срезы гранул с характерным неравномерным режимом роста. Так, на рис. 6 показаны гранулы хлористого магния с локальным, неравномерным ростом гранул по данным Ю. Я. Каганович, А. Г. Злобинского и С. П. Налимова [38]; аналогичная картина, хотя и с очевидными различиями в механизме роста, наблюдалась Ванечком с сотр [12]. Таким образом, механизм роста гранул неоднозначен и, вероятно, существенно зависит от специфики раствора и режима процесса, определяющих характер взаимодействия диспергированного раствора с дисперсной твердой фазой. Очевидно, что в основе соответствующих исследований должно лежать изучение испарения капель жидкости в кипящем слое.

Основные зависимости для расчета скорости роста гранул, предложенные к настоящему времени, базируются на их равномерно-поверхностном, так называемом «нормальном» росте.

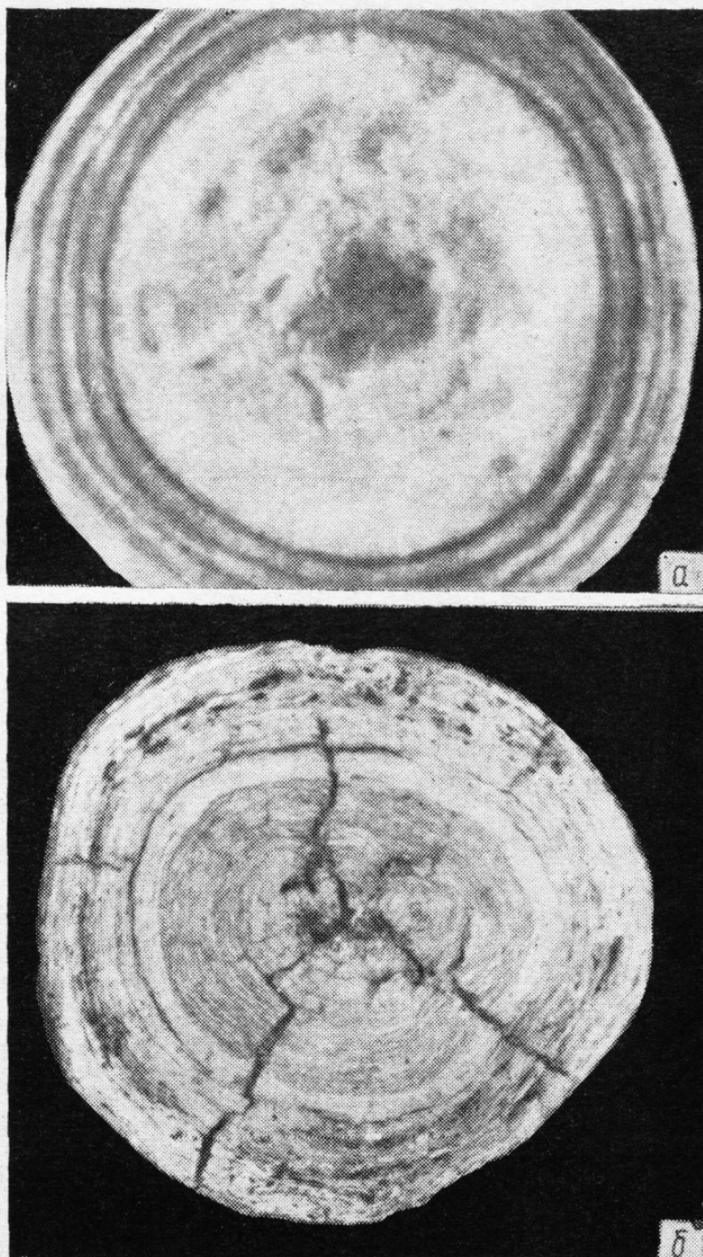


Рис. 5. Срез гранулы нитрата алюминия с кольцами роста (а) и гранулы сульфата цинка с кольцами роста (б)

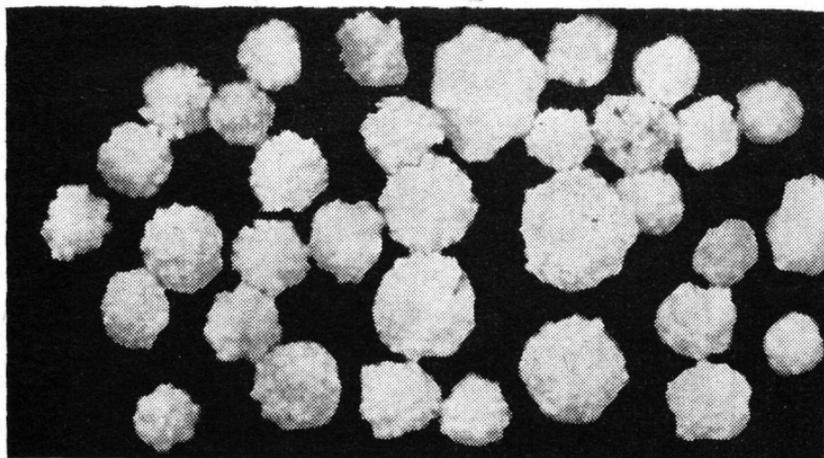


Рис. 6. Гранулы хлористого магния с неравномерным ростом

Простейший линейный закон скорости роста гранул (кинетика нулевого порядка) предложен Ли с сотр. [7] по аналогии с аналогичным выражением Данлопа для коксования [5]. Вывод этого закона базируется на допущении пропорциональности массовой скорости роста поверхности частиц:

$$\frac{dm}{d\tau} = \text{const} \cdot l^2. \quad (100)$$

Выражение нулевого порядка, т. е. независимости скорости от размера частиц, вытекает из этого соотношения автоматически, однако Ли, усложнив свой вывод и пытаясь учесть неоднородность слоя с точки зрения вероятности попадания раствора на гранулы, ввел ряд принципиально неопределимых коэффициентов:

$$\lambda = \frac{K - C}{3b\rho_T}, \quad (101)$$

$$K = \frac{k \cdot k_1 \cdot k_2 V_T \rho_T (1 - \epsilon)}{W} \left[1 - \frac{\rho_T (1 - \epsilon)}{\rho_{\text{нас}}} \right];$$

где K — константа,

k_1 — коэффициент, учитывающий разрежение слоя в струйной зоне;

k_2 — коэффициент, учитывающий попадание частиц в струйную (факельную) зону;

W, V_1 — масса слоя и объем конуса струи;

C — коэффициент, учитывающий истирание;
 b — безразмерный фактор формы;
 ρ_T — плотность твердой фазы.

Гораздо более простые и правомерные соображения привел Гриммет [39], который исходил из предположения о равномерности попадания каждой частицы в зону орошения, стационарности системы и об идентичности механизма роста поверхности каждой частицы. Тогда естественно, что

$$\lambda = \frac{dx}{d\tau} = \frac{(\dot{G}_M/\rho_T)}{\sum_1^n A_i N_i} = \text{const}, \quad (102)$$

где \dot{G}_M — производительность по твердой фазе;
 A_i, N_i — поверхность частицы i -той фракции и число частиц в ней (тогда $\sum_1^n A_i N_i$ — полная поверхность частиц в слое).

Исходя из допустимости различной длительности пребывания частиц различного размера в зоне распыления, Гриммет предложил уравнение для скорости роста гранул:

$$\frac{dD}{d\tau} = \frac{2\dot{G}_M}{\rho_T F_{\text{сл}}} (A + B \cdot D), \quad (103)$$

где A и B — произвольные константы;
 D — диаметр частиц.

Значения констант A и B для процесса обезвоживания и прокалки нитрата алюминия следующие: $A = 0,542$; $B = 9,12 \text{ см}^{-1}$.

Таким образом, предложенные гипотезы о скорости роста отдельных гранул λ при обезвоживании растворов в кипящем слое основываются на интегральном характере зависимости λ от полной поверхности частиц в слое $F_{\text{сл}}$:

$$\dot{G}_M = 4\pi\rho_T \int_0^\infty \lambda x^2 \rho(x) dx. \quad (104)$$

При этом, если λ не зависит от x (закон нулевого порядка), то из выражения (102) следует:

$$\lambda = \frac{dx}{d\tau} = \frac{\dot{G}_M}{4\pi\rho_T \int_0^\infty x^2 \rho(x) dx} = \frac{\dot{G}_M}{\rho_T \cdot F_{\text{сл}}}. \quad (105)$$

Экспериментальные подтверждения применимости выражения (105) для расчета скорости роста гранул при обезвоживании растворов в кипящем слое и применявшиеся для этой цели методики приведены ниже.

2. Основы тепло- и массообмена при обезвоживании раствора на гранулах в кипящем слое

Важнейшим фактором, определяющим кинетику роста гранул, является, как уже отмечалось, характер взаимодействия между каплями раствора и частицами.

Впервые задача о таком взаимодействии ставилась в работе Я. Циборовского и А. Селецкого [40], изучавших процессы тепло- и массообмена при подаче воды в горячий кипящий слой. Слой диаметром 70 мм и высотой 100 мм, образованный керамическими зернами размерами 0,71; 0,55 и 0,35 мм и песком 0,45 мм, продували воздухом при температуре 91—162°С и орошали водой с подачей от 14 до 300 кг/(м³·ч). Установлена предельная интенсивность орошения водой, определяемая агломерацией частиц и прекращением псевдооживления. Аналогичные, но более детальные исследования проводили А. П. Баскаков и О. К. Витт [14, с. 20], а также Ванечек с сотр. [12, 41].

Л. К. Васанова с сотр. [14, с. 29; 42] изучала вопросы тепло- и массообмена системы капли—слой уже в факеле распыленной жидкости, погруженном в слой. Хотя ее основной задачей являлось определение геометрических размеров, необходимых при проектировании аппаратов с активным гидродинамическим режимом (см. гл. IV, раздел 2), метод исследования—снятие температурных полей—позволил получить интересные данные по тепло- и массопереносу. Исследования проводили на аппарате кипящего слоя диаметром 250 мм и высотой 250 мм с совмещенным конвективно-кондуктивным подводом тепла; размер гранул алунада 0,2—1,0 мм, температура слоя составляла 300—600°С, орошение 0,66—1,33 м³ влаги/м³ материала. Слой зондировали хромель-алюмелевой термопарой с незащищенным спаем. Опыт показал, что при истечении газо-жидкостной струи в слой происходит образование области интенсивного испарения влаги. Температура в зоне факела распла изменялась от 30—50°С у сопла до 80—100°С на грани-

це области, далее имела место область перегретого пара.

Первая попытка анализа контакта гранул с каплями раствора принадлежит В. Ф. Волкову с сотр. [43—45]. Он рассчитывал испарение пленки раствора, полностью охватывающей гранулу, при условии совмещенного подвода тепла — кондукцией от гранулы и конвекцией от псевдоожигающего агента путем решения упрощенной задачи теплообмена шара со средой постоянной температуры. Результат получен в виде критериальной зависимости

$$Nu_{эфф} = A \frac{2\lambda_T}{\lambda_T} \frac{T_R - T_{R+\Delta}}{T_{п.с} - T_{R+\Delta}} Bi + B Nu_{Нест}, \quad (106)$$

где λ_T, λ_T — теплопроводность твердого материала и газа соответственно;

$T_R, T_{R+\Delta}, T_{п.с}$ — температура поверхности гранулы, пленки и слоя соответственно;

$Nu_{эфф}, Nu_{Нест}$ — значения критерия Нуссельта: эффективное и рассчитанное по уравнению Нестеренко;

Bi — критерий Био;

A и B — эмпирические константы.

Расчет по формуле (106) показал, что 60—70% тепла на испарение поступает от нагретых гранул.

С целью получения более подробной информации о механизме роста гранулы авторы книги провели экспериментальное исследование взаимодействия одиночной нагретой гранулы с каплей.

Остановимся на оценке возможных режимов испарения капли на нагретой грануле. По-видимому, нельзя априорно принимать равномерное растекание пленки по грануле (хотя в качестве приближения этот подход оправдан). Рассмотрим нестационарный процесс растекания испаряющейся капли по поверхности сферической нагретой гранулы. Пусть тонкая пленка толщиной h растекается по поверхности гранулы (рис. 7). Примем следующие облегчающие качественное рассмотрение допущения:

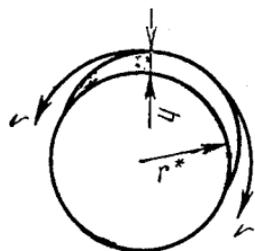


Рис. 7. Схема растекания пленки по поверхности гранулы

1) изучается двумерная задача, т.е. сечение шара;

2) скорость движения пленки на различных участках поверхности постоянна;

3) удельная скорость испарения, т. е. удельный тепловой поток на пленку, постоянен;

4) течение пленки ламинарное без скольжения;

5) толщина пленки значительно меньше радиуса шара;

6) пленка состоит из чистой воды и полностью высыхает;

7) плотность жидкости постоянна.

Тогда уравнение неразрывности в полярных координатах имеет следующий вид:

$$\frac{\partial}{\partial r}(\rho h u r) + \frac{\partial}{r \partial \theta}(\rho h v_{\text{ср}}) = - \frac{\partial}{\partial r}(\rho h) - q, \quad (107)$$

$$\text{где } v_{\text{ср}} = \frac{1}{h} \int_{r^*}^{r^*+h} u dr;$$

r — текущий радиус;

r^* — радиус гранулы;

ρ — плотность жидкости;

v, u — касательная и нормальная составляющие скорости.

Основная гидродинамическая проблема состоит в получении из соответствующих уравнений Навье — Стокса (в приближении пограничного слоя) профиля скоростей в пленке. Чаще всего принимают:

$$v = E \left[(r - r^*) h - \frac{(r - r^*)^2}{2} \right],$$

где E — в общем случае функция толщины пленки; для простейшего случая гравитационного ламинарного стекания (по Нуссельту) $E = \frac{g}{\nu}$.

Первым членом в формуле (107), содержащим u , можно пренебречь. Преобразование выражения (107) при переходе к движущейся с пленкой полярной системе координат $\varphi = \omega t - \theta$ дает:

$$\varphi = \omega t - \frac{E \tau^3}{3 r \rho^2} q^2 - \frac{E \tau^2 h}{3 r \rho} q - \frac{E \tau h^2}{r}, \quad (108)$$

где q — удельное испарение.

Найдем координату, где $h = 0$:

$$\varphi_0 = \omega t - \frac{E \tau^3}{3 r \rho^2} q^2.$$

Это позволит получить для испаряющейся за время τ массы жидкости выражение:

$$M = \frac{qP\tau^2}{r} \left[\omega - \frac{E\tau^2 q^2}{6r\rho^2} \right], \quad (109)$$

где P — геометрический фактор пленки.

Решая соотношение (109), находим время, необходимое для полного испарения пленки массой M ; с другой стороны, при равномерном течении пленки время замыкания составит $\frac{\pi}{\omega}$. Из условия равенства этих времен после преобразований можно найти тот минимальный тепловой поток на испарение q^* , при котором пленка успеет до полного испарения замкнуться:

$$q^* = A\omega^3 \left(1 - \sqrt{1 - B \frac{M}{\omega^2}} \right), \quad (110)$$

где $A = \frac{Pr^* \rho \mu}{2\pi^2 g}$; $B = \frac{24g}{P^2 r^* \rho \mu}$;

μ — динамическая вязкость.

Этот грубый качественный анализ (без учета непостоянства как ω при переменной вязкости, так и q при охлаждении шара с переменным отрицательным источником на поверхности) дает возможность предсказать четыре тепловых режима испарения растекающейся капли в грануле (рис. 8):

а) $q \gg q^*$ — очень быстрый подвод тепла (в случае благоприятного состояния поверхности), сфероидальное состояние капли;

б) $q > q^*$ — достаточно быстрый подвод тепла; капля, испаряясь, растекается, но не обволакивает всю гранулу;

в) $q < q^*$ — медленный подвод тепла; капля, испаряясь, обволакивает всю гранулу;

г) $q \ll q^*$ — тепла, аккумулированного гранулой, не хватает; капля не испаряется полностью и гранула остается мокрой.

Очевидно, что для гранул одинакового размера границы режимов (при прочих равных условиях) будут определяться начальной температурой. Следует скептически отнестись к возможности осуществления устойчивого сфероидального состояния (по крайней мере, в диапазоне обычных для металлических пластин температур

порядка 200°): во-первых, подвод тепла к поверхности гранулы нестационарен; во-вторых, на возможность получения этого эффекта влияет величина комплекса $\sqrt{\lambda sr}$ (коэффициент аккумуляции тепла), который для металла (например, меди) на два порядка выше, чем для солей. Для экспериментальной проверки этих соображений и получения количественных данных авторами совместно с В. А. Щербахой были поставлены специальные опыты. Для опытов использовали электропечь МА-Г/6Р с малым объемом нагреваемого пространства и регулируемым обогревом, позволяющим в широких пределах изменять температуру нагрева гранулы; непрерывное измерение температуры гранулы осуществлялось с помощью медьконстантановой термопары, спай которой был введен в гранулу. Погрешность измерения температуры не превышала 2—3%.

Калиброванные капли подавали на гранулу микрометрированным хроматографическим шприцем; раз-

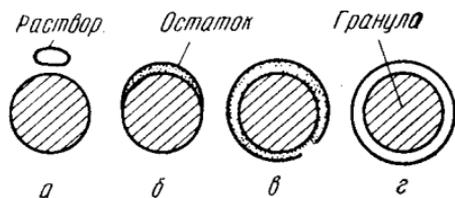


Рис. 8. Схемы режимов испарения капель

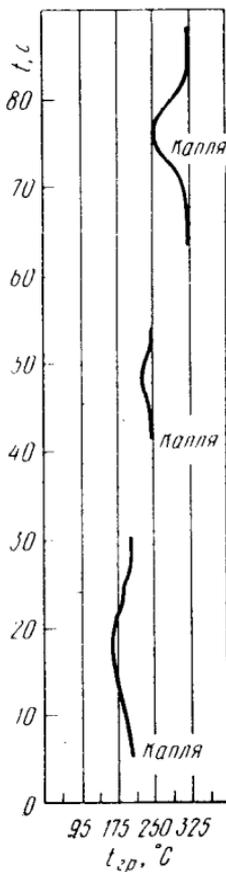


Рис. 9. Типичный ход температурных кривых при испарении капель раствора на гранулах

мер капель фиксировали отсчетным микроскопом МИР-2 с пределами измерений 0,015—6 мм. Съёмку различных состояний испаряющихся капель производили фотоаппаратом «Зенит-ЗС» с насадкой из съёмных колец.

Перед началом опыта гранулу материала определенного размера надевали на королек термопары (место заделки термопары в грануле для надежности контакта

заливали раствором с последующим его испарением) и помещали в паз печи с открытой верхней крышкой. После достижения гранулой заданной постоянной температуры на ее поверхность наносили каплю. Во время опыта непрерывно записывали изменяющуюся температуру гранулы и через определенные интервалы времени производили съемку испаряющейся капли.

Описываемый качественный анализ относился к испарению растекающейся капли воды. В этом случае очень затруднена визуализация пленки, ибо течет бесцветная жидкость, испаряющаяся без следа. Для того чтобы опыт был нагляднее и более соответствовал реальным процессам обезвоживания, целесообразно испарять раствор соли. Поэтому на лабораторной установке изучали закономерности процесса испарения капель 30%-ного раствора $ZnSO_4$ на нагретой до различной температуры поверхности гранулы твердого сульфата цинка при изменяющемся соотношении размеров капли и гранулы. Исследование вели при температурах, применяемых на установках кипящего слоя при обезвоживании растворов цинкового купороса.

При проведении экспериментов использовали гранулы $ZnSO_4$, полученные в реальном процессе на пилотной установке. В соответствии с интервалами размеров сит были выбраны три размера гранул: диаметром 6; 4 и 2,5 мм. Диаметр подаваемых капель раствора во всех опытах составлял 2,3 мм. Таким образом, хотя по условиям эксперимента не удавалось использовать гранулы диаметром меньше 2 мм, а также получать стабильные капли меньше 2,3 мм, соотношение капли и гранулы варьировалось от 1:1 до 1:3. Это позволило экстраполировать полученные закономерности и для более мелких размеров частиц и капель. Температуру гранул изменяли в опытах от 120 до 350°С, капли раствора $ZnSO_4$ концентрацией 30% (по массе) подавали при комнатной температуре.

Типичный ход температурных кривых процессов испарения капель раствора на грануле диаметром 4 мм при различной первоначальной температуре гранул показан на рис. 9.

Рассмотрим основные качественные и количественные закономерности процесса испарения капель раствора на поверхности гранул различных размеров при варьировании первоначальной температуры гранулы. При

первоначальной температуре поверхности гранулы ($t_{гр}$) 135°C происходит некоторое растекание нанесенной капли раствора по поверхности гранулы, растекшаяся капля медленно нагревается и испаряется. При полном испарении капли на поверхности гранулы отчетливо наблюдается прочный нарост материала, совпадающий по форме (вид сверху) с формой растекшейся капли. В процессе испарения капли происходит плавное снижение температуры гранулы, причем максимальная величина $\Delta t_{max} = t_{гр} - t$ (т. е. разность первоначальной и текущей температур гранулы) составляет 5°C .

Качественно иная картина наблюдается при $t = 215^{\circ}\text{C}$. Капля раствора не растекается по поверхности, а с интенсивным кипением испаряется. При полном испарении капли на поверхности гранулы образуются характерные наросты, состоящие из тонкой, прочной подложки и отдельных выступов самой разнообразной формы, которые легко скалываются. Полное испарение капли происходит за короткий промежуток времени (~ 15 с), $\Delta t = 20^{\circ}\text{C}$.

При повышении температуры гранулы до 350°C происходит еще более интенсивное кипение капель раствора (полный цикл процесса испарения сокращается до 2—3 с), Δt_{max} возрастает до 40°C . Вновь образовавшая поверхность изрыта трещинами и легко счищается с гранулы. Толщина прочной подложки уменьшается с возрастанием температуры, и при $t_{гр} = 270^{\circ}\text{C}$ образование подложки вообще не происходит.

С повышением температуры размеры отдельных наростов уменьшаются вплоть до мелких пылевидных крупинок при $t_{гр} = 350^{\circ}\text{C}$.

Исследование испарения капель на гранулах размером 4 мм приводит к таким же закономерностям, как и для гранул размером 6 мм. Общим отличием процесса испарения капель на гранулах диаметром 4 мм является несколько большее снижение температуры гранулы.

При соотношении размеров капли и гранулы 1:1 (диаметр гранулы 2,5 мм) происходит полное обтекание гранулы для всех исследованных температур $t_{гр}$. При этом часть капли вообще стекает с поверхности гранулы, остальная часть при низких температурах (до 200°C) гранулы медленно испаряется с образованием тонкой твердой пленки. Повышение температуры гранулы до 350°C вызывает увеличение количества наросте-

го на грануле вещества и образование изрытой, легко очищаемой поверхности.

Во всех опытах на грануле диаметром 2,5 мм происходит значительное падение температуры гранулы в процессе испарения капель (от $\Delta t_{\max} = 40^\circ \text{C}$ при $t_{\text{гр}} = 115^\circ \text{C}$ до $\Delta t_{\max} = 180^\circ \text{C}$ при $t_{\text{гр}} = 320^\circ \text{C}$).

Поскольку на характер взаимодействия капель с гранулами основное влияние оказывают начальная температура частиц и соотношение размеров гранулы и капли, то можно полагать, что главным фактором, регулирующим указанное взаимодействие, является теплоемкость гранулы и количество аккумулированного ею тепла (влияние смачиваемости и шероховатости поверхности не изучалось). Следует особенно подчеркнуть, что первый тепловой импульс, получаемый каплей, определяет условия смачивания ею поверхности гранулы и, следовательно, гидродинамический режим растекания.

Полученные результаты показывают, что в зависимости от соотношения теплосодержания гранулы и количества тепла, потребного для нагрева и испарения капли, а также температуры поверхности гранулы и соотношения размеров капли и гранулы возможны самые различные режимы поверхностного роста. Необходимо, однако, учитывать те осложнения, которые реальный кипящий слой вносит в этот механизм — капли и гранулы не остаются невозмущенными: возможно попадание одновременно или последовательно нескольких капель, гранула может вращаться, контактировать с другими гранулами, обмениваясь теплом и невысохшей влагой и т. д. Поэтому знание характера взаимодействия капель с раствором, помогая понять факторы, влияющие на процесс, не дает однозначного объяснения закономерностей роста гранул в слое, которые требуют непосредственного экспериментального исследования в натуральных условиях.

3. Методы определения кинетических констант процесса

Наибольшее распространение среди экспериментальных способов определения скорости роста гранул получила нестационарная методика, заключающаяся в том, что в кипящий слой монодисперсной исходной «подушки» непрерывно подается с раствором твердая фаза,

которая, откладываясь на поверхности частиц, приводит в периодическом процессе (число частиц в слое постоянно, твердая фаза не выводится) к непрерывному укрупнению гранул в слое. Если предположить, что скорость роста отдельных гранул не зависит от их размера, то изменение среднего диаметра частиц для такого процесса будет подчиняться следующей зависимости [11]:

$$\frac{dD}{d\tau} = \frac{1}{3} \frac{\dot{G}_M}{\rho_T G_{\text{сл.о}}} D \quad (111)$$

$$\text{или } D = D_0 \exp \left(\frac{\dot{G}_M}{6,9\rho_T G_{\text{сл.о}}} \tau \right), \quad (112)$$

где D_0 — диаметр частиц исходной монодисперсной подушки;

$G_{\text{сл.о}}$ — масса исходной подушки.

Сравнение экспериментальных данных по изменению диаметра частиц, полученных при обезвоживании различных продуктов в кипящем слое, с расчетными [(111) или (112)] позволяет или подтвердить правомерность гипотезы о независимости скорости роста гранул от их размера, или же определить конкретный вид этой зависимости.

В работе Джонке с сотр. [6] приведены полученные указанным способом данные по изменению диаметра гранул нитрата алюминия при различных температурах слоя (рис. 10, б). Соответствующие данные по грануляции мочевины [46] приведены на рис. 10, а.

Значительный интерес представляет примененный при изучении обезвоживания нитрата алюминия метод меченых частиц [7, 37, 47]. Сущность метода заключается в том, что частицы одной фракции (из числа наименее крупных) метили радиоактивным изотопом рутения-106, после чего покрывали тонким слоем раствора. Затем их помещали в слой и вели обычный опыт в течение 24 ч. Через равные интервалы отбирали 5% пробы на ситовый анализ. Пробу каждой фракции анализировали на γ -активность. График изменения γ -активности отдельных фракций во времени по данным типичного опыта приведен на рис. 11. Смещение пика активности во времени через ряд последовательных фракций четко указывает темп роста. Абсолютное значение спадает по мере выгрузки части продукта из слоя. Поскольку полная активность фракции (произведение удельной актив-

ности пробы на массу фракции) связана с числом частиц исходного меченого материала в ней, можно рассчитать для растущих частиц средний объемно-поверхностный диаметр:

$$D = \frac{\sum A_i W_i D_i^3}{\sum A_i W_i D_i^2}, \quad (113)$$

где A_i, W_i — удельная активность и масса фракции;
 D_i — средний размер частиц i -той фракции.

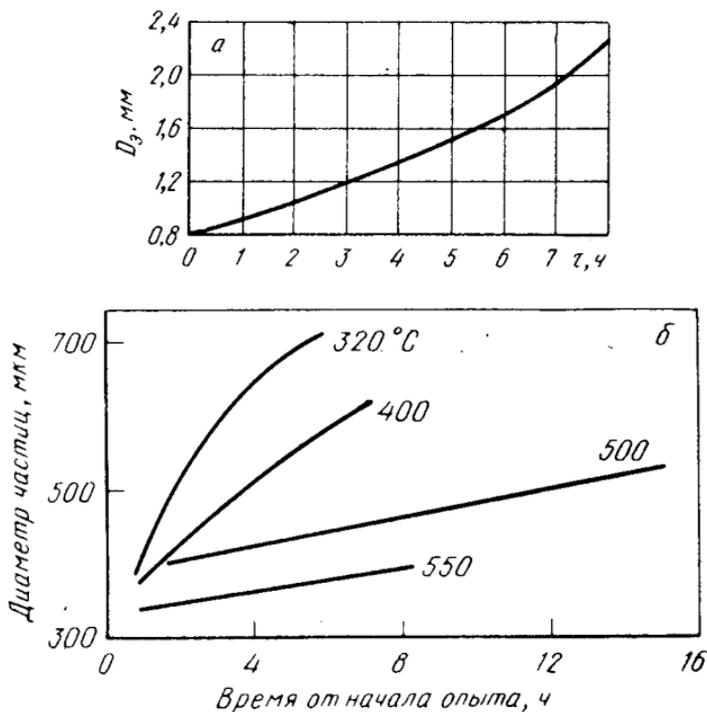


Рис. 10. Изменение эквивалентного диаметра гранул мочевины при грануляции раствора концентрацией 67% (а) и рост гранул нитрата алюминия во времени (б)

Зная объемно-поверхностные диаметры растущих меченых частиц в различные моменты времени, можно произвести статистическую обработку и корреляцию полученных результатов.

Метод изыщен, хотя и несвободен от некоторых систематических погрешностей, например снятия активности с меченых частиц, что заставило в ряде опытов использовать в расчетах лишь данные для малых времен.

Метод двухслойных гранул отличается от метода меченых частиц идеей: на слой частиц (моно- или полидисперсный) с определенными свойствами подается материал, отличающийся каким-либо легко анализируемым (например, химическим) свойством и отлагающийся на

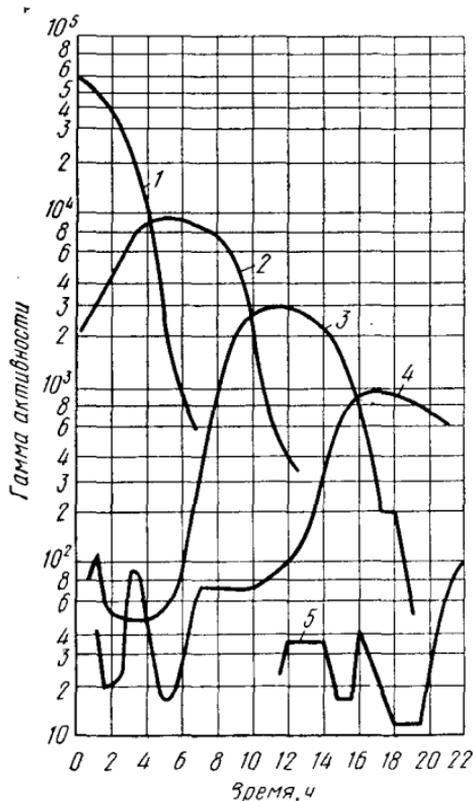


Рис. 11. Изменение γ -активности во времени:

1 — 700+100 меш; 2 — 60+70 меш; 3 — 40+50 меш; 4 — 30+40 меш; 5 — 20+30 меш

поверхности первоначальных гранул. Так, Данлоп и др. [5] брали полидисперсный слой кокса с содержанием золы 15,5% и отлагали на этих частицах кокс с содержанием золы 2,5%. После опыта пробы продукта рассеивали на ситах и определяли содержание золы в каждой фракции.

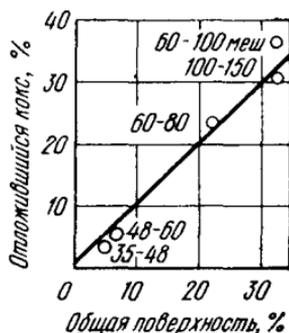


Рис. 12. Зависимость количества образовавшегося кокса от поверхности каждой фракции

В результате рассчитывали количество (%) образовавшегося на поверхности в ходе опыта кокса для каждой фракции, что позволило (рис. 12) утверждать, что скорость роста не зависит от размера частиц, т. е., что процесс идет по нулевому порядку.

Этот же метод был применен Гримметом [37, 39, 47], установившим, исходя из баланса химического индикатора на частице, связь размера первоначального ядра L_i и исследуемой фракции L_f :

$$L_i = L_f \sqrt[3]{1 - \frac{x_m}{x_f}}, \quad (114)$$

где x_m — общая концентрация химического трассера в частице;

x_f — концентрация трассера во внешнем, вновь образовавшемся слое.

В качестве индикатора служила добавка в обычный раствор нитрата алюминия нитрата железа с концентрацией 0,288 г/см³.

Н. А. Шахова с сотр. [14, с. 56] разработала вариант метода двухслойных гранул, состоявший в том, что на исходный слой сополимера МСН подавали раствор моче-

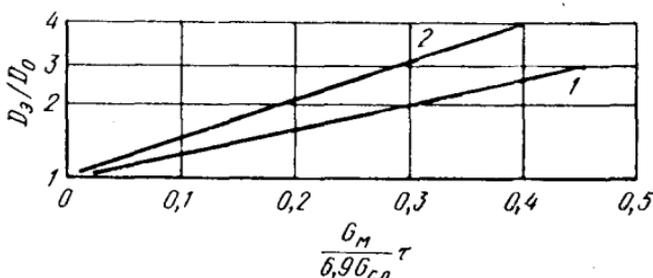


Рис. 13. Зависимость D_3/D_0 от $\frac{G_M}{6,9 G_{сл}} \tau$ при грануляции аммиачной селитры (1) и мочевины (2)

вины либо на специально крашенные гранулы мочевины подавали пульпу аммофоса (если сополимер являлся инертным носителем, то опыты с мочевиной и аммофосом позволяли отработать технологию получения смешанных удобрений).

В опытах на сополимере МСН брали частицы 0,15—0,5 мм и подавали на них мочевины в течение одного часа. Найденная средняя скорость роста гранул хорошо согласуется, по данным автора, с расчетной зависимостью (111). Соответствующие графические зависимости для аммиачной селитры и мочевины [46, 59] приведены на рисунке 13. Аналогичные опыты провел С. Г. Широков [48, 49] при грануляции. Он подавал в слой окрашенные частицы и замерял на срезах прирост размера гранул за определенный период. Гриммет [37, 47] брал в качестве исходного инертного материала

(подушки) частицы песка, на которых в периодическом (без ввода новых центров) процессе отлагалась прокаленная окись алюминия.

В работах [8, 38] приводятся снимки срезов гранул, на которых наглядно видны довольно равномерные по толщине кольца, обозначающие этапы роста гранул (см. рис. 5, б). Для отметки времени было предложено [39] использовать кольца разных цветов, для чего каждые

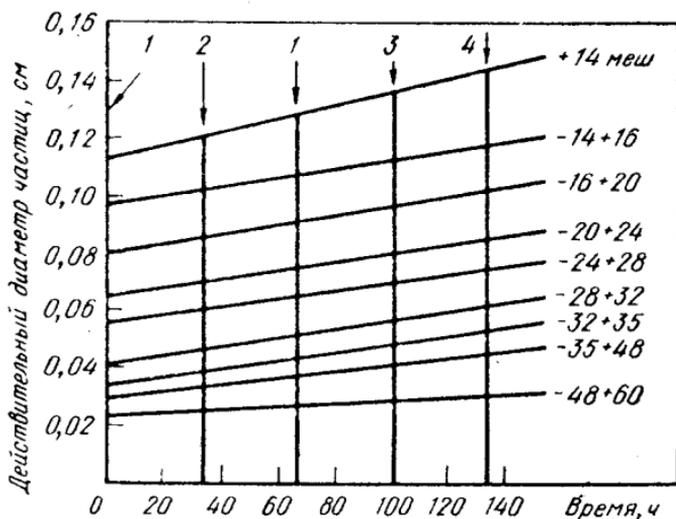


Рис. 14. Результаты измерений скорости роста частиц по кольцам:

1 — красное кольцо; 2 — черное кольцо; 3 — зеленое кольцо; 4 — внешний диаметр

15 мин меняли (подававшиеся в качестве примеси к материалу) соли нитратов железа (красное кольцо), никеля (черное), меди (сине-зеленое) и хрома (желтое). В промежуток между добавкой солей оставляли большой интервал работы без красителя (белое кольцо). Типичный срез гранулы показан на рис. 5, а. Зная толщину кольца, образовавшегося за заданный интервал времени, легко найти мгновенную скорость роста частицы данного размера. В каждом образце исследовали не менее двадцати частиц. Типичные зависимости диаметра частиц разного исходного размера от времени приведены на рис. 14. Скорости роста задаются наклоном кривых в любой точке.

В рецикловом процессе без сепарирующей выгрузки в стационарных условиях имеются всего две константы:

λ и K , из которых последняя задается экспериментально. Отсюда, задавая рецикл, легко найти зависимость скорости роста гранул от размера частиц на основе экспериментально определяемых кривых распределения частиц в кипящем слое по размерам (т. е. метод носит статистический характер).

Экспериментальное определение эффективной скорости роста может быть произведено на основе общего выражения (19) с учетом следующих соображений.

Решим уравнение (19) относительно $\rho\lambda$; в общем виде решение будет иметь вид:

$$\rho\lambda = (\rho\lambda)_{x_0} + \int_{x_0}^x \Phi(\xi) d\xi - K \int_{x_0}^x \rho(\xi) d\xi, \quad (115)$$

откуда можно выразить λ в явном виде как функцию x .

Выражая функцию источников — рецикл — через удельную подачу частиц \dot{N} , плотность распределения частиц в рецикле $\varphi(x)$

$$\Phi(x) = \dot{N}\varphi(x) \quad (116)$$

и, принимая поток частиц в начале отсчета равным нулю, найдем

$$\lambda(x) = \frac{1}{\rho(x)} \int_{x_0}^x [\dot{N}\varphi(\xi) - K\rho(\xi)] d\xi. \quad (117)$$

Подставляя в уравнение (117) определенные экспериментально $\rho(x)$, $\varphi(x)$, \dot{N} , K и решая его численно, можно найти кинетику роста частиц любого заданного размера.

В экспериментальном отношении реализация предложенного принципа статистического определения кинетической функции роста гранул является очень сложной. Чтобы использовать расчетное выражение (117), необходимо обеспечить выполнение ряда условий:

1) поскольку при проведении процесса необходимо отбирать представительные пробы, эти опыты целесообразно проводить на большой пилотной установке;

2) должна быть гарантирована стационарность процесса (т. е. $\frac{\partial \rho(x)}{\partial \tau} = 0$); это может быть обеспечено достаточной продолжительностью опыта с периодическим контролем, однако специфика состоит в том, что анализ

гранулометрического состава должен осуществляться непосредственно при взятии пробы;

3) необходимо точно знать вид функции источников. Как показано в гл. 3 и 7, точный расчет функции источников в настоящее время невозможен; ввиду этого возникает необходимость осуществления процесса с подачей

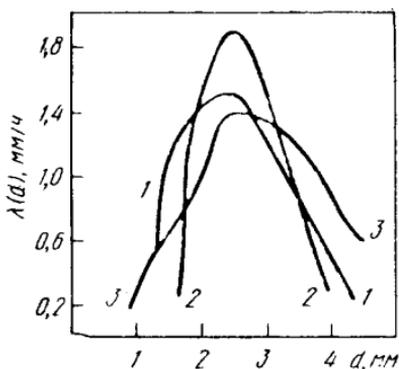


Рис. 15. Зависимость скорости роста гранул от размера при подаче различного вида рецикла:

1 — 1,25—1,6 мм; 2 — 1,6—2,0 мм; 3 — 0,8—3,0 мм

чей новых центров в виде внешнего рецикла, но при этом нужно гарантировать отсутствие других источников гранулообразования.

Расчет скорости роста частиц в кипящем слое с помощью предложенного авторами в работе своей статистического метода, т. е. при известной функции источников новых центров грануляции [подача «внешнего» рецикла мелких частиц с известной производительностью $G_{\text{рец}}$ и составом $\psi(d)$], производили при установлении стационарного режима по уравнению (117).

С этой целью уравнение (117) переписывали в виде конечных разностей:

$$\lambda(d_i) = \frac{K}{\rho(d_i)} \sum_{d^*}^{d_i} [\psi(\xi_i) - \rho(\xi_i)] \Delta \xi_i, \quad (118)$$

где d^* — минимальный размер частиц в рецикле, мм;

K — константа выгрузки частиц, 1/ч;

$K = \frac{G_m + G_{\text{рец}}}{G_{\text{сл}}}$ [G_m , $G_{\text{рец}}$ — соответственно производительность установки по раствору (в пересчете на сухой продукт) и рециклу, кг/ч; $G_{\text{сл}}$ — масса продукта в слое, кг];

$\varphi(\xi_i)$, $\rho(d_i)$ — численные кривые распределения частиц по размерам в рецикле и слое соответственно, 1/мм.

На рис. 15 приведены результаты опытов по определению зависимости скорости роста гранул ZnSO_4 от их

размера, полученные статистическим методом. Во всех случаях была установлена немонотонная зависимость $\lambda(d_i)$ с максимумом. Возможны различные объяснения такого характера кривых (разная вероятность выхода гранул разного размера, различные условия роста малых и больших гранул при данном размере капель, как показано выше, и т. д.); можно считать, однако, что важнейшей причиной, влияющей на все эксперименты по кинетике роста гранул в слое, является наличие внутреннего источника частиц внутри слоя, который не устраняется снижением температуры и использованием инертной «подушки»; в этом случае скальваются наросты.

Таким образом, данные эксперименты косвенно подтверждают вытекающую из реальных условий безрецикловых процессов возможность образования мелких гранул внутри слоя. Они подтверждают также необходимость применения в расчетах наиболее простого и естественного закона скорости роста гранул нулевого порядка.

4. Закономерности распределения по размерам гранул в безрецикловых процессах

До сих пор, говоря о несоответствии большинства реальных процессов, осуществляемых по так называемому безрецикловому методу, математическому описанию рецикловых процессов, авторы не имели, за исключением косвенных данных предыдущего раздела, данных для формулировки новой физической модели и ее математического описания, объясняющих появление нового источника центров гранулообразования (взамен рецикла), без которых осуществление стационарного процесса невозможно. Отдельные микрофотографии шлифов и гранул подтверждают наличие дробления гранул (рис. 16) и образование из них мелких осколков, служащих новыми центрами гранулообразования. Выше отмечалась недостаточная обоснованность переноса выводов, полученных на основе отдельных «микроскопических» наблюдений, на макроскопические явления в целом.

В связи с этим основным методом выявления механизма образования новых центров при безрецикловом процессе явился статистический метод анализа счетных или численных кривых распределения гранул по размерам.

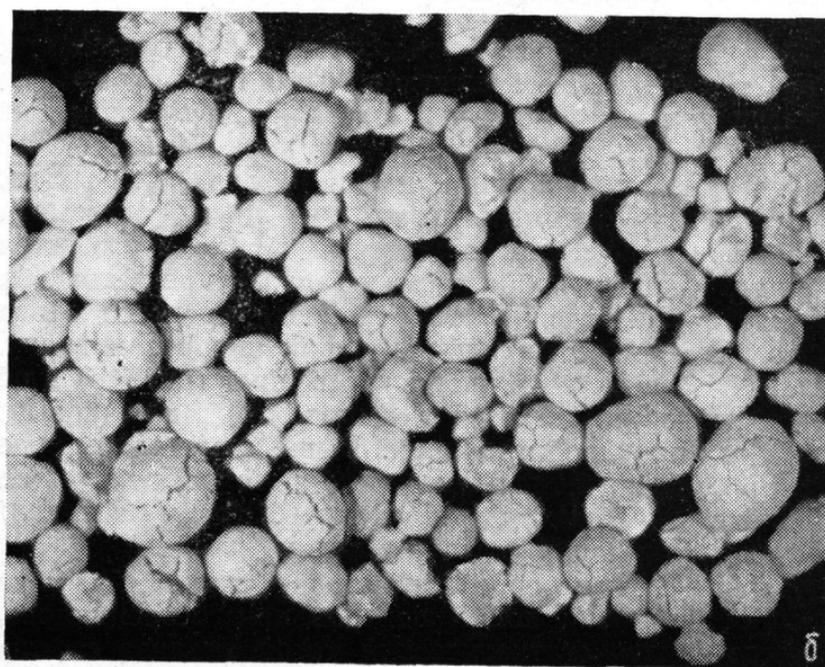


Рис. 16. Срез, $\times 20$ (а), и общий вид гранул, $\times 2$ (б)

Полученные экспериментальные данные [8; 9; 50—52; 53, с. 10] на установках различного масштаба (от лабораторной до промышленных) на ряде неорганических продуктов достаточно убедительно показали, что для подавляющего числа экспериментов бимодальная форма кривой распределения является наиболее типичной.

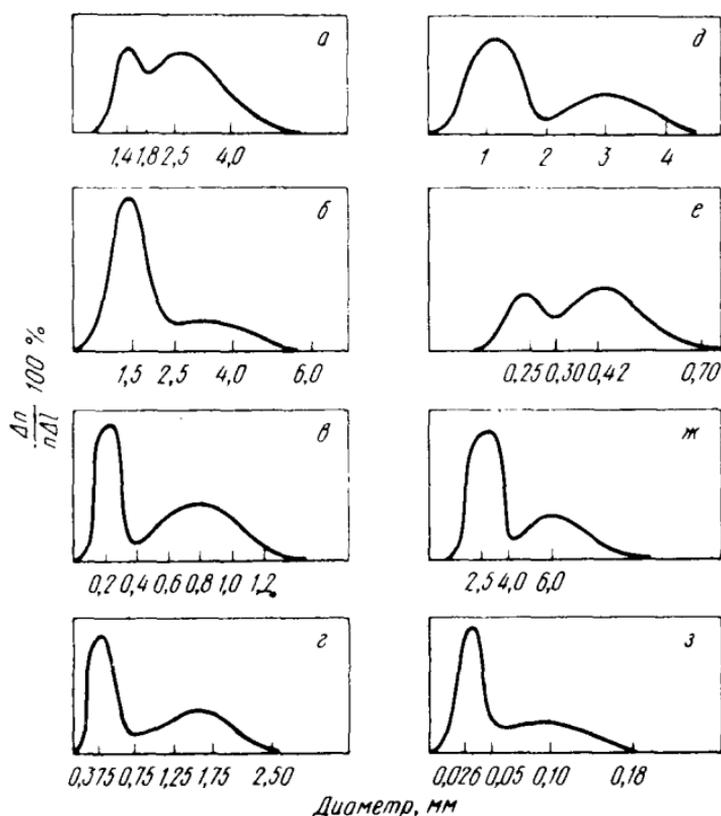


Рис. 17. Типичные кривые распределения:

а, б, в — данные авторов (растворы сульфата цинка, хлористого магния и хлористого калия); г — данные В. М. Гладушко с сотр.; д — данные Н. А. Шаховой; е — данные Месени с сотр.; ж — данные А. А. Орионова и др.; з — данные Джонке с сотр.

Сопоставление результатов авторов и других исследователей показало общность бимодального характера численных кривых распределения (рис. 17), причем подачу раствора производили и сверху (рис. 17, а—г) и сбоку (рис. 17, д—е) в слой форсунками различного типа; механическими и пневматическими как внутренне-го, так и внешнего смещения.

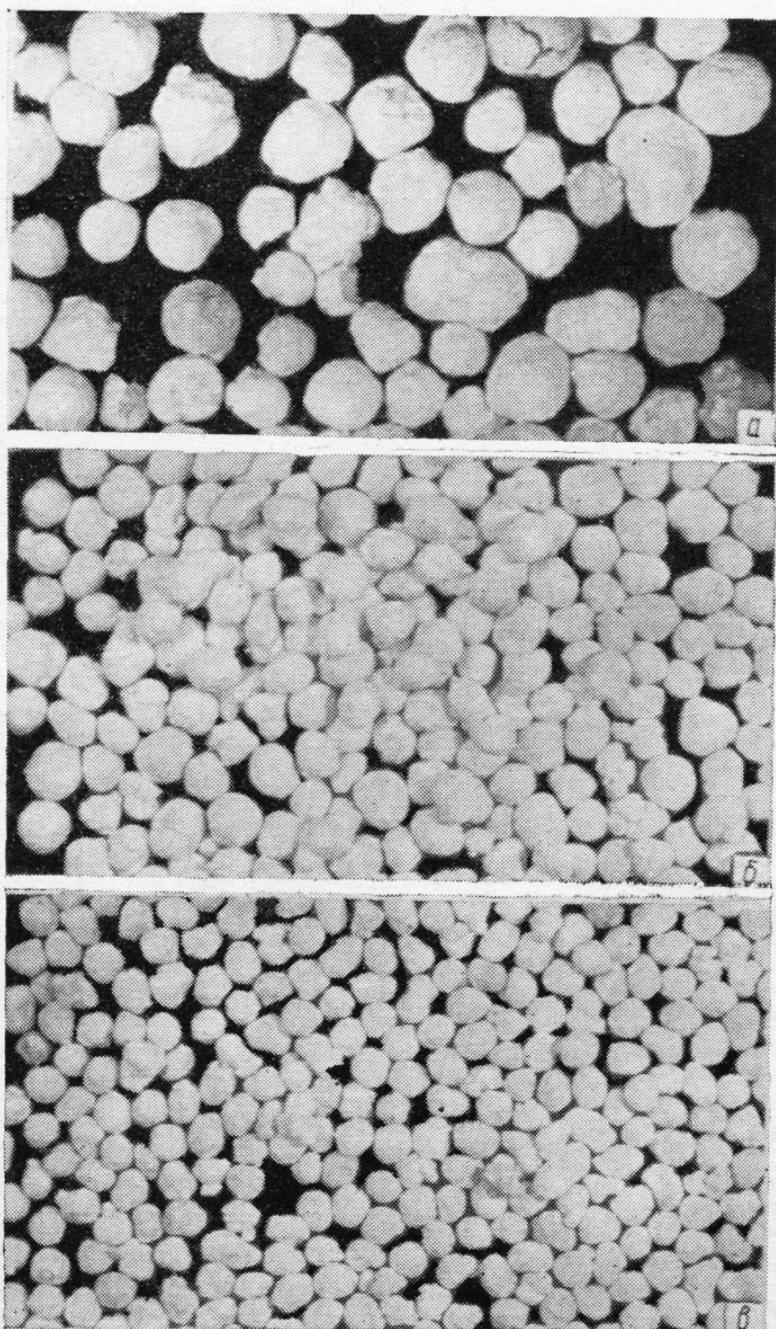
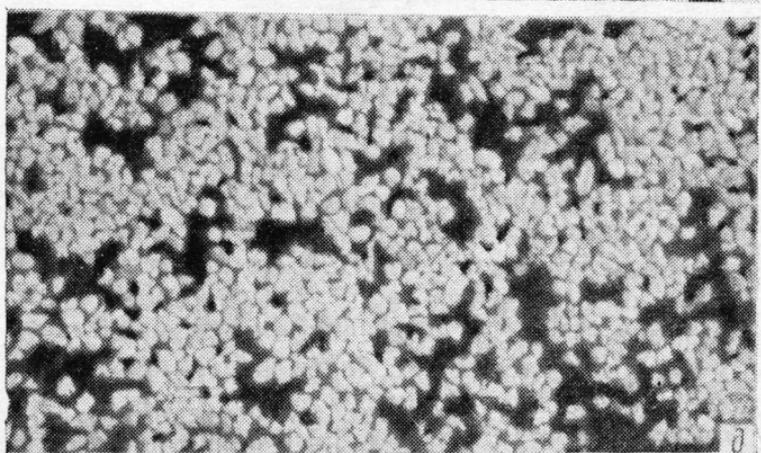
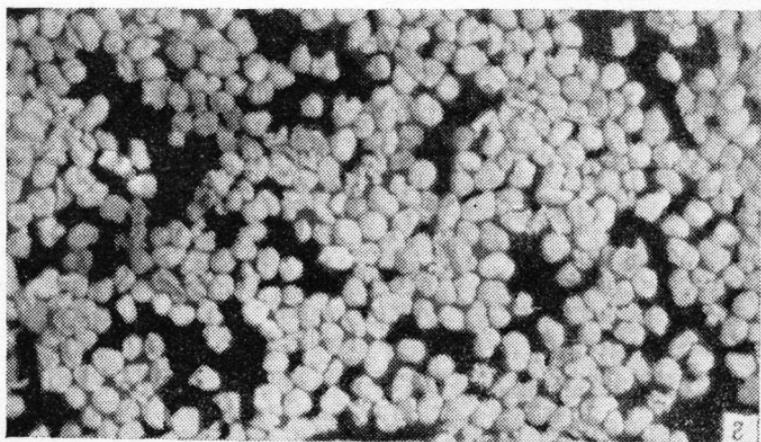


Рис. 18. Общий вид частиц различных фракций:
а — $(-5 + 3)$ мм; б — $(3 + 2)$ мм; в — $(-2,1,6)$ мм;

Образование двух пиков на численной кривой распределения (бимодальная кривая) отражает динамическое равновесие системы, в которой протекают процессы, направленные на увеличение размеров частиц — нормальный рост, и обратные процессы — образование новых центров грануляции. Уменьшение размеров частиц за счет истирания в данном случае (за исключением специально проводимых на инертных гранулах для получения пылевидного продукта процессов) играет подчиненную роль. Образование пика в области мелких фракций свидетельствует, таким образом, о существовании в системе источника новых центров гранулообразования,



z — $(-1,6+1,25)$ мм; d — $(-1,25+0,8)$ мм

который является как бы внутренним рециклом процесса. Очевидно, что в условиях непрерывного процесса существование динамического равновесия может быть нарушено, если количество образующихся новых центров недостаточно для компенсации выгрузки выросших гранул.

Существование второго пика на бимодальной кривой в области мелких фракций не может быть объяснено ни нормальным ростом, ни истиранием и свидетельствует о генерации внутри системы определенного количества новых центров гранулообразования, т. е. о существовании некоторого внутреннего источника частиц. Расчет этого источника, требующий детальной формулировки механизма и математического описания образования частиц в слое, приводится в гл. 3; там же описан метод определения функции источников из основного уравнения стационарного процесса в допущении независимости от размера кинетики роста (нулевой порядок) по экспериментальным значениям численной функции распределения частиц в слое по размерам (предполагается также неселективная выгрузка).

Качественное подтверждение предполагаемого механизма процесса, согласно которому пик мелких фракций на бимодальной кривой распределения образуется в основном за счет дробления относительно крупных частиц, получено путем фотографирования под микроскопом гранул и шлифов гранул отдельных фракций сульфата цинка, образующихся при обезвоживании раствора (опыты на пилотной установке ВНИИГа с площадью решетки $0,1 \text{ м}^2$). Рассмотрение поверхности частиц для типичного гранулометрического состава, представленного на рис. 18, показывает, что гранулы с характеристическим диаметром 4 мм ($-5+3 \text{ мм}$) (рис. 18, *а*) имеют трещины и сколы, а частицы с характеристическим диаметром $2,5 \text{ мм}$ ($-3+2$) — окатанную форму (рис. 118, *б*) с небольшим содержанием частиц с трещинами и сколами; частицы более мелких фракций представляют собой осколки дробления (рис. 18, *г—е*). Промежуточная фракция $-2+1,6 \text{ мм}$ представляет собой окатанные частицы в результате нормального их роста (рис. 18, *в*). Таким образом, проведенный с помощью различных методов анализ дисперсности гранул в реальных безрецикловых процессах показал, что физическая и математическая модели явления, сформулированные в гл. 1, нуждаются,

применительно к этому методу, в существенных дополнениях и уточнениях, которые и сделаны в гл. 2.

В то же время разработанное в гл. 1 описание полностью адекватно рецикловому процессу, также находящему применение в промышленности. Принятое в этой же главе простейшее допущение о нулевом порядке кинетики роста гранул наиболее физически обоснованно, и в настоящее время отсутствуют прямые экспериментальные данные, которые доказывали бы целесообразность принятия более сложной кинетической закономерности.

Глава 3

БЕЗРЕЦИКЛОВЫЙ МЕТОД ОБЕЗВОЖИВАНИЯ РАСТВОРОВ

Наиболее широкое применение в химической и металлургической отраслях промышленности нашел безрецикловый метод обезвоживания растворов, суспензий и пульп в аппаратах кипящего слоя.

Осуществление безрециклового метода грануляции продуктов в кипящем слое требует подбора определенного технологического режима, при котором возможно обеспечить непрерывный процесс. Для этого необходимо детальное исследование физической сущности и основных закономерностей процесса образования гранул при обезвоживании растворов в кипящем слое.

Одна из первых попыток учета наряду с «внешним» и «внутреннего» рецикла была развита в работах Н. А. Шаховой [10, с. 195; 11; 14, с. 53, 116; 26, с. 72; 27, с. 72, 77, 79; 46; 54—61].

Для функции распределения частиц по размерам было предложено уравнение:

$$F(D_i; D_{ок}) = 1 - \exp \left\{ - \frac{3[G_p + (1-K)G_m]}{KG_m} \ln \frac{D_i}{D_{ок}} \right\}, \quad (119)$$

где K — коэффициент гранулообразования;
 G_m — производительность гранулятора, кг/ч;
 G_p — производительность по рециклу, кг/ч;
 D_i — текущий диаметр, мм;
 $D_{ок}$ — размер частиц рецикла, мм.

Внутренний рецикл в этом случае определяется величиной $G_M (1-K)$. Таким образом, для решения этого уравнения необходимо опытным путем определить величину K и знать точный размер образующихся новых центров грануляции.

Первым исследованием, в котором метод распределения по временам пребывания использовался с учетом дифференциальной функции распределения в слое новых центров грануляции по временам пребывания $E(\theta)$, дифференциальной функции распределения гранул ретурра по объемам $U_p(V_p)$, выноса мелких фракций и сепарированной выгрузки явилась работа В. Е. Бабенко, А. А. Ойгенблика, П. Г. Романкова и Н. Б. Рашковской [13, 14, с. 83]. Используя для расчета состава распределение по временам пребывания и кинетику роста частиц первого порядка, они получили уравнение в следующем виде:

$$U(V) = \frac{G_p}{G_p + G_M} \int_{V_{p\min}}^z \frac{V}{V_p} U_p(V_p) E[\theta(V, V_p, \tau_{cp})] \times \\ \times \frac{d\theta(V, V_p, \tau_{cp})}{dV} dV_p. \quad (120)$$

Это уравнение выведено из расчета введения внешнего и образования внутреннего рецикла и наиболее эффективно может быть использовано при работе с сепаратором. Очевидно, для внутреннего рецикла оно не может быть применено, так как в случае ввода дробилки в слой оно не учитывает ни исчезновения частиц при дроблении, ни кинетических констант дробления. При введении же внутреннего источника в кинетическом уравнении должен добавиться интегральный член с неизвестными функциями вероятности дробления.

Почти одновременно Гриммет [37, 39, 47] предложил использовать для описания такой системы уравнение сплошности в интегральной форме применительно к непрерывному процессу обезвоживания сточных вод атомной промышленности. Уравнение материального баланса неустановившегося состояния в интервале размеров частиц включает следующие величины: вход частиц за счет отложения материала на поверхности, подачу растворенного вещества, добавление затравочных кристаллов и вход частиц в этот интервал размеров за счет

истирания более крупных гранул. Выход частиц происходит за счет роста, выноса из слоя, истирания и выгрузки готового продукта.

Поскольку аналитическое решение выведенного уравнения невозможно, то расчеты производили на цифровой вычислительной машине, используя метод конечных разностей (модифицированный метод Рунге — Кутты). Вычисленные кривые распределения хорошо соответствовали экспериментальным данным. В их работе безрецикловый процесс из-за отсутствия сведений о процессах дробления и истирания не рассматривался, но, по сообщению авторов, это является предметом исследований.

В приведенных выше работах механизм образования новых центров грануляции не рассматривался.

Для описания процесса обезвоживания растворов в аппаратах с кипящим слоем авторы книги использовали полное уравнение сплошности с источниками и стоками, учитывающими закономерности и механизм процесса [51, 62].

Уравнение сплошности с учетом в неявном виде внутренней функции источников записывается как уравнение для рециклового процесса:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial (\lambda \rho)}{\partial x} = \psi(x, \rho) - K\rho. \quad (121)$$

Поскольку $\psi(x, \rho)$ в отличие от источника $\varphi(x)$ в рецикловом процессе не задается, а получается внутри слоя из частиц, находящихся в аппарате, то необходимо связать $\psi(x, \rho)$ с параметрами процесса, учитывая механизм образования новых центров грануляции.

Для исследования механизма образования новых центров грануляции были изучены фотоснимки поверхности монофракций гранул различных размеров и срезы частиц. Мелкие частицы представляют собой осколки неправильной формы, а крупные частицы испещрены трещинами и имеют отдельные вырванные поверхности. Это является подтверждением того, что новые центры грануляции образуются в результате дробления крупных частиц.

Для выявления механизма дробления вначале необходимо определить общий характер функции источников и тем самым выявить характер происходящих внутри слоя процессов измельчения числа частиц.

Из уравнения (121) следует, что при найденной экспериментальной функции распределения частиц в стационарном процессе ($\frac{\partial \rho}{\partial t} = 0$) и известной величине λ можно получить мощность источников частиц любого размера [14, с. 57, 65; 51; 62].

$$\text{Так как } \lambda = \frac{dx}{dt} = \frac{Q_M}{F_{\text{сл}}} = \text{const}, \quad (122)$$

а $\rho(x)$; Q_M и объем слоя V известны, то в этом случае

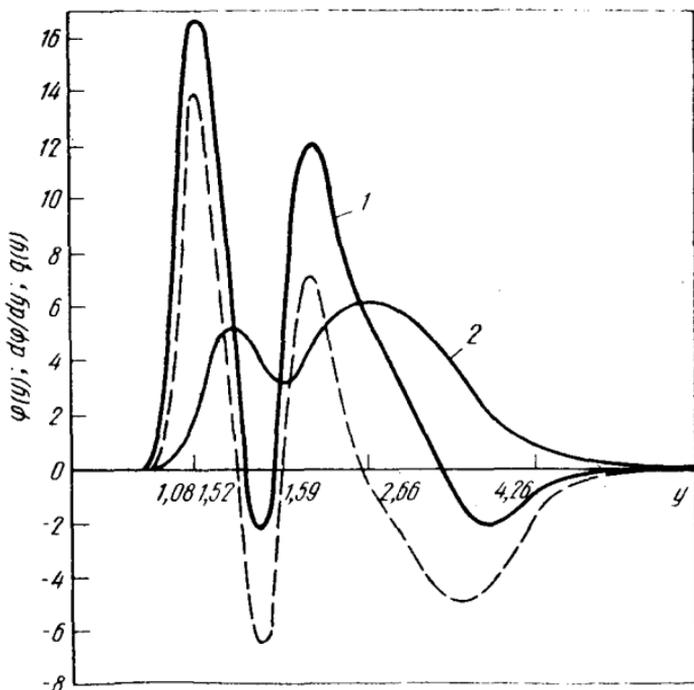


Рис. 19. Вид функции источников (1) при исходном (2) бимодальном распределении частиц по размерам в слое

можно рассчитать поверхность частиц в слое $F_{\text{сл}}$ и, следовательно, скорость роста гранул λ .

Обозначим величину $\frac{\lambda}{K} = x_0$ и введем безразмерную переменную $y = \frac{x}{x_0}$. Тогда распределение по размерам выгружаемого продукта и возникающих частиц запишем как

$$x_0 \rho(x) = \varphi(y); \quad (123)$$

$$x_0 q(x) = Q(y), \quad (124)$$

и уравнение (121) окончательно приведем к виду:

$$Q(y) = \varphi(y) + \frac{d\varphi(y)}{dy}. \quad (125)$$

Рассмотрим теперь, какой вид будет иметь функция источников $Q(y)$. Ввиду того, что экспериментальные численные кривые распределения частиц по размерам при обезвоживании растворов в кипящем слое практически во многих случаях имеют очень сложный бимодальный характер [8; 9, с. 18, 19; 14, с. 57, 65; 27, с. 80; 38, с. 47—51; 50—53; 57, с. 80; 62; 63, с. 37; 64—65], рассмотрим исходное бимодальное распределение (рис. 19). В результате дробления крупных гранул (минусовый источник в области крупных частиц) образуются мелкие частицы, распределение по размерам которых имеет бимодальный характер. Наличие бимодальности распределения новых центров грануляции указывает на то, что при дроблении образуются частицы двух классов крупности.

Таким образом, обработка экспериментальных функций показывает, что источником новых центров грануляции при обезвоживании растворов являются частицы, получаемые в результате дробления крупных гранул.

1. Возможные механизмы образования новых центров грануляции и методы расчета распределения частиц при дроблении

При обезвоживании растворов в кипящем слое возможны различные механизмы образования новых центров грануляции: непосредственно из распыляемого раствора, дробление существующих частиц в слое за счет паровзрывного и термического эффекта, истирание частиц при соударениях и т. д.

На возможность образования центров грануляции из раствора впервые указал Ванечек с сотр. [12, 41]. Далее это предположение нашло отражение в работах В. Н. Кисельникова с сотр. [14, с. 54; 66—68]. Эти исследователи рассматривали непрерывный процесс получения сложных гранулированных удобрений на основе мочевины, раствора фосфорной кислоты и аммиачно-воздушной смеси. Непрерывность процесса, по их утверждению, осуществляется не за счет термического дробления (так как в данном случае имеет место относительно ма-

лый перепад температур), а за счет образования новых центров из капель распыляемого раствора, так как фосфорная кислота за время свободного пробега в факеле распыла успеваеt частично нейтрализоваться аммиаком и высохнуть. Зная порозность в зоне факела форсунки, В. Н. Кисельников с сотр. предлагает рассчитывать функцию распределения длины свободного пробега капель раствора для пневматической форсунки, по распределению же длины пробега и времени реакции можно непосредственно подсчитать число новых центров грануляции. К сожалению, экспериментальное подтверждение выдвинутой гипотезы эти авторы не приводят.

Е. Г. Никушин, П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская и И. Н. Таганов [14, с. 74] предложили паровзрывной механизм образования новых центров грануляции при обезвоживании гигроскопических материалов. При стационарном процессе грануляции с сепарирующей выгрузкой с учетом данного механизма они получили выражение для плотности вероятности распределения частиц по размерам.

$$\frac{dP_m(D)}{dD} = \frac{Q_1(m-1)}{D} P_{m-1}(D) - \left(\frac{Q}{D} + Q_2 \right)_m P_m(D) + Q_2(m+2) P_m + f(D). \quad (126)$$

Полное решение системы этих уравнений встречает значительные математические трудности, поэтому эти авторы ограничились только получением математического ожидания и дисперсии. Это уравнение после некоторых преобразований и получения зависимостей входящих в него величин от условий проведения процесса дало удовлетворительное совпадение расчетных характеристик с опытными.

В экспериментальных работах О. М. Тодеса, Ю. Я. Каганович и С. П. Налимова [8; 9; 14; 38; 50; 51; 52; 53, с. 19; 64; 65; 69, с. 80; 70] показано, что в ряде случаев образование новых центров грануляции происходит за счет термического механизма дробления. Термический механизм дробления наиболее сильно проявляется при интенсивном ведении процесса, т. е. при значительной разности температур между зоной перегрева (прирешеточной зоны) и зоной охлаждения (зоной ввода раствора).

Независимо от принятого механизма дробления для расчета гранулометрического состава необходимо полу-

чить распределение частиц по размерам в результате дробления. Вопросу о распределении частиц при их дроблении посвящено много теоретических и экспериментальных работ. Рассмотрим основные из них.

В 1940 г. Н. К. Разумовский [71] указал на ряд случаев, когда логарифмы распределения размеров частиц при дроблении подчиняются приближенно гауссовскому закону распределения. Позднее А. Н. Колмогоров [72] применил довольно общую схему случайного процесса последовательного дробления частиц, для которой в пределе, введя ряд допущений (в частности, независимость скорости дробления от размеров), показал теоретически, что при дроблении распределение подчиняется логарифмически нормальному закону.

А. Н. Колмогоров указывает на необходимость рассмотрения схемы, в которой скорость дробления частиц зависит от размера, и на неприменимость в этом случае логарифмически нормального закона.

А. Ф. Филиппов [73] продолжил работы А. Н. Колмогорова по дроблению, введя ряд допущений при анализе процесса дробления, и показал, что в пределе при $t \rightarrow \infty$ распределение частиц по массе сходится к некоторому предельному закону [72]. А. Ф. Филиппов анализирует также случай, когда скорость дробления возрастает с убыванием массы, и случай переменной массы; показывает связь процесса дробления частиц с одномерным марковским случайным процессом и доказывает существование стационарного решения. Решения, однако, в явном виде он не предлагает.

Во всех этих случаях рассматривается решение нелинейного интеграл-дифференциального уравнения со сложным ядром, хорошо разрешимого лишь в отдельных случаях (симметричное ядро и т. д.).

Наиболее подробно подвергали исследованию константы скорости дробления при измельчении различных материалов (сухое и мокрое измельчение).

Бозе [74] и Аустин [75] предложили уравнение порционного измельчения для периодического процесса в виде баланса дифференциального приращения размера x :

$$\frac{\partial^2 P(y, r)}{\partial r \partial y} = - \int_y^{x_m} [\partial P(x, r) / \partial x] S(x) \partial B(y, x) / \partial y \partial x - S(y) \partial P(y, r) / \partial y, \quad (127)$$

где $S(x)$ — селективная выгрузка;
 $B(y, x)$ — функция дробления;
 $P(y, x)$ — количество материала размером меньше y
на стадии размера r .

Гарднер и Аустин [75], исследуя процесс измельчения углей различных сортов в мельницах периодического действия, получили, что количество материала (%), размер частиц которого меньше определенной крупности y , на какой-либо стадии размола r равно:

$$P(y, r) = P(y, 0) + \int_0^r \int_y^{x_m} [\partial P(x, r) / \partial x] S(x) B(y, x) dx dr, \quad (128)$$

где $B(y, x)$ — распределение продуктов дробления;
 $S(x)$ — вероятность дробления.

Данное уравнение является основным законом измельчения. Величина $S(x)$ является функцией x и в ряде случаев зависит от r ; $B(y, x)$ может быть функцией y , x и r . Это выражение представляет собой уравнение Вольтерра второго рода, и замена $S(x)$ и $B(y, x)$ экспериментальными значениями, по мнению авторов, едва ли приведет к простому аналитическому решению. Дальнейшее определение констант дробления производили на ЭВМ.

С. З. Каган, Ю. Н. Ковалев и М. И. Молочкова [76] рассматривали периодический процесс дробления несмешивающихся жидкостей при перемешивании. Они предложили следующую зависимость для распределения капель по размерам:

$$\frac{\partial Nf(\delta)}{\partial t} = \int_{\delta}^{\delta_{\max}} B(\delta, \delta') V(\delta') \varphi(\delta') Nf(\delta') d\delta' - \varphi(\delta) Nf(\delta), \quad (129)$$

где $f(\delta)$ — функция плотности распределения капель по размерам;
 $B(\delta, \delta')$ — функция плотности распределения продуктов распада;
 $\varphi(\delta)$ — доля капель данного размера, распадающихся в единицу времени;
 N — число капель в единице объема.

Указанные исследователи строили функции дробления в зависимости от числа оборотов мешалки и определяли скорость дробления для самых крупных капель

как $\frac{\partial Nf(\delta)}{\partial t}$ в каждый момент времени. По кривым распределения они определяли среднюю кратность дробления $V(\delta)$, но эти данные являются лишь ориентировочными оценками действительных характеристик распада капель. Следует отметить, что полученные оценки частот дробления тем ближе к действительности, чем глубже распад капель.

Таким образом, для анализа такого типа уравнений необходимо иметь информацию о распределении продуктов дробления. Рассмотрим с этой целью один из возможных механизмов образования новых центров грануляции при обезвоживании растворов в кипящем слое, а именно термическое дробление гранул в слое.

Как показывает анализ экспериментальных данных, наибольшее влияние на гранулометрический состав продукта в слое оказывает температура кипящего слоя [8; 9; 50; 52—53]. Незначительное увеличение температуры в слое приводит к резкому измельчению материала.

Приведенные модельные опыты на одиночных частицах при орошении частицы раствором или водой с последующим нагревом в муфельной печи привели к растрескиванию гранул, что также позволяет рассматривать механизм термического дробления гранул наиболее вероятным при обезвоживании ряда продуктов.

2. Анализ закономерностей термического дробления гранул

Сформулируем физическую модель процесса. Поскольку какие-либо указания на возможный механизм термического дробления гранул в литературе по обезвоживанию растворов в кипящем слое отсутствуют, рассмотрим данные, полученные в смежных отраслях. Одно из наиболее подробных исследований термического дробления было выполнено Турба [77, с. 158], наблюдавшим растрескивание кристаллов тяжелого шпата под воздействием высокой температуры. Турба выдвинул гипотезы о возможной роли в дроблении анизотропии кристаллов (различное термическое расширение по осям), разложения карбонатных включений с выделением газов и, наконец, выделения паров воды. Исследовавшие растрескивание цементных гранул и керамических

изделий З. А. Смолякова [78], М. А. Буз [79], Л. А. Бернштейн и М. Б. Френкель [80] также полагают, что выделение водяных паров является основной причиной трещинообразования.

В нашем случае подобные предположения кажутся для обезвоживания ряда продуктов неприменимыми, поскольку процесс испарения влаги протекает в тонкой пленке, обволакивающей частицу, и поэтому отсутствуют условия для диффузии (прорыва) паров воды из глубины частицы. Поэтому остается предположить, что в растрескивании гранул основную роль играют возникающие в них термические напряжения.

Так, известно [81, 82], что в сфере с начальной температурой и нулевыми напряжениями, погруженной в среду другой температуры, возникают существенные температурные напряжения, которые при известном температурном поле определяются по формулам Гопкинсона [83]

$$\left. \begin{aligned} S_r &= \frac{2}{3} \frac{Ea}{1-\sigma} [\bar{T}(R, t) - \bar{T}(r, t)]; \\ S_t &= \frac{2}{3} \frac{Ea}{1-\sigma} \left[\bar{T}(R, t) + \frac{1}{2} \bar{T}(r, t) - \frac{3}{2} T(r, t) \right], \end{aligned} \right\} (130)$$

где S_r и S_t — соответственно основные радиальные и тангенциальные напряжения;

E — модуль упругости;

a — температуропроводность;

σ — коэффициент Пуассона;

$T(r, t)$ — средняя температура внутри сферы радиуса R .

$T(r, t)$ определяют по формуле

$$\bar{T}(r, t) = \frac{3}{r^3} \int_0^r r^2 T(r, t) dr. \quad (131)$$

При этом между S_r и S_t в формуле (130), как следует из теории упругости, имеет место следующая связь:

$$S_t = \frac{1}{2r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (r^2 S_r). \quad (132)$$

Таким образом, задача отыскания температурных напряжений сводится к определению температурного поля. Случай, когда температурное поле задается решени-

ем краевой задачи для уравнения теплопроводности в граничных условиях первого рода следующего вида:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{a \partial^2 (rT)}{r \partial r^2} \quad 0 < r \leq R, \quad (133)$$

$$T = T_0 \quad r = R$$

$$T = 0 \quad t = 0$$

рассматривал Г. Гринберг, [81] показавший, что при резком нагреве шара радиальные и тангенциальные напряжения в нем распределяются в соответствии с положением кривых (рис. 20). Из рис. 20 следует, что радиальные напряжения растут от периферии к центру, оставаясь все время положительными. В то же время тангенциальные напряжения, также возрастают от периферии к центру, положительны лишь внутри сферы, а снаружи отрицательны, т. е. наружные разогретые слои расширяются (при погружении нагретой сферы в холодную среду распределение напряжений меняется на противоположное по знаку).

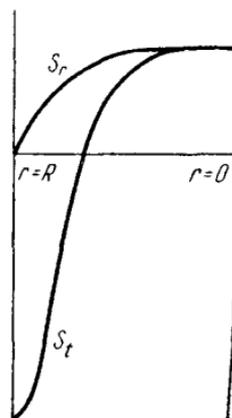


Рис. 20. Распределение радиальных S_r и тангенциальных S_t напряжений в сфере при резком нагреве

Специфика кипящего слоя при обезвоживании растворов состоит в многократном изменении температуры среды на поверхности частиц, которое происходит по следующей схеме. Зерно, подходящее к решетке, обдувается горячим потоком газа с температурой T_1 . Уходя внутрь кипящего слоя, оно через некоторое время падает в участок реактора, где в результате разбрызгивания и испарения раствора температура среды T_2 значительно ниже. Затем частицы вновь направляются к решетке в зону более высоких температур и т. д.

Таким образом, процесс термического дробления целесообразно описывать через термические напряжения, возникающие в частице; при этом специфика кипящего слоя при обезвоживании растворов, состоящая в том, что частица циркулирует между участками с существенно различной температурой среды, может быть учтена введением переменной температуры среды на поверх-

ности частицы. Для простоты примем периодическое (синусоидальное) изменение температуры.

Тогда задача определения термических напряжений требует исследования температурного поля, являющегося решением краевой задачи:

$$\frac{\partial T}{\partial r} = \frac{a}{r} \frac{\partial^2}{\partial r^2} (r, T) \quad (134)$$

$$T = \text{const} + T_0 \cos \omega t$$

$$T = 0 \quad t = 0.$$

Находим решение для установившегося периодического состояния в виде:

$$T(r, t) = \text{const} + T_0 e^{i\omega t} f(r) \quad (135)$$

(решение, соответствующее граничному условию, должно получиться также периодическим с тем же периодом; применено комплексное представление тригонометрической функции), причем $f(r)$ — комплексная функция, которая может быть представлена в виде произведения модуля, характеризующего убывание амплитуды температурных колебаний, и аргумента, задающего сдвиг колебаний по фазе:

$$f(r) = |f(r)| e^{i \arg f(r)}. \quad (136)$$

Как показано Карлслюу и Егером [84] (и легко может быть получено):

$$f(r) = \frac{1}{\frac{r}{R} \operatorname{sh} \sqrt{\frac{i\omega r^2}{a}}} = \frac{1}{\frac{r}{R} \frac{e^{\sqrt{\frac{i\omega r^2}{a}}} - e^{-\sqrt{\frac{i\omega r^2}{a}}}}{e^{\sqrt{\frac{i\omega R^2}{a}}} - e^{-\sqrt{\frac{i\omega R^2}{a}}}}} \quad (137)$$

Переходя к безразмерным переменным $\xi = \frac{r}{R}$, $\Omega = \frac{\omega R^2}{a}$ и $\tau = \frac{at}{R^2}$, получим:

$$T(\xi, \tau) = \text{const} + T_0 \frac{1}{\xi} \frac{\operatorname{sh}(\sqrt{i\Omega\xi})}{\operatorname{sh} \sqrt{i\Omega}} e^{i\Omega\tau}. \quad (138)$$

Прежде чем использовать это решение непосредственно для расчета температурных напряжений, про-

анализируем асимптотическое поведение функции $T(\xi, \tau)$ при разных Ω .

При $|\Omega| \gg 1$ — случай больших частот и (или) частиц относительно больших размеров — в функции

$$T_0 \frac{1}{\xi} \frac{e^{\sqrt{i\Omega}\xi} - e^{-\sqrt{i\Omega}\xi}}{e^{-\sqrt{i\Omega}} - e^{-\sqrt{i\Omega}}} e^{i\Omega\tau} \quad (139)$$

ввиду незначительности членов с отрицательным показателем экспоненты (по модулю) приближенно имеем:

$$T(r, t) \approx T_0 \frac{1}{\xi} e^{\sqrt{i\Omega}(\xi-1)} e^{i\Omega\tau}. \quad (140)$$

Тогда для градиента температуры, не рассматривая глубоких участков с $\xi \ll 1$, получим:

$$\begin{aligned} \text{grad } T &\sim \frac{dT}{dr} = \frac{dT}{Rd\xi} = \frac{T_0}{R} e^{i\Omega\tau} \left[\frac{1}{\xi} e^{\sqrt{i\Omega}(\xi-1)} \right]'_{\xi} = \\ &= \frac{T_0}{R} e^{i\Omega\tau} \left[\frac{1}{\xi^2} e^{\sqrt{i\Omega}(\xi-1)} + \frac{1}{\xi^2} (1 - \sqrt{i\Omega}\xi) e^{\sqrt{i\Omega}(\xi-1)} \right] \approx \\ &\approx \frac{T_0}{R} \sqrt{i\Omega} \frac{1}{\xi} e^{\sqrt{i\Omega}(\xi-1)} e^{i\Omega\tau}. \end{aligned} \quad (141)$$

Поскольку наибольший градиент температур будет, очевидно, у поверхности, там где $\xi=1$, то, заменяя $\sqrt{i} = \frac{1+i}{\sqrt{2}}$ и отбрасывая комплексную часть, получим приближенную оценку:

$$(\text{grad } T)_{\max} \approx \frac{T_0}{R} \sqrt{\frac{\Omega}{2}} = T_0 \sqrt{\frac{\omega}{2a}}. \quad (142)$$

Следовательно, $(\text{grad } T)_{\max}$ не зависит от R .

С другой стороны, при $|\Omega| \ll 1$ — случай малых частот (и малых по размеру частиц), разлагая экспоненты $e^{\sqrt{i\Omega}\xi}$ и $e^{-\sqrt{i\Omega}\xi}$ в ряд (ограничимся первыми его членами):

$$e^{\sqrt{i\Omega}\xi} = 1 + \sqrt{i\Omega}\xi + \frac{i\Omega\xi^2}{2!} + \frac{\sqrt{i\Omega}i\Omega\xi^3}{3!} + \dots \quad (143)$$

$$e^{-\sqrt{i\Omega}\xi} = 1 - \sqrt{i\Omega}\xi + \frac{i\Omega\xi^2}{2!} - \frac{\sqrt{i\Omega}i\Omega\xi^3}{3!} + \dots$$

и учитывая, что разность этих экспонент дает удвоен-

ную сумму четных членов рядов [см. уравнение (143)], получим сумму $e^{\sqrt{i\Omega}\xi} - e^{-\sqrt{i\Omega}\xi} \approx 2\sqrt{i\Omega} \left(\xi + \frac{i\Omega}{6} \right)$ и аналогично:

$$e^{\sqrt{i\Omega}} - e^{-\sqrt{i\Omega}} \approx 2\sqrt{i\Omega} \left(1 + \frac{i\Omega}{6} \right). \quad (144)$$

Тогда, подставив выражение (144) в уравнение (139), имеем:

$$T(r, t) \approx T_0 \frac{1 + \frac{i\Omega}{6} \xi^2}{1 + \frac{i\Omega}{6}} e^{i\Omega\tau} \approx T_0 \left(1 - \frac{i\Omega}{6} + \frac{i\Omega}{6} \xi^2 \right) e^{i\Omega\tau}. \quad (145)$$

Отсюда

$$\begin{aligned} \text{grad } T &\approx \frac{dT}{dR} = \frac{dT}{Rd\xi} = \frac{T_0}{R} e^{i\Omega\tau} \left[1 - \frac{i\Omega}{6} + \frac{i\Omega}{6} \xi^2 \right]'_{\xi} = \\ &= \frac{T_0}{R} e^{i\Omega\tau} \frac{i\Omega}{3} \xi. \end{aligned} \quad (146)$$

Переходя к размерным переменным и заменяя $\sqrt{i} = \frac{1+i}{\sqrt{2}}$, а также учитывая, что максимальные градиенты будут у поверхности, найдем:

$$(\text{grad } T)_{\max} \approx \frac{T_0}{R} \frac{\Omega}{3} \approx \frac{T_0 \omega}{3a} R. \quad (147)$$

Таким образом, для малых частиц $(\text{grad } T)_{\max}$ возрастает начиная с $R=0$, начиная же с некоторого значения R он становится постоянным. Ход этой зависимости (рис. 21) позволяет сделать вывод о том, что при увеличении размеров мелких частиц вероятность их дробления возрастет, пока они не достигнут некоторого размера, после которого вероятность дробления, очевидно, будет неизменной.

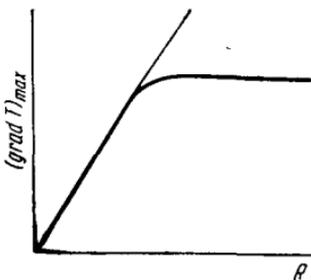


Рис. 21. Зависимость максимального градиента температуры от радиуса частицы

Рассматривая прогрев частиц при периодических колебаниях температуры на поверхности как тепловую волну, можно оценить характеристичес-

кую глубину интенсивного прогрева (и наиболее значительного градиента температур), приняв ее равной длине температурной волны:

$$\lambda \approx \sqrt{\frac{a}{\omega}}. \quad (148)$$

Соответствующие оценки для кипящих слоев приведены ниже. Заметим, однако, что мелкие частицы с $R \approx \lambda$ быстро прогреваются на полную глубину, градиент температур в них незначителен, температурные напряжения малы и они не растрескиваются. Наоборот, в крупных частицах с $R \gg \lambda$ прогрев проникает лишь на глубину порядка λ , возникает существенный перепад температур по радиусу и, как следствие этого, раскалывание крупных частиц.

Вернемся теперь к анализу собственно температурных напряжений. Для этого перепишем формулу (130) для максимального значения скалывающих тангенциальных напряжений на поверхности (очевидно, что радиальные напряжения на поверхности — нулевые):

$$\begin{aligned} |S_t|_{r=R}^{\max} &= \frac{2}{3} \frac{Ea}{1-\sigma} \left[\bar{T}(R, t) + \frac{1}{2} \bar{T}(r, t) - \right. \\ &\left. - \frac{3}{2} T(R, t) \right] = \frac{Ea}{1-\sigma} [\bar{T}(R, t) - T(R, t)]. \end{aligned} \quad (149)$$

Так как любое выражение для температуры имеет [см. уравнение (135)] постоянный множитель $T_0 e^{i\omega t}$, то окончательно

$$|S_t|_{r=R}^{\max} = \frac{Ea}{1-\sigma} T_0 e^{i\omega t} [\bar{f}(1) - f(1)] \quad (150)$$

(здесь f — комплексная функция от безразмерной переменной ξ , равной на поверхности шара единице).

Усредним $f(\xi)$ из выражения (139) по формуле (131) для $\xi=1$:

$$\begin{aligned} \bar{f}(\xi) &= 3 \int_0^1 \xi^2 f(\xi) d\xi = 3 \int_0^1 \xi^2 \frac{1}{3} \frac{\text{sh}(V i \Omega \xi)}{\text{sh} V i \Omega} d\xi = \\ &= \frac{3}{\text{sh} V i \Omega} \frac{1}{V i \Omega} \xi \text{ch}(V i \Omega \xi) - \frac{1}{i \Omega} \text{sh} V i \Omega \Big|_0^1 = \\ &= \frac{3}{V i \Omega} \text{ch} V i \Omega - \frac{3}{i \Omega}. \end{aligned} \quad (151)$$

Подставив выражение (131) в формулу (151), и учитывая, что $f(1) = 1$, получим:

$$|S_t|_{\max} = \frac{Ea}{1-\sigma} T_0 e^{i\omega t} \left\{ \frac{3}{V i\Omega} \operatorname{cth}(V i\Omega) - \frac{3}{i\Omega} - 1 \right\}. \quad (152)$$

Модуль выражения, взятого в фигурные скобки, определяет амплитуду скалывающих напряжений, а аргумент — отставание максимальных напряжений по фазе от максимума температуры на поверхности.

Приведем уравнение (152) к более удобному виду, используя асимптотическое поведение при малых и больших Ω .

При малых по модулю значениях $V i\Omega$, разлагая гиперболический котангенс в ряд Тейлора:

$$\operatorname{cth} V i\Omega = \frac{1}{V i\Omega} + \frac{V i\Omega}{3} - \frac{(V i\Omega)^3}{45} + \dots, \quad (153)$$

получим в первом приближении для выражения в скобках (учитывая, что $\cos \varphi - i \sin \varphi = e^{i\varphi}$ при $\varphi = \frac{\pi}{2}$ даст $-i = e^{-i\frac{\pi}{2}}$):

$$\frac{3}{V i\Omega} \operatorname{cth} V i\Omega - \frac{3}{i\Omega} - 1 \approx -\frac{i\Omega}{15} = \frac{\Omega}{15} e^{-i\frac{\pi}{2}}, \quad (154)$$

откуда, подставив выражение (154) в формулу (152) и отбрасывая мнимую часть, получим

$$|S_t|_{\max} \underset{\substack{r=R \\ \Omega \ll 1}}{\cong} \frac{Ea}{1-\sigma} T_0 \frac{\Omega}{15} = \frac{Ea}{1-\sigma} T_0 \frac{\omega R^2}{15a}. \quad (155)$$

Это означает, что для малых частиц при $R \ll \sqrt{\frac{a}{\omega}}$ температурные напряжения возрастают пропорционально частоте колебаний и квадрату радиуса гранулы.

Для больших по модулю значений $V i\Omega$ гиперболический котангенс асимптотически стремится к единице, и в первом приближении выражение (152) в скобках (ввиду незначительности обеих дробей) дает

$$f_1 - f(1) \approx -f(1) = -1 = 1e^{-i\pi}, \quad (156)$$

откуда формула (152) дает [подставляем выражение (156) в уравнение (152) и отбрасываем мнимую часть]:

$$\left| S_t \right|_{r=R} \approx \frac{Ea}{1-\sigma} T_0 \quad (157)$$

$\Omega \gg 1$

Следовательно, для крупных частиц $R \gg \sqrt{\frac{a}{\omega}}$ температурные колебания и термические напряжения проникают в глубь частицы лишь на расстояние длины температурной волны $l_0 \approx \sqrt{\frac{a}{\omega}}$, и максимальные скалывающие напряжения на поверхности зависят лишь от амплитуды температурных колебаний T_0 и не зависят от частоты колебаний и радиуса частицы.

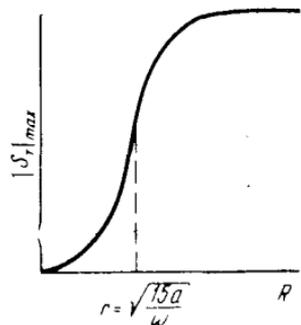


Рис. 22. Зависимость максимальных скалывающих напряжений на поверхности частиц от радиуса частиц

Из асимптотических соотношений (155) и (157) можно составить удобную приближенную интерполяционную формулу, пригодную во всем интервале изменения радиусов и частот:

$$\left| S_t \right|_{r=R} \approx \frac{Ea}{1-\sigma} T_0 \frac{\omega R^2}{15a + \omega R^2} \quad (158)$$

Исследование уравнения (158) показывает, что она имеет точку перегиба при $R = \sqrt{\frac{15a}{\omega}}$; таким образом, ориентировочно можно полагать, что, начиная со значения $R \gtrsim 4l_0$, скалывающие напряжения не зависят от размера частиц. Анализ этой формулы позволяет понять все наблюдаемые качественные закономерности температурного дробления в кипящем слое.

На рис. 22 показан примерный ход зависимости температурных напряжений от радиуса частицы. Таким образом, частицы малых размеров $R \ll \sqrt{\frac{a}{\omega}}$ при малой частоте колебаний температуры успевают прогреться и охладиться целиком, внутри них возникают малые градиенты температуры и малые напряжения, и они не

трескаются. Крупные гранулы с $R \gg \sqrt{\frac{a}{\omega}}$ прогреваются до глубины порядка $l_0 \approx \sqrt{\frac{a}{\omega}}$ независимо от их размеров, в них возникают большие температурные напряжения и начинают откалываться осколки радиусом порядка l_0 . Очевидно, при таком механизме гранулы могут нарастать лишь до размеров $R_{\max} \approx \frac{10l_0}{2}$, после чего от гранулы отколется один или несколько осколков размером порядка l_0 .

Кривая $Q(y)$ в простейшем случае дробления узкой фракции крупных частиц должна иметь один отрицательный пик и два положительных из-за появления частиц с $R \approx \frac{l_0}{2}$ и более крупных остатков.

Принимая модель круговых движений частицы от нижней зоны к верхней и обратно, для высот слоя порядка 0,4 м и скорости движения частиц $\approx 0,1$ м/с получим $\omega \approx 0,5 \lambda 1/c = 5,7 \cdot 10^3 1/ч$. Температуропроводность частицы a при теплопроводности рыхлого материала $\lambda_T = 0,5$ ккал/(м³·ч·град) и объемной теплоемкости $C_{pT} \approx 400$ ккал/(м³·град) составит $a = \frac{\lambda_T}{C_{pT}} \frac{1}{800}$ м²/ч

и характеристический размер $l_0 \approx \sqrt{\frac{a}{\omega}} \approx 0,46$ мм. При этом максимальный радиус имеющихся в слое гранул не должен превышать $R_{\max} \approx \frac{10l_0}{2} \approx 2,3$ мм, так как гранулы этого и большего размера быстро раскалываются. Эта оценка близка по своему порядку к наблюдавшейся на опыте предельной величине частиц, существующих в слое.

При приближенно равных частоте и величине температурных перепадов одни материалы могут дробиться, а другие — не могут вследствие различных физико-химических свойств.

3. Исследование механизма дробления одиночной гранулы

Изучение механизма дробления одиночной гранулы проводили на модельной установке кипящего слоя. Ос-

новная цель опытов заключалась в изучении процесса дробления гранул на примере одиночной частицы при орошении слоя водой и раствором соли, определении скорости дробления частиц различных размеров, исследовании глубины проникновения температурных напряжений, а также нахождении величины откалываемых кусков в зависимости от параметров процесса.

Для этого исследуемую гранулу с введенной в нее термопарой помещали в слой. Изменяющаяся температура гранулы непрерывно записывалась. Диаграммы изменений температуры внутри гранулы во времени при орошении слоя водой (рис. 23) показали, что в процессе орошения слоя совершаются циклические изменения температуры гранулы, в результате которых происходит ее разрушение.

Сравнение диаграмм показывает, что гранула меньшего диаметра подвержена более частым колебаниям температур с небольшими амплитудами. Эти изменения не оказывают существенного влияния на разрушение гранулы. При максимальных охлаждениях, часто-

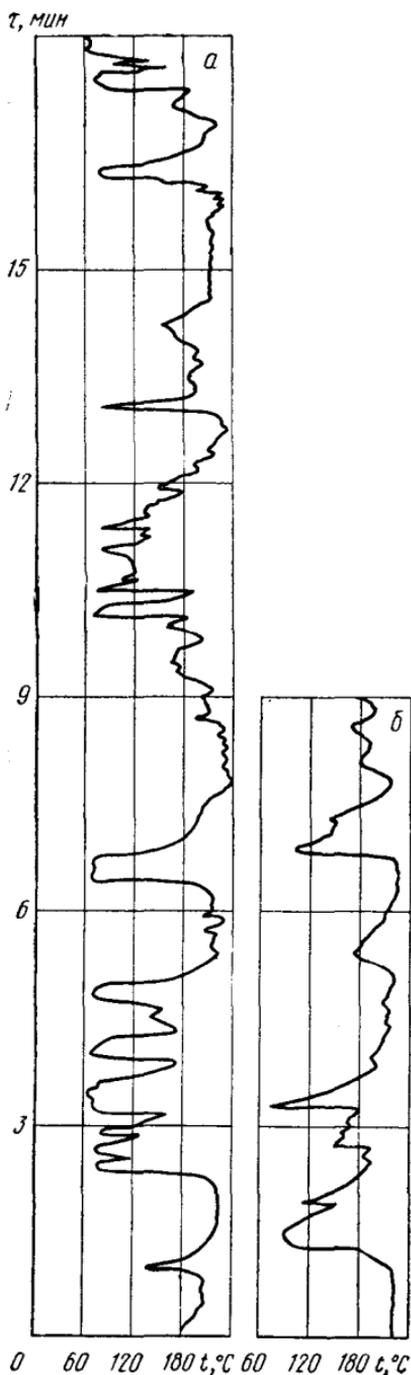


Рис. 23. Диаграмма изменения температуры внутри гранулы при орошении. Размер гранул 4,0 мм (а) и 6,5 мм (б)

та которых примерно одинакова для гранул различного диаметра, изменение температуры внутри гранулы меньшего диаметра больше, чем у крупных гранул, т. е. меньшая гранула охлаждается глубже.

Так, при максимальном охлаждении гранулы температура внутри ее составляла для $d_{\text{ср}}=4,0$ мм около 60°C , а для $d_{\text{ср}}=6,5$ мм около $90-100^\circ\text{C}$. Эти экспериментальные данные хорошо согласуются с выводами теории теплового дробления гранул о проникновении тепловой волны на определенную глубину и о возникновении значительных скалывающих напряжений для более крупных частиц.

Так как температура гранулы в процессе эксперимента измеряется в центре $r=0$ ($\bar{T}(0, t)=0$), то формула (130) для тангенциальных температурных напряжений примет вид:

$$S_t = \frac{2}{3} \frac{Ea}{1-\sigma} \left[\bar{T}(R, t) - \frac{3}{2} T(0, t) \right]. \quad (159)$$

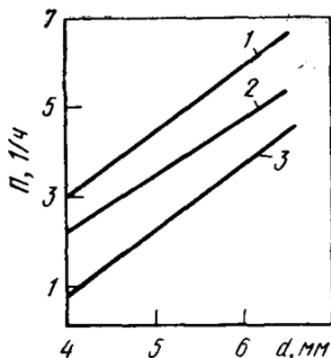


Рис. 24. Зависимость скорости дробления от диаметра гранул при различных температурах слоя:

1 — орошение водой, $t_{\text{сл}}=250^\circ\text{C}$; 2 — орошение водой, $t_{\text{сл}}=200^\circ\text{C}$; 3 — орошение раствором, $t_{\text{сл}}=200^\circ\text{C}$

Таким образом, при резком охлаждении гранулы тангенциальные напряжения в грануле тем больше, чем больше температура внутри гранулы, и, следовательно, для крупных частиц больше, чем для меньших.

Длина диаграммы (рис. 23) характеризует продолжительность процесса дробления. Из диаграммы следует, что разрушение частицы происходит не в течение единичного изменения температуры охлаждения — нагревание, а в результате многократного ее повторения, т. е. дробление гранулы наступает вследствие прочностной усталости. Время дробления для гранул среднего диаметра $d_{\text{ср}} \approx 4,0$ мм составляет около 20 мин, а для гранул $d_{\text{ср}} \approx 6,5$ мм — около 9 мин при средней продолжительности одного цикла 2—3 мин.

На снимках растрескавшихся гранул видно, что гранула дробится на две неравные части: ядро и осколок.

На снимках растрескавшихся гранул видно, что гранула дробится на две неравные части: ядро и осколок.

На рис. 24 приведены экспериментальные кривые, характеризующие скорость дробления одиночных частиц различного размера при температурах слоя 200 и 250° С и орошении слоя водой и раствором.

Из рис. 24 следует, что скорость дробления уменьшается с уменьшением размера гранул и температуры слоя, что также согласуется с выводами теории термического дробления. При орошении слоя раствором скорость дробления замедляется.

4. Экспериментальное исследование закономерностей термического дробления гранул в кипящем слое

Для некоторой количественной оценки интенсивности теплового дробления частиц проводили опыты по подаче в слой воды в режиме, соответствующем заданной тепловой нагрузке при обезвоживании растворов. Принятая методика эксперимента позволила как бы выделить тепловое дробление из общей картины процесса при сохранении подобного состояния внешней поверхности частиц в слое и гидродинамических условий. Распыление воды на слой продукта, находящегося в псевдооживленном состоянии, приводит к непрерывному изменению гранулометрического состава слоя из-за теплового дробления гранул. Число частиц в результате дробления непрерывно возрастает, а общая их масса в процессе опыта сохраняется практически постоянной. Это обстоятельство позволяет, используя массовые кривые распределения частиц по размерам, определить опытным путем кривые убыли массовой доли данной фракции.

На рис. 25 и 26 приведены кривые, характеризующие изменение гранулометрического состава материала во времени при температуре в слое 260° С. Из этих кривых следует, что происходит убыль самой крупной фракции, более мелкая фракция сначала растет, поскольку убыль этой фракции меньше, чем прибыль, в результате дробления более крупной фракции; затем она, проходя через максимум, начинает убывать за счет изменения соотношений потоков в сторону преобладания дробления частиц этой фракции. В следующих, более мелких фракциях число частиц постоянно увеличивается за счет прибыли в них осколков дробления. Общая картина убы-

ли самой крупной фракции и прибыли за счет ее дробления на размеры в других интервалах представлена на рис. 27 (сплошными стрелками).

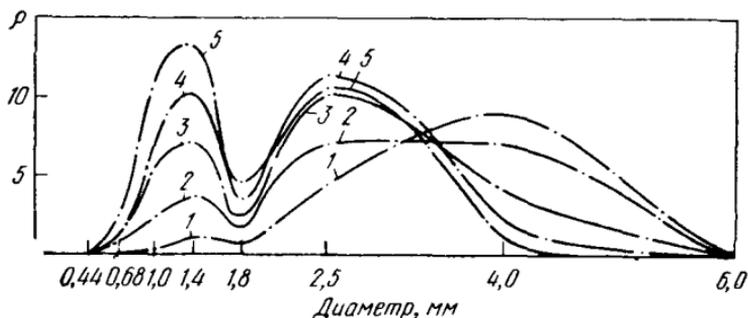


Рис. 25. Изменение массовых кривых распределения во времени (кривые сняты через 30 мин) при начальном составе с преобладанием крупных фракций

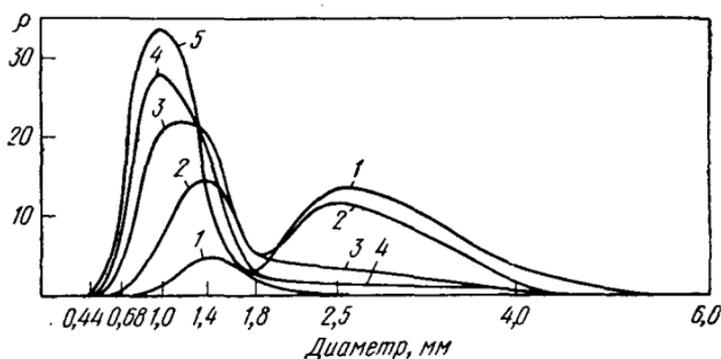


Рис. 26. Изменение массовых кривых распределения во времени при начальном составе с преобладанием мелких гранул

Частицы следующих по крупности размеров будут вести себя аналогичным образом, причем раздробленные

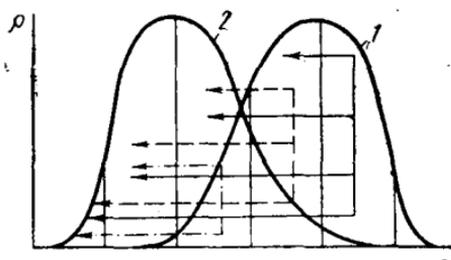


Рис. 27. Схема процесса убыли и прибыли крупной фракции

частицы появятся во всех фракциях ниже рассматриваемой (штриховые и пунктирные стрелки), вследствие чего получить константы дробления при широком распределении загружаемого продукта не представляется возможным. Поэтому

для получения скорости дробления частиц различных размеров применили метод последовательного ограничения крупных фракций, т. е. рассматривали процесс дробления монофракций.

На рис. 28 и 29 показано изменение кривых распределения во времени в результате дробления при различных температуре и высоте слоя. Сравнение кривых убыли массовых долей фракции при разных температурах подтверждает зависимость скорости дробления от температуры слоя.

Опыты по дроблению монофракций позволили проверить правильность предположения того, что вероятность дробления подчиняется закону первого порядка:

$$\frac{dg_i}{dt} = -\Pi_i g_i. \quad (160)$$

Интегрируя выражение (160), получаем кинетическое уравнение процесса дробления частиц i -той фракции:

$$g_{i\tau} = g_{i0} \exp(-\Pi_i \tau), \quad (161)$$

где g_{i0} , $g_{i\tau}$ — соответственно первоначальная и текущая массовая доля частиц i -той фракции в слое.

Расчет констант скорости дробления частиц различных фракций производили путем подстановки экспериментальных данных в выражение (161), приведенное для удобства к виду

$$\Pi_i = -\frac{2,3 \lg g_{i\tau}/g_{i0}}{\tau}. \quad (162)$$

За искомое значение Π принимали среднеарифметическое значение Π_i . В табл. 1 приведен пример расчета констант скорости дробления фракции частиц — 5+3 мм по экспериментальным данным.

Некоторое уменьшение скорости дробления в первые 15 мин объясняется временем прогрева слоя. На рис. 30 пунктирные кривые характеризуют полученную в результате решения уравнения (162) убыль массовой доли частиц. Удовлетворительное совпадение экспериментальных (сплошные линии) и расчетных (пунктирные линии) данных подтверждает правильность предположения о порядке скорости дробления.

Значение константы скорости дробления частиц фракции — 5 + 3 мм.

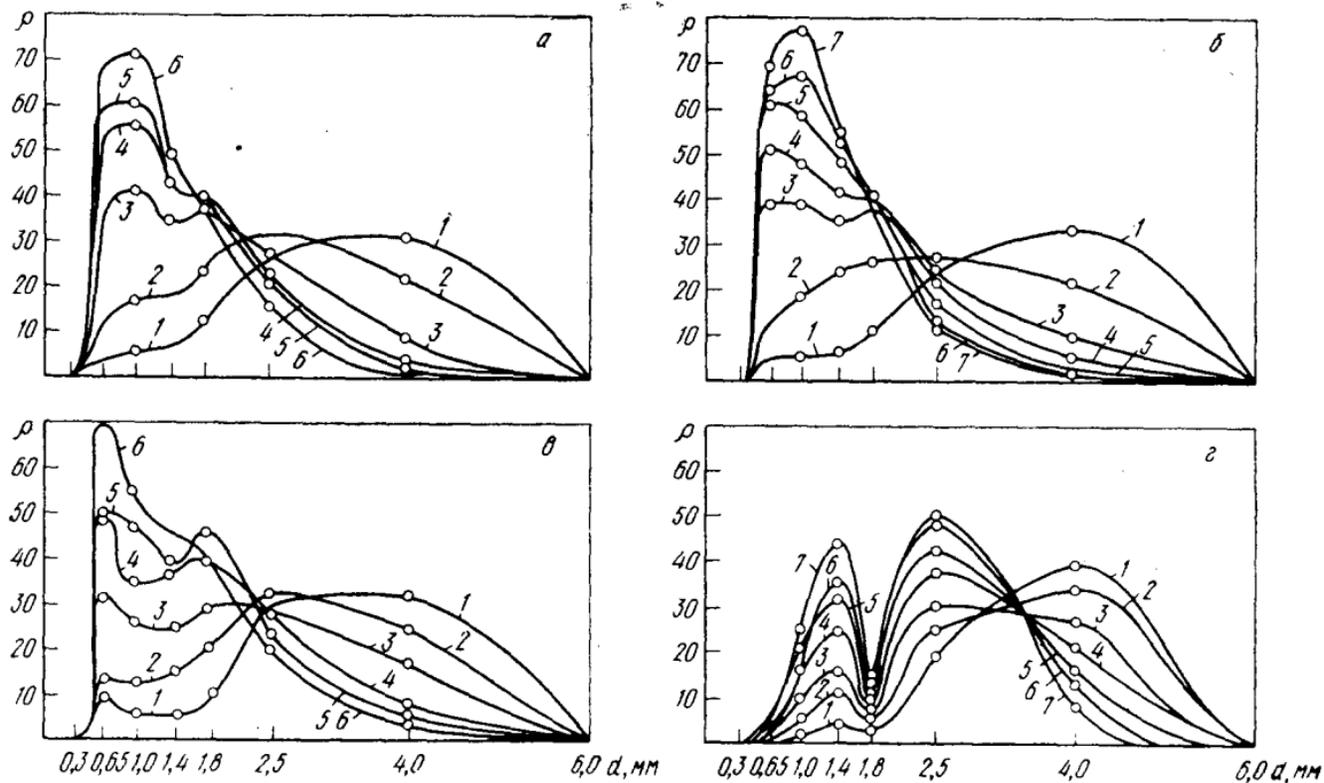


Рис. 28. Изменение массовой кривой распределения при дроблении частиц сульфата цинка. Температура слоя 260°C . Высота неподвижного слоя 240 мм (а), 300 мм (б), 360 мм (в), 540 мм (г). Кривые сняты через 15 мин

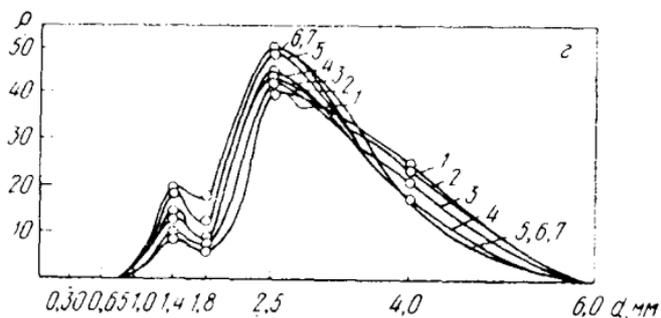
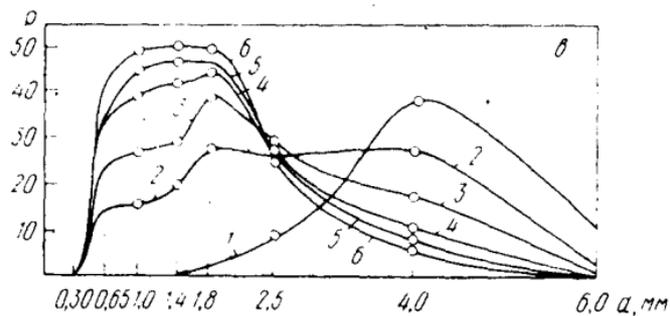
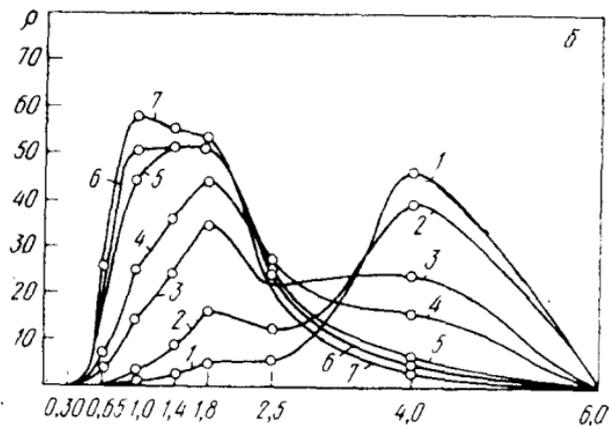
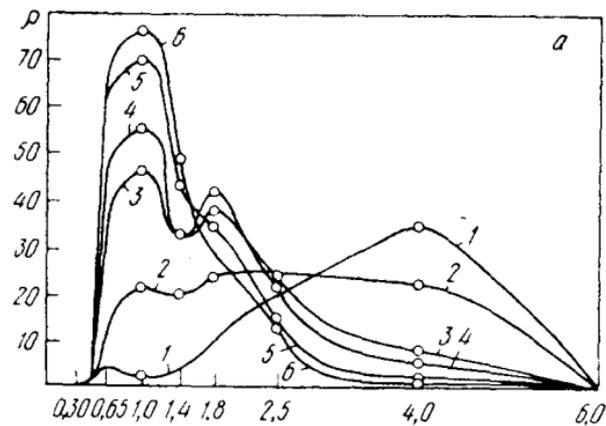


Рис. 29. Изменение массовой кривой распределения при дроблении сульфата цинка. Температура слоя 200°C ; высота неподвижного слоя 240 мм (а), 300 мм (б), 360 мм (в), 540 мм (г)

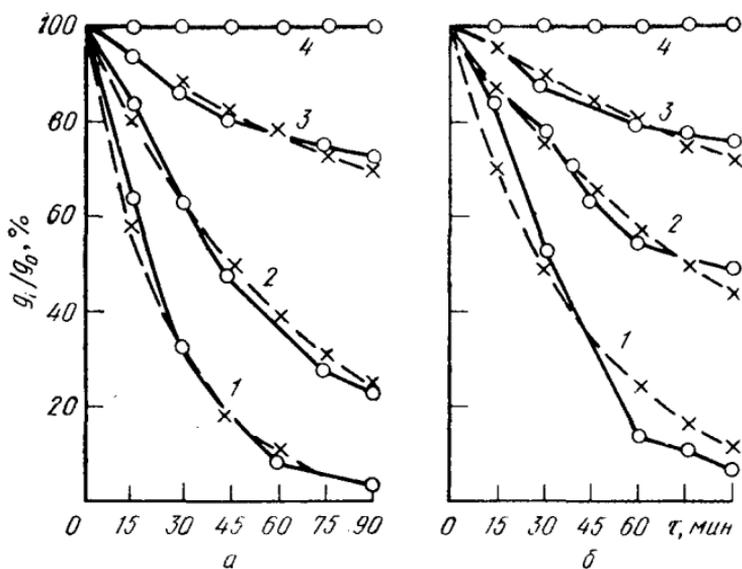


Рис. 30. Кинетические кривые убыли массовой доли частиц. Высота слоя 300 мм; температура слоя 260° С (а) и 200° С (б), средний диаметр частиц 4,0 мм (1), 2,5 мм (2), 1,8 мм (3), 1,4 мм (4)

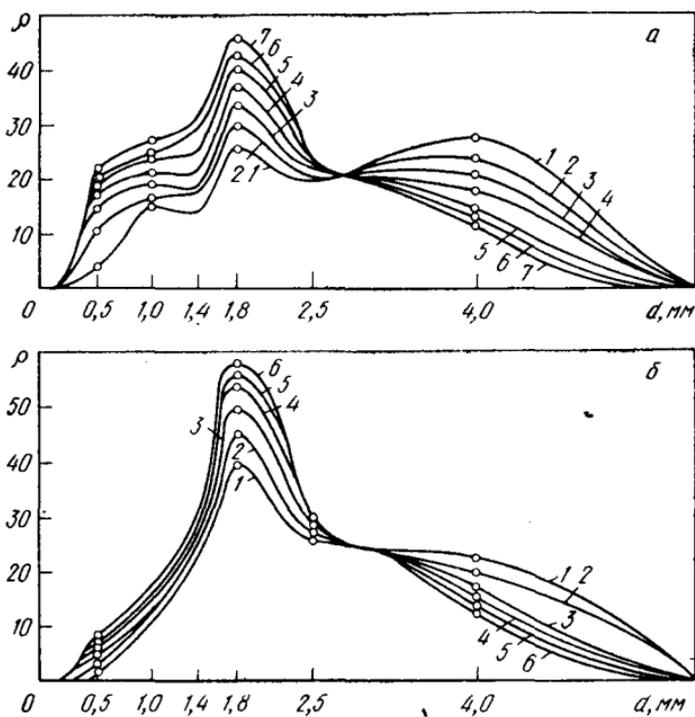


Рис. 31. Изменение массовой кривой распределения при дроблении сульфата натрия, температура слоя 200° С. Высота неподвижного слоя 240 мм (а) и 360 мм (б). Кривые сняты через 15 мин

Таблица 1. Расчет констант скорости дробления фракции частиц — 5+3 мм

Время от начала опыта τ , мин	Относительное содержание фракции частиц — 5 + 3 мм в слое g_{τ} / g_0	Константа скорости дробления Π , 1/ч	Время от начала опыта τ , мин	Относительное содержание фракции частиц — 5 + 3 мм в слое g_{τ} / g_0	Константа скорости дробления Π , 1/ч
0	1,0	—	60	0,09	2,38
15	0,64	1,80	75	0,06	2,24
30	0,33	2,20	90	0,04	2,20
45	0,18	2,26			

На рис. 31 и 32 представлены данные опытов по дроблению сульфата натрия. Эти данные подтверждают те же основные закономерности и зависимости от размера частиц, высоты слоя и температуры слоя, что и в случае дробления сульфата цинка. Некоторое замедление дробления по сравнению с сульфатом цинка связано со сни-

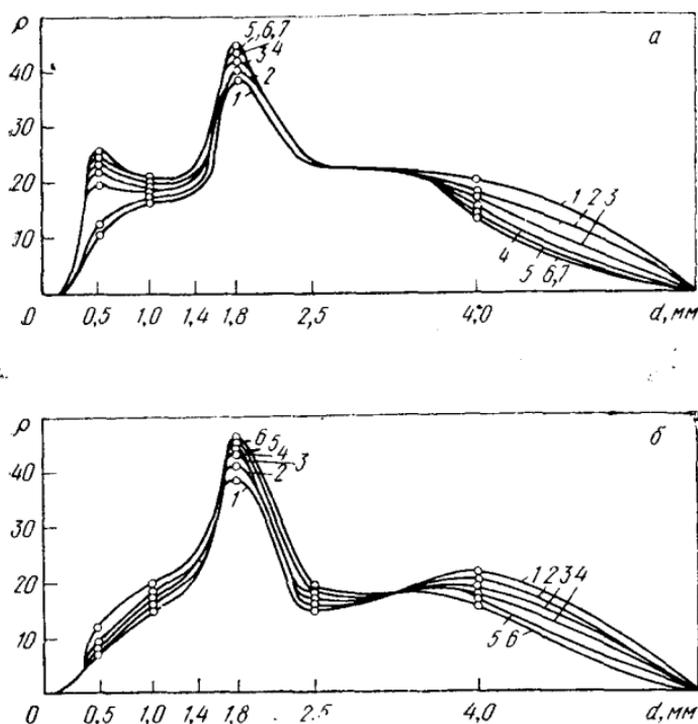


Рис. 32. Изменение массовой кривой распределения при дроблении сульфата натрия, температура слоя 150° С. Высота слоя 300 мм (а) и 360 мм (б)

жением температурного режима и различием физико-химических свойств указанных продуктов.

В результате многочисленных опытов, проведенных при различных температурах в слое и при различных высотах слоя, было показано, что константа скорости дробления зависит от размера частиц, что согласуется с теоретически выведенной зависимостью (158) скалывающих тангенциальных напряжений от размера частиц (см. рис. 22). Минимальный размер гранул, которые уже не дробятся, 1,4 мм, т. е. градиент температур в этих частицах незначительный.

Для доказательства того, что на интенсивность дробления влияет именно разность температур между зоной орошения и зоной перегрева $T_0 = \frac{T_1 - T_2}{2}$, провели опыты при различной температуре в слое и различной температуре подаваемой воды, но таким образом, чтобы T_0 было постоянным. Для этого в первом опыте температуру в слое поддерживали 200°С, а температуру распыляемой воды 20°С. Во втором опыте температуру в слое поддерживали 260°С, а температуру распыляемой воды 80°С. В этом случае разность температур в обоих случаях была равна и зависимости скорости дробления частиц от размера практически не отличались.

5. Математическое описание безрециклового процесса обезвоживания растворов в кипящем слое

Приведенные выше экспериментальные данные позволяют сформулировать математическую модель процесса дробления гранул. Ввиду того, что при дроблении образуется широкий спектр частиц, с целью упрощения математического описания процесса была принята модель дробления частиц на две в общем случае неравные части. Очевидно, что более сложный случай дробления на несколько частиц можно рассматривать как ряд последовательных актов дробления на две части.

Рассмотрим функцию источников, исходя из баланса числа частиц в системе. Тогда в рассматриваемый интервал частиц объемом v за единицу времени поступят частицы, возникающие при дроблении всех частиц больших размеров $u > v$, и из этого интервала уйдет ряд частиц, раздробившись до размера w и $v - w$. Следова-

тельно, баланс числа частиц в этом интервале с учетом дробления частиц по закону первого порядка можно записать в следующем виде:

$$\frac{\partial f}{\partial t} + \frac{\partial(\lambda f)}{\partial v} = 2 \int_{u=0}^{u=\infty} P(u, v) f(u) du - \int_{\omega=0}^{\omega=v} P(v, \omega) f(\omega) d\omega - Kf, \quad (163)$$

где $P(u, v) = P(u, u-v)$ — симметричная вероятность дробления частиц объема u и на две части объемом v и $u-v$ (цифра «2» перед первым членом правой части отражает эту симметрию); $f(u)$ — функция распределения частиц по объемам.

Проанализируем уравнение (163). Для этого проинтегрируем его по v в пределах от 0 до ∞ :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int_0^{\infty} f(v) dv + \lambda f(v) \Big|_0^{\infty} &= 2 \int_0^{\infty} dv \int_0^{\infty} P(u, v) f(u) du - \\ &- \int_0^{\infty} f(v) dv \int_{\omega=0}^{\omega=v} P(v, \omega) d\omega - K \int_0^{\infty} f(v) dv. \end{aligned} \quad (164)$$

Переставляя в первом члене правой части переменные интегрирования и учитывая, что $\lambda f(0) = 0$ и $\lambda f(\infty) = 0$, получим:

$$\begin{aligned} \frac{dN}{dt} + 2 \int_0^{\infty} f(u) du \int_{u=0}^u P(u, v) dv - \int_0^{\infty} f(v) dv \int_{\omega=0}^{\omega=v} P(v, \omega) d\omega - \\ - K \int_0^{\infty} f(v) dv = 0. \end{aligned} \quad (165)$$

Поскольку оба интеграла одинаковы, то

$$\frac{dN}{dt} + \int_0^{\infty} f(u) du \int_{u=0}^u P(u, v) dv = K \int_0^{\infty} f(v) dv; \quad (166)$$

$$\int_{u=0}^u P(u, v) dv = \Pi(u), \quad (167)$$

где $\Pi(u)$ — полная вероятность раздробления частиц объема u .

$$\text{Отсюда } \int_0^{\infty} \Pi(u) f(u) du = KN. \quad (168)$$

Выражение (168) является окончательным уравнением нормировки, определяющим стационарное число частиц в слое, т. е. в стационарном процессе при наличии роста и дробления число выводимых из аппарата частиц равно числу образующихся частиц за счет дробления.

Для определения величины K (константы выгрузки) умножим уравнение (163) на v и проинтегрируем его от 0 до ∞ :

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} \int_0^{\infty} v f(v) dv + \int_0^{\infty} v \frac{d}{dv} (\lambda f) dv = -K \int_0^{\infty} v f(v) dv + \\ + \int_0^{\infty} v dv 2 \int_v^{\infty} P(u, v) f(u) du - \int_0^{\infty} v f(v) dv \int_0^v P(v, \omega) d\omega. \end{aligned} \quad (169)$$

Интегрируя по частям в левой части уравнения и переставляя порядок интегрирования в правой части, имеем:

$$\begin{aligned} K \int_0^{\infty} v f(v) dv + v \lambda f(v) \Big|_0^{\infty} - \int_0^{\infty} \lambda f(v) dv = 2 \int_0^{\infty} f(u) du \times \\ \times \int_0^u v P(u, v) dv - \int_0^{\infty} u f(u) du \int_0^u P(u, v) dv. \end{aligned} \quad (170)$$

Введем обозначения:

$$u - v = \omega;$$

$$\left\{ \begin{array}{l} v = 0 \quad \omega = u, \\ v = u \quad \omega = 0, \end{array} \right.$$

$$P(u, v) = P(u, u - v) = P(u, \omega).$$

Докажем равенство двух членов, выражающих процесс дробления, в левой части уравнения (170):

$$\begin{aligned} \int_0^{\infty} f(u) du \int_0^u v P(u, v) dv &= \int_0^{\infty} f(u) du \int_0^u (v + u - u) P(u, v) dv = \\ &= \int_0^{\infty} u f(u) du \int_0^u P(u, v) dv - \int_0^{\infty} f(u) du \int_0^u (u - v) P(u, v) dv = \\ &= \int_0^{\infty} u f(u) du \int_0^u P(u, v) dv - \int_0^{\infty} f(u) du \int_0^u \omega P(u, \omega) d\omega, \end{aligned} \quad (171)$$

$$\text{откуда } 2 \int_0^{\infty} f(u) du \int_0^u v P(u, v) dv = \int_0^{\infty} u f(u) du \int_0^u P(u, v) dv.$$

Так как

$$\int_0^{\infty} v f(v) dv = V, \quad \text{а} \quad \int_0^{\infty} \lambda f(v) dv = Q_M,$$

то окончательно получаем, что в любом стационарном или нестационарном безрецикловом процессе

$$K = \frac{Q_M}{V} = \frac{1}{t_0} = \text{const}, \quad (172)$$

где t_0 — среднее время пребывания материала в слое.

Из анализа уравнения (163) следует, что процессы дробления не влияют на баланс массы и среднее время пребывания продукта в аппарате. Отсюда следует, что для решения уравнения (163), помимо величин K и λ , необходимо экспериментально определить кинетические константы дробления.

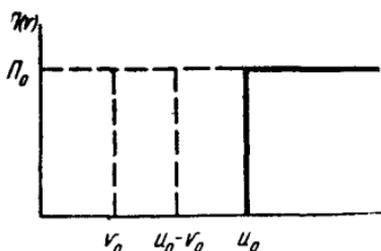


Рис. 33. Идеализированная схема дробления частиц

Рассмотрим решение основного уравнения (163) с целью качественного определения вида функции распределения с учетом некоторого идеализированного случая дробления.

Будем считать, что частицы с размером $u < u_0$ не дробятся вообще. От частиц же с размером $u > u_0$ за каждый цикл их оборота внутри слоя от горячего дна до холодной поверхности (время τ_0) откалывается мелкий осколок объемом $v_0 \ll u_0$ и остается осколок $u - v_0$ (см. рис. 33).

Математически это записывается следующим образом:

$$P(u, v) \begin{cases} = \frac{1}{\tau_0} \{ \delta(v - v_0) + \delta(v - [u - v_0]) \} \dots & \text{при } u > u_0 \\ = 0 \dots & \text{при } u < u_0. \end{cases} \quad (173)$$

Соответственно

$$P_0(u) = \int_0^u P(u, v) dv \begin{cases} = \frac{2}{\tau_0} \dots & \text{при } u > u_0 \\ = 0 \dots & \text{при } u < u_0 \end{cases} \quad (174)$$

Перепишем выражение (163) с учетом уравнений (173) и (174):

$$\frac{d}{dv} [\lambda f(v)] = \int_0^\infty P(u, v) f(u) du - \frac{1}{2} P_0(v) f(v) - Kf(v)$$

и разобьем интервал объемов v на 4 участка:

1. При $0 < v < v_0$ ($< u_0$) частицы не возникают и не дробятся.

$$\text{Тогда } \frac{d}{dv} [\lambda f(v)] = -Kf(v).$$

В отсутствие рецикла

$$\lambda f(v)|_{v=0} \equiv 0 \quad (175)$$

будет тождественное решение.

2. При $v_0 < v < u_0 - v_0$ частицы не дробятся, но возникают.

$$\begin{aligned} \text{Тогда } \int_v^\infty P(u, v) f(u) du &= \int_{u_0}^\infty \frac{1}{\tau_0} \{ \sigma(v - v_0) + \delta(v - \\ &- [u - v_0]) \} f(u) du = \frac{1}{\tau_0} \delta(v - v_0) \int_{u_0}^\infty f(u) du. \end{aligned}$$

Обозначим полное число дробящихся частиц

$$\int_{u_0}^\infty f(u) du = N_2 < N.$$

$$\text{Тогда } \frac{d}{dv} [\lambda f(v)] = -Kf(v) + \frac{N_2}{\tau_0} \delta(v - v_0). \quad (176)$$

3. При $u_0 - v_0 < v < u_0$ частицы тоже не дробятся. Но теперь в правой части уравнения появляется дополнительный член:

$$\int_{u_0}^\infty \frac{1}{\tau_0} \delta(v + v_0 - u) f(u) du = \frac{1}{\tau_0} f(v + v_0)$$

и окончательно

$$\frac{d}{dv} [\lambda f(v)] = -Kf(v) + \frac{N_2}{\tau_0} \delta(v - v_0) + \frac{1}{2} f(v + v_0). \quad (177)$$

4. При $u_0 < v < \infty$ частицы не только возникают, но и исчезают при дроблении. С учетом (174) имеем:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dv} [\lambda f(v)] = & -Kf(v) - \frac{1}{\tau_0} f(v) + \frac{N_2}{\tau_0} \delta(v - v_0) + \\ & + \frac{1}{\tau_0} f(v + v_0). \end{aligned} \quad (178)$$

Для удобства анализа перейдем от распределения по объемам к распределению по размерам. Тогда $f(v)dv = \rho(R)dR$, $\lambda(v)f(v) = \Lambda\rho(R)$ и $\delta(v - v_0)dv = \delta(R - R_0)dR$. Объему частиц v_0 соответствует радиус R_0 ; $u_0 \rightarrow R_m u_0 - v_0 \rightarrow R_i$. Тогда уравнения (176) — (178) примут вид:

$$\begin{aligned} 0 < R < R_0 \dots \frac{d}{dR} [\Lambda\rho(R)] = & -K\rho(R), \\ R_0 < R < R_i \dots \frac{d}{dR} [\Lambda\rho(R)] = & -K\rho(R) + \\ & + \frac{N_2}{\tau_0} \delta(R - R_0); \end{aligned} \quad (179)$$

$$\begin{aligned} R_i < R < R_m \dots \frac{d}{dR} [\Lambda\rho(R)] = & -K\rho(R) + \\ & + \frac{1}{\tau_0} \rho(\sqrt[3]{R^3 + R_0^3}); \end{aligned} \quad (180)$$

$$\begin{aligned} R_m < R < \infty \dots \frac{d}{dR} [\Lambda\rho(R)] = & -K\rho(R) + \\ & + \frac{1}{\tau_0} (\sqrt[3]{R^3 + R_0^3}) - \frac{1}{\tau_0} \rho(R). \end{aligned}$$

Так как $R_i^3 \gg R_0^3$, то при $R > R_i$ можем приближенно получить $\sqrt[3]{R^3 + R_0^3} \approx R + \frac{R_0^3}{3R^2}$ и

$$\rho(\sqrt[3]{R^3 + R_0^3}) \approx \rho(R) + \frac{R_0^3}{3R^2} \frac{d\rho(R)}{dR}.$$

Тогда на участке $0 < R < R_0$ $\rho(R) = 0$ при переходе че-

рез R_0 функция распределения меняется скачком. На участке $R_0 < R < R_i$

$$\rho(R) = \rho_0 \exp\left[-\frac{K}{\Lambda}(R - R_0)\right]. \quad (181)$$

При переходе через R_i функция распределения непрерывна и лишь имеет излом.

При $R_i < R < R_m$

$$\rho(R) = \rho_0 \exp\left[-\frac{K}{\Lambda}(R_i - R_0) \exp\left\{\frac{1 - K\tau_0}{\Lambda\tau_0} \left[(R - R_i) + \frac{R_0^3}{3\Lambda\tau_0} \left(\frac{1}{R_i} + \frac{1}{R}\right)\right]\right\}\right]. \quad (182)$$

На последнем участке $R_m < R < \infty$

$$\rho(R) = \rho_0 \exp\left[-\frac{K}{\Lambda}(R_i - R_0)\right] \exp\left\{\frac{1 - K\tau_0}{\Lambda\tau_0} \left[(R_m - R - R_i) + \frac{R_0^3}{3\Lambda\tau_0} \left(\frac{1}{R_i} - \frac{1}{R_m}\right)\right]\right\} \exp\left[-\frac{K}{\Lambda} \left\{(R - R_m) + \frac{R_0}{3\Lambda\tau_0} \left(\frac{1}{R_m} - \frac{1}{R}\right)\right\}\right]. \quad (183)$$

Таким образом, на втором участке функция распределения убывает в $\exp\left(\frac{R_i - R_0}{\Lambda\tau_0}\right)$ раз, а на третьем участке возрастает в $\exp\left(\frac{R_m - R_i}{\Lambda\tau_0}\right)$ раз и затем вновь экспонен-

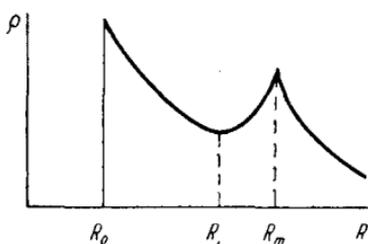


Рис. 34. Распределение частиц по размерам при идеализированной схеме дробления гранул

циально падает.

Характер зависимости кривой распределения показан на рис. 34.

Таким образом, при ступенчатом характере дробления и определенном размере откалываемого куска распределение частиц имеет бимодальный характер.

На основе рассмотренной выше физической модели процесса определим условия существования и поведение системы в переходных процессах¹.

¹ Анализ устойчивости проведен авторами совместно с С. И. Радиным.

Полагая, что функция распределения достаточно гладкая $\rho\left(\sqrt[3]{R^3 + R_0^3}\right) \approx \rho(R)$, основное уравнение для нестационарного процесса с учетом $\frac{1}{\tau_0} = \Pi$ можно записать в следующем виде:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \Lambda \frac{\partial \rho}{\partial R} = -k\rho + \Pi\rho [\theta(R - R_i) - \theta(R - R_m)] + \Pi N_2 \delta(R - R_0). \quad (184)$$

Это уравнение решается следующим образом:

$$\begin{aligned} \rho(R, t) = & \rho_0(R - \Delta_0^t) \exp\left\{-K \int_0^t \theta(R - \Delta_{t'}^t) dt'\right\} + \\ & + \Pi \int_0^t [\theta(R - R_i - \Delta_{t'}^t) - \theta(R - R_m - \Delta_{t'}^t)] dt' + \\ & + \Pi \int_0^t N_2(t') \delta(R - \Delta_{t'}^t) \exp\left\{-k \int_{t'}^t \theta(R - \Delta_{t''}^t) dt''\right\} + \\ & + \Pi \int_{t'}^t [\theta(R - R_i - \Delta_{t''}^t) - \theta(R - R_m - \Delta_{t''}^t)] dt'' dt, \end{aligned} \quad (185)$$

где $\Delta_{t'}^t = \int_{t'}^t \lambda(s) ds$.

Условие (5) ограничивает пределы λ :

$$\int_0^\infty \Lambda R^2 \rho(R) dR = \text{const} < \infty \quad \text{и, следовательно,}$$

$$\Lambda(t) \xrightarrow{t \rightarrow \infty} \Lambda_{\text{ст.}}$$

Рассмотрим поведение первого члена уравнения (185) при $t \rightarrow \infty$:

$$\rho' = \rho_0(R - \Delta_0^t) \exp\left\{-k \int_0^t \theta(R - \Delta_{t'}^t) dt'\right\} + \Pi \int_0^t [\theta(R - R_i - \Delta_{t'}^t) - \theta(R - R_m - \Delta_{t'}^t)] dt'.$$

Для условия физической реализуемости процесса показатель должен быть отрицателен:

$$f = -k \int_0^t \theta(R - \Delta_{i'}^t) dt' + \Pi \int_0^t [\theta(R - R_i - \Delta_{i'}^t) - \theta(R - R_m - \Delta_{i'}^t)] dt' < 0.$$

Заменяв $\Lambda(t)$ на $\Lambda_{ст}$, получим:

$$f = -kt + \frac{\Pi}{\Lambda_{ст}} \int_{R - \Lambda_{ст}t}^R [\theta(u - R_i) - \theta(u - R_m)] du. \quad (186)$$

Очевидно, что для любого R найдется t , при котором второй член справа обращается в 0, и тогда

$$f = -kt, \text{ т. е. при } t \rightarrow \infty \quad f \rightarrow \infty.$$

Таким образом, первая часть уравнения, зависящая от начальных условий, затухает, т. е. система «забывает» свое начальное состояние и зависит только от внешних параметров.

Следовательно, решение уравнения (185) устойчиво асимптотически.

При $t \rightarrow \infty$

$$\rho(R, t \rightarrow \infty) = \rho_{ст}(R) = \Pi \int_0^t N_2(t') \delta(R - R_0 - \Delta_{i'}^t) \exp \left\{ -k \int_{i'}^t \theta(R - \Delta_{i''}^t) dt'' + \Pi \int_{i'}^t [\theta(R - R_i - \Delta_{i''}^t) - \theta(R - R_m - \Delta_{i''}^t)] dt'' \right\} dt'.$$

Заменяв $\Lambda(t \rightarrow \infty)$ на $\Lambda_{ст}$, получим после преобразований:

$$\rho = \rho_0 \int_0^R \delta(\sigma - R_0) \exp \left\{ -\frac{k}{\Lambda_{ст}} \int_{\sigma}^R \theta(u) du + \frac{\Pi}{\Lambda_{ст}} \int_{\sigma}^R [\theta(u - R_i) - \theta(u - R_m)] du \right\} d\sigma. \quad (187)$$

Решив уравнение, получаем распределения, соответствующие стационарным уравнениям (176) — (178).

6. Методы определения кинетических констант дробления в процессе грануляции

Метод получения кинетических констант дробления базируется на нестационарном процессе $\left(\frac{\partial f}{\partial t} \neq 0\right)$ при $\frac{\partial(\lambda f)}{\partial v} = 0$, т. е. изменение распределения частиц в системе происходит только за счет дробления в отсутствие поверхностного роста $[\lambda(t) = 0]$ и выгрузки частиц $[Kf(v) = 0]$.

В этом случае уравнение (163) примет вид:

$$\frac{df}{dt} = 2 \int_{u=v}^{u=\infty} P(u, v) f(u) du - \int_{\omega=0}^{\omega=v} P(v, \omega) f(v) d\omega = \psi(f),$$

откуда функция источников находится по двум кривым распределения в последовательные моменты времени:

$$\frac{\Delta f}{\Delta t} \approx \psi(f). \quad (188)$$

При таком подходе можно получить функцию дробления при определенном начальном распределении частиц в слое, для перехода же к другому распределению необходимо знать величины кинетических констант дробления. Нестационарный метод, исключая поверхностный рост гранул, представляет наибольший интерес при экспериментальном определении вероятностей дробления. С этой целью для учета баланса числа частиц в интервале размеров от v до $v + dv$ акт дробления частиц объемом u необходимо разбить на две вероятности: вероятность частиц раздробиться $\Pi(u)$ и плотность вероятности при дроблении дать частицу нужной дисперсности $\varphi(u, v)$:

$$P(u, v) = \Pi(u) \varphi(u, v). \quad (189)$$

Очевидно, что

$$\int_{v=0}^{v=u} \varphi(u, v) dv = 1. \quad (190)$$

Прежде чем перейти к определению величин $\Pi(u)$ и $\varphi(u, v)$, проанализируем уравнение (163). Анализ удобнее вести с помощью массовых распределений по

размерам. Связь между численными и массовыми распределениями определяется соотношениями:

$$f_r(v) = \frac{1}{4\pi R^2} \rho_r(R); \quad (191)$$

$$f_b(v) = \frac{1}{4\pi R^2} \rho_b(R); \quad (192)$$

$$\rho_b = \frac{4}{3} 8\pi R^3 \rho_r; \quad (193)$$

$$f_r = \frac{R^3}{4\pi R^5} \rho_b. \quad (194)$$

Так как

$$\int_0^{\infty} \rho_b(R) dR = 1 = \frac{4}{3} \pi 8 \int_0^{\infty} R^3 \rho_r(R) dR = \frac{4}{3} \pi 8 R^{-3}, \quad (195)$$

$$\text{то } \rho_b = \frac{R^3}{\bar{R}^3} \rho_r; \quad (196)$$

где \bar{R} — средний радиус частиц в слое.

Связь между скоростями объемного и линейного роста выражается формулой

$$\Lambda = 4\pi R^2 \Lambda = \sqrt[3]{36\pi} \Lambda v^{2/3}, \quad (197)$$

загрузка материала — формулой

$$Q_m = \int_0^{\infty} \lambda f(v) dv = \sqrt[3]{36\pi} \Lambda \int_0^{\infty} v^{2/3} f(v) dv, \quad (198)$$

а связь между линейным и объемным распределением продуктов дробления — формулой

$$\varphi_v(u, v) dv = \varphi_R(u, R) dR \frac{\varphi_R}{\varphi_v} = \frac{dv}{dR} = 4\pi R^2. \quad (199)$$

Тогда уравнение (163) с учетом выражений (194), (195) и (199) может быть записано следующим образом:

$$\frac{\bar{R}^3}{4\pi R^5} \frac{\partial \rho_b}{\partial t} + \frac{\partial \left(4\pi R^3 \Lambda \frac{\bar{R}^3}{4\pi R^5} \rho_b \right)}{4\pi R^2 dR} = 2 \int_{u=R}^{\infty} \Pi(u) \frac{\varphi(R, u) \bar{R}^3}{4\pi R^2 4\pi R^5} \times \\ \times \rho_b 4\pi u^2 du - \frac{\bar{R}^3}{4\pi R^5} \rho_b \Pi(R) - \frac{K \bar{R}^3}{4\pi R^5} \rho_b.$$

После преобразований получаем:

$$\frac{\partial \rho_b}{\partial t} + \Lambda \frac{\partial \rho_b}{\partial R} = 2 \int_{u=R}^{\infty} \Pi(u) \varphi(u, R) \rho(u) \frac{R^3}{u^3} du -$$

$$- \rho_b(R) \Pi(R) - \rho_b(R) \left[K - \frac{3\Lambda}{R} \right]. \quad (200)$$

Выведем ряд следствий из уравнения (200). Для этого проинтегрируем уравнение по dR от до ∞ для стационарного процесса, т. е. для случая, когда $\frac{\partial \rho_b}{\partial t} = 0$:

$$\Lambda \rho_b(R) \Big|_0^{\infty} = 0 = \int_0^{\infty} \psi(R) dR - \int_0^{\infty} \rho_b(R) \left(K - \frac{3\Lambda}{R} \right) dR. \quad (201)$$

Перепишем уравнение (172) для массовых распределений:

$$K 8N \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 \frac{R^3}{4\pi R^3} \rho_b(R) 4\pi dR = 8N \int_0^{\infty} 4\pi R^2 \Lambda \frac{\bar{R}^3}{4\pi R^3} \times$$

$$\times \rho_b(R) 4\pi R^2 dR, \quad (202)$$

$$\text{откуда} \quad \int_0^{\infty} K \rho_b(R) dR = \int_0^{\infty} \frac{3\Lambda \rho_b}{R} dR = K, \quad (203)$$

$$\text{т. е.} \quad \int_0^{\infty} \rho_b(R) \left(K - \frac{3\Lambda}{R} \right) dR = 0 \quad \text{или} \quad \int_0^{\infty} 2\rho_b(D) \left(K - \frac{3\Lambda}{D} \right) dD = 0.$$

Так как $\rho_b > 0$, а параметр $K - \frac{3\Lambda}{R} > 0$ при больших R и отрицателен при малых, то из выведенного соотношения следует, что интеграл симметричен относительно оси ординат. Кроме того, из уравнений (201) и (203) следует, что

$$\int_0^{\infty} \psi(R) dR = 0, \quad (204)$$

т. е. масса частиц, ушедших в результате дробления, равна массе появившихся частиц (положительный и отрицательный источники равны по массе).

Умножая уравнение (200) на dR и учитывая, что масса фракции с радиусом R $g(R) = \rho(R)dR$, а $\varphi(u, R)dR = \Phi(u, R)$ — вероятность при дроблении частицы радиусом u дать осколок радиусом R , получаем:

$$\frac{\partial g}{\partial t} + \Lambda \frac{\partial g}{\partial R} = 2 \int_{u=R}^{\infty} \Pi(u) \Phi(u, R) \frac{R^3}{u^3} \rho(u) du - \\ - g(R) \Pi(R) - g(R) \left[K - \frac{3\Lambda}{R} \right]. \quad (205)$$

Если ввести Φ_b — вероятность при дроблении фракции u массой $\gamma \frac{4}{3} \pi u^3$ дать массу $\gamma \frac{4}{3} \pi R^3$ — во фракцию R , то $\Phi_b = \Phi \frac{R^3}{u^3}$, и уравнение (205) можно записать в виде:

$$\frac{\partial g}{\partial t} + \Lambda \frac{\partial g}{\partial R} = 2 \int_{g=g(R)}^{g(\infty)} \Pi(u) \Phi_b(u, R) dg(u) - \\ - g(R) \Pi(R) - g(R) \left[K - \frac{3\Lambda}{R} \right]. \quad (206)$$

Переходя от непрерывного распределения к дискретному (переход осуществлен ввиду того, что эксперимент снят в виде данных ситового анализа) и полагая $\Pi(u)$ и $\Phi_b(u, R)$ постоянными внутри фракции, для k -той фракции можно записать

$$\frac{\partial g_k}{\partial t} + \Lambda \frac{\partial g_k}{\partial R} = 2 \sum_{i=k}^n \Pi_i \Phi_{ik} g_i - g_k \Pi_k - g_k \left[K - \frac{3\Lambda}{R_k} \right], \quad (207)$$

где n — число фракций;

$$\bar{g} = \frac{\int_{R_{k-1}}^{R_k} f(u) du}{\Delta R_k}.$$

Анализ уравнения (207) позволяет предложить метод получения кинетических констант дробления, базирующийся на нестационарном процессе, когда изменение распределения в системе происходит только за счет

дробления при отсутствии поверхностного роста и выгрузки частиц [$\Lambda(R)=0$; $Kg(R)=0$]. Экспериментально это можно осуществить при подаче в слой воды (вместо раствора или расплава соли). При такой методике эксперимента уравнение (187) для дискретных фракций примет вид:

$$\frac{dg_j}{dt} = \sum_{i=j}^n \Pi_i^H \Phi_{ij}^H g_i - \Pi_j^H g_j. \quad (208)$$

Решение уравнения (208) с учетом условия нормировки

$$\sum_{j=i+1}^n \Phi_{ij} = 1$$

позволит получить значения кинетических констант дробления Π_i^H и Φ_{ij}^H . Ранее в опытах по дроблению одиночных частиц и монофракций было показано, что максимальный размер гранул, которые уже не дробятся, составляет $\sim 1,5$ мм. Тогда с учетом того, что в реальном процессе обезвоживания растворов $ZnSO_4$ средний диаметр самой крупной фракции равен 4,0 мм, систему уравнений (208) перепишем для конкретного диапазона дискретных фракций, мм:

$$\left. \begin{aligned} -5 + 3 \quad \frac{dg_1}{dt} &= -\Pi_1 g_1, \\ -3 + 2 \quad \frac{dg_2}{dt} &= \Pi_1 \Phi_{12} g_1 - \Pi_2 g_2, \\ -2 + 1,6 \quad \frac{dg_3}{dt} &= \Pi_1 \Phi_{13} g_1 + \Pi_2 \Phi_{23} g_2 - \Pi_3 g_3, \\ -1,6 + 1,25 \quad \frac{dg_4}{dt} &= \Pi_1 \Phi_{14} g_1 + \Pi_2 \Phi_{24} g_2 + \Pi_3 \Phi_{34} g_3, \\ -1,25 + 0,8 \quad \frac{dg_5}{dt} &= \Pi_1 \Phi_{15} g_1 + \Pi_2 \Phi_{25} g_2 + \Pi_3 \Phi_{35} g_3, \\ -0,8 + 0,5 \quad \frac{dg_6}{dt} &= \Pi_1 \Phi_{16} g_1 + \Pi_2 \Phi_{26} g_2 + \Pi_3 \Phi_{36} g_3. \end{aligned} \right\} \quad (209)$$

Решение системы уравнений (209) можно осуществить с помощью аналоговой или дискретной ЭВМ. Решения на аналоговой машине возможны при наличии

экспериментальных данных по дроблению частиц монофракционного состава начиная с наименьшего размера, способного раздробиться, т. е. в нашем случае с 1, 8 мм. Тогда, последовательно решая ограниченное число уравнений, определяем искомые константы. Использование дискретной машины в значительной мере сокращает проведение эксперимента, так как позволяет получить решение системы уравнений (209) по экспериментальным данным нестационарного дробления частиц полифракционного состава любого исходного распределения.

Математическая модель рассматриваемого процесса дробления представляет собой систему линейных дифференциальных уравнений с постоянными коэффициентами. Поиск всех пятнадцати параметров Π_i^n и Φ_{ij}^n на основе результатов численного интегрирования был бы весьма продолжительным. Удобнее осуществлять поиск на основе аналитического решения, так как в этом случае достигается значительная экономия машинного времени. Аналитическое решение системы уравнения (209) имеет следующий вид:

$$\left. \begin{aligned}
 g_{1\tau} &= g_{10} \exp(-\Pi_1 \tau); \\
 g_{2\tau} &= g_{20} \exp(-\Pi_2 \tau) + \\
 &+ \frac{\Pi_1 \Phi_{12}}{\Pi_2 - \Pi_1} [g_{1\tau} - g_{10} \exp(-\Pi_2 \tau)]; \\
 g_{3\tau} &= \left[g_{30} - \frac{\Pi_1 \Phi_{13} g_{10}}{\Pi_3 - \Pi_1} - \left(g_{20} - \frac{\Pi_1 \Phi_{12} g_{10}}{\Pi_2 - \Pi_1} \right) \times \right. \\
 &\times \left. \frac{\Pi_2 \Phi_{23}}{\Pi_3 - \Pi_2} - \frac{\Pi_1 \Phi_{12} \Pi_2 \Phi_{23} g_{10}}{(\Pi_2 - \Pi_1)(\Pi_3 - \Pi_1)} \right] \exp(-\Pi_3 \tau) + \\
 &+ \frac{\Pi_1 \Phi_{13} g_{1\tau}}{\Pi_3 - \Pi_1} + \frac{\exp(\Pi_2 \tau)}{\Pi_3 - \Pi_2} \left(g_{20} - \frac{\Pi_1 \Phi_{12} g_{10}}{\Pi_2 - \Pi_1} \right) \Pi_2 \Phi_{23} + \\
 &+ \frac{\Pi_1 \Phi_{12} \Pi_2 \Phi_{23} g_{1\tau}}{(\Pi_2 - \Pi_1)(\Pi_3 - \Pi_1)}, \\
 \dots \dots \dots \\
 g_{i\tau} &= g_{i0} + (g_{10} - g_{1\tau})(\Phi_{1i} + \Phi_{2i} \Phi_{12} + \\
 &+ \Phi_{3i} \Phi_{13} + \Phi_{3i} \Phi_{23} \Phi_{12}) + \dots \\
 &+ (g_{20} - g_{2\tau})(\Phi_{2i} + \Phi_{3i} \Phi_{23}) + (g_{30} - g_{3\tau}) \Phi_{3i},
 \end{aligned} \right\} (210)$$

где $i=4; 5; 6$.

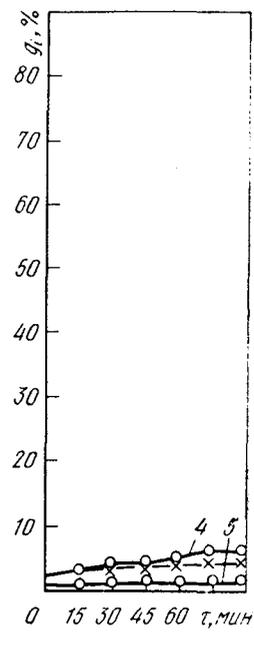
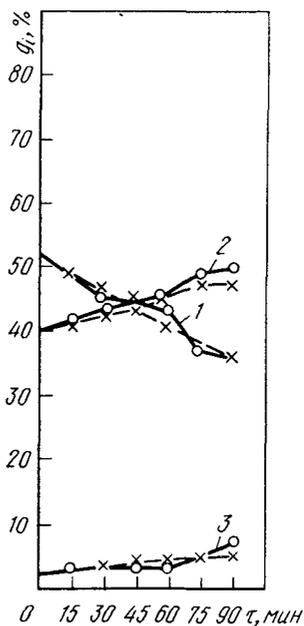
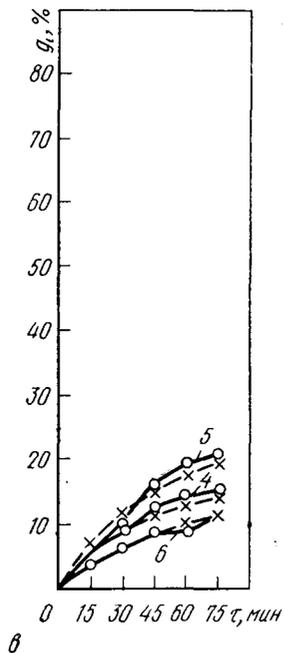
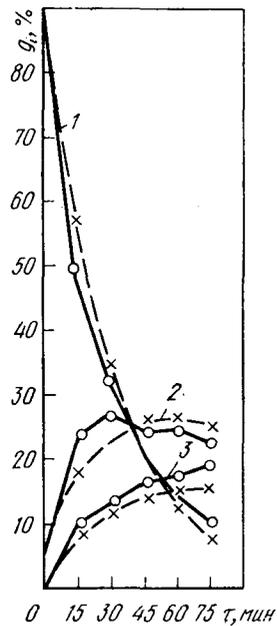
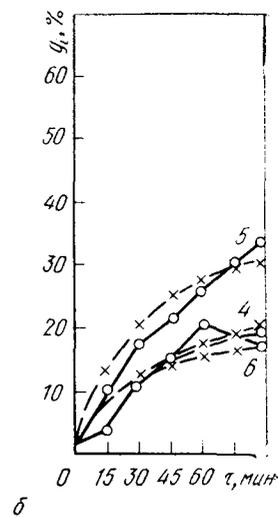
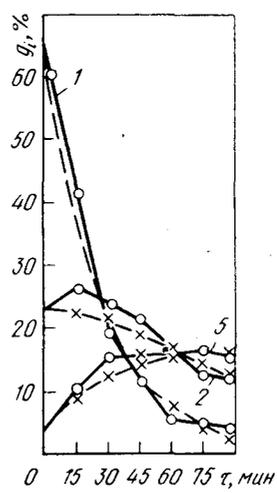
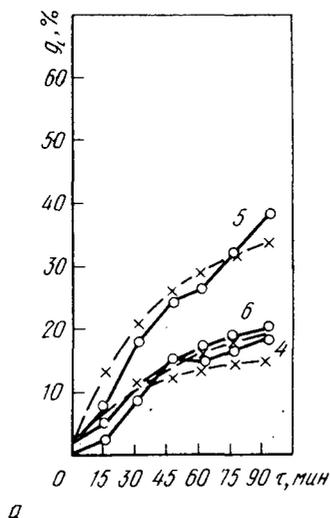
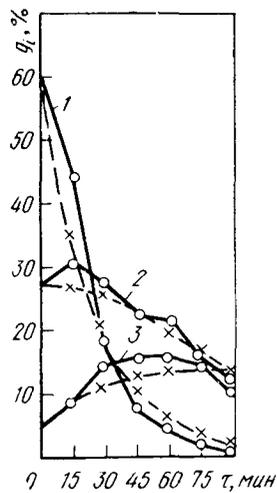


Рис. 35. Кинетическое изменение массовых долей фракций при дроблении сульфата цинка, температура слоя 200° С. Высота слоя 240 мм (а), 240 мм (б), 360 мм (в), 540 мм (г); средний диаметр частиц фракций 4,0 мм (1), 2,5 мм (2), 1,8 мм (3), 1,4 мм (4), 1,0 мм (5), 0,65 мм (6)

$$\vec{B}_2 = \vec{A}_2 - (\vec{A}_2 \vec{\xi}_1) \vec{\xi}_1;$$

$$\vec{\xi}_2 = \vec{B}_2 / |\vec{B}_2|;$$

.

$$\vec{B}_n = \vec{A}_n - \sum_{g=1}^{n-1} (\vec{A}_n \vec{\xi}_g) \vec{\xi}_g;$$

$$\vec{\xi} = \vec{B}_n / |\vec{B}_n|,$$

где $\vec{\xi}'_j$ — вектор прежнего направления;
 $\vec{\xi}_j$ — вектор нового направления;
 α_j — величина перемещения поисковой точки вдоль вектора $\vec{\xi}_1$ в предыдущем цикле минимизацией.

Полученная система векторов ортонормирована. В качестве начальной системы принимают единичные

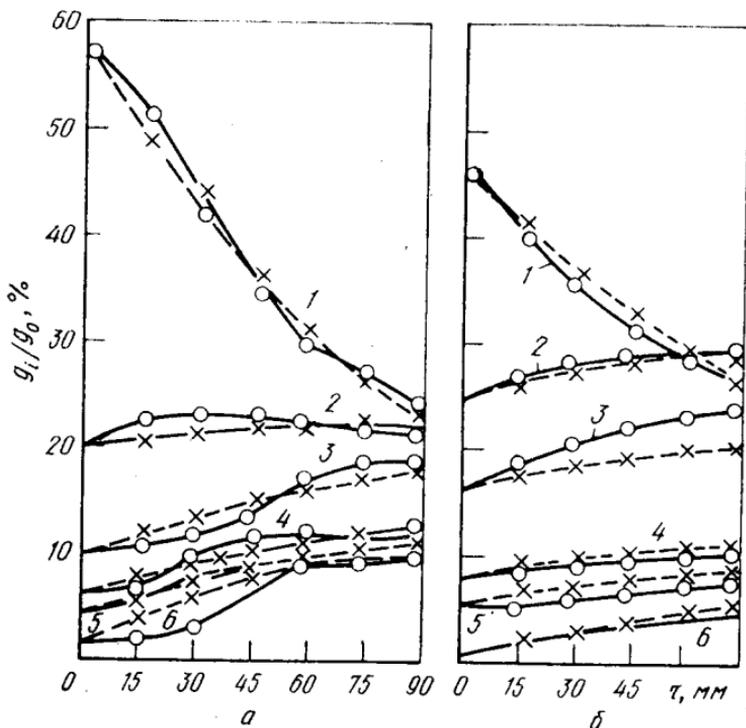


Рис. 36. Кинетическое изменение массовых долей фракций при дроблении сульфата натрия. Температура слоя 200° С. Высота слоя 240 мм (а) и 360 мм (б). Средний диаметр частиц фракции 4,0 мм (1), 2,5 мм (2), 1,8 мм (3), 1,4 мм (4), 1,0 мм (5) 0,5 мм (6)

векторы координатных осей. Окончание поиска происходит при уменьшении расстояния, на которое продвигается поисковая точка за цикл минимизации, до ST_{\min} относительно единичного шага поиска.

На основании данного алгоритма была разработана программа для электронной цифровой вычислительной машины типа «Раздан-2».

На рис. 35 и 36 приведены экспериментальные и расчетные кривые кинетического изменения массовой доли

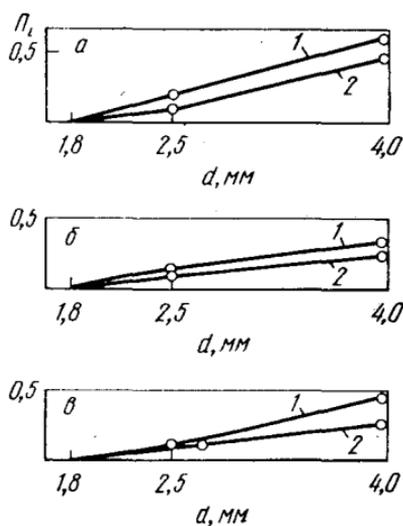
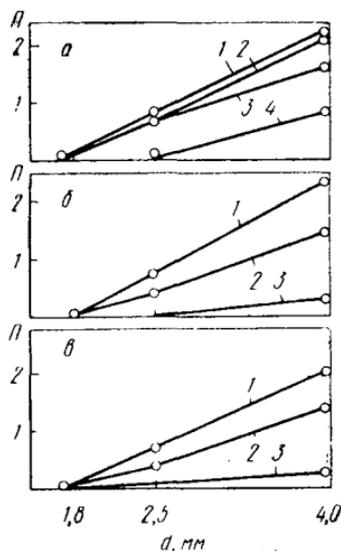


Рис. 37. Зависимость скорости дробления частиц сульфата цинка от температуры и высоты слоя:

a — температура слоя 260°C , высота слоя 240 мм (1); 300 мм (2), 360 мм (3), 540 мм (4); *б* — температура слоя 200°C ; высота слоя 240 мм (1), 360 мм (2), 540 (3); *в* — высота слоя 300 мм, температура слоя 260°C (1), 200°C (2), 150°C (3)

Рис. 38. Зависимость скорости дробления частиц сульфата натрия от температуры и высоты слоя:

a — температура слоя 200°C , высота слоя 240 мм (1), 360 мм (2); *б* — температура слоя 150°C , высота слоя 300 мм (1), 360 мм (2); *в* — высота слоя 360 мм, температура слоя 200°C (1), 150°C (2)

различных фракций материала. Сравнение экспериментальных (сплошные кривые) и расчетных (пунктирные кривые) данных дает удовлетворительную сходимость, что подтверждает правильность выбранной физической и математической модели процесса дробления. Усредненное по времени среднее квадратическое отклонение экспериментальных данных по изменению массовой доли фракций материала от расчетных составляет

f

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^{\tau} \sum_{i=1}^n (g_{ij}^p - g_{ij}^e)^2}{\tau}} = 2,6\%,$$

где g_{ij}^p ; g_{ij}^e — расчетные и экспериментальные значения массовой доли фракции;

$i = 1, 2, \dots, n$ — число фракций;

$j = 1, 2, \dots, \tau$ — количество определений массы фракции во времени.

Полученные при расчете константы скорости дробления сульфата цинка и сульфата натрия в зависимости

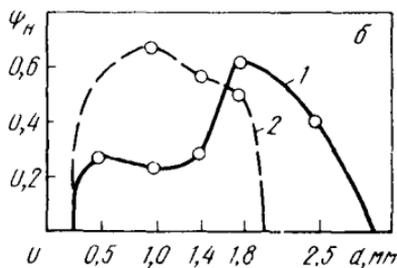
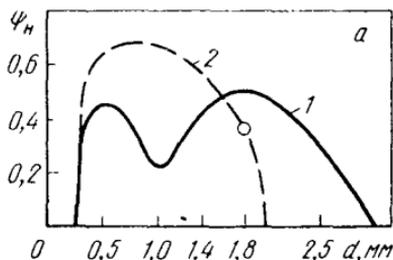
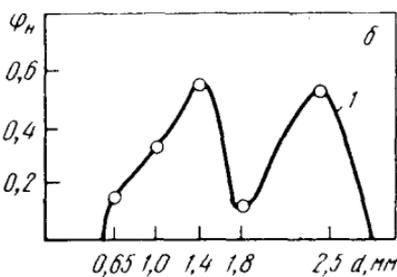
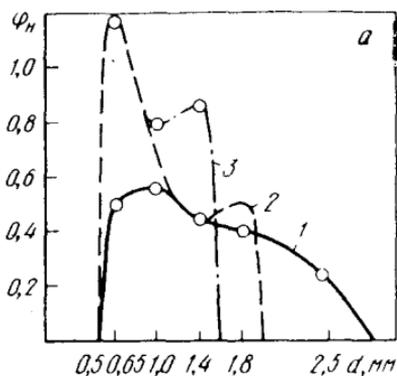


Рис. 39. Кривые распределения продуктов дробления сульфата цинка. Температура слоя 260°C ; высота слоя 360 мм (а) и 540 мм (б), средний диаметр гранул 4,0 мм (1), 2,5 мм (2) и 1,8 мм (3)

Рис. 40. Кривые распределения продуктов дробления сульфата натрия. Температура слоя 200°C , высота слоя 240 мм (а) и 360 мм (б), средний диаметр гранул 4 мм (1) и 2,5 мм (2)

от размера частиц, температуры слоя и высоты слоя показаны на рис. 37 и 38. Данные, приведенные на этих рисунках, аналогичны данным, полученным при дроблении одиночной гранулы.

На рис. 39 и 40 представлены плотности вероятностей распределения φ_{ij} продуктов дробления сульфата

цинка и сульфата натрия. Из этих рисунков следует, что с увеличением высоты слоя распределение продуктов дробления сдвигается в сторону более крупных частиц. Эти данные согласуются с выведенной зависимостью размера откалываемого куска от величины тепловой

волны $\lambda = \sqrt{\frac{a}{\omega}} \approx l_0$. При этом, как следует из кривых распределений, при больших частотах циркуляции $l_0 \approx 0,65-1,0$ мм, при малых частотах $l_0 \approx 1,4$ мм.

Влияние роста частиц на кинетические константы дробления

Кинетические константы дробления Π_i^n , Φ_{ij}^n , полученные из нестационарного процесса (при подаче в слой воды), несколько отличаются от констант в стационарном процессе (при подаче в слой раствора соли) — Π_i ; Φ_{ij} .

В нестационарном процессе при отсутствии роста $\Lambda=0$ время существования единичной гранулы радиусом θ составляет $1/\Pi_n(\theta)$. За это время частица несколько раз переместится из горячей зоны аппарата в холодную и в результате прочностной усталости раздробится. При наличии роста $\Lambda \neq 0$ на поверхности частиц появляется пленка, еще не подвергавшаяся действию термического дробления. Она будет замедлять скорость разрушения гранул. Естественно, что влияние поверхностного роста будет прямо пропорционально скорости Λ и обратно пропорционально размерам частиц.

Таким образом, скорость дробления при наличии роста в стационарном режиме можно записать следующим образом:

$$\Pi_{ст}(\theta) = \Pi_n(\theta) \left[1 - M \frac{\Lambda}{\Pi_n(\theta) \theta} \right], \quad (213)$$

где M — некоторая константа, значение которой можно найти при известном соотношении между $\Pi_{ст}(\theta)$ и $\Pi_n(\theta)$ в какой-либо точке.

Такой точкой может служить начало дробления при наличии роста гранул:

$$\Pi_{ст}(R_0) = \Pi_n(R_0) \left[1 - M \frac{\Lambda}{\Pi_n(R_0) R_0} \right] = 0.$$

В ряде случаев величина M равна 1 или близка к ней.

Зависимость скорости дробления гранул от Λ была проведена при дроблении одиночных частиц (см. рис. 24) и дала удовлетворительную сходимость с уравнением (219).

Поправка, вносимая в $\Phi(\theta, R)$, также связана с уменьшением скорости дробления частиц в стационарном процессе обезвоживания. В случае отсутствия роста при дроблении частица радиуса ξ через некоторое время $1/\Pi_n(\xi)$ дает осколок радиуса η . В случае, если $\Lambda \neq 0$, эта частица раздробится через время $\Pi_{ст}(\theta)$, где $\theta = \xi + \Lambda \left[\frac{1}{\Pi_{ст}(\theta)} - \frac{1}{\Pi_n(\xi)} \right]$. За это время частица и ее осколок вырастут на величину $\Lambda \left[\frac{1}{\Pi_{ст}(\theta)} - \frac{1}{\Pi_n(\xi)} \right]$.

Таким образом:

$$\begin{aligned} \Phi_{ст}(\theta, R) &= \Phi_n(\xi, \eta) = \Phi_n \left\{ \theta - \Lambda \left[\frac{1}{\Pi_{ст}(\theta)} - \frac{1}{\Pi_n(\xi)} \right] \right\} \times \\ &\times \left\{ R - \Lambda \left[\frac{1}{\Pi_{ст}(\theta)} - \frac{1}{\Pi_n(\xi)} \right] \right\}. \end{aligned} \quad (214)$$

Предполагая для относительно узкого в условиях эксперимента диапазона размеров частиц линейную зависимость $\Pi_n(R) = a + bR$, величины ξ и η находят из решения квадратного уравнения:

$$\begin{aligned} \xi^2 + \left[\frac{a}{b} + \frac{\Lambda}{\Pi_{ст}(\theta)} - \theta \right] \xi - \\ - \left\{ \frac{\Lambda}{b} + \frac{a}{b} \left[\theta - \frac{\Lambda}{\Pi_{ст}(\theta)} \right] \right\} = 0. \end{aligned} \quad (215)$$

7. Расчет стационарного распределения частиц по размерам в кипящем слое

Уравнение (206) является общим соотношением для расчета распределения частиц в слое. Решение этого интегро-дифференциального уравнения с переменными коэффициентами представляет значительные трудности. Запишем поэтому уравнение (206) для n -интервалов, предполагая слабую относительно $\rho(R)$ зависимость функции дробления $\Pi(\theta)$, $\varphi(\theta, R)$ от радиуса, т. е. полагая Π и φ постоянными в пределах узкого интервала. Тогда, учитывая, что $\varphi(u, u) = \varphi(k, k) = 0$, уравнение (206) для стационарного процесса можно записать:

$$\frac{d\rho_j}{dR} = 2 \frac{R^3}{\Lambda} \sum_{i=j}^n \left(\frac{\overline{\Pi_i \varphi_{ij} \rho_i}}{R_i^3} \right) \Delta R_i - \rho_j \left(\frac{\Pi_j + K}{\Lambda} - \frac{3}{R} \right), \quad (216)$$

где $j=1, 2, 3, \dots, n$,

$$\overline{F}_j = \frac{\int_{z_{i-1}}^z F(z) dz}{\Delta z_j}.$$

Рассмотрим линейное однородное уравнение

$$\frac{d\rho_j^0}{dR} = -\rho_j^0 \left(\frac{\Pi_j + K}{\Lambda} - \frac{3}{R} \right). \quad (217)$$

$$\text{Отсюда } \rho_j^0 = \ln C - \frac{\Pi_j + K}{\Lambda} (R - R_{j-1}) + 3 \ln \frac{R}{R_{j-1}}$$

и окончательно

$$\rho_j^0 = C \left(\frac{R}{R_{j-1}} \right)^3 \exp \left[-\frac{\Pi_j + K}{\Lambda} (R - R_{j-1}) \right]. \quad (218)$$

Частное решение уравнения (216) ищем в виде:

$$\rho_j = A_j(R) \exp(-a_j R) R^3, \quad (219)$$

$$\text{где } a_j = \frac{\Pi_j + K}{\Lambda}.$$

Подставляя выражение (219) и (216), получаем дифференциальное уравнение относительно A :

$$3A_j \exp(-a_j R) R^2 - a_j \exp(-a_j R) R^3 A_j + \\ + \exp(-a_j R) R^3 \frac{dA_j}{dR} = -a_j A_j \exp(-a_j R) R^3 +$$

$$+ 3A_j \exp(-a_j R) R^2 + \frac{R^3}{\Lambda} 2 \sum_{i=j}^n \left(\frac{\overline{\Pi_i \varphi_{ij} \rho_i}}{R_i^3} \right) \Delta R_i$$

$$\text{или } \frac{dA_j}{dR} = \exp(a_j R) \frac{2}{\Lambda} \sum_{i=j}^n \left(\frac{\overline{\Pi_i \varphi_{ij} \rho_i}}{R_i^3} \right) \Delta R_i.$$

Решение этого уравнения:

$$A_j = \frac{2}{\Lambda a_j} \exp(a_j R) \sum_{i=j}^n \left(\frac{\overline{\Pi_i \varphi_{ij} \rho_i}}{R_i^3} \right) \Delta R_i. \quad (220)$$

Следовательно, уравнение (219) примет вид:

$$\rho_i = \frac{2R^3}{\Delta a_j} \sum_{i=j}^n \left(\frac{\Pi_j \Phi_{ij} \rho_i}{R_i^3} \right) \Delta R_i. \quad (221)$$

Общее решение уравнения (216) имеет вид:

$$\rho_j = C \left(\frac{R}{R_{j-1}} \right)^3 \exp [-a_j (R - R_{j-1})] + \frac{2R^3}{\Pi_{j+K}} \sum_{i=j}^n \left(\frac{\Pi_i \Phi_{ij} \rho_i}{R_i^3} \right) \Delta R_i. \quad (222)$$

Полагаем, что $\rho_{j(R \rightarrow R_{j-1})} = \rho_{j-1}$;

$$C = \rho_{j-1} - \frac{2R_{j-1}^3}{\Pi_j + K} \sum_{i=j}^n \left(\frac{\Pi_i \Phi_{ij} \rho_i}{R_i^3} \right) \Delta R_i, \quad (223)$$

и окончательно

$$\rho_j = \rho_{j-1} \left(\frac{R}{R_{j-1}} \right)^3 \exp [-a_j (R - R_{j-1})] + \frac{2R^3}{\Pi_j + K} \times \\ \times \{1 - \exp [-a_j (R - R_{j-1})]\} \sum_{i=j}^n \left(\frac{\Pi_i \Phi_{ij} \rho_i}{R_i^3} \right) \Delta R_i. \quad (224)$$

Введем понятие вероятности при дроблении массы g_i частиц радиусом R_i дать массу g_j частиц радиусом R_j .

$$\text{Тогда } g_j = \Phi_{ij} g_i, \quad (225)$$

$$\text{где } g_i = \frac{4}{3} \pi R_i^3 n_i; \quad g_j = \frac{4}{3} \pi R_j^3 n_j.$$

Число частиц n_j радиусом R_j образующихся при дроблении числа частиц n_i радиусом R_i , равно:

$$n_j = 2\Phi_{ij} \Delta R_j n_i. \quad (226)$$

$$\text{Отсюда } \Phi_{ij} = \frac{g_j}{g_i} = \frac{R_j}{R_i^3} \frac{n_j}{n_i}$$

и окончательно

$$\Phi_{ij} = 2\Phi_{ij} \Delta R_j \frac{R_j^3}{R_i^3}. \quad (227)$$

Так как $\rho_j \Delta R_j = g_j$ — масса j -той фракции, то, умножая формулу (224) на ΔR_j с учетом выражения (227), получаем:

$$g_j = g_{j-1} \frac{\Delta R_j}{\Delta R_{j-1}} \left(\frac{R}{R_{j-1}} \right)^3 \exp [-a_j (R - R_{j-1})] + \frac{1 - \exp [-a_j (R - R_{j-1})]}{\Pi_j + K} \sum_{i=j}^n \Pi_i \Phi_{ij} \bar{g}_i. \quad (228)$$

Полагая в уравнении (228)

$$R_j = j\delta, \quad (229)$$

где δ — ширина шага; $j=1, 2, 3 \dots n$,

для среднего значения массы j -той фракции получаем:

$$\begin{aligned} \bar{g}_j \approx \bar{g}_{j-1} \frac{1}{\sigma^4 (j-1)^3} \left[\frac{\sigma^3 (j-1)^3}{a_j} + \frac{3\delta^2 (j-1)^2}{a^2 j} + \frac{6\delta (j-1)}{a_j^3} + \frac{6}{a^4 j} - \exp(-a_j \delta) \left(\frac{\delta^3 j^3}{a_j} + \frac{3\delta^2 j^2}{a^2 j} + \frac{\sigma \delta j}{a_j} + \frac{6}{a_j^4} \right) \right] + \\ + \frac{1 + \frac{1}{\delta a_j} [1 - \exp(-a_j \delta)]}{\Pi_j + K} \sum_{i=j}^n \Pi_i \Phi_{ij} \bar{g}_i. \end{aligned} \quad (230)$$

Константу интегрирования в уравнении (230) находим из условия нормировки:

$$\sum_{j=1}^n \bar{g}_j = 1. \quad (231)$$

Так как в уравнение (230) входит неизвестная скорость роста частиц Λ , то появляется необходимость в дополнительном уравнении, связывающем Λ с \bar{g} . Эту связь можно извлечь из осуществляемого в стационарном режиме равенства материальных потоков загрузки (скорости роста объема слоя):

$$\dot{Q}_m = \int_0^{\infty} \lambda f(v) dv$$

$$\text{и выгрузки } Q_b = K \int_0^{\infty} v f(v) dv.$$

Для массовых распределений это равенство запишется в следующем виде:

$$\int_0^{\infty} 4\pi R^2 \Lambda \frac{\bar{R}^3}{4\pi R^5} \varphi_b(R) 4\pi R^2 dR =$$

$$= K \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 \frac{R^3}{4\pi R^5} \rho_b(R) 4\pi R^2 dR,$$

и так как $\int_0^{\infty} \rho_b(R) dR = 1,$ (232)

получаем $\Lambda \int_0^{\infty} \frac{\rho_b(R)}{R} dR = \frac{K}{3}$

или с учетом уравнения (229)

$$\frac{\delta K}{3\Lambda} = \sum_{j=1}^n \frac{\bar{g}_j}{j}. \quad (233)$$

Система уравнений (230) и (233) с граничным условием (231) позволяет определить величину скорости роста Λ и распределение материала по крупности в стационарном безрецикловом процессе обезвоживания при известных константах выгрузки и дробления.

Решение трансцендентного уравнения (233) имеется графическое: задаваясь для данного значения K различными значениями λ , строят функционалы $\Phi_1(\Lambda) = \sum_{j=1}^n \frac{g_j}{j}$ и $\Phi_2(\Lambda) = \frac{\delta K}{3\Lambda}$. Точка пересечения кривых $\Phi_1(\Lambda)$ и $\Phi_2(\Lambda)$ дает значение скорости роста, соответствующее данному режиму. Затем из уравнений (230) и (231) определяют гранулометрический состав материала в слое.

КОНСТРУКЦИИ АППАРАТОВ КИПЯЩЕГО СЛОЯ ДЛЯ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ И ГРАНУЛЯЦИИ

Кипящий слой благодаря своим псевдожидкостным свойствам позволяет при обработке и получении дисперсной твердой фазы располагать определенной гибкостью в выборе (или создании) оптимальной конструкции. Классификация возможных вариантов конструкций затруднена их многочисленностью. На рис. 41 показана группа типовых конструкций, не претендующая на полноту охвата критериев систематизации, но позволяющая проиллюстрировать их многочисленность.

Так, по гидродинамическому признаку различают аппарат кипящего слоя (рис. 41, б, е) цилиндрической формы, конические аппараты кипящего слоя (рис. 41, а, б, д), аппараты с фонтанирующим слоем (рис. 41, ж, з) и, наконец, аппараты кипящего слоя с локальным фонтанированием (рис. 41, г).

По способу подачи раствора (размещения форсунки) различают ввод сверху над слоем (рис. 41, а, б, е), ввод снизу в слой на уровне решетки (рис. 41, а, б, в, е), ввод сбоку в слой (рис. 41, в, д, ж). Вывод дисперсного продукта может осуществляться сбоку с уровня решетки (рис. 41, а, б, в, е), с решетки в центре (рис. 41, г, д), сбоку с зеркала слоя (рис. 41, ж, з) и на вынос.

Тепло подводится только с псевдоожижающим агентом (рис. 41, б, в, г, ж), с газом на псевдоожижение и распыливание (рис. 41, а), с распыливаемым раствором путем его перегрева (рис. 41, е) и кондуктивно, через теплообменник в слое (рис. 41, д).

Наконец, по принципу ведения процесса различают аппараты без подачи рецикла и с вводом рецикла (ретура) — рис. 41, в, с селективной (применение классификатора на выгрузке) и неселективной выгрузкой (возможность использования сепаратора с отдувкой мелочи предусмотрена на рис. 41, г), с ведением процесса с грануляцией и, наконец, с получением пылевидного продукта (на инертном носителе либо на своих гранулах).

Приведенная примерная классификация дает некоторое представление о богатстве конструктивных возможностей метода. Детальный анализ многочисленных кон-

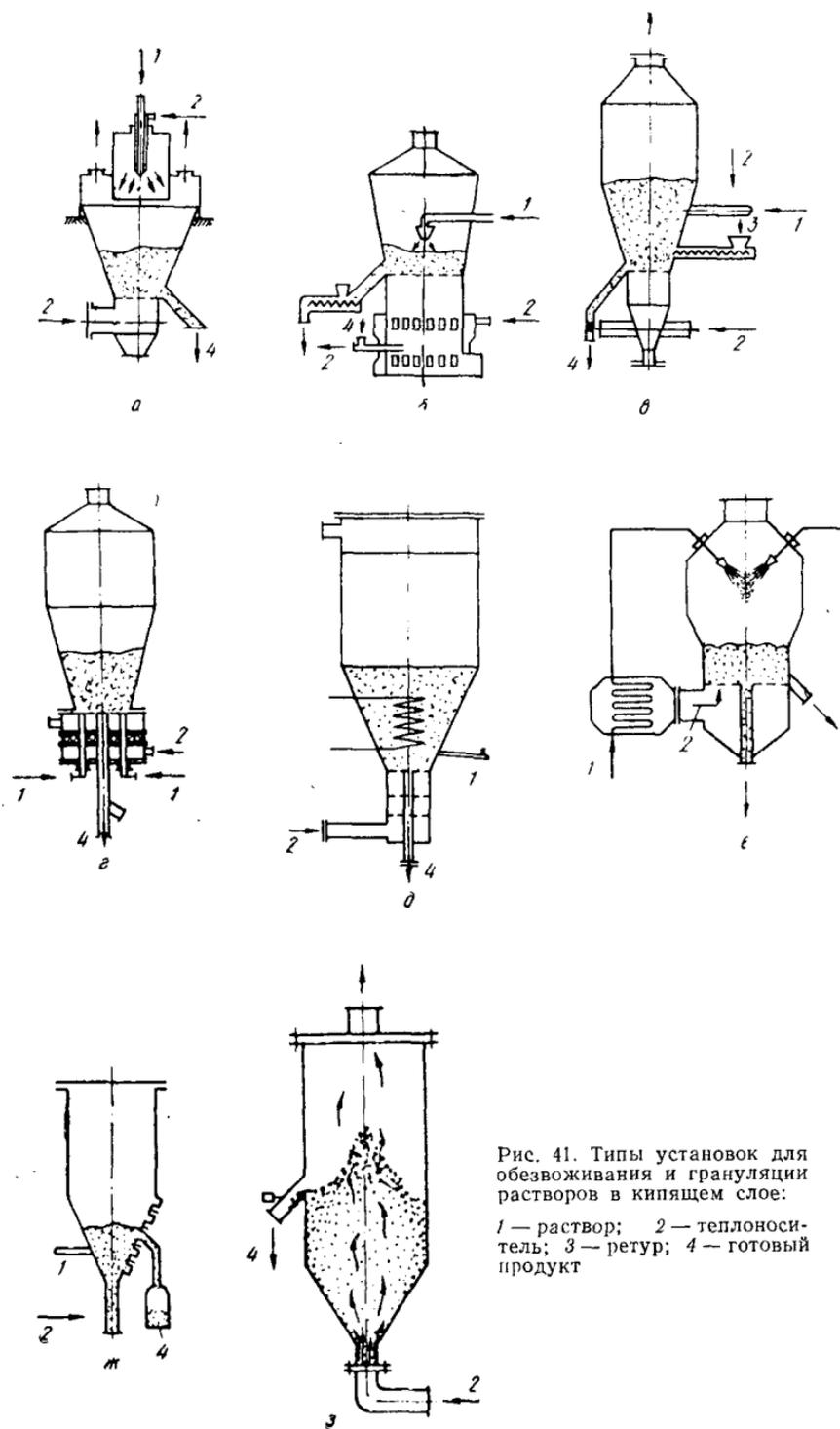


Рис. 41. Типы установок для обезвоживания и грануляции растворов в кипящем слое:

1 — раствор; 2 — теплоноситель; 3 — ретур; 4 — готовый продукт

струкций и схем аппаратов (17 конструкций), правда без проведения достаточно четкой систематизации, дан в монографии [15]; в монографии Ванечека с сотр. [12] этой стороне вопроса также уделено недостаточно внимания; работа Ю. Я. Каганович и А. Г. Злобинского [85] посвящена лишь аппаратам конструкции ВНИИГа, обезвоживанию растворов в ней уделяется незначительное место.

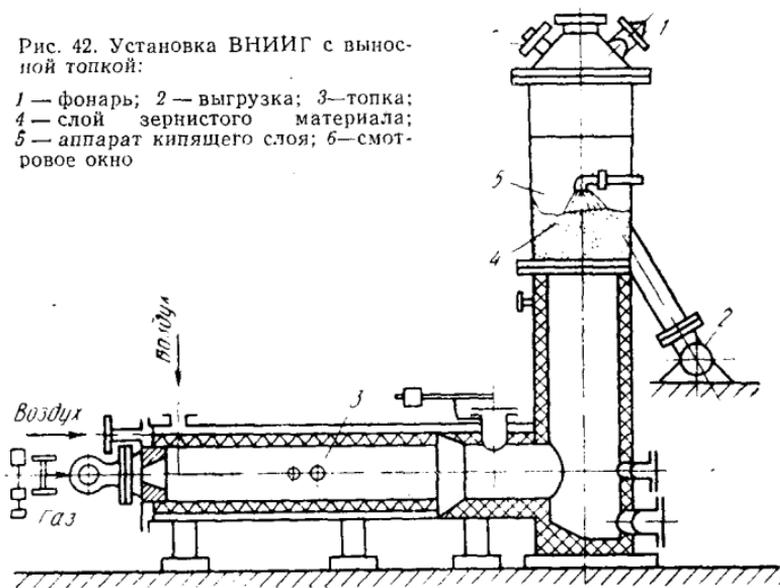
Ниже рассматриваются аппараты имеющихся и предложенных конструкций с учетом приведенной выше классификации, но под углом основных тенденций развития аппаратного оформления и особенно широкого применения аппаратов с активным гидродинамическим режимом.

1. Аппараты для обезвоживания и грануляции растворов в крупнотоннажных производствах

В крупнотоннажных производствах цветной металлургии и химической технологии широко применяют аппараты системы ВНИИГа. Их основные достоинства при проведении процессов обезвоживания и грануляции неорганических солей с достаточно высокими температурами плавления — простота конструкции, позволяющая

Рис. 42. Установка ВНИИГ с выносной топкой:

- 1 — фонарь; 2 — выгрузка; 3 — топка;
4 — слой зернистого материала;
5 — аппарат кипящего слоя; 6 — смотровое окно



обеспечить высокую экономичность процесса путем максимально интенсивных параметров сушильного агента, и легкость масштабирования. Последнее было подтверждено практически полным совпадением закономерностей динамики гранулометрического состава и параметров устойчивого режима в подобных аппаратах с сечением решетки 0,006; 0,1; 1,2; 3,0; 8,0 м².

Типичный аппарат конструкции ВНИИГа показан на рис. 41, б. Он представляет собой собственно камеру кипящего слоя, надслоевое пространство и коммуникации отвода запыленных газов, гранулированного про-

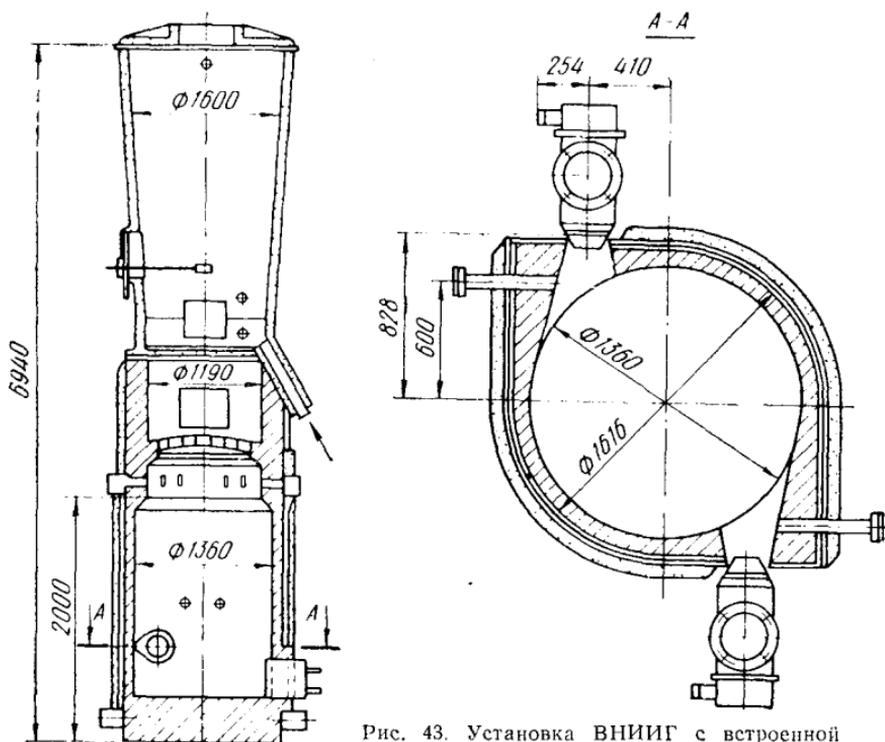


Рис. 43. Установка ВНИИГ с встроенной толкой

дукта и подвода раствора. Камера отделена решеткой от подрешеточного пространства и имеет круглое, слегка расширяющееся сечение. Такое аппаратное оформление оказалось универсальным. Различные аппараты отличаются в основном компоновкой аппарата с толкой, которая делается либо выносной (рис. 42), либо встроенной (рис. 43).

Другая особенность аппарата — использование рас-

пыла над слоем с применением форсунки грубого распыла (рис. 44).

Некоторые конструктивные изменения, вносившиеся Усть-Каменогорским свинцово-цинковым комбинатом в схему этого аппарата, подробно изложены в работе [86]. Простота метода, позволяющего легко распределять раствор при помощи нескольких форсунок, сводит проблему масштабирования к проблеме равномерного газораспределения.

За рубежом сколько-нибудь близкие масштабы использования в крупнотоннажном процессе типовых аппа-

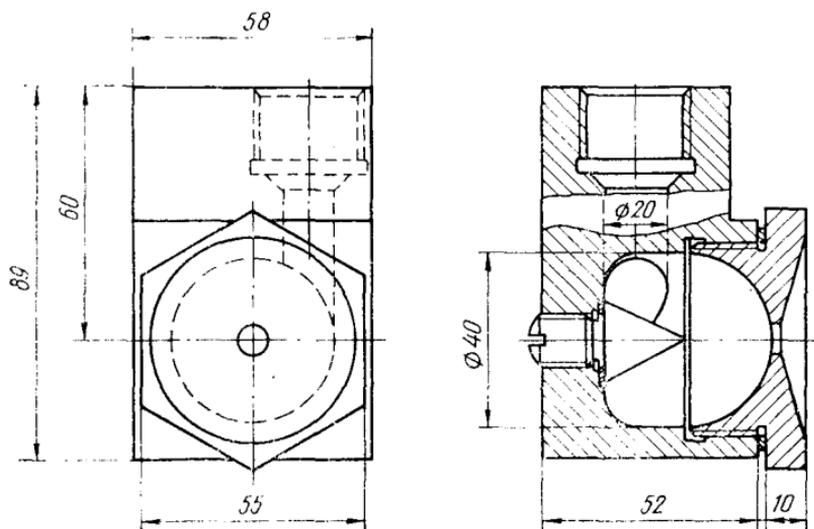


Рис. 44. Форсунка грубого распыла

ратов кипящего слоя известны только в США, где фирма «Филлипс Петролеум», применив последовательный масштабный переход в диаметре аппарата — 150, 300, 600 и 1200 мм, пустила крупные установки для упаривания и последующего захоронения радиоактивных отходов [124].

✓ 2. Аппараты с активным гидродинамическим режимом слоя

Специфической чертой процесса обезвоживания и грануляции в кипящем слое является наличие в аппарате частиц с увлажненной поверхностью, легко слипаю-

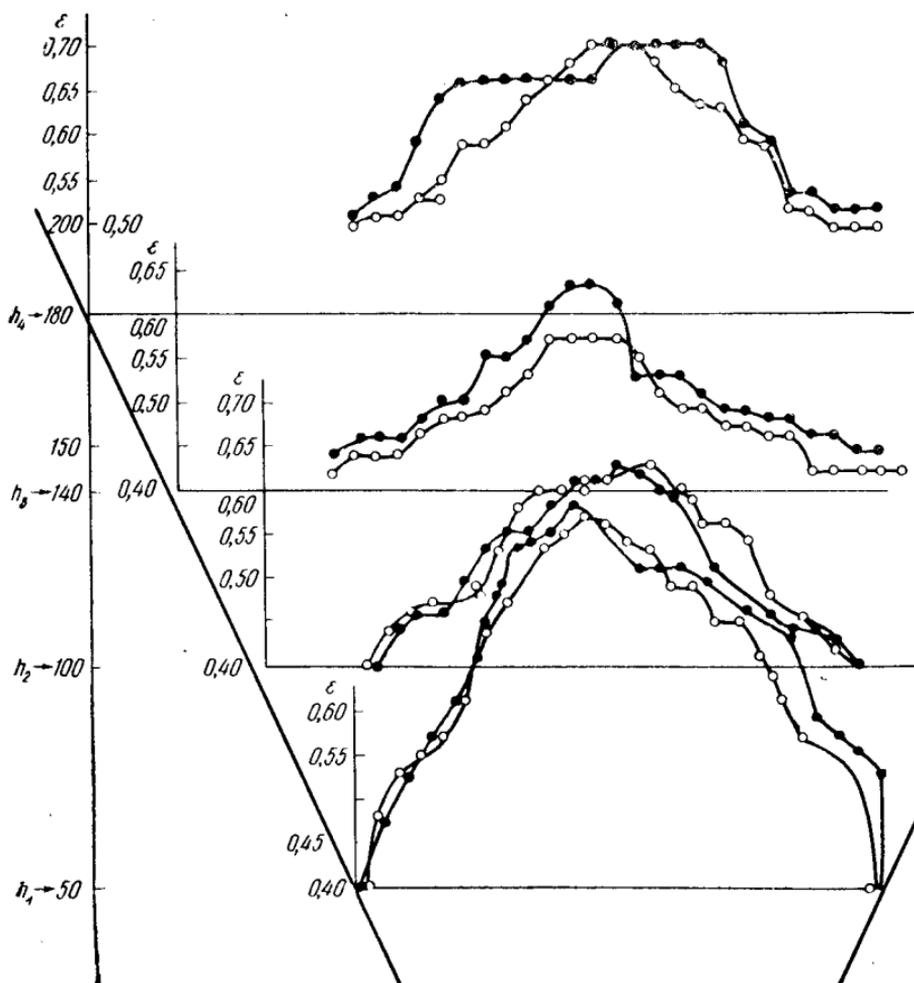


Рис. 45. Эпюра порозности фонтанирующего слоя при различных скоростях газа w ($\alpha=40^\circ$; $d_0=75$ мм)

щихся между собой и прилипающих к стенкам и решетке. Это обстоятельство особенно существенно при вынужденном вследствие термостабильности продукта низкотемпературном ведении процесса; наличие адгезионных свойств у частиц требует применения специальных мер борьбы с их слипанием или налипанием. Принципиально возможен ряд мер — во-первых, уменьшение концентрации частиц в слое или в отдельных его зонах; во-вторых, увеличение относительных скоростей движения частиц и, наконец, в-третьих, ликвидация застойных

зон частиц у наиболее опасного в отношении налипания узла аппарата — газораспределительной решетки.

Для реализации первых двух мер используют аппараты с фонтанирующими слоями либо аппараты кипящего слоя с зонами локального фонтанирования, т. е. аппараты с активным гидродинамическим режимом.

Их эффективность, проверенная вначале на ряде опытных установок, была изучена в многочисленных гидродинамических исследованиях с целью определения полей концентраций и скоростей, обеспечивающих достижение, требуемого эффекта. Применительно к фонтанирующему слою поля концентраций были исследованы А. Е. Горштейном [87] и А. Д. Гольцикером [88]. Несмотря на различие применявшихся методик (пьезоэлектрические и емкостные датчики, пристеночные наблюдения в «рассеченных» по оси аппаратах и т. д.), качественные результаты этих работ близки — всеми исследователями установлено наличие ядра высокой порозности и плотной периферийной зоны; в опытах авторов данной монографии [88] дополнительно было найдено существование переходной зоны обмена. Типичное распределение порозности фонтанирующего слоя приведено на рис. 45. В работах [87 и 88] даны подробные результаты по углам раствора ядра низкой концентрации, предельным высотам слоя и т. д. Следует особенно отметить отличие роли решетки в фонтанирующем слое и при псевдооживлении: если в последнем случае главная функция решетки — равномерное газораспределение, то при фонтанировании ее роль скромнее — поддержание осевшего при остановке слоя. Особенно существенным является установление в гидродинамических опытах авторов книги (см., например, рис. 46) отсутствие контакта слоя с решеткой ввиду отжатия его воздушным потоком, образование своеобразного «пузыря» у сетки. Именно поэтому в ряде первых конструкций аппаратов с фонтанирующим слоем для обезвоживания и грануляции (например, патент Бужу¹) предлагалось размещать форсунку в устье конической части (рис. 47), причем к одному из преимуществ такого конструктивного решения относилась возможность предварительной подсушки капель горячим воздухом. В случае подачи неньютоновской жидкости (паста, суспензия) подогрев форсунки

¹ Патент (Франц.), № 901032, 1961.

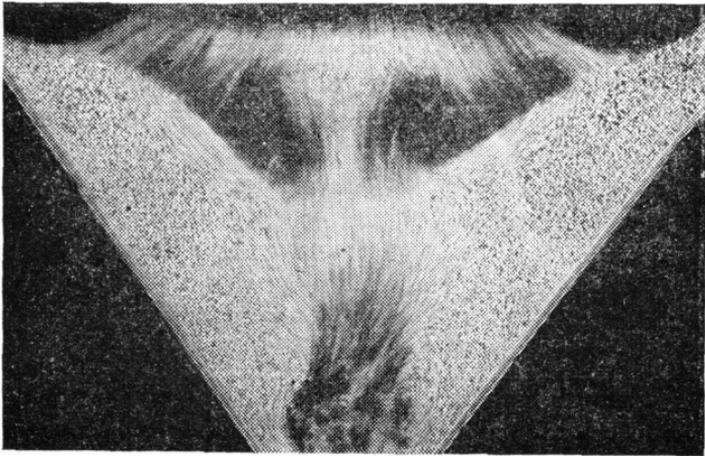


Рис. 46. Плоский фонтанирующий слой с разреженной зоной над решеткой

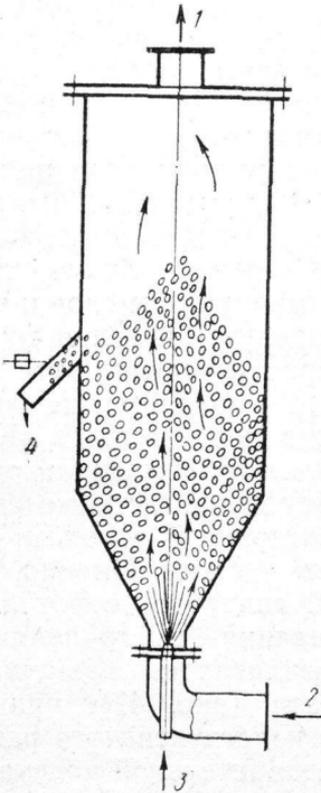


Рис. 47. Аппарат (Франция):
 1 — отработанный воздух; 2 — горячий воздух; 3 — суспензия;
 4 — гранулы сухого материала

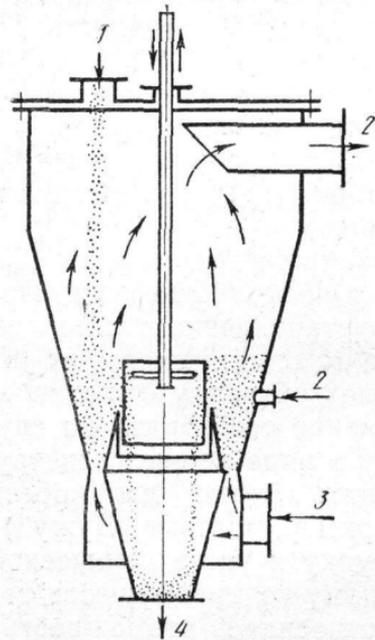


Рис. 48. Опытно-промышленная установка ЛТИ для растворов и паст:
 1 — влажный сыпучий материал; 2 — раствор; 3 — горячий воздух;
 4 — сухой материал

улучшает распыливание, высота подъема нижней границы слоя над форсункой регулируется скоростью воздуха.

В. С. Вызго [89—92], почти одновременно предложивший аналогичную конструкцию, также нашел, что высота этого подъема гранул над сеткой существенно зависит от скорости газового потока (при скоростях 5—10 м/с в диапазоне 70—110 мм).

Наибольшее распространение в отечественной промышленности получили аппараты для обезвоживания в фонтанирующем слое конструкции ЛТИ им. Ленсовета, подробно описанные в работе П. Г. Романкова и Н. Б. Рашковской [15]. В этих аппаратах применялись различные варианты ввода форсунки: сверху в слой, сбоку под углом и снизу над решеткой, но во всех случаях раствор распыливался в разбавленную фазу фонтанирующего слоя. Основные преимущества данных аппаратов — простота, возможность получения значительных размеров гранул, имеющих широкий спектр дисперсности, широкий диапазон варьирования технологическими параметрами и т. д.

Однако при использовании таких устройств с фонтанирующим слоем возникает проблема масштабирования при переходе к крупнотоннажным производствам. П. Г. Романков и Н. Б. Рашковская предложили два варианта решения задачи; общей чертой этих вариантов являлась замена осесимметричной конической формы аппарата щелевой. В первом варианте, успешно внедренном на Дербеневском химическом заводе, применен аппарат с кольцевой щелью в режиме обычного фонтанирования и с центральной выгрузкой (см. рис. 48). Эта оригинальная конструкция дополнялась устройством для сепарирующей выгрузки (классификатором). Очевидным недостатком конструкции является трудность равномерного газораспределения по кольцевой щели значительной протяженности.

Второй вариант представляет собой дальнейшее развитие аппарата с фонтанирующим слоем — так называемый аппарат с вихревым слоем, эффективность применения которого при обезвоживании растворов показана в работе Е. О. Сульг [93]. Щелевой подвод воздуха в сочетании с интенсивной циркуляцией обеспечивает надежность в работе и удобство масштабного перехода. Аппараты этого типа в настоящее время внедряются на ряде производств.

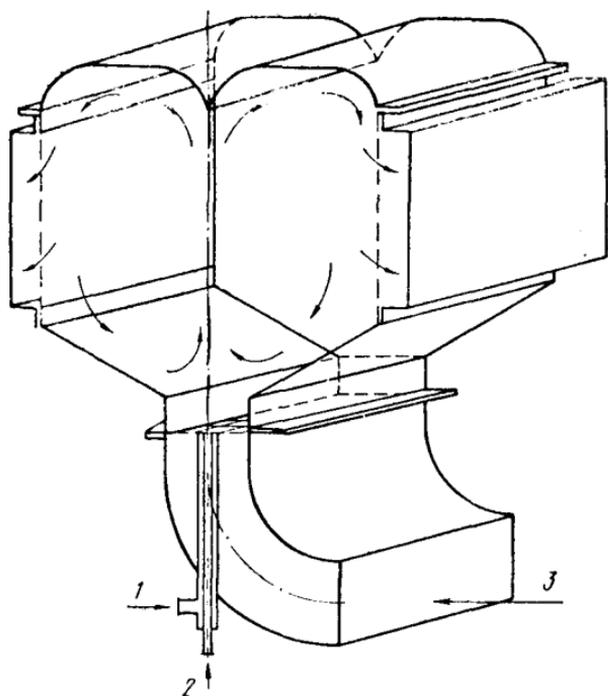


Рис. 49. Аппарат НИИхиммаша с щелевым фонтанирующим слоем:

1 — сжатый воздух; 2 — суспензия; 3 — горячий теплоноситель

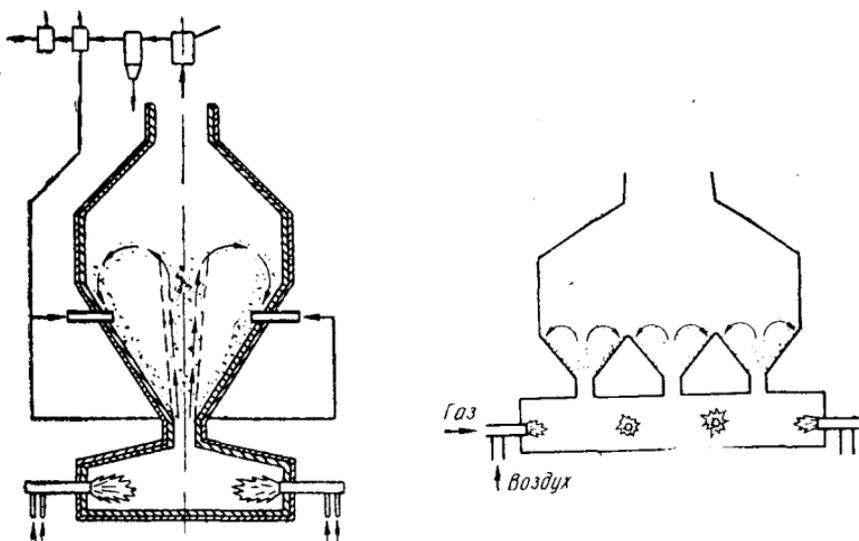


Рис. 50. Аппарат с несколькими фонтанирующими слоями

Близкое по идее масштабирования решение предлагается в аппарате конструкции НИИхиммаша, представляющем собой щелевой расширяющийся желоб с подводом раствора снизу (рис. 49).

Наконец, предложено¹ решение задачи масштабирования фонтанирующих слоев путем «блочного моделиро-

Рис. 51. Установка с зонами локального фонтанирования для сушки термолabileльных материалов

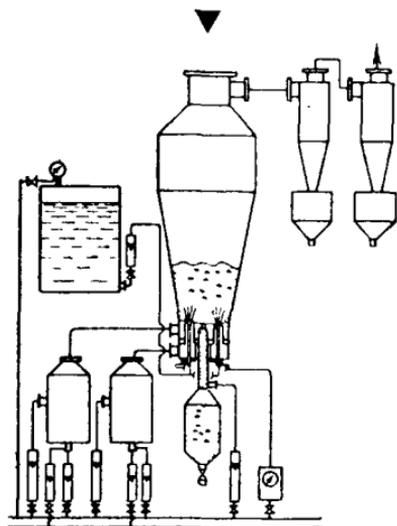
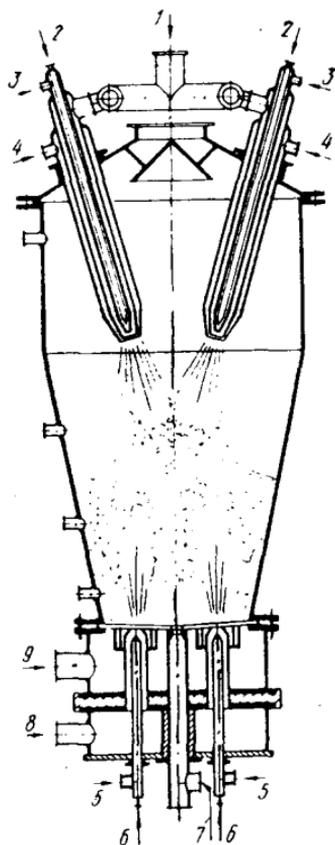


Рис. 52. Аппарат НИИхиммаша с комбинированным вводом раствора:

1 — высокотемпературный теплоноситель; 2 — раствор; 3 — воздух на распыление; 4 — воздух; 5 — воздух на распыление; 6 — раствор; 7 — воздух на сепарацию; 8 — высокотемпературный теплоноситель; 9 — воздух на ожигение



вания», т. е. сочетания последовательности соединенных идентичных аппаратов (рис. 50).

Указанные конструкции, не исчерпывая всего многообразия применения метода безрешеточного фонтанирующего слоя при обезвоживании и грануляции растворов (достаточно упомянуть бесподовую печь конструкции Гинцветмета, используемую для обезвоживания раствора цинкового купороса на УКСЦК), дают представление

¹ Патент (США), № 3251650, 1966.

о возможностях его использования и интенсификации процессов, достоинствах и недостатках.

Другой конструктивный прием создания активного гидродинамического режима в слое для предотвращения слипания гранул, также фактически вытекающий из требований масштабирования аппаратов, состоит в создании в аппарате кипящего слоя зон локального фонтанирования. Этот интересный способ обезвоживания термолабильных растворов был предложен С. М. Дановым с сотрудниками [95]. Типичный аппарат их конструкции показан на рис. 51. Зоны локального фонтанирования создаются введенными через решетку форсунками. Преимущества, связанные с защитой как форсунки, так и решетки от налипания, а также с интенсификацией относительного движения и перемешивания частиц, очевидны. Обобщением этой конструкции является аппарат, показанный на рис. 52. Достоинством этого аппарата, несмотря на сложность, является возможность частичного разделения функций подачи раствора и защиты решетки от налипания зонами локального фонтанирования.

Расчет эффективности зон локального фонтанирования должен базироваться на изучении влияния воздушных и газожидкостных струй на структуру кипящего слоя. За последние годы такие испытания выполнены отечественными исследователями как прямым гидродинамическим методом (Е. Я. Барсуков, Н. А. Шахова, Г. А. Минаев), так и косвенным методом, по температурным полям (Л. К. Васанова, П. С. Добрыгин [42]). Из полученных зависимостей представляют интерес: формула Н. А. Шаховой для расчета длины факела:

$$l = \frac{r_0 U_0}{0,52 U_B C_2} \sqrt{\frac{\rho_r}{\rho_c}}, \quad (234)$$

где ρ_r и ρ_c — плотности газа и слоя;
 U_0 и U_B — скорости истечения и витания;
 C_2 — константа,

и формула Г. А. Минаева для определения средней концентрации твердой фазы в факеле:

$$\frac{\rho'_\phi}{\rho_r} = 0,34 - 0,035 d_3, \quad (235)$$

где ρ'_ϕ — плотность факела;
 d_3 — размер частиц.

Наконец, с целью защиты газораспределительной решетки от налипания частиц был предложен ряд чисто механических методов интенсификации движения частиц

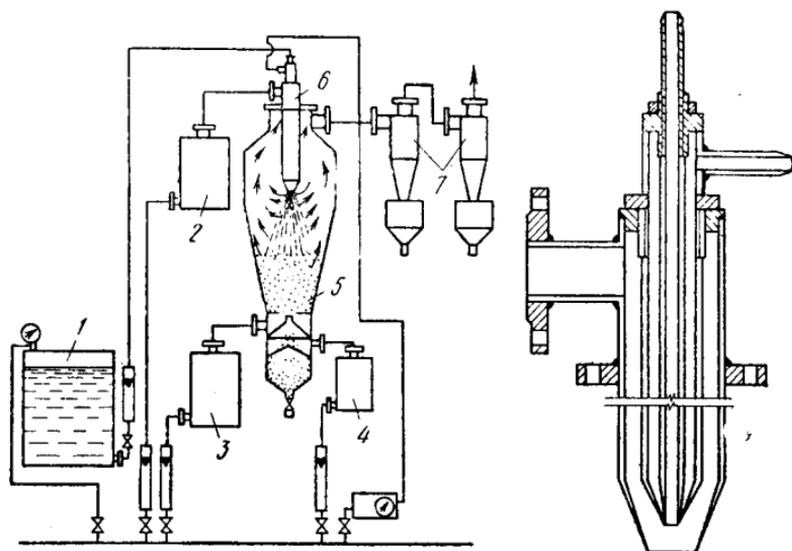


Рис. 53. Аппарат для обезвоживания растворов гигроскопичных веществ: 1 — бак с раствором; 2, 3, 4 — ресиверы; 5 — кипящий слой; 6 — форсунка; 7 — циклон

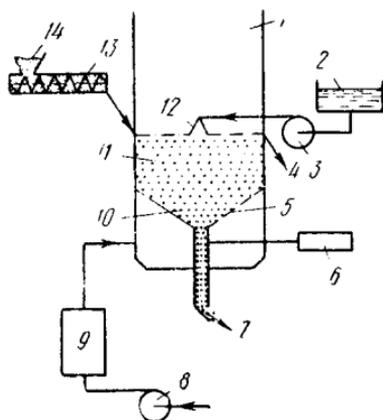


Рис. 54. Аппарат с наклонной продуваемой решеткой:

1 — корпус; 2 — бак; 3 — компрессор; 4 — слив мелкой фракции; 5 — решетка; 6 — воздух; 7 — вывод насадки и крупной фракции; 8 — воздуходувка; 9 — ресивер; 10 — насадка; 11 — слой; 12 — форсунка; 13 — шнековый питатель; 14 — бункер

у ее поверхности. Типичным примером является конструкция аппарата С. М. Данова [95, с. 5—11] для обезвоживания и грануляции гигроскопичных веществ с наклонной решеткой и центральной выгрузкой, показанная на рис. 53. На этом же рисунке дан разрез форсунки.

Аналогичная конструкция решетки в аппарате-грануляторе кипящего слоя предлагается в чешском патенте¹, отличие состоит в гораздо большем угле раствора конуса, что приближает его по форме к аппаратам с фонтанирующим слоем (при принципиальной разнице в характере газораспределения, рис. 54). Наиболее радикальное решение задачи предохранения решетки от налипания найдено Н. И. Гельпериным с сотр. [96],

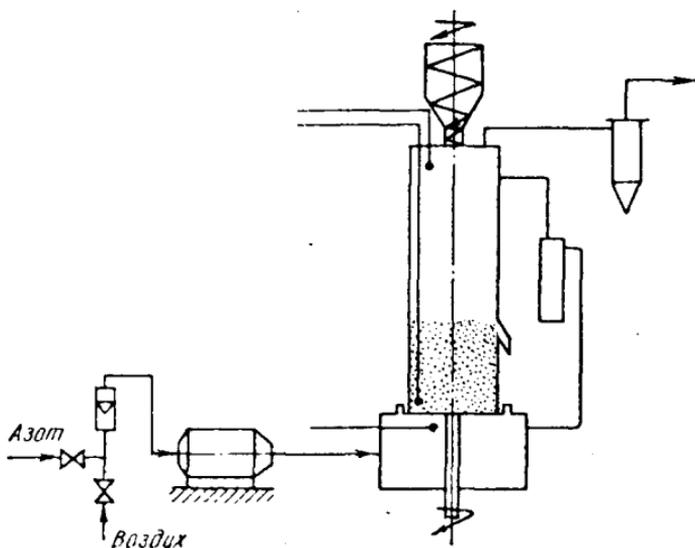


Рис. 55. Аппарат МИТХТ с вращающейся решеткой

предложившим использовать вращающуюся решетку; соответствующая конструкция аппарата показана на рис. 55.

Рассмотренные конструкции аппаратов позволяют сделать выбор для ведения процесса с труднокипящими гранулами.

3. Комбинированные и специальные агрегаты для обезвоживания и грануляции в кипящем слое

Одним из основных преимуществ рассматриваемого класса аппаратов является возможность их универсального использования — проведения в одном аппарате це-

¹ Патент (Чехосл.), № 102093, 1961.

лой серии процессов — выпарки, сушки, грануляции, химической реакции, агломерации и т.д., для которых раньше требовалась целая технологическая «нитка» аппаратов. Естественно поэтому стремление усилить эту

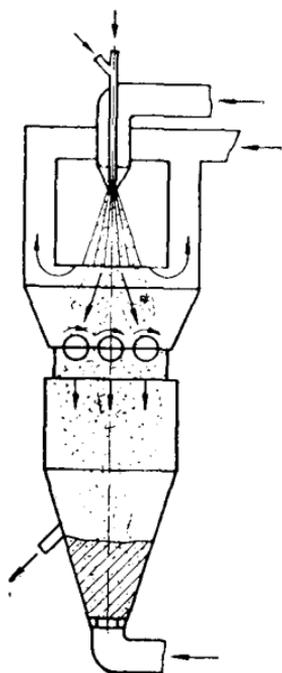


Рис. 56. Комбинированная вальцово-распылительная сушилка

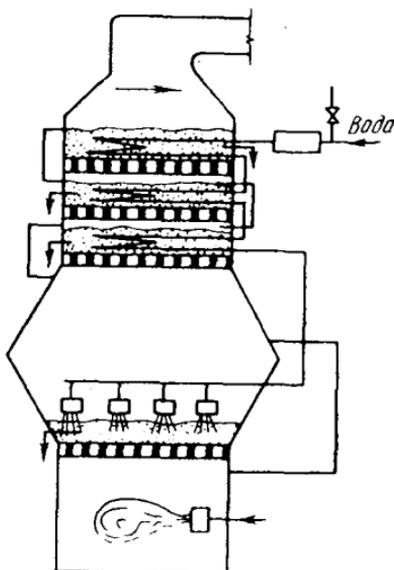


Рис. 57. Комбинированная ступенчато-противоточная сушилка

универсальность, например, путем применения комбинированных агрегатов.

Следует различать два принципиально различных пути создания комбинированных установок. В первом случае идея комбинирования заключается в сочетании в одном аппарате двух (или более) различных способов сушки (обязательным, конечно, является сушка в кипящем слое), наиболее подходящих для удаления различных форм влаги. К этой категории принадлежат, например, сушилки типа РКСГ [97, 98], в которых кипящий слой дополнен распылительной подсушкой капель раствора. Сюда же следует отнести комбинированную вальцово-фонтанирующую сушилку¹ (рис. 56), в которой

¹ Быкова М. И., Малый Н. И., Степанян А. А. Авт. свид. № 171797. — «Бюл. изобр. и тов. знаков», 1965, № 11, с. 151.

распыленный густой раствор или паста частично отформовываются перед подачей в фонтанирующий слой. Иной принцип комбинирования заложен в многослойных агрегатах ступенчато-противоточного типа, в которых, помимо стадий обезвоживания и грануляции, включены другие процессы, чаще всего теплообменные — подогрев или охлаждение гранул. Типичная многоступенчатая

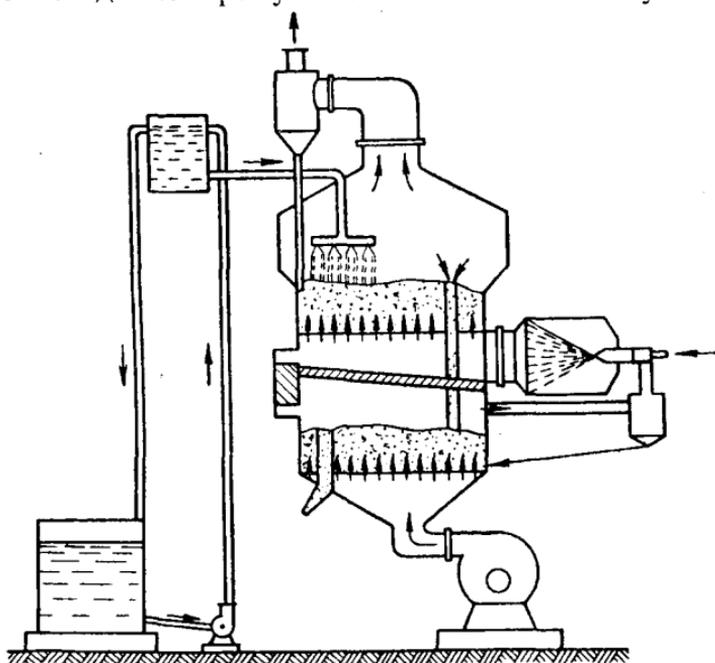


Рис. 58. Комбинированный гранулятор-охладитель минеральных солей

установка¹ с предварительным подогревом газами раствора и гранул показана на рис. 57. На рис. 58 показана двухступенчатая установка с охлаждением полученных в грануляторе частиц минерального удобрения [99].

К отдельной значительной группе аппаратов относятся устройства для проведения процессов обезвоживания на частицах инертного материала без грануляции, путем выноса образующейся пыли. Этот метод, впервые предложенный в Советском Союзе М. Ф. Масловским и М. М. Варыгиным², находит в последние годы боль-

¹ Лебедев П. А., Лыков М. В., Леончик Б. И. и др. Авт. свид. № 153237 — «Бюл. изобр. и тов. знаков», 1963, № 4, с. 70.

² Масловский М. Ф., Варыгин Н. Н. Авт. свид. 124366. — «Бюл. изобр.», 1959, № 22, с. 39.

шое применение; впервые он был применен для сушки суспензий органических красителей. При этом использовались как двухступенчатые (теплообмен и обезвоживание) установки с подачей раствора сверху (рис. 59), кондуктивным подводом тепла в слой и утилизацией тепла отходящих газов после их циклонной очистки, так и однокамерная модель (рис. 60) с вводом раствора непо-

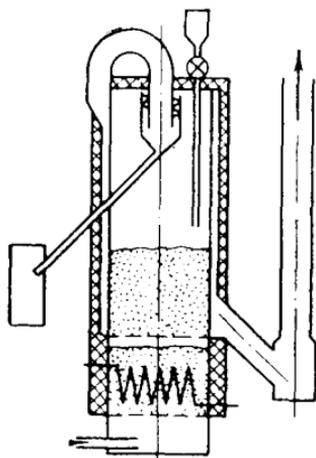


Рис. 59. Пилотная установка для обезвоживания на инертных гранулах

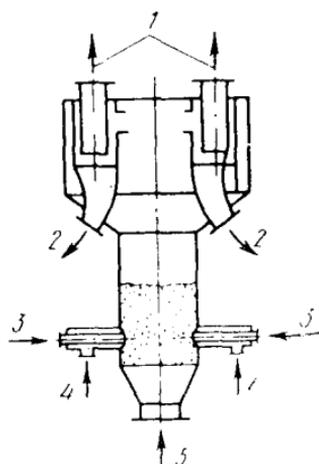


Рис. 60. Опытная установка для обезвоживания на инертных гранулах:

1 — отработанный теплоноситель;
2 — готовый продукт; 3 — раствор;
4 — воздух; 5 — теплоноситель

средственно в слой [100] и с встроенными циклонами (по образцу реакторов для каталитических процессов).

Позднее Гинцветмет совместно с МИХМ разработал и внедрил по этому способу установку для обезвоживания пульп свинцовых пылей на Чимкентском свинцовом заводе [101]. Здесь, как и в установке ЛТИ на Дербеневском химическом заводе, выбрана осесимметричная схема с центральной подачей раствора и выгрузкой инертного материала на регенерацию (рис. 61). Вопросы эксплуатации этой установки подробно рассмотрены в гл. 5.

На Рубежанском химическом комбинате В. Э. Лиса-ем и др. [48, 102] создан ряд интересных конструкций для обезвоживания на частицах инертного материала с использованием активного гидродинамического режима фонтанирующего или конического расширяющегося слоя (рис. 62). В малом аппарате фонтанирующего слоя

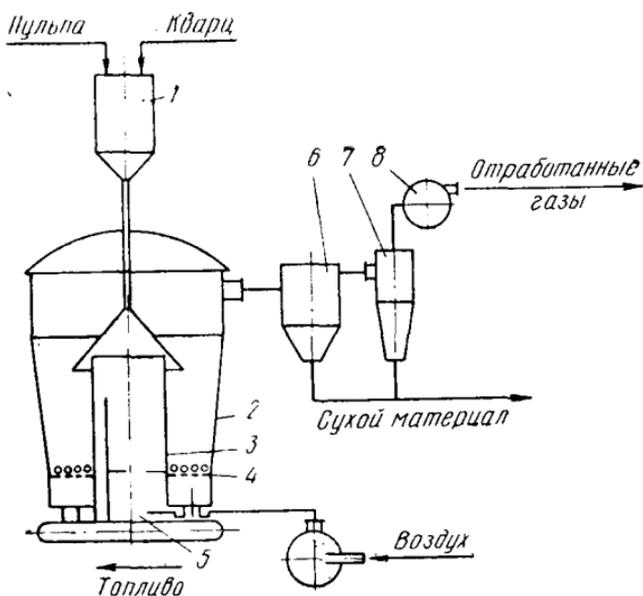


Рис. 61. Установка Гинцветмета для обезвоживания пульп на инертных гранулах:

1 — бункер; 2 — аппарат; 3 — внутренняя секция; 4 — решетка; 5 — выгрузка; 6 — воздуходувка; 7 — фильтр; 8 — циклон

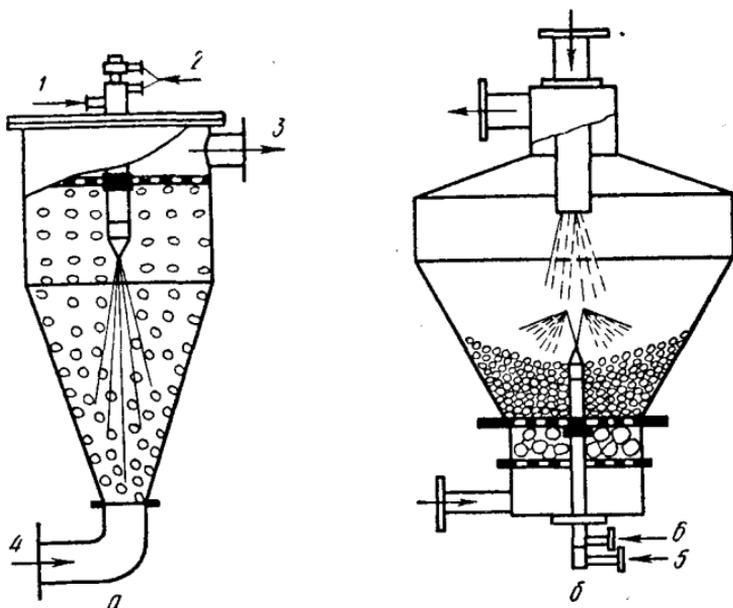


Рис. 62. Аппараты РЖК для обезвоживания органических продуктов на инертных гранулах:

1 — суспензия; 2 — сжатый воздух; 3 — в циклон; 4 — теплоноситель; 5 — материал; 6 — воздух

применена подача раствора в слой сверху, а в большом коническом аппарате использовали оригинальный распыл противоточным «сдувом» струи.

Исследования этого метода обезвоживания проводились Э. О. Регером в ЛТИ [48] и В. Н. Блиничевым в ИХТИ [14], причем последняя работа была посвящена специально вопросам истираемости гранул в кипящем слое. Дело в том, что процесс обезвоживания на инертном носителе может протекать в случае динамического равновесия двух процессов — высушивания пленки раствора и истирания сухой пленки в пыль; сдвиг равновесия приводит к нарушению процесса, так как при медленном высушивании неизбежно слипание гранул, а при медленном истирании — их постепенное зарастание. И то и другое приводит к аварийной остановке. Очевидно, процесс может идти либо в точно поддерживаемом диапазоне изменения режима, либо при наличии устройства для регенерации инертного материала (типа регенераторов установок каталитического крекинга).

Наконец, в ряде случаев используют различные дополнительные усовершенствования, общие для аппаратов всех рассмотренных типов — системы дополнительного кондуктивного подвода тепла¹ (рис. 63) либо устройства для внутреннего дробления гранул в слое, заменяющие громоздкие линии внешнего рецикла; это могут быть встроенные струйные мельницы² (рис. 64) или механические дробилки. Возможно также применение разнообразных сепараторов и классификаторов для селективной выгрузки.

Выше (см. главы 1 и 2) были сформулированы основные принципы интенсификации процессов обезвоживания: использование безрецикловой схемы, сепарирующая выгрузка, применение псевдоожигающего агента с высокими теплотехническими параметрами. Если рассматривать с этой точки зрения описанные конструкции аппаратов, то можно заметить, что указанные принципы нашли применение в промышленности при практическом отсутствии внедренных секционированных и комбинированных устройств; все конструкции, которые описываются в данной главе, относятся к патентам, лабораторным или опытным образцам. Необходимо отметить, что не

¹ Донат Е. В. Авт. свид. № 150103. — «Бюл. изобр.», 1962, № 18, с. 20.

² Патент (Англ.), № 901032, 1962.

только в случае обезвоживания растворов крупнотоннажных производств минеральных солей, но и для многих мало- и среднетоннажных производств цветной металлургии, органической химии и т. д. нашел широкое применение простейший саморегулирующийся вариант

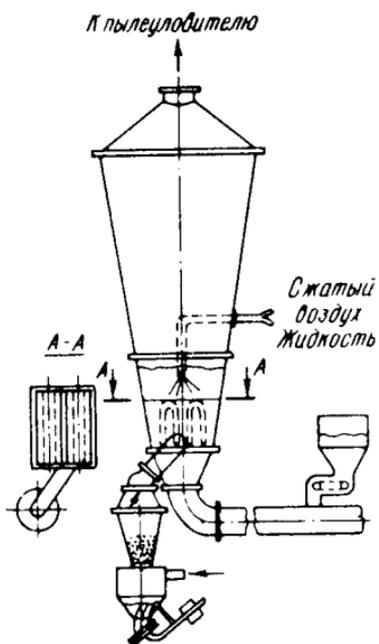


Рис. 63. Установки с кондуктивным подводом тепла в слой

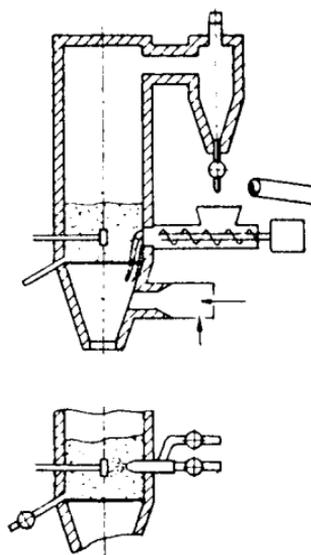


Рис. 64. Установка с встроенной внутрь слоя дробилкой — струйной мельницей

безрециклового процесса. Следует указать также, что в отличие от рассмотренных в главе 1 теоретических примеров сепаратор для селективной выгрузки широко применяется в качестве простейшего и надежнейшего устройства внешнего регулирования гранулометрического состава не только в рецикловых, но и в безрецикловых процессах.

Необходимо подчеркнуть перспективность аппаратов с обезвоживанием растворов в слое инертного материала.

Наличие значительного выбора конструкций и вариантов позволяет сочетать требования экономики и организации процесса с индивидуальными свойствами конкретного продукта (в растворенном и высушенном состоянии).

ОБЕЗВОЖИВАНИЕ ПУЛЬПЫ И РАСТВОРОВ ЦВЕТНЫХ МЕТАЛЛОВ

Многие технологические процессы в цветной и черной металлургии, связанные с переработкой природного сырья и полуфабрикатов (руд, концентратов, шламов, пылей и т. д.), осуществляются в кипящем слое. Так, цинковые электролитные заводы переведены на обжиг концентратов в кипящем слое; ряд процессов по обжигу медных, никелевых, алюминиевых, молибденовых, ртутных, золотосодержащих и других руд и концентратов также осуществляется в кипящем слое.

Применение кипящего слоя позволяет повысить степень использования сырья в гетерогенных процессах благодаря снижению диффузионного торможения физико-химических процессов и интенсификации теплопередачи.

Первые работы по обжигу в кипящем слое сульфидных цинковых концентратов были начаты Г. Я. Лейзеровичем с сотр. в НИИцветмете в 1946 г. Влажность большинства сульфидных цинковых концентратов, поступающих на обжиг в кипящем слое, колеблется от 7 до 13%. С целью облегчения подачи таких концентратов в печь их сначала разрыхляют. Некоторые заводы для облегчения разрыхления либо подсушивают концентраты до 6—7%, либо, наоборот, добавляют воду до 25—30% влажности и затем репульпируют сырые концентраты в печах кипящего слоя. Обжиг сульфидных руд и концентратов, подаваемых в аппарат в виде пульпы, нашел в последующие годы широкое применение; пульпу вводят в аппарат непосредственно под слоем. В кипящем слое вода сразу испаряется, а сера, находящаяся в руде, сгорает.

Реакция окисления серы происходит в печи практически мгновенно. Огарок внутри печи однороден по составу. При обжиге в кипящем слое в реакционной камере легко поддерживается оптимальная, одинаковая во всем слое температура.

Способ обжига концентратов в виде пульпы был опробован в Советском Союзе при сульфатизирующем обжиге медно-цинковых сульфидных концентратов только в полупромышленном масштабе. Обжиг цинковых суль-

фидных пульп с полным удалением серы ведется на цинковых заводах Европы («Шабач» и «Трепча» в Югославии) и Азии («Акита» в Японии). Обжиг пульп применяют также при переработке медных шихт. Таким образом, этот способ освоен промышленностью и пригоден для переработки концентратов любого состава [103]. В большинстве случаев установки для обжига в кипящем слое автоматизированы.

Иногда экзотермичность реакции затрудняет обжиг, так как необходимо проводить охлаждение кипящего слоя. Обжиг в кипящем слое можно проводить не только с экзотермическими реакциями, но и за счет дополнительного ввода тепла в слой; таким образом, проводят ряд эндотермических процессов — расщепление, кальцинацию, гидролиз, обезвоживание и т. д. В кипящем слое успешно обрабатывают продукты производства цветной и черной металлургии, а также продукты производства редких тяжелых и радиоактивных элементов.

Учитывая важность применения этого метода, в данной главе наряду с рассмотрением обезвоживания истинных растворов уделяется значительное внимание и процессам переработки пульп, где собственно обезвоживание является побочной операцией, протекающей наряду с основной высокотемпературной химической реакцией.

1. Обезвоживание пульп, шламов и суспензий

Переработка золотосодержащих концентратов

В Советском Союзе проведены исследования по обжигу мышьяково-углистых золотосодержащих концентратов из пульп на крупненно-лабораторной модели

Таблица 2. Химический состав

Состояние исходного материала	Cu	Pb	Zn	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe
	% (по массе)					
После двух перемесок	0,35	0,06	0,24	32,63	10,2	13,6
После трех перемесок	0,41	0,06	0,2	24,24	7,9	17,24

[104]. Химический состав концентратов, использованных для обжига, приведен в табл. 2.

Экспериментально было определено, что для нормального проведения процесса содержание влаги в пульпе должно быть не менее 25%. Одним из основных факторов, определяющих качество огарка, является расход воздуха. Максимальная отгонка мышьяка наблюдалась при коэффициенте избытка воздуха $\alpha=1,2$. Содержание свободного кислорода в газовой фазе над кипящим слоем не превышало 2—4%. Увеличение содержания кислорода приводило к переокислению мышьяка и образованию арсенатов железа. На процесс отгонки мышьяка большое влияние оказывала температура обжига. При температуре слоя 600—650°С остаточное содержание мышьяка составляло 0,47—0,81%.

На основании данных эксплуатации крупненно-лабораторной установки были проведены полупромышленные испытания. Пульпу (плотностью 2,3—2,5 г/см³) подавали в печь в виде капель размером 0,5—1,5 мм.

На основании полупромышленных испытаний отрабатан двухстадийный режим сушки и обжига концентрата из пульп:

	I стадия	II стадия
Содержание влаги в пульпе, %	25—30	—
Температура, °С:		
под решеткой	480—500	550—570
в слое	550—600	670—690
Расход воздуха на 1 т концентрата, м ³ *	1200—1400	2600
Линейная скорость газов в слое, м/с	0,15—0,2	0,1
Производительность, т/(м ² ·сутки)	6,5—7,5	3—3,5

* Здесь и далее объем принят для нормальных условий.

концентратов, использованных для обжига

S _{общ}	S _{сульф}	As	C	Прочие элементы	Au	Ag
массе)					г/т	
11,97	0,4	5,97	11,8	12,9	62,0	15,6
15,56	0,14	7,95	14,15	5,9	84,2	22,0

В результате применения такого режима сушки и обжига 73% золота остается в огарке, а мышьяк в основном удаляется с газами. Выход пыли по сравнению с сушкой сухого концентрата увеличивается на 7—10%. Материал, поступающий на обжиг после трех перечисток, имеет большую теплотворную способность, благодаря чему температурный режим установки более устойчив.

Потери продукта с отходящими газами после системы пылеочистки составляют менее 0,02% от исходного концентрата. К. п. д. системы пылеулавливания равен 99,9%.

Сульфатизация свинцовых кеков

При гидрометаллургической переработке вельц-окислов и возгонов на свинцово-цинковых заводах получают свинцовые кеки, содержащие свинец, цинк, кадмий и медь. Кроме цветных металлов, в них содержится значительное количество редких элементов, в частности содержание индия иногда достигает 500 г/т. Цветные и редкие металлы находятся в соединениях, трудно растворимых в разбавленной серной кислоте, и при кислотом выщелачивании в раствор не извлекаются.

Предложен¹ и проверен в лабораторных условиях способ сульфатизации свинцовых кеков в кипящем слое. Сырой материал смешивают с серной кислотой или с отработанным электролитом, полученную пульпу подают в печь кипящего слоя, где происходит упарка воды, сушка, грануляция и сульфатизация.

Исследования проводили на свинцовом кеке следующего состава, %: 25,42—33,33 Pb; 0,17—0,27 Cu; 0,15—0,16 Cd; 7,96—8,95 Zn; 4,14—6,09 Fe; 1,0—1,15 As; 10,77—12,37 S_{общ}; 7,07—8,54 S_{SO₂}; 0,0005—0,0014 Ca; 0,05—0,058 In; 0,001 Tl; 0,0026—0,0039 Ge; 0,006 Se; 0,016 Te; 0,04 Sb.

Сульфатизацию проводили на установке кипящего слоя, имеющей диаметр нижней части 150 мм, верхней 230 мм, высоту 1500 мм. Подача пульпы осуществлялась с помощью форсунки, расположенной в нижней части аппарата.

¹ Снурников А. П., Пусько А. Г., Фишман М. А. Авт. свид. № 164121. — «Бюл. изобр. и тов. знаков», 1964, № 14, с. 52.

Сырые свинцовые кеки смешивали с отработанным цинковым электролитом при ж : т = 2 : 1.

Результаты опытов сульфатизации свинцовых кеков приведены в табл. 3.

Таблица 3. Результаты опытов по сульфатизации свинцовых кеков

Показатели	150—180° С		280—320° С	
	кг	%	кг	%
Переработано кеков	7,95	100	7,16	100
Получено:				
сульфатный продукт	11,8	14,7	7,0	87
циклонная пыль	1,8	23	2,6	36
шлам скруббера	0,08	1,0	1,0	14
потери с газами	0,02	0,3	0,1	2,6
К. п. д. пылеочистки	—	99	—	97,4

При 150—180° С избыточная серная кислота и мышьяк не улетучиваются, выход сульфатного продукта составляет 14,7%, пылевынос 23%; при 280—320° С избыточная серная кислота почти полностью удаляется, выход сульфатного продукта уменьшается, пылевынос увеличивается, отгонка мышьяка составляет 26%.

На основании исследований приняты следующие параметры режима сульфатизации:

Температура, °С:	
в слое	170—200
под подиной	800
ж : т	1,7—2:1
Удельная производительность, т/(м ² ·сутки):	
по раствору	25
по твердому	12
Расход воздуха, тыс. м ³ /т кека	10—12

Гранулированный продукт и циклонная пыль далее поступают на гидрометаллургическую переработку.

Выщелачивание проводили при 70—80° С, ж : т = 3 : 1, остаточная кислотность 14—20 г/дм³. Результаты опытов по выщелачиванию продуктов сульфатизации приведены в табл. 4.

Таблица 4. Результаты опытов по выщелачиванию продуктов сульфатизации

Показатели	Содержание, %				
	In	Zn	Cd	Cu	Pb
Сульфатный продукт	0,034	16,0	0,09	0,17	16,0
Циклонная пыль	0,023	10,0	0,07	0,20	15,0
Раствор после выщелачивания	0,11	54,0	0,20	0,34	—
Промывная вода	0,014	8,0	0,04	0,06	—
Свинцовый кек	0,006	2,0	0,06	0,15	42,0
Извлечение:					
в раствор	89	90	73	64	—
в промышленную воду	5	5	3	3	—

Температура сульфатизации практически не влияет на степень извлечения в раствор ценных компонентов.

Опыты по гидролитическому осаждению индия показали, что этот процесс необходимо вести при низких значениях рН (3—4) с предварительным восстановлением трехвалентного железа до двухвалентного и отделением меди. В этом случае из раствора, содержащего 110 мг/дм³ In, за одну операцию получали кондиционный индиевый концентрат и одновременно сокращались потери цинка, кадмия и меди.

Данные по гидролитическому осаждению индия приведены в табл. 5.

Таблица 5. Результаты опытов по гидролитическому осаждению индия

Условия осаждения	Содержание, %, в продукте осаждения					
	In	Zn	Cd	Cu	Fe	As
Исходный раствор, г/дм ³ рН=5÷5,4, без восстановления железа	0,11	54,0	0,20	0,34	6,70	1,4
рН=3,5÷4,0, с восстановлением железа без отделения меди	0,21	23,5	0,07	0,55	9,82	2,84
рН=3,5÷4,0, с восстановлением железа и отделением меди	0,93	30,6	0,1	28,0	3,2	5,79
рН=3,5÷4,0, с восстановлением железа и отделением меди	2,19	17,0	0,1	—	2,6	1,94

Результаты этих опытов позволили рекомендовать упрощенную технологическую схему для переработки свинцовых кеков с получением индия.

Обезвоживание пульпы свинцовых пылей

На отечественных свинцово-цинковых заводах получение цветных и редких металлов из различных пылей и возгонов производится или методом кислого выщелачивания,

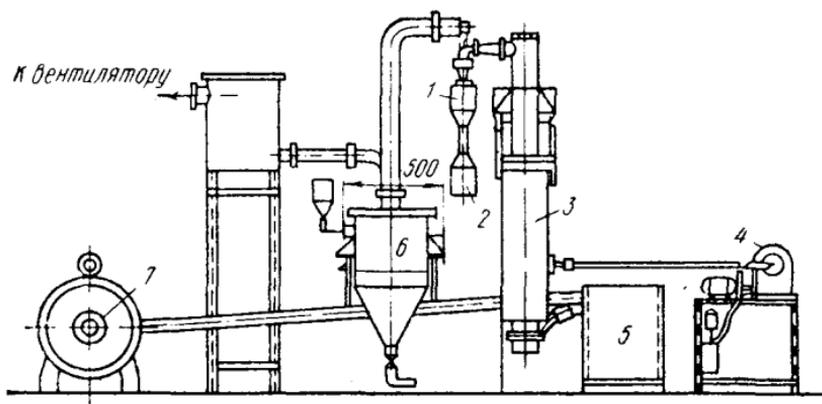


Рис. 65. Лабораторная установка для сушки свинцовой пульпы:

1 — циклон; 2 — бункер для сбора пыли; 3 — сушильная камера; 4 — насос; 5 — воздухонагреватель; 6 — барботер; 7 — ресивер

чивания, или нейтральным выщелачиванием с последующим кислым довыщелачиванием свинцовых кеков, при этом получается относительно низкое извлечение металлов.

Для значительного повышения извлечения металлов используют сульфатизацию пылей и возгонов с моногидратом в кипящем слое с предварительной их грануляцией.

Для осуществления грануляции и сульфатизации требуется абсолютно сухой материал.

В результате исследований Московского института химического машиностроения и Гинцветмета [101, 105] была создана лабораторная установка по сушке в кипящем слое пульпы свинцовых пылей Чимкентского свинцового завода, получаемых после мокрого пылеулавливания. Сушильная камера установки (рис. 65) имела диаметр 106 мм и высоту 1600 мм. В качестве инертного

материала применяли кварцевый песок. Высушиваемый материал вместе с отходящими газами поступал в циклон диаметром 100 мм. Производительность установки 8—10 л/ч. В печь подавалась пульпа соотношением ж:т=2:1. Твердая часть пульпы представляла собой тонкодисперсный материал класса — 325 меш. В период исследования варьировали температуру в слое 125, 150, 170° С. Было выявлено, что температура в слое мало сказывалась на гранулометрическом и химическом составе пыли. Достигнутая производительность по сухому продукту составила 268 кг/(м²·ч) при влагосъеме 900 кг/(м²·ч). Ниже приведен оптимальный режим сушки пульпы:

Температура, °С:	
в слое	125
на входе	600
Скорость газа в слое, м/с	1,6
Крупность инертного материала, мм	1,98—1,4
Высота слоя, мм	300
Конечная влажность продукта, %	1,6

На основании данных, полученных на укрупненно-лабораторной модели, была сооружена опытно-промышленная установка на Чимкентском свинцовом заводе [33, с. 431—445; 106]. Установка кипящего слоя (рис. 66) представляет собой цилиндр высотой 2460 мм и площадью решетки 1,8 м². Решетка изготовлена из жаростойкой стали и покрыта сверху жароупорным бетоном толщиной 200 мм. Основное назначение бетона — уплотнение отверстий для установки колпачков, через которые в слой попадает воздух. Количество колпачков 96, число отверстий в колпачке 12, живое сечение подины 3,35%, сопротивление подины 507 мм вод. ст. Форсунка для пульпы расположена на высоте 1,2—1,1 м над уровнем пода. Выносная топка предназначена для сжигания природного газа.

Воздух подается воздуходувкой марки 101-11-2 производительностью 6000 м³/ч при напоре 2000 мм вод. ст. Готовый продукт вместе с отходящими газами поступает в два циклона диаметром 495 мм каждый, где происходит грубая очистка газов от пыли, поступающих затем в систему рукавных фильтров с поверхностью рукавов 560 м². Удельная нагрузка по газу составляет 0,6 м³/мин на 1 м² фильтрующей поверхности. Хвостовой вентилятор имеет производительность 30000 м³/ч при на-

снизить капитальные затраты на 108 тыс. руб., сэкономить зарплату в год на 13,8 тыс. руб. и эксплуатационные затраты в год на 56,6 тыс. руб. Прибыль от реализации дополнительной товарной продукции (кадмий, цинк, индий) в год составляет 174,5 тыс. руб.

Переработка свинецсодержащих и оловосодержащих пылей

А. Г. Пусько, Н. П. Циб и Т. И. Титова предложили упрощенную технологическую схему переработки свинцовых пылей¹. По этой схеме исходные сухие пыли или пыли из мокрых пылеуловителей репульпируют серной кислотой или отработанным электролитом и полученную пульпу сульфатизируют в печах кипящего слоя при 150—350°С. Применение данного способа, помимо упрощения технологической схемы, позволяет перевести в раствор цветные и редкие металлы.

Сульфатизация цинковых кеков

На отечественных цинковых электролитных заводах остатки от выщелачивания цинковых концентратов перерабатывают вальцеванием с последующей гидрометаллургической обработкой возгонов и плавкой клинкера.

А. Г. Пусько, А. Л. Снурников и В. М. Юренко² предложили способ, отличающийся от существующих методов тем, что кеки репульпируют кислотой и полученную пульпу дозируют в печи кипящего слоя. Это позволяет перевести нерастворимые соединения металлов в растворимую форму и повысить извлечение в раствор цинка и кадмия.

Испытания проводили на опытном заводе ВНИИцветмета в аппарате диаметром 1,0 м и высотой 5,2 м. Площадь поперечного сечения аппарата на уровне порога составляла 0,8 м² [107]. Подина печи выполнена в виде перевернутого усеченного конуса с углом 60°. Живое сечение подины 5%. Футеровка печи и подины выполнена из шамотного кирпича. Установка показана на рис. 67.

¹ Пусько А. Г., Циб Н. П., Титова Г. И. Авт. свид. № 165543. — «Бюл. изобр. и тов. знаков», 1964, № 19, с. 36.

² Пусько А. Г. и др. Авт. свид. № 165305. — «Бюл. изобр. и тов. знаков», 1964, № 18, с. 53.

Вся аппаратура, связанная с приготовлением, транспортировкой и подачей пульпы, изготовлена из кислотоустойчивого материала.

В качестве исходного материала использовали цинковый как Усть-Каменогорского свинцово-цинкового комбината. Состав кека, %: 18,9 Zn; 1,30 Cu; 6,12 Pb; 0,23 Cd; 17,73 Fe; 8,42 S_{общ.}; 0,15 As; 0,01 Sb; 1,05 Mn; 0,01 Co; 0,10 Cl; 0,014 F.

Влажный цинковый кек (38% H₂O) репульпировали в баке слабым раствором серной кислоты (150 г/л H₂SO₄). Готовая пульпа через распылительную форсунку поступала в аппарат. Сульфатизацию проводили периодически в две стадии: первая — сушка и грануляция, вторая — прокаливание полученных гранул.

Сушка и грануляция пульпы производились при температуре слоя 150—180°С. На второй стадии температуру слоя поддерживали 650°С и проводили дополнительную сульфатизацию цинка, меди, кадмия, кобальта и индия. Образовавшиеся на первой стадии сульфаты железа при температуре 650°С разлагались. Выделяющиеся при этом SO₃ и SO₂ улучшают условия сульфатизации цветных и редких металлов.

Контроль процесса осуществляли по содержанию растворимых металлов в сульфатном продукте и в циклонной пыли. Контролировали также ситовый состав готового продукта. Полученные гранулы имели следующий ситовый состав, %: +2,5 мм 10—15; +1,0 мм 40—50; +0,4 мм 30—35; —0,4 мм 10—20.

Выход циклонной пыли на второй стадии сульфатизации был значительно выше, чем на первой, что объясняется измельчением гранул при прокаливании.

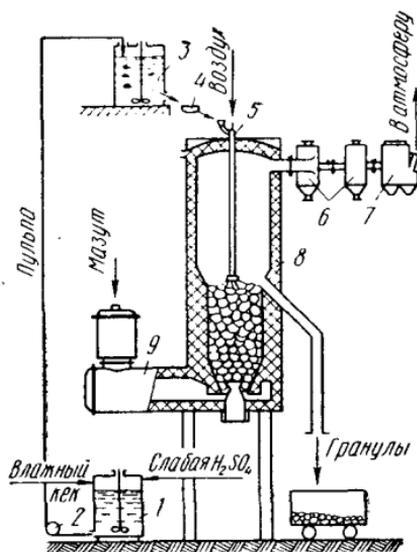


Рис. 67. Установка для сульфатизации цинковых кеков в кипящем слое:

- 1 — бак для репульсации; 2 — насос;
- 3 — напорный бак; 4 — решетка;
- 5 — форсунка; 6 — циклоны; 7 — электрофильтр; 8 — печь кипящего слоя;
- 9 — топка

Сульфатный продукт, полученный в результате прокалики, поступал на дальнейшую гидрометаллургическую переработку.

Показатели первой стадии сульфатизации — сушки и грануляции:

Температура, °С:		
топочных газов		900—950
в слое		150—180
Удельная производительность, т/(м ² ·ч)		7,0
Выход, %:		
гранул		70,0
пыли		30,0
Расход:		
мазута, кг/т кека		350
воздуха, м ³ /т кека		7500
серной кислоты, %		30

Средний состав продуктов первой стадии сульфатизации приведен в табл. 6.

Т а б л и ц а 6. Средний состав продуктов первой стадии сульфатизации

Наименование продукта	S _{общ}	S _{сульф}	Z _{п_{раств}}	Z _{п_{нераств}}
Гранулированный продукт	14,5	14,5	11,81	4,50
Циклонная пыль	13,1	12,6	9,12	5,62

Продолжение табл. 6

Наименование продукта	Cu _{раств}	Cu _{нераств}	Fe _{раств}
Гранулированный продукт	0,96	0,35	5,5
Циклонная пыль	0,64	0,54	4,6

Средний состав газов при сушке и грануляции следующий: 3—4% CO₂; 1,2—0,5% CO; 12—16% O₂; пылевых вынос 3—4 г/м³.

Технико-экономические показатели второй стадии сульфатизации:

Температура, °С:	
топочных газов	950—1080
слоя	650
Удельная производительность печи, т/(м ² ·ч)	7,0
Выход сульфатного продукта, %	40,0
Выход циклонной пыли, %	60,0
Расход мазута, кг/т кека	150
Расход воздуха, м ³ /т кека	3000

В табл. 7 приведен ситовый анализ поступающих и прокаленных гранул.

Таблица 7. Ситовый анализ гранул

Фракции, мм	Исходные гранулы, %	Гранулы после прокалки, %
+1,0	27,0	0,1
+0,4	50,0	0,1
-0,4	23,0	99,8

Увеличение количества циклонной пыли на второй стадии объясняется измельчением продукта при прокаливании.

Средний состав сульфатного продукта и циклонной пыли после 2-й стадии сульфатизации представлен в табл. 8.

Таблица 8. Состав сульфатного продукта и циклонной пыли

Наименование продукта	S _{общ}	S _{сульф}	S _{раств}	S _{нераств}
Сульфатный продукт	11,64	11,39	15,74	2,88
Циклонная пыль	12,34	11,74	14,68	3,07

Продолжение табл. 8

наименование продукта	Cu _{раств}	Cu _{нераств}	Fe _{раств}
Сульфатный продукт	1,15	0,19	0,69
Циклонная пыль	0,2	0,22	1,47

Пробы сульфатного продукта выщелачивали в воде при ж:т=2:1 и температуре 70°С и затем фильтровали. Скорость фильтрации 0,36 м³/(м²·ч).

При выщелачивании извлечение металлов в раствор составило, %: 92 Zn; 92 Cu; 91,9 Cd.

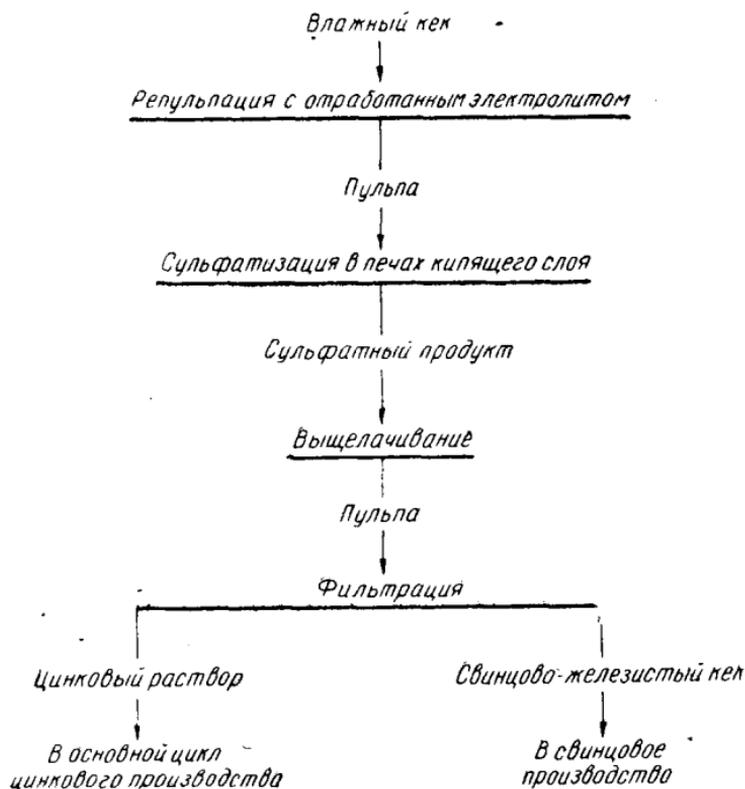


Рис. 68. Технологическая схема переработки цинковых кеков методом сульфатизации в кипящем слое

Раствор содержал 87,0 г/л Zn; 5,0 г/л Cu; 0,95 г/л Cd; 1,5 г/л Fe; 1,0 мг/л As; 5,0 г/л Sb; 23 мг/л Co; 20 мг/л Ni; 30 мг/л Cl; 2 мг/л Fe.

Содержание компонентов в свинцово-железистом остатке, %: 9—10 Pb; 3,5—4,0 Zn; 0,2 Cu; 32,0 Fe; 16,4 SiO₂.

Выход свинцово-железистого остатка составил 47% от цинкового кека.

Технология переработки цинковых кеков представлена на рис. 68. Она значительно упрощена по сравнению

с существующей и должна дать значительный экономический эффект.

Обезвоживание и грануляция цинковых кеков. На цинковых заводах отфильтрованный цинковый кек сушат в барабанных сушилках. Из-за ряда недостатков данного способа было решено проверить применимость обезвоживания пульпы цинкового кека с одновременной грануляцией продукта [108—110].

Исходный цинковый кек имел следующий химический состав, %: 20,0 Zn; 4,5 Pb; 2,9 Cu; 14,3 Fe; 8,2 S; 7,1 SiO₂; 4,4 CaO; 1,94 MgO; 1,3 Al₂O₃.

Аппарат для обезвоживания имел диаметр 150 мм, очистка газов производилась в циклонах и рукавных фильтрах. Исходная влажность пульпы составляла 40—45% H₂O. Пульпу подавали механической форсункой.

Было установлено, что наиболее удобно подавать пульпу прямоотком с теплоносителем, в этом случае пылевывос составляет 16%, а при противотоке 21,5%. Выявлено также, что с увеличением производительности гранулы укрупняются. Предусмотрен возврат циклонного продукта под конус распыления пульпы, что снижает пылевывос до 12%.

Основные показатели процесса:

Исходная влажность пульпы, %	40
Температура газа на входе, °С	500
Температура слоя, °С	110—180
Скорость газа, м/с	1,3—1,6
Высота разгрузочного порога, м	0,5
Крупность гранул, мм	0,4—10,0
Влажность гранул, %	0,1—0,5
Выход пыли, %	11—16
Производительность:	
по сухому продукту, кг/(м ² ·ч)	530
по упаренной воде, кг/(м ² ·ч)	420
Расход теплоносителя на 1 т готового продукта, м ³ /т	10 000

Увеличение температуры теплоносителя и снижение потерь через стенки аппарата позволило увеличить производительность до 1,6-2,5 т/(м²·ч) по сухому продукту.

Исследования обезвоживания пульпы цинкового кека в кипящем слое показали, что обезвоживание протекает с одновременной грануляцией, причем крупность гранул определяется скоростью газа в кипящем слое (производительностью аппарата) и конструкцией печи.

На основании известных способов сульфатизирующего обжига в печах кипящего слоя предложен способ переработки полиметаллических руд и концентратов¹. Исходную полиметаллическую руду и концентрат обжигают до полного удаления серы, огарок репульпируют отработанным кислым электролитом и пульпу подвергают двухстадийной переработке в печах кипящего слоя: при 130—200° С производят выпарку с грануляцией, а затем полученные гранулы при 650—700° С прокаливают.

Данный способ переработки позволяет повысить извлечение цинка и серы, использовать отработанный электролит для сульфатизации обожженных продуктов и сократить расход марганцевой руды, применяющейся для окисления железа в растворе.

Обжиг пульпы пирита и пирротина в кипящем слое

Английская фирма «Дорр» разработала технологический процесс обжига в кипящем слое измельченного пирита в виде пульпы [33, 111]. Пирит поступает в виде концентрата, получаемого как побочный продукт при извлечении золота. Концентрат после гравитационного обогащения вторично измельчают, подвергают цианированию, фильтруют и сушат. Ввиду слеживаемости и прилипания концентрата к стенкам его подают в печь в виде пульпы с содержанием 72—75% твердого.

С помощью центробежного гуммированного насоса пульпа отсасывается по мере ее приготовления со дна зумпфа в запасные чаны и частично обратно в зумпф. Насос при этом является также репульпатором, так как при многократном прохождении пульпы комки концентрата разбиваются. Запасные чаны для пульпы снабжены мешалками. На дне каждого чана имеется труба, по которой пульпа подается в другой зумпф и из него центробежным насосом — в питающий чан. Из питательных чанов пульпа насосами нагнетается в специальные форсунки (пушки) для подачи в печь. Распределение пульпы по кипящему слою осуществляется сжатым воздухом при давлении 2,8 кг/см².

¹ Пусько А. Г., Снурников А. П., Юренко В. М. Авт. свид. № 165540. — «Бюл. изобр. и тов. знаков», 1964, № 19, с. 35.

Корпус печи и подовая плита футерованы изоляционным и огнеупорным кирпичом. Наружные стены печи изолированы шлаковатой [111].

Пульпа концентрата транспортируется в печь при скорости движения 2,1 м/с во избежание закупорки труб. На рис. 69 показана так называемая «пушка» для подачи пульпы. Пушка представляет собой отливку из жаростойкого сплава с водяной рубашкой вокруг питающей трубки. Вода циркулирует вокруг питающей трубки со скоростью 10,5 л/мин.

Обжиг пирротина успешно осуществлен и на ряде отечественных предприятий [33, 111].

Таким образом, в печах кипящего слоя можно обжигать сульфиды железа с высоким (40—50%) и низким (10—15%) содержанием серы и различным содержанием крупности зерен. Обжиговые газы получают с высоким содержанием SO_2 (13—15%), содержание серы в огарке составляет 0,5—1,5%. Большое количество тепла, выделяемое при обжиге, можно использовать для получения пара.

Л. С. Аксельрод и Г. Б. Пантер предложили способ обезвоживания и дегидратации гидроокиси железа [112]. Исходная гидроокись железа подается в аппарат кипящего слоя в виде суспензии. Частицы гидроокиси железа игольчатого типа размером

$$\frac{l}{d} = \frac{10}{1} \div \frac{5}{1} \text{ мкм.}$$

Установка для обезвоживания представляет собой цилиндрическую камеру из нержавеющей стали диаметром 100 мм. Газораспределительная решетка также изготовлена из нержавеющей стали, живое сечение решетки 5%.

Тепло подводится с воздухом, нагреваемым в выносном электрокалорифере. Сухой продукт выносится сходящими газами и улавливается системой батарейных циклонов и рукавным фильтром из стеклоткани. В качестве инертного материала использовали стеклянные ша-

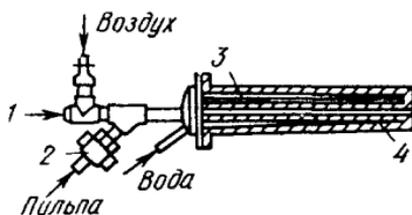


Рис. 69. Пушка для подачи пульпы:

1 — пробка; 2 — муфта; 3 — водяная рубашка; 4 — отливка из жаропрочного сплава

рики, стеклошлак, кварцевое стекло, керамику, фторопласт и стальные шарики. Наиболее удобными оказались стальные шарики, поскольку они не разрушаются за счет возникающих в них высоких градиентов температур.

Температура в слое варьировалась от 130 до 400°С, скорость газов составляла 1—4,4 м/с.

На основании испытаний был выбран следующий технологический режим:

Температура, °С:	
теплоносителя	500
слоя	400
Концентрация суспензии, % (по массе)	15
Скорость газа в слое, м/с	3
Инертный материал	Стальные шарики
Диаметр частиц, мм	2

Описанный способ позволяет получить однородный продукт в виде мелкодисперсной пыли.

Сушка и грануляция пульпы сульфидных флотационных концентратов

Для ряда металлургических процессов требуется предварительная грануляция продукта. Использование кипящего слоя позволяет гранулировать продукт, исключив процессы фильтрации, сушки и грануляции.

Для изучения процесса сушки с одновременной грануляцией А. С. Огиенко [113] провел обезвоживание пульпы сульфидных флотационных концентратов на установке диаметром 150 мм и высотой 1500 мм. Разрежение в верхней части аппарата поддерживали 6—8 мм вод. ст. Исходную пульпу подавали в слой с помощью распылительной форсунки. Исходный состав концентрата, %: 6(Ni+Cu); 14,5 S; 22 Fe; 24 SiO₂; 4—5 — известняки; 7 MgO; 6 Al₂O₃. Основными вмещающими минералами являлись пентландит (40—45%), пирротин (15—20%), пирит и халькопирит (6%). Гранулометрический состав концентрата: 80% — от 10 до 0,5 мкм с преобладанием частиц 1 мкм; около 20% — крупностью +0,05÷—0,4 мм.

Испытывали два способа подачи пульпы в кипящий слой: противоточный и прямоточный. При расположении

форсунки на высоте от 5 до 20 мм над уровнем слоя весь высушенный концентрат выносился в виде пыли и улавливался в циклонах, а при противоточной подаче пульпы (внутри слоя на высоте 20—50 мм) готовый продукт получался в гранулированном виде. Для увеличения выхода гранулированного продукта осуществлен возврат циклонной пыли под конус распыления пульпы.

В результате исследований рекомендован следующий режим процесса:

Температура, °С:

дутья	680
слоя	130—180
Скорость газа в слое, м/с	1,6—2,0
Производительность по высушенному концентрату, т/(м ² ·сутки)	24,0
Производительность по упариваемой воде, т/(м ² ·сутки)	16,0
Влажность гранул, %	0,1—0,5

Указанный режим позволяет получать от 20 до 44% гранулированного продукта, прочные и окатанные гранулы. Для увеличения выхода гранул на 5—7% уловленная пыль с циклонов может возвращаться под конус распыления пульпы.

Исследования, проведенные в лабораторных условиях, свидетельствуют о возможности проведения обезвоживания с одновременной грануляцией высокогидрофильных флотационных концентратов в кипящем слое.

Обезвоживание и грануляция никелевого концентрата

Исследование сушки пульпы никелевого концентрата проводилось на укрупненной лабораторной установке диаметром 150 мм [113, 114]. Исходный никелевый концентрат, подаваемый на сушку, содержал 4% Ni, 14,5% S, 25% SiO₂, 4,8% известняка и 13% других шламообразующих. Основными вмещающими минералами являлись петландит, пирротин. Гранулометрический состав исходного продукта: 80% частиц крупностью 10—0,5 мкм; 13% — от +0,05 до —0,1 мм, остальные частицы крупностью +0,1 — 0,4 мм.

Процесс обезвоживания и обжига проводили при следующем режиме:

Содержание твердого в исходном продукте, %	50—60
Скорость газа в слое, м/с	0,5—0,7

Температура, °С:	
газа под решеткой	750
в слое	450—550
Удельная производительность по исходному концентрату, т/(м ² ·сутки)	3,5—4,0
Содержание в отходящих газах, %:	
водяных паров	3,8
сернистого ангидрида	0,1

В результате обжига получался огарок, равномерный по крупности. Циклонная пыль содержала до 60% фракции 0,4—0,2 мм и до 30% фракции 0,2—0,16 мм. Средний размер огарка составлял 0,2 мм. Увеличению размера огарка способствовало снижение температуры в слое в основном за счет увеличения количества сульфатов.

Ориентировочный расчет, проведенный на основании лабораторных исследований, показал, что сушка пульпы является более экономичной по сравнению с совмещенной сушкой и обжигом.

Переработка медеэлектролитных шламов

Схема переработки сырья перед обжигом определяет возможность и целесообразность применения кипящего слоя.

Так, на большинстве отечественных предприятий переработку медеэлектролитных шламов производят спеканием их с кальцинированной содой, которое осуществляется в муфельных печах. Этот процесс ввиду изотермичности в слое приводит к снижению выхода водорастворимого селена.

ВНИИцветмет совместно с сотрудниками Пышминского медеэлектролитного завода разработал метод холодной грануляции пылевидных материалов с последующей сульфатизацией в кипящем слое, свидетельствующий о принципиальной возможности сульфатизации с переводом селена в водорастворимую форму более чем на 95%.

Перевод селена в водорастворимую форму зависит от температуры в слое и расхода кальцинированной соды. Так, при 20%-ном расходе соды и увеличении температуры слоя с 450 до 550°C количество водорастворимого селена возрастает с 65 до 93,2%. При 40%-ном расходе соды количество водорастворимого селена достигает 98,9—99,8%.

Основное количество медеэлектролитных шламов поступает в аппарат в виде пульпы, которую перед спеканием с содой подвергают сушке и измельчению.

Естественно, более целесообразно подвергать прокालке материал, подаваемый в аппарат в виде пульпы [115].

Испытания проводили на укрупненно-лабораторной установке. Содержание ж:т в пульпе составляло от 1:1 до 1:3 при расходе 40% соды. Пульпу подавали форсункой, работающей под давлением. При этом размер гранул готового продукта составлял от 3 до 1 мм. Производительность печи достигала 5 т/(м²·сутки) по сухой шихте. Пылевынос составлял 10% от производительности. Содержание водорастворимого селена в циклонной пыли достигало 96—98%, в готовом продукте 97,7—99,4%. Таким образом, установлено, что замена существующих агрегатов для спекания шламов с содой печами кипящего слоя позволяет повысить извлечение селена на 3—5%.

2. Обезвреживание и грануляция растворов

Кальцинация отходов, полученных от переработки уран-алюминиевого ядерного горючего

Вопросы контейнеризации или удаления жидких радиоактивных отходов, полученных от переработки ядерного горючего, представляют серьезную проблему ядерной энергетики. В настоящее время эти отходы хранятся в жидком виде в больших подземных охлаждаемых контейнерах из нержавеющей стали. Поскольку этот вид хранения является временным, необходимо найти способы превращения жидких отходов в зернистые легко подвижные твердые вещества, что улучшило бы условия хранения и уменьшило объем захоронений.

Метод превращения жидких отходов в кристаллические твердые вещества в псевдооживленном слое был впервые продемонстрирован учеными Аргонской национальной лаборатории (США). Опыты, проведенные на искусственно приготовленных жидких отходах, показали принципиальную возможность осуществления данного процесса.

Позднее на заводе химической переработки в Айдахо (США) также изучали возможность применения каль-

цинатора с псевдооживленным слоем [37, 39, 47, 116]. Использовали аппарат диаметром 152 мм и высотой 1,67 м. Газораспределительная решетка имела 12 отверстий диаметром 12,5 мм с шагом 42 мм. В отверстия были введены трубки диаметром 12,5 мм, выступающие на 6,4 мм над уровнем плиты. Сверху каждая трубка закрывалась колпачком диаметром 19,1 мм.

Непосредственно под каждым колпачком в трубках просверливали по 4 отверстия диаметром 3,2 мм, расположенных под углом 90° друг к другу. Готовый зернистый материал удалялся из аппарата через разгрузочную течку диаметром 25 мм, расположенную на расстоянии 60 см от решетки. Кальцинатор подогревался 18 электрическими нагревателями размером $12,7 \times 230$ мм.

Исходный раствор вводили в кальцинатор под давлением через пневматическое распыляемое сопло. Воздух подавался в сопло под избыточным давлением 1,4 ат. Форсунка располагалась на расстоянии 304 мм от газораспределительной решетки и ее кончик лежал заподлицо с внутренней стенкой кальцинатора. Небольшой циклон и расположенный за ним скруббер служили для улавливания из отходящих газов твердых веществ. Промывная жидкость (азотная кислота в равновесии с NO_2 из отходящих газов) рециркулировала через насадку.

После скруббера отходящие газы проходили через трубчатый конденсатор, в котором конденсировались водяные пары и поглощалась часть NO_2 из отходящих газов.

Уловленная циклонная пыль возвращалась в аппарат.

Описанный кальцинатор успешно использовали для переработки уран-алюминиевых отходов при скорости питания от 20 до 110 мл/мин в диапазоне температур от 180 до 500°C и с периодами работы (между пуском и остановкой) от 8 до 336 ч.

Данные эксперимента приведены ниже:

Температура кальцинации, $^\circ\text{C}$	400
Средняя скорость питания, мл/мин	99
Средний выход продукта, г/мин	11,8
Средняя объемная масса продукта, кг/м^3	774
Скорость газа в слое, м/с	0,4

Ниже приведен гранулометрический состав получаемого продукта:

Размер, меш.	+14	+20	+28	+35	+60	+100	-100
% (по массе)	19,1	27,5	27,8	19,2	6,3	0,3	0,2

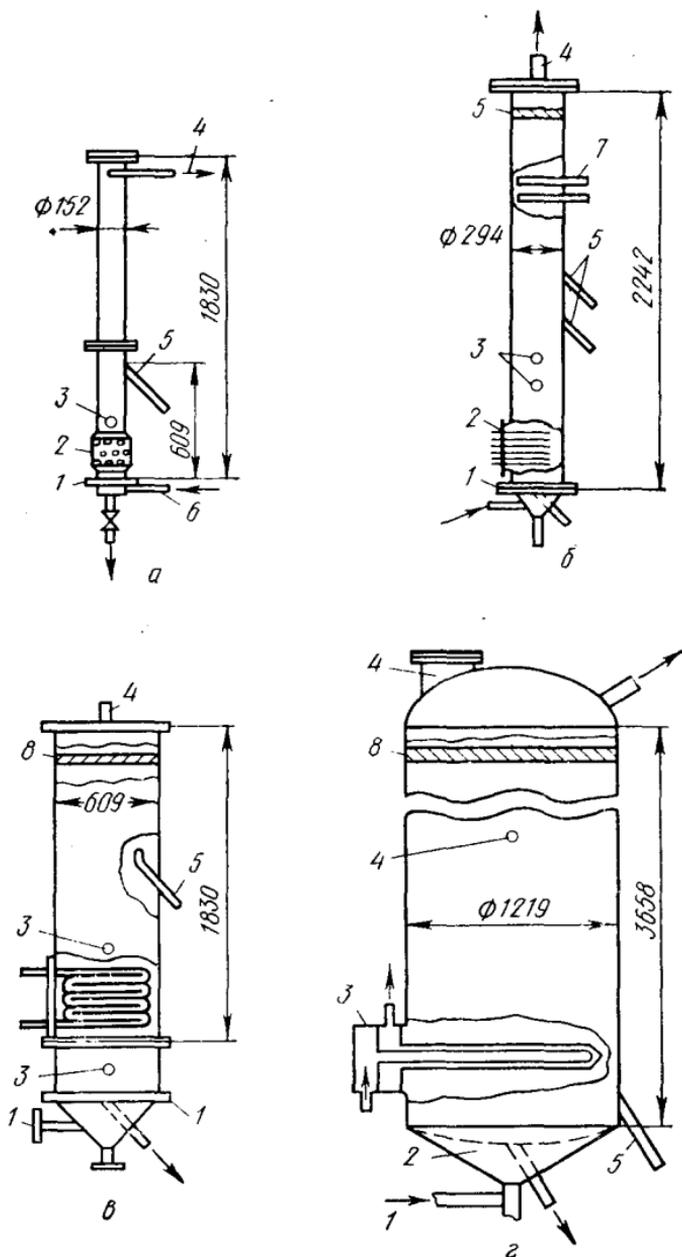


Рис. 70. Лабораторные, пилотные и промышленные установки диаметром 150 мм (а), 305 мм (б), 610 мм (в) и 1220 мм (г) для обезвоживания и прокалки растворов:

1 — решетка; 2 — электрообогрев; 3 — форсунка; 4 — выход газа; 5 — выгрузка; 6 — подача воздуха; 7 — теплообменник; 8 — перегородка; 9 — люк

Денитрация уранил-нитрат-гексагидрата и нитрата алюминия

Термическое разложение или денитрацию уранил-нитрат-гексагидрата проводили в реакторе кипящего слоя из нержавеющей стали диаметром 152 и 304 мм [6, 7]. Полная высота аппарата составляла 1630 мм. Пневматическая форсунка была смонтирована на расстоянии 150 мм от дна слоя. Реакционная камера подогревалась 30 трубчатыми электрическими нагревателями мощностью 1000 вт. Обеспыливающая камера содержала 8 фильтров из пористой нержавеющей стали. При помощи перегородки фильтры разделялись на две секции, одна из которых фильтровала газы, в другую подавался воздух в обратном направлении для удаления осадка.

Средняя концентрация уранил-нитрат-гексагидрата, вводимого в слой, составляла 70% (по массе). Каждый опыт продолжался 8 ч. За 30 опытов было получено 200 кг триоксида урана. Производительность реактора составила ~8 кг/ч триоксида урана. Триоксид урана получали в виде гранул, причем 90% гранул лежало между 20 и 325 меш. Анализ продукта показал отсутствие загрязненности реактора продуктами коррозии и эрозии.

В этих же аппаратах проводили опыты по кальцинации нитрата алюминия, образующегося при обработке топливных элементов азотной кислотой. Подаваемый на кальцинацию раствор представлял собой 34,6% нитрата

алюминия в воде. Температуру кальцинации варьировали от 320 до 550° С, а производительность — от 9 до 5 гал/ч. Продукт получали в гранулированном виде; полидисперсный состав его зависел от температуры в слое.

В дальнейшем кальцинацию высоко радиоактивных жидких отходов проводили на 305, 610 и 1220-мм установках [128].

Раствор впрыскивали в слой с помощью пневматических форсунок. Водяные пары и окислы азота, полученные в результате разложения продукта, отводились через систему циклонов, мокрый скруббер, силикагелевый адсорбер и высокоэффективные фильтры и затем выбрасывались в атмосферу. Полученный в слое гранулированный твердый продукт соединялся с продуктом, выделенным из отходящих газов сухой пылеочисткой, и пневматически транспортировался в подземные хранилища.

Итак, обезвоживание и грануляцию проводили на пяти установках, начиная с пилотной и кончая промышленной [124] (рис. 70). Основные показатели работы установок приведены в табл. 9.

Готовый кальцинированный продукт представлял собой аморфную окись алюминия или смесь аморфной окиси алюминия с α -окисью алюминия. γ -кристаллическая форма и кристаллический NaNO_3 встречаются редко. В кальцинатор диаметром 305, 610 и 1220 мм одновременно с материалом, загружаемым в аппарат, добав-

Таблица 9. Характеристика установок атомной промышленности

Тип установки	Тип сечения	Система обогрева
Пилотная диаметр 152 мм	Цилиндрическое	Нагретым воздухом и электрический обогрев внешних стенок аппарата
Пилотная диаметр 305 мм	То же	Нагретым воздухом и электрический обогрев внешних стенок аппарата
Опытно-промышленная диаметр 610 мм	Квадратное	Нагретым воздухом и внутренними змеевиками (сплав Na—K), поверхность нагрева 2,6 м ²
Промышленная диаметр 1220 мм	Цилиндрическое	С помощью нагретого воздуха и внутренних змеевиков

для кальцинации отходов

Тип решетки	Скорость газа в слое, м/с	Тип форсунки	Объем слоя, м ³	Производительность, кг/ч
12 отверстий по 12,7 мм с колпачками	0,23—0,3	Пневматическая	0,0114	1,25—5,3
20 отверстий по 5,55 мм с колпачками	0,23—0,3	То же	0,068—0,091	6,4—9,6
24 отверстия по 5,95 мм с колпачками	0,23—0,3	» »	0,41	24,5—70
14 отверстий по 20,6 мм с колпачками	0,23—0,3	» »	2,14	180—220

ляли борную кислоту для предотвращения образования α -окси алюминия.

Большое значение в процессе кальцинации имеет конструкция газораспределительной решетки [128]. Наибольшие неприятности были связаны с тем, что материал проваливался через газораспределительную решетку. Замена перфорированной решетки колпачками предотвратила проваливание, но в ряде случаев вызвала эрозию решетки и самого колпачка. В связи с этим была предложена конструкция колпачков, хорошо зарекомендовавших себя в промышленной эксплуатации.

Последовательные этапы очистки отходящих газов позволяют получить скорость выделения изотопов стронция-90 менее 0,1% и рутения-106 около 1,0%. Эффективность очистки отходящих газов достигается за счет периодической регенерации силикагелевых адсорберов и периодической замены конечных фильтров [122].

Переработка медного электролита

При регенерации медного электролита получают медный купорос. Нейтрализованный и насыщенный по меди электролит направляют на окисление железа и осаждение его с мышьяком. Затем после отделения железомышьяковистого кека раствор направляют на дробную кристаллизацию.

С целью упрощения схемы и комплексного использования составляющих медного электролита провели работу по получению медного купороса и экстракции для очистки медных растворов от примесей [110, 129].

Использовали медный электролит следующего состава, г/л: 32,9 Cu; 9,35 Ni; 1,7 Fe; 2,55 As; 0,25 Sb; 0,058 Zn; 0,52 Al₂O₃; 0,14 CaO; 141 H₂SO₄.

Удаление серной кислоты осуществляли на укрупненно-лабораторной установке кипящего слоя диаметром 250 мм (рис. 71). В результате исследований установлен следующий оптимальный режим:

Температура, °С:	
теплоносителя	550
в кипящем слое	330—350
в циклонах	250—300
Высота кипящего слоя, мм	350
Скорость газа в слое, м/с	0,33
Производительность по упариваемому электролилу, м ³ /м ²	4,0

Влажность готового продукта, %	0,1
Содержание серной кислоты, %	1—2
Циклонная пыль, %	15—25

Циклонная пыль имеет частицы размером 0,2—0,16 мм и следующий химический состав, %: 23,5 Cu; 3,23 Ni; 2,64 Fe; 0,8 As; 0,14 Sb; 0,69 Al₂O₃; 0,34 CaO;

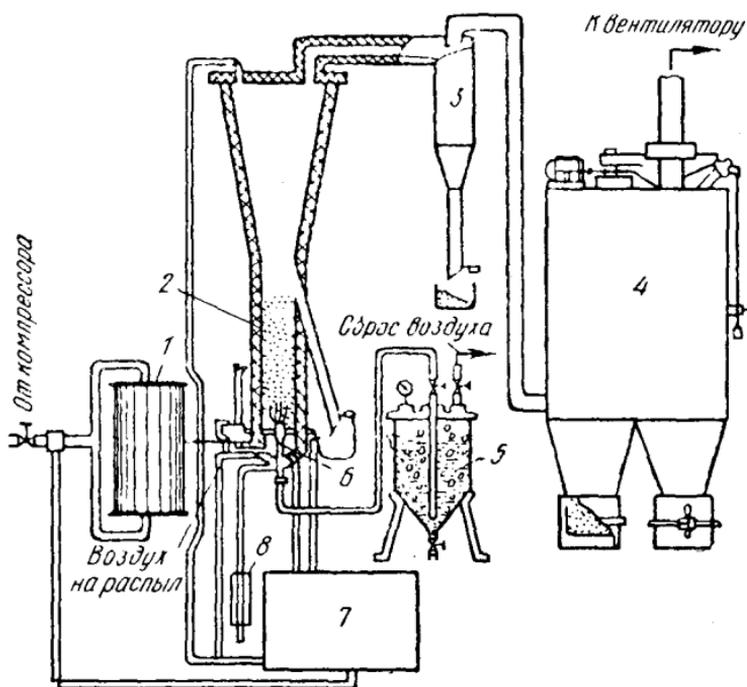


Рис. 71. Установка для обезвоживания отработанного медного электролита:

- 1 — электрокалорифер; 2 — аппарат кипящего слоя; 3 — циклон;
4 — рукавные фильтры; 5 — дозирующее устройство; 6 — форсунка;
7 — щит КИП; 8 — ротаметр

0,4 MgO; 40—60% мышьяка, содержащегося в электролите, возгоняется с отходящими газами. Газообразный продукт состоит из паров воды, серной кислоты и серного ангидрида.

Полученные сульфаты после кипящего слоя подавали на растворение водой при непрерывном перемешивании в течение 2—2,5 ч и температуре 18—20° С. Далее проводили очистку растворов от примесей экстракций карбоновыми кислотами. Для вывода двухвалентного

железа потребовалась операция окисления хлорной известью, при которой происходит осаждение мышьяка. На основании проведенных исследований была разработана и проверена технологическая схема производства медного купороса из отработанного медного электролита с получением высококонцентрированных растворов меди.

Обезвоживание растворов сульфата цинка

Наиболее широко метод обезвоживания растворов в аппаратах кипящего слоя в промышленном масштабе стали применять при обезвоживании растворов цинкового купороса на отечественных свинцово-цинковых комбинатах. До применения кипящего слоя цинковый купорос получали в выпарных бочках. Технологическая схема заключалась в следующем: очищенный нейтральный раствор с содержанием $ZnSO_4$ 140—160 г/л заливали в освинцованный, футерованный кислотоупорным кирпичом бачок емкостью 12 м³. В бачке устанавливали паровые змеевики из нержавеющей стали. Давление пара составляло 1,5—2,0 ат. Выпаривание производили до плотности раствора 1,590—1,610 г/см. Выпаренный раствор выпускали в кессонированные кристаллизаторы, где он охлаждался до температуры 35—37° С. При этом получали цинковый купорос $ZnSO_4 \cdot 7H_2O$ (35% H_2O) следующего состава, %: 18,0—19,0 Zn; 0,0007—0,03 Fe; 0,01—0,025 Cl; 0,001 Cu; 0,001 Cd; 0,3—0,5 Mn. Нерастворимый остаток 0,09—0,14 %.

Ввиду малой производительности (пять баков емкостью 12 м³ и 23 кристаллизатора емкостью 0,3 м³ каждый давали $ZnSO_4 \cdot 7H_2O$ 7 т/сутки) и повышенной влажности необходимо было перейти на обезвоживание в кипящем слое.

На заводе «Рязцветмет» ВНИИГом [38, с. 47—51; 85, с. 104; 130; 131; 132; 133] было проведено испытание установки кипящего слоя с площадью решетки 0,83 м². Воздух для псевдоожижения подавали дутьевым вентилятором производительностью 6500 м³/ч при напоре 1200 мм вод. ст. Подачу раствора осуществляли через механическую форсунку, расположенную под фронтом слоя, при избыточном давлении 1,0—2,0 ат. Регулирование подачи осуществляли задвижкой на байпасной линии и игольчатого клапана в форсунке.

Газораспределительная решетка была изготовлена

из жароупорной стали с отверстиями диаметром 5 мм и живым сечением 8%. Газовая топка располагалась в подрешеточном пространстве. Свод из жароупорного бетона защищал решетку от термического разрушения. Вторичный воздух шел по каналам, омывающим боковые стенки топки, и далее через щелевидные отверстия направлялся на смешение с топочными газами с целью получения температуры заданного значения. Установка была снабжена системой автоматического контроля основных показателей процесса — температуры топочных газов, слоя и отходящих газов, сопротивления слоя, давления на линии подачи воздуха и разрежения в верхней части аппарата, измерения расхода воздуха, газа и раствора.

При испытаниях был отработан оптимальный режим процесса и получены данные, необходимые для проектирования промышленных установок для обезвоживания растворов сульфата цинка:

Температура, °С:

теплоносителя	860—950
слоя	130—150

Скорость газа в слое, м/с	2,8—3,0	{при 130° С, что соответствует подаче воздуха 7000 м ³ /
		/(м ² ·ч)}
Высота слоя, мм вод. ст.	400—500	

Вынос материала из слоя при работе в оптимальном режиме не превышал 3—5%. Гранулометрический состав материала легко регулировался изменением технологических параметров.

Обезвоживание в кипящем слое приводило к уменьшению содержания хлоридов за счет их возгона в газовую фазу. Удаление хлора значительно улучшало показатели работы установки, так как по ГОСТу содержание хлоридов (в пересчете на $ZnCl_2$) не должно превышать для цинкового купороса первого сорта 0,2%.

Опыт эксплуатации опытного аппарата кипящего слоя позволил создать промышленную установку (рис. 72) площадью решетки 3 м² на Усть-Каменогорском свинцово-цинковом комбинате [61].

Автоматическое регулирование процесса в установке основано на стабилизации температуры и высоты слоя

путем изменения расхода раствора и производительности выгрузочного устройства.

В дальнейшем обезвоживание сульфата цинка в промышленном масштабе на установках с площадью решетки 3 м^2 было осуществлено на заводе «Электроцинк» (г. Орджоникидзе), Константиновском, Челябинском, Чимкентском цинковых заводах, Лениногорском полиметаллическом комбинате.

Основные показатели работы установок приведены в табл. 10. Принципиальная схема обезвоживания раствора цинкового купороса в кипящем слое на заводе «Электроцинк» приведена на рис. 73. Исходный раствор цинкового купороса поступает в приемную емкость 9, откуда центробежным насосом 8 подается по трубопроводу через радиально расположенные форсунки грубого распыла на зеркало кипящего слоя. Готовые гранулы через разгрузочную течку поступают в шнек, который транспортирует их в промежуточную емкость и затем в бочки 5. Предусмотрена непосредственная загрузка готового продукта в железнодорожные вагоны.

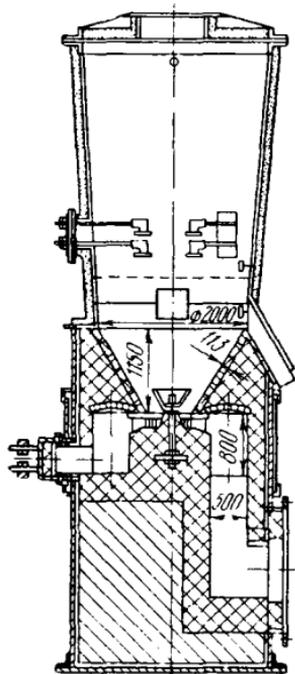


Рис. 72. Бесподовая печь на Усть-Каменогорском свинцово-цинковом комбинате

Воздух для псевдоожижения подается центробежным вентилятором 7 в количестве $8-10 \text{ тыс. м}^3/\text{ч}$, упругость дутья составляет 1400 мм вод. ст. Часть воздуха поступает в нижнюю часть топки для сжигания природного газа, вторая часть — для смешения в верхнюю часть топочной камеры. Из топочной камеры горячие газы при температуре $800-900^\circ \text{С}$ поступают через газораспределительную решетку в кипящий слой гранулированного цинкового купороса, где охлаждаются до температуры, близкой к температуре слоя. Затем, проходя через зону действия форсунки, отходящие газы дополнительно охлаждаются на $40-50^\circ \text{С}$ и поступают через патрубок, расположенный в верхней части аппарата, в центробеж-

Таблица 10. Показатели работы установок обезвоживания сульфата цинка

Показатели	Завод «Рязцвет-мет»	Усть-Каменогорский свинцово-цинковый комбинат	Завод «Укрцинк»	Завод «Электроцинк»	Чимкентский цинковый завод	Челябинский цинковый завод	Ленингорский подметаллический комбинат	Завод «Рязцвет-мет» ¹
Площадь решетки, м ²	0,83	—	—	3,0	3,0	3,0	3,0	9,0
Диаметр аппарата, мм: на уровне форсунок у решеток	— 1030	2000	2000	— 2000	— 2000	— 2000	— 2000	— 3 500
Входная температура газов, °С	500—950		850—950	850—950				900
Температура кипящего слоя, °С	110—400	220—260	220—260	180—240	200—240	200—240	200—240	130
Температура газов на выходе из кипящего слоя, °С	80—260	—	170—200	150—180	—	—	—	—
Живое сечение газораспределительной решетки (подины), %	6	Подина со стальными шариками	0,138 м ² (подина со стальными шариками)	6,25	6	6	6	9,55
Производительность по раствору, м ³ /ч	3—3,5	6—8	7—8	8—9	8—9	8—9	8—9	25,0
Производительность по испаренной влаге, кг/ч	2500—3000	6000—8000	6000—8000	8000—9000	8000—9000	8000—9000	8000—9000	25 000
Концентрация раствора, % (по массе)	25—35	23—27	23—27	23—27	23—27	23—27	25	25
Количество форсунок	1	3	3	3	3	3	3	4
Расход воздуха, м ³ /ч	4000	6000—7000	12 000—13 000	12 000—13 000	12 000—13 000	12 000—13 000	12 000—13 000	40 000

¹ Строющаяся установка.

ные циклоны типа ЛИОТ-10. В центробежных циклонах мелкая пыль, захваченная из аппарата отходящими газами, осаждается в нижней части циклона и поступает в шнек, который смешивается с готовым продуктом.

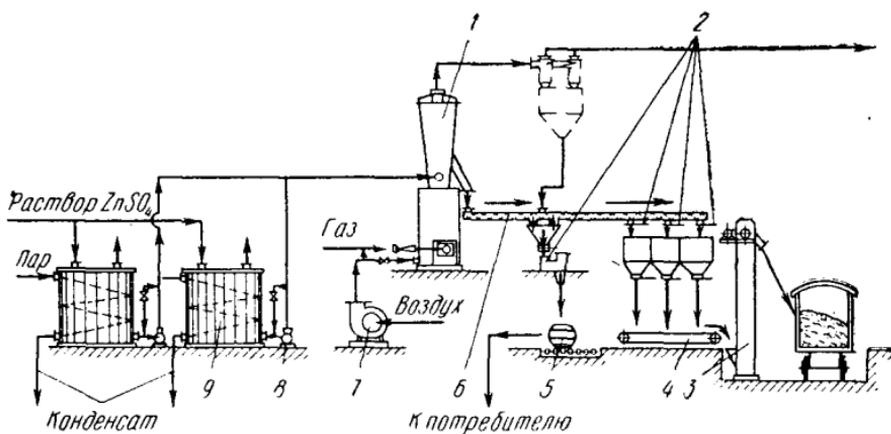


Рис. 73. Принципиальная схема обезвоживания раствора цинкового купороса: 1 — аппарат кипящего слоя; 2 — разгрузка в бункера; 3 — элеватор; 4 — транспортер; 5 — бочка; 6 — шнек; 7 — вентилятор; 8 — насос; 9 — бак для раствора

Очищенные от пыли отходящие газы выбрасываются в атмосферу.

Печь состоит из двух частей: топочной камеры и камеры кипящего слоя. Топочная камера представляет собой металлический цилиндр высотой 4500 мм и внутренним диаметром 2025 мм. Объем камеры 12 м³. Внутри топочная камера футерована шамотным кирпичом толщиной в один кирпич. В нижней части топочной камеры тангенциально подведены две топливные форсунки низкого давления для подачи газа. Нагретый в факеле газовой горелки до 1500—1700° С газ разбавляется вторичным воздухом, поступающим по каналам, омывающим боковые топки, и по щелевым отверстиям поступает в камеру смешения. Решетки выполнены из листовой нержавеющей стали 1X18Н9Т толщиной 14 мм.

Данные по изменению основных параметров процесса, полученные на трех установках различной мощности, позволили рекомендовать режимы работы для строящейся промышленной установки обезвоживания растворов цинкового купороса с площадью решетки 9 м². Для исходной концентрации раствора 30—33% рекомендуются

температура слоя 130°C и удельное орошение $2800 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Пылевывнос из аппаратов кипящего слоя не ниже 3—5% от количества полученного материала. Очистка газов обычно осуществляется в батарейных и мокрых циклонах или скрубберах ВТИ [134]. Для повышения степени улавливания были проведены исследования по эффективной очистке газов в сухом и мокром электрофилтрах. Опыты проводили на пылеулавливающей установке, состоящей из циклона, электрофилтра и вспомогательного оборудования. Электрофилтр трубчатый диаметром 150 мм, активная длина коронирующего провода 1500 мм. Температура газов, поступающих после грубой очистки в электрофилтр, составляла $144\text{—}150^{\circ}\text{C}$, объем газов $30 \text{ м}^3/\text{ч}$, начальная запыленность газов 9— $10 \text{ г}/\text{м}^3$, степень улавливания пыли в электрофилтрах с орошением 99,7%, без орошения 99,0%. При очистке газов в сухом электрофилтре напряжение держалось более устойчиво, явление обратной короны не наблюдалось. В результате данного исследования была принята в опытно-промышленное производство тонкая очистка газов в сухом электрофилтре.

Заводы свинцово-цинковой промышленности выпускают цинковый купорос низкого качества, пригодный для применения на обогатительных фабриках при обогащении руд цветных металлов.

Промышленность предъявляет повышенный спрос на высококачественный цинковый купорос, отвечающий требованиям ГОСТ 8723—58. В связи с этим для улучшения качества цинкового купороса на заводе «Рязцветмет» разработана схема очистки поступающего раствора от органических примесей. Примеси органических веществ, вносимые с раствором, осмоляются при обезвоживании в кипящем слое и переходят в нерастворимое состояние. Получаемый маловодный цинковый купорос пригоден для использования на вязкозных заводах.

Промышленное освоение получения высококачественного цинкового купороса из свинцовых пылей осуществлено на Лениногорском полиметаллическом комбинате [135, 136]. Сырьем цеха служат пыли свинцовой шахтной плавки и пыли Беловского завода, которые подвергают окислительному обжигу при $550\text{—}650^{\circ}\text{C}$ в четырехподовой печи, при этом 98—99% кадмия и цинка переходят

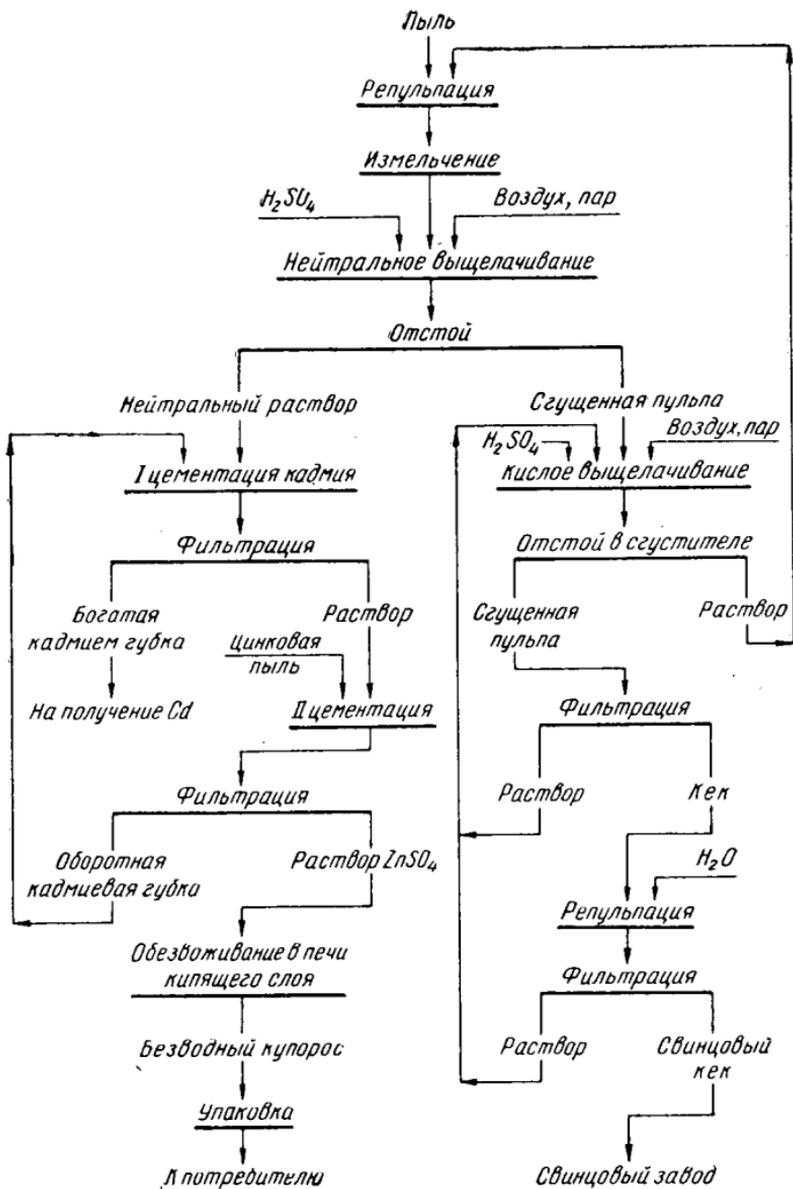


Рис. 74. Технологическая схема переработки пыли свинцовой шахтной плавки

дит в кислоторастворимые формы. Схема переработки пылей приведена на рис. 74.

Обожженная пыль поступает на выщелачивание с получением нейтральных и кислых растворов. Кислые растворы, получаемые в процессе довыщелачивания свинцовых кеков, направляют на репульпацию исходных пы-

лей и полученную пульпу после измельчения подают на нейтральное выщелачивание. В процессе нейтрального выщелачивания проводится гидролитическая очистка растворов сульфата цинка с применением воздуха при $pH=5,2-5,4$. Сумма восстановителей в очищенных растворах составляет 0,1—0,15 г/л, содержание железа 0,03—0,06 г/л, растворы практически не содержат мышьяка. Низкое содержание мышьяка в оборотных кислых растворах и наличие в них достаточного количества железа ($Fe:As=4\div 8:1$) способствуют успешному проведению гидролитической очистки.

Нейтральные растворы подвергают цементации цинковой пылью с получением богатой кадмиевой губки и способствуют глубокой очистке от свинца, меди, никеля и кадмия.

Состав растворов сульфата цинка, направляемых на получение цинкового купороса, г/л: 130—160 Zn; 0,03—0,06 Fe; 0,02—0,03 Mn; 0,6—1,2 Cl; 0,003—0,007 Cd; 0,003—0,005 Ni. Указанный состав сырья и применяемые режимы очистки обеспечивают получение растворов необходимой степени чистоты.

Дальнейшее обезвоживание очищенных растворов в аппаратах кипящего слоя на Лениногорском комбинате осуществляется при температуре в слое $200^{\circ}C$ при кислотности исходного раствора 1,9—2,8 г/л. В табл. 11 приведен химический состав цинкового купороса, который выпускает данное предприятие.

Таблица 11. Химический состав, %, цинкового купороса, получаемого в аппаратах кипящего слоя

Номер партии	Zn	FeO	MnO	Cl	Нерастворимый остаток	Свободная кислота
1	37,6	0,011	0,01	0,18	0,05	Не обнаружено
2	37,6	0,015	0,01	0,06	0,040	0,05
3	37,8	0,010	0,007	0,20	0,038	Не обнаружено
4	37,5	0,012	0,007	0,10	0,040	» »

Примечание. $\Sigma Pb, Cu, Ni, Cd$ для всех партий $<0,01\%$.

Получение сернокислого марганца

Для получения $MnSO_4 \cdot H_2O$ в Ленинградском технологическом институте им. Ленсовета использовали лабораторную сушилку фонтанирующего слоя с диаметром

цилиндрической части 400 мм и нижней части 70 мм [15, 137]. Исходный раствор подавали как на слой, так и в слой гранулированного материала. Готовый материал в основном выгружали из аппарата в виде гранул диаметром 1—2 мм, а часть его в виде мелкодисперсной пыли выгружали из циклона. Ниже приведен режим процесса обезвоживания:

Сопротивление слоя, мм вод. ст.	200—300
Температура, °С:	
на входе	545—660
на выходе	140—152
Скорость газа, м/с:	
внизу	19,6—25,0
вверху	0,24—0,35
Удельный расход воздуха, кг/кг влаги	6,2—7,2
Удельный расход тепла, ккал/кг влаги .	1000—1020
Объем влаги, кг/ч:	
с 1 м ³ объема аппарата	171—197
с 1 м ² сечения аппарата	100—118

Обезвоживание растворов хлористого магния

Производство металлического магния основано на электролизе безводного хлористого магния в смеси с хлоридами щелочных металлов. В настоящее время отсутствует удовлетворительная схема обезвоживания бишофита ($MgCl_2 \cdot 6H_2O$) и растворов $MgCl_2$. В связи с этим на некоторых химико-металлургических комбинатах, например, эти растворы перерабатывают на искусственный карналлит ($KCl \cdot MgCl_2 \cdot 6H_2O$), который получают конверсией хлористого магния с хлористым калием и отработанным электролитом и затем обезвоживают его в многокамерных аппаратах кипящего слоя [138].

Отсутствие удовлетворительной технологии прямого обезвоживания бишофита и растворов $MgCl_2$ объясняется сложностью этой задачи, связанной с особенностями физико-химической природы кристаллогидратов хлористого магния. При равной степени обезвоживания степень гидролиза хлористого магния значительно выше, чем карналлита, при обезвоживании до моногидрата степень гидролиза $MgCl_2$ в пять раз больше, причем с дальнейшим обезвоживанием эта разница быстро возрастает.

При выборе режима обезвоживания кристаллогидратов хлористого магния приходится учитывать, что сопут-

ствующий дегидратации гидролиз в значительной степени зависит от времени контакта материала с теплоносителем и от его влагосодержания. Увеличение содержания водяного пара в газе интенсифицирует гидролиз только при обезвоживании гидратов, содержащих менее двух молей воды. При температуре теплоносителя 170°C и относительной влажности $\varphi = 3\%$ можно получить моногидрат со степенью гидролиза $11,5\%$, увеличение φ с 4 до 5% приводит к увеличению гидролиза до 25% . Отмечается, что при обезвоживании до дигидрата гидролиз идет в основном за счет влаги, выделяющейся в процессе (увеличение содержания влаги за счет обезвоживания составляет $6\text{--}8\%$).

ВАМИ проводил на Калушском калийном комбинате исследования по обезвоживанию кристаллического бишофита на опытной установке кипящего слоя [138]. Для обезвоживания материала использовали трехкамерную печь кипящего слоя. Бишофит получали упариванием и кристаллизацией хлор-магниевых щелоков, получаемых при производстве калийных солей. В каждой зоне получали продукт определенной влажности в соответствии с выбранным температурным режимом в каждой камере. После первой камеры получали бишофит, содержащий $5,5\text{--}5,8$ моль воды на 1 моль MgCl_2 . Температурный интервал нагревания в этой камере составлял $93\text{--}96^{\circ}\text{C}$ (ниже температуры плавления кристаллического бишофита). Температура теплоносителя в I камере не превышала $140\text{--}160^{\circ}\text{C}$.

Во II камере получали тетрагидрат ($T_{\text{слоя}} = 116\text{--}118^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{газов}} = 165\text{--}185^{\circ}\text{C}$). В III камере в зависимости от температуры и нагрузки по влаге водность материала колебалась от 2 до 1 моль H_2O /моль MgCl_2 . Степень гидролиза при этом составляла от 3 до 23% . Так как полезная разность температур (под решеткой и в слое) не превышала $30\text{--}35^{\circ}\text{C}$, то при этом получили сравнительно низкую удельную производительность — до $200\text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ по бишофиту и $30\text{--}35\text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ по испаренной воде. Применение в качестве сырья кристаллического бишофита требует большого технологического передела для его получения из хлор-магниевых щелоков. Целесообразно направлять эти щелоки после выпарки на обезвоживание в аппарат кипящего слоя.

Решение данной проблемы осуществляли двумя путями: было предложено обезвоживать раствор MgCl_2

в однокамерном аппарате (метод ВНИИГ) [14, с. 48; 69, с. 78] (см. главу 4) с получением бигидрата и в комбинированной сушилке РКСГ [97, 98], состоящей из распылительной камеры и зоны кипящего слоя (ВАМИ и НИУИФ). Сущность последнего способа заключается в том, что раствор хлористого магния распыливают высокотемпературным теплоносителем в сушильном аппарате, состоящем из двух совмещенных зон — зоны ча-

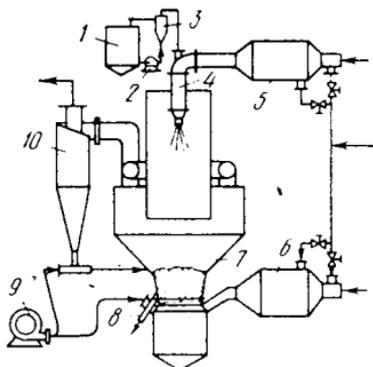


Рис. 75. Полузаводская установка для обезвоживания растворов хлористого магния в комбинированной сушилке РКСГ:

1 — бак для раствора; 2 — насос; 3 — расходный бачок; 4 — распылитель; 5 — верхняя топка; 6 — нижняя топка; 7 — аппарат РКСГ; 8 — течка; 9 — воздуходувка; 10 — циклон

стичного обезвоживания во взвешенном состоянии и зоны сушки в кипящем слое.

При распыливании раствора топочными газами значительная часть влаги удаляется в первой зоне, благодаря чему упругость водяного пара в газовой фазе над слоем в зоне кипения уменьшается. Это позволяет проводить довольно глубокое обезвоживание (до 1,5—1,3 водного гидрата) при сравнительно низкой температуре слоя (160—170° С). При этом удалось получить одноводный гидрат при температуре слоя 160—170° С со степенью гидролиза

~ 10—12%. Снижение гидролиза связано с малым временем контакта образовавшихся при распылении капель с теплоносителем. Данный способ опробовали на опытной установке НИУИФа, испытывавшейся на некоторых предприятиях химической промышленности. Принципиальная схема установки приведена на рис. 75.

Распыление раствора осуществлялось топочными газами при температуре 800—950° С. Скорость газа на выходе из распылителя составляла 150—200 м/с. На псевдоожигание подавался воздух при температуре 250—300° С. Температура в слое 125—180° С, скорость газов 1,8—2,6 м/с. При этих параметрах были получены следующие показатели:

Удельная производительность, кг/(м ² ·ч):	
по раствору (32% MgCl ₂)	1000
по готовому продукту (моногидрату)	400—500
Удельный влагосъем, кг/(м ³ ·ч)	46—54

Дальнейшее исследование предполагается провести на опытной установке Соликамского магниевого завода.

ВАМИ разработал способ получения безводного хлористого магния из растворов $MgCl_2$ путем их переработки на аммониевый карналлит ($NH_4Cl \cdot MgCl_2 \cdot 6H_2O$) с последующим его обезвоживанием и разложением. Присутствие хлористого аммония подавляет гидролиз $MgCl_2$, что позволяет получать глубоко обезвоженный материал с незначительной степенью гидролиза.

Обезвоживание и разложение аммониевого карналлита осуществляются в 4-камерной печи кипящего слоя: в первых двух камерах производится обезвоживание, в третьей камере — разложение безводного комплекса, в четвертой — охлаждение материала. Температура теплоносителя в камерах обезвоживания составляет 650—850° С, температура в зоне слоя 180—190° С (в первой камере) и 210—220° С (во второй камере).

При указанном температурном режиме степень обезвоживания материала составляет 95—99% при степени гидролиза 3,5—5,5%. Улавливание паров хлористого аммония осуществляется в скруббере, орошаемом раствором.

В настоящее время ВАМИ разработал способ прямого обезвоживания смеси растворов хлористого магния и хлористого аммония [138]. Обезвоживание проводится в аппарате РКСТ при распылении раствора теплоносителем с температурой 800—900° С, температура газов под решеткой 550—600° С, температура в слое 180—200° С, при этом суммарный тепловой к. п. д. установки (зоны взвешенного и кипящего слоев) достигает 66%. Установлено, что при температуре слоя 200° С степень обезвоживания материала составляет ~98%, степень гидролиза не превышает 5,5%. При указанном температурном режиме получены следующие технологические показатели: удельный влагосъем в зоне распыления 93—135 кг/(м³·ч), в зоне кипящего слоя 280—440 кг/(м²·ч); удельная производительность по готовому продукту 340—510 кг/(м²·ч).

Полученный безводный комплекс разлагают в электропечи при температуре 650—700° С в расплаве хлоридных солей, для чего в печь подают отработанный электролит со стадии электролиза.

Отходящие газы, содержащие аммиак и хлористый водород, направляют в скруббер, орошаемый водой.

Раствор хлористого алюминия многократно циркулирует и после достижения концентрации $\sim 27\%$ NH_4Cl поступает на смешение с исходным раствором MgCl_2 и далее — на обезвоживание в аппарат РКСГ. Этот способ позволяет получить высокий термический к. п. д.

Одностадийное обезвоживание в аппаратах кипящего слоя по методу ВНИИГа осуществляла В. Г. Терло на укрупненном аппарате с площадью решетки $0,2 \text{ м}^2$

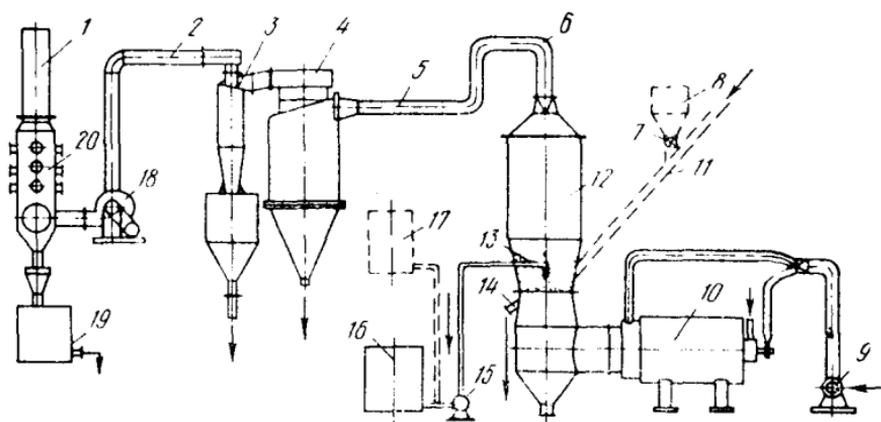


Рис. 76. Схема цепи аппаратов для обезвоживания хлор-магниевых растворов: 1 — выхлопная труба; 2 — газопровод; 3 — батарейный циклон; 4 — циклон ЛИОТ; 5 — газопровод; 6 — газопровод; 7 — загрузочное устройство; 8 — бункер; 9 — воздуходувка; 10 — топка; 11 — дымоход; 12 — аппарат КС; 13 — форсунка; 14 — выгрузка; 15 — насос; 16 — бак для щелока; 17 — бак для растворов амина; 18 — дымоход; 19 — бак-нейтрализатор; 20 — скруббер

(рис. 76). Решетка диаметром 500 мм была выполнена из перфорированного стального листа толщиной 20 мм с площадью сечения отверстий $\sim 10\%$, диаметр отверстий 7 мм. Раствор распылялся с помощью механической форсунки под давлением до 4 ат. Перед подачей в печь раствор подогревали до $80\text{--}90^\circ \text{С}$. Форсунки вводили в печь на высоте 600 мм от плоскости решетки. Отходящие газы поступали на двухступенчатую очистку от пыли: на первой ступени — в циклоне ЛИОТ-5, на второй — в групповом циклоне типа ЦН-15. Очищенные от пыли газы перед выбросом в атмосферу подвергались сантехнической очистке от хлористого водорода в мокром скруббере.

Высоту слоя материала в псевдоожиженном состоянии поддерживали на уровне 800—1300 мм. Суммарное сопротивление слоя и решетки составляло 500—700 мм вод. ст., скорость газа в свободном сечении слоя

4,0—6,5 м/с; температура газа под решеткой 280—320° С.

На первом этапе проводили опыты по обезвоживанию 32—33%-ного раствора $MgCl_2$ при температуре в слое 150—160° С, соответствующей получению дигидрата хлористого магния со степенью гидролиза 4,5—6,5%. Длительность этих опытов не превышала 7—8 ч из-за нерегулируемого роста гранул.

Увеличение температуры в слое до 175—180° С привело к длительной устойчивой работе аппарата, однако степень гидролиза увеличилась до 40% при содержании 1,9—2,0 моль воды. При данной температуре наблюдался большой вынос из аппарата, достигавший 30—50%.

В последующей серии опытов для обезвоживания использовали растворы, содержащие 26—28% $MgCl_2$ при температуре в слое 150—160° С. В условиях непрерывного процесса получали продукт, содержащий 2,0—2,2 моль воды, со степенью гидролиза 3,6—6,5% при удельной производительности печи 1500 кг/(м²·ч) по исходному раствору. Результаты наблюдения за состоянием рабочего объема печи свидетельствовали о том, что в ряде случаев процесс обезвоживания сопровождался образованием настывей на охлаждающих поверхностях, находящихся внутри печи. На внутренних стенках аппарата и на решетке образования настывей не наблюдалось. Вынос пыли из аппарата в этой группе опытов составлял 12—20%.

Необходимым условием для длительного и стабильного процесса является поддержание гранулометрического состава продукта в заданных пределах. Для возможности стабильного обезвоживания 32—34%-ного раствора $MgCl_2$ при малой степени гидролиза (температура 150—160° С) применили ввод рецикла мелких гранул. Расход рецикла составлял 13—18% от загрузки. Размер готового продукта зависел от расхода рецикла, и основное количество частиц приходилось на фракцию —2+0,5 мм. Однако гранулометрический состав в течение опыта не был стабильным. Несмотря на неоднородность продукта, применение рецикла позволило избежать непрерывности роста гранул. Размер частиц обеспечивает продолжительную непрерывную работу в условиях устойчивого псевдооживления. Для регулирования гранулометрического состава указанным способом потребо-

валось бы установить дополнительное оборудование для измельчения продукта и подачи рецикла в слой, что усложнило бы процесс, учитывая гигроскопичность материала. Поэтому был испытан другой способ: введение в исходный раствор небольшого количества поверхностно активного вещества (ПАВ). В качестве ПАВ были применены высшие алифатические амины ($C_{16}-C_{20}$). Вследствие летучести аминов содержание их в готовом продукте незначительно. Так как температура разложения аминов $C_{16}-C_{20}$ не превышает $180^\circ C$, то продукт полностью освободится от них на второй стадии обезвоживания (см. споску на с. 273).

Амин Березниковского азотнотукового завода применяли в виде растворимого хлоргидрата. Его водный раствор 1%-ной концентрации при температуре $60-70^\circ C$ смешивали с раствором хлористого магния и направляли в аппарат кипящего слоя. Раствор амина подавали в количестве 6 л на 200—250 л 32—33%-ного раствора хлористого магния, что составляло 450—500 г амина на 1 т дигидрата. При данном способе ведения процесса получался продукт узкого гранулометрического состава. Опыты проводили устойчиво в течение длительного промежутка времени. Подача амина значительно снизила интенсивность обрастания металлических поверхностей аппарата и форсунки солевыми наростами.

Результаты исследования позволили рекомендовать для промышленного производства следующий режим процесса:

Концентрация щелока, %	32—34
Удельная производительность аппарата по испаренной воде, кг/(ч·м ²)	750
Скорость газов в слое, м/с	3—6
Температура в слое, $^\circ C$	150—160
Температура теплоносителя, $^\circ C$	250—320
Расход амина, г/т дигидрата	450—500

Указанный режим позволяет вести длительный непрерывный процесс, при котором получается продукт, содержащий 2,0—2,3 моль H_2O на 1 моль $MgCl_2$ при степени гидролиза 3,6—6,5%.

Получение гидrolитической окиси магния

Из всех известных способов получения окиси магния наиболее высокое качество продукции обеспечивается при гидrolитическом разложении хлор-магниевых рас-

творов. Внедрение этого способа осложнено необходимостью утилизации образующихся при гидролизе солянокислотных газов.

Известны способ и аппарат для получения окиси магния путем гидролитического разложения хлор-магниевых щелоков или кристаллогидратов в фонтанирующем слое инертных частиц. В качестве инертного материала применяли периклаз, окись алюминия или карбид кремния размером от 10 мм до 60 меш в количестве 300 г. На рис. 50 показаны аппарат и места ввода раствора. Температуру в слое поддерживали 500—700° С. При такой температуре в слое тонкодисперсные капли распыленного раствора не прилипают к инертному материалу за счет паровой подушки, образующейся между каплями и поверхностью, а удаляются в виде пыли с отходящими газами в камеру для отделения и далее в циклоны. Тепло отходящих газов используется для частичного испарения воды.

В ГДР*¹ предложен способ получения окиси магния и хлористого водорода из раствора $MgCl_2$ путем термогидролиза хлористого магния в кипящем слое. Аппарат, применяемый для гидролиза, имеет цилиндрическую форму. Площадь газораспределительной решетки равна 0,16 м². Раствор хлористого магния подается распыливающим устройством в слой гранулированных частиц. Псевдооживление частиц производится горячими газами, полученными при сжигании природного газа в топке, часть топлива сжигается непосредственно в слое. Температура в реакционной зоне составляет 600—1100° С. Очистка газов от пыли производится в циклоне. Для регулирования размера частиц циклонную пыль возвращают в аппарат кипящего слоя. В процессе гидролиза осуществляется удаление иона кальция путем ввода в слой кварцевого песка с образованием силиката кальция.

Способ получения окиси магния и SO_2 из сульфата магния в кипящем слое с подачей восстановителя, в частности углерода или водорода, который подается в зону восстановления, предложен в ГДР*². Восстановление происходит при температуре 800—1000° С, избыток восстановителя сжигается выше псевдооживленного слоя.

Во ВНИИГе разработан, на стадии лабораторных ис-

*¹ Патент (ГДР), № 72782, 1970.

*² Патент (ГДР), № 33284, 1964.

пытаний и испытаний на укрупненной опытной установке, способ разложения бишофита или хлормagneиных щелоков в кипящем слое¹.

Исследование гидролиза хлористого магния производили во ВНИИГе на лабораторной модели аппарата кипящего слоя. Затем режим процесса был воспроизведен в укрупненных опытах на опытной установке кипящего слоя с площадью решетки 0,3 м² комбината «Карбогаз-сульфат».

Целью лабораторных опытов явилось определение оптимальной температуры процесса, а также выявление качественных закономерностей гранулообразования и связанного с этим явления выноса тонкодисперсного материала из слоя.

Установлено, что при температуре 500—520° С степень гидролиза составляет ~98%; в получаемой окиси магния содержится некоторое количество гидроксихлорида магния (до 4—5%), а также хлоридов натрия и калия в соответствии с их содержанием в исходном материале.

Лабораторные опыты позволили установить также существенное влияние способа загрузки на степень грануляции и соответственно вынос тонкодисперсного материала из слоя. Для получения гранулированной окиси магния требуется вводить материал под слой; при таком способе загрузки вынос из слоя резко снижается.

Пробы полученной окиси магния в виде гранул размерами от —5 до +1 мм были прокалены в печи при температуре 1450 и 1700° С. В обоих пробах обнаружены лишь следы хлоридов.

Испытания на опытной установке на комбинате «Карбогазсульфат» проводили в условиях, моделирующих работу нижней камеры двухкамерного аппарата кипящего слоя для гидролиза.

Опытная установка кипящего слоя с площадью решетки аппарата 0,3 м² обслуживалась выносной топкой, работающей на жидком топливе. Отходящие газы нейтрализовались в полном скруббере, орошаемом известняковой пульпой. Испытания проводили при подаче в аппарат чешуированного бишофита, вводимого методом поддува под слой.

Ввиду того, что решетка аппарата изготовлена из

¹ Каганович Ю. Я., Пельше А. Д., Злобинский А. Г. Авт. свид. № 141861. — «Бюл. изобр.», 1961, № 20, с. 18.

обычной стали, температуру топочных газов не поднимали выше 800°C . При этих условиях было подтверждено, что оптимальная температура в слое составляла $\sim 500^{\circ}\text{C}$, степень гидролиза при этом достигала 99%. Вынос тонкодисперсных фракций $\sim 10\text{--}15\%$.

Таким образом, испытания подтвердили основные показатели процесса, положенные в основу предварительной технико-экономической оценки нового способа получения гидролизной окиси магния. Оценка выполнена лабораторией технико-экономических исследований ВНИИГа применительно к условиям комплексной переработки некоторых калийных руд Прикарпатского месторождения для случая нейтрализации солянокислотных газов карбоксидными отходами.

Ниже приведены расходные коэффициенты на 1 т окиси магния (непрокаленной):

Хлормagneиный щелок (32% MgCl_2), т	7,4
Известняк (карбонатные отходы), т	2,5
Электроэнергия, квт·ч	100
Газ природный, м ³	700
Вода, м ³	20

В соответствии с расчетом приняты к установке аппараты кипящего слоя с площадью нижней решетки 10 м^2 и производительностью ~ 25 тыс. т окиси магния в год (3 т/ч).

Обезвоживание раствора хлористого лития

Шутил¹ разработал способ и аппарат для получения гранулированного хлористого лития из солевого раствора. В качестве исходного материала использовали 50%-ный раствор LiCl , который подавали в аппарат фонтанирующего слоя в количестве $2\text{ м}^3/\text{ч}$. Аппарат для обезвоживания показан на рис. 77.

Угол раствора конуса аппарата составляет 30° . Для псевдооживления используется воздух, нагретый до

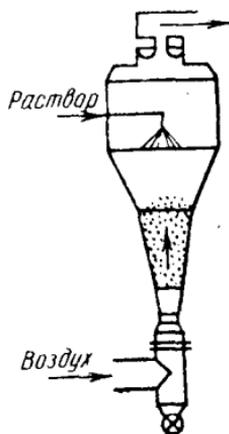


Рис. 77. Аппарат для обезвоживания раствора LiCl_2

¹ Шутил Ф. Патент (США), 3043652, 1962.

800° С, в количестве 7000 м³/ч. Температура в слое поддерживается ~ 140° С. При таком режиме работы получается гранулированный продукт со средним диаметром 3 мм.

Глава 6

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СПОСОБЫ ПЕРЕРАБОТКИ РАСТВОРОВ, ПЛАВОВ, СУСПЕНЗИЙ И ПАСТ В КИПЯЩЕМ СЛОЕ

Существующие промышленные способы производства значительного числа продуктов химической промышленности включают в себя переработку растворов этих продуктов путем их выпарки, кристаллизации (грануляции), сушки и охлаждения. На каждой из этих стадий технологической схемы применяют сложное, дорогостоящее оборудование — выпарные аппараты, кристаллизаторы, различного типа сушильные установки и охладители [139].

В этой связи представляют значительный интерес исследования по переработке растворов, плавов, суспензий и паст различных продуктов в аппаратах кипящего (фонтанирующего) слоя, где указанные процессы могут быть совмещены в одном аппарате. Готовый продукт при этом получается, как правило, в гранулированном виде.

Однако этим далеко не ограничиваются области применения и преимущества способа обезвоживания растворов в аппаратах кипящего слоя. Большие перспективы использования этого способа открываются в процессах грануляции с одновременным проведением химических реакций — разложения, нейтрализации и т. д.

Эти обстоятельства в значительной степени объясняют широкое развитие исследований в области применения кипящего слоя для переработки растворов в различных отраслях химической промышленности. Ниже подробно рассматриваются технологические схемы и режимы процесса переработки растворов в кипящем слое.

1. Обезвоживание растворов минеральных солей

Исследования процесса обезвоживания растворов в аппаратах с кипящим слоем представляют большой интерес в технологии производства минеральных солей и удобрений, что объясняется в первую очередь необходимостью получения этих продуктов в гранулированном виде, удобном для транспортировки, хранения и дальнейшего употребления. В табл. 12 приведены основные показатели работы установок кипящего слоя для обезвоживания растворов (расплавов) минеральных солей и удобрений.

Нитрат кальция (кальциевая селитра)

Кальциевая селитра является универсальным щелочным удобрением, пригодным для всех почв с недостаточным содержанием кальция. Большим недостатком кальциевой селитры как удобрения является малое содержание азота (15,5%), а также ее высокая гигроскопичность. Нитрат кальция при обычной температуре кристаллизуется в виде тетрагидрата $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, плавящегося при $42,7^\circ\text{C}$. При температурах выше 51°C кристаллизуется $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Безводная соль плавится при 561°C .

Безводная соль и кристаллогидраты нитрата кальция сильно гигроскопичны и на воздухе расплываются. Давление пара над 50%-ным раствором азотнокислого кальция в диапазоне температур от 70 до 110°C возрастает от 135 до 730 мм рт. ст., а над 75%-ным раствором в диапазоне 90 — 140°C — соответственно от 90 до 740 мм рт. ст.

В Советском Союзе кальциевую селитру производят абсорбционной промывкой отбросных нитрозных газов известковым молоком. Вытекающий из абсорбционных башен щелок подвергается инверсии азотной кислотой с целью перевода нитрита в нитрат кальция. Избыток азотной кислоты в щелоке нейтрализуется аммиаком, далее раствор фильтруют, подогревают до 60 — 70°C и в виде 25%-ного раствора подают на выпаривание в 3-корпусные выпарные батареи пленочного типа. Плав после выпарки с температурой 110 — 112°C и концентрацией 86% поступает на кристаллизацию на охлаждаемые вальцы. При температуре 90°C большая часть соли кристаллизуется в виде двухводного гидрата. Перед загруз-

Таблица 12. Основные показатели работы установок кипящего и удоб

Наименование продукта	Характеристика обезвоживаемого продукта	Способ подачи материала в аппарат	Тип установки, форма аппарата
Кальциевая селитра	Расплав $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, температура 50°C	Пневматическая форсунка сбоку в слой (200 мм от решетки). Давление воздуха 1,5—2 ат	Лабораторная, коническая
	Раствор $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$, концентрация 10—60%	—	Лабораторная цилиндрическая
Аммиачная селитра	Плав NH_4NO_3 , концентрация 90—95%, температура плава 136°C	Пневматическая форсунка сбоку в слой	Лабораторная, коническая
	Раствор NH_4NO_3 , концентрация 60—85%, температура $20-90^\circ\text{C}$	Пневматическая форсунка сбоку в слой	Лабораторная, коническая
Сульфат аммония	Раствор $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, концентрация 5—45%	—	Лабораторная
	Раствор $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, концентрация 430—500 г/л	Пневматическая форсунка снизу в слой с высокотемпературным распылом. Температура воздуха 800°C	Лабораторная с расширением сверху
	Раствор $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, концентрация 430—500 г/л	Пневматическая форсунка снизу в слой с высокотемпературным распылом. Температура воздуха $730-800^\circ\text{C}$	Опытно-промышленная, прямоугольная
	Раствор $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, концентрация 28%, температура $60-104^\circ\text{C}$	Пневматическая форсунка сверху на слой (1000 мм от решетки)	Лабораторная, коническая
Мочевина	Раствор $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, концентрация 67—80%, температура $60-90^\circ\text{C}$	Пневматическая форсунка сбоку в слой (50, 70, 80 мм от решетки). Давление воздуха 0,5—1,5 ат	Лабораторная, цилиндрическая
	Раствор $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, концентрация 60—70%	Пневматическая форсунка сверху на слой с высокотемпературным распылом ($500-600^\circ$). Диаметр сопла 12 мм	Лабораторная с расширением сверху, $\alpha = 20^\circ$

слоя для обезвоживания растворов (расплавов) минеральных солей рений

Основные размеры аппарата	Характеристика слоя	Рабочая скорость газов, м/с	Температура, $^\circ\text{C}$		
			газа на входе в аппарат	в слое	отходящих газов
5	6	7	8	9	10
Диаметр решетки 400 мм, высота аппарата 1825 мм	—	—	255—272	145—207	—
—	Высота 150 мм	90—2,0—2,2	—	40—270	—
Диаметр решетки 120 мм, диаметр цилиндрической части 290 мм	—	0,8—0,95	26—55	43—50	—
Диаметр решетки 120 мм, диаметр цилиндрической части 290 мм	—	0,9—2,9	70—115	55—90	—
—	—	1,8—2,0	140—220	—	—
Диаметр решетки 180 мм	—	В слое 1,1 В сопле 12	120	100—105	—
Размер решетки 400×800 мм	—	В слое 1,0, в сопле 14,5	120—150	100—105	—
Диаметр решетки 300 мм, диаметр сепарационной зоны 230 мм	Сопротивление 150 мм вод. ст.	0,3	270	В слое 71—93, в зоне сепарации 100—130	—
Диаметр решетки 250 мм, высота аппарата 1200 мм	Масса 4—4,3 кг	0,4—0,7	67,5—120	60	—
Диаметр решетки 100 мм, диаметр цилиндрической части 300 мм, высота конуса 500 мм	—	3,0	30—90	60	—

Производительность установки		Удельный влагосъем	Удельный расход воздуха	Удельный расход тепла
по исходному продукту	по готовому продукту			
11	12	13	14	15
—	57,5—113 кг/ч	55,1—127 кг/(м ² ·ч)	—	—
Подача раствора 0,49—3,25 л/ч	5,4—137 кг/(м ² ·ч)	30,6—413 кг/(м ² ·ч)	—	—
—	560—650 кг/(м ² ·ч)	35—65,5 кг/(м ² ·ч)	—	—
—	140—570 кг/(м ² ·ч)	25—100 кг/(м ² ·ч)	—	—
—	60—64 кг/(м ³ ·ч)	85—130 кг/(м ³ ·ч)	—	—
—	До 1200 кг/(м ² ·ч)	1850 кг/(м ² ·ч)	6,6 кг/кг влаги	800 ккал/кг влаги
—	—	1250—1340 кг/(м ² ·ч)	—	—
4,5—5,7 кг/ч	28,8—55,1 кг/ч	—	—	—
—	50—180 кг/(м ² ·ч)	25—85 кг/(м ² ·ч)	—	—
—	—	1000 кг/(м ² ·ч)	35 кг/кг воды	1400 ккал/кг воды

Характеристика готового продукта	Примечание	Литература
16	17	18
Гранулы с содержанием воды 12,3%	—	[12, 41, 140]
Содержание Са(NO ₃) ₂ 69—83,4% в зависимости от температуры	—	[99, с. 226—231]
Влажность гранул 0,5—0,8%	—	[56]
Влажность гранул 0,13%	Пылевывос 5—30%	[56]
—	—	[99]
Влажность гранул 0,2%	Пылевывос 5—8%	[95, 141]
Влажность гранул 0,1—0,3%. Размер гранул 0,5—5 мм	Пылевывос 5—10%. Живое сечение решетки 2—3%	[95, 141]
—	Пылевывос 0,18—0,77 кг/ч. Рецикл частиц 27—52 кг/ч	[16]
Влажность гранул 0,5—0,2%	Пылевывос 8—15%. Живое сечение решетки 3%	[46]
Влажность гранул 0,04—0,06%	Живое сечение решетки 10%, отверстия 2 мм	[142, с. 453—456]

1	2	3	4
	Плав $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, концентрация 90—95%, температура 117—136°	Пневматическая форсунка сбоку в слой	Лабораторная, коническая, $\alpha=30^\circ$
	Плав $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, концентрация 80—90%	Пневматическая форсунка сбоку в слой. Давление воздуха 0,7 ат, расход 0,5 кг/кг плава	Пилотная коническая
	Плав $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ 42,8—47,1%; NH_3 24,4—28,2%; H_2CO_3 15,9—19,4%; вода 15,6—19,4%. Температура 75—80° С	Механическая форсунка сбоку в слой (110 мм от решетки). Диаметр отверстия форсунки 0,5—1 мм	Лабораторная, коническая
Хлорид кальция	Раствор CaCl_2 , концентрация 34,3%	Пневматическая форсунка снизу в слой. Давление воздуха 3 атм	Опытно-промышленная, коническая
	Раствор CaCl_2 , концентрация 35%	Пневматическая форсунка в слой, расход воздуха 8 м³/ч	Промышленная, коническое кольцо, выгрузка в центре через сепаратор
	Раствор CaCl_2 , концентрация 50%, температура 26° С	Механическая форсунка сбоку в слой (150 мм от решетки)	Лабораторная цилиндрическая
	Раствор CaCl_2 , концентрация 31—45%	Пневматическая форсунка. Давление воздуха 1,5 ат	Пилотная, коническая
Бихромат натрия	Раствор $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_7$, концентрация 820—1200 г/л, температура 75—105° С	Пневматическая форсунка сверху на слой	Опытно-промышленная, коническая, $\alpha=36^\circ$
Едкий натр	Раствор NaOH , концентрация 23,7—35%, температура 75° С	Механическая форсунка сбоку в слой	Лабораторная, цилиндрическая
	Раствор NaOH , концентрация 40—44%	Пневматическая форсунка сверху на слой с высокотемпературным распылом (500—600° С)	Лабораторная с расширением кверху

5	6	7	8	9	10
Диаметр решетки 120 мм, диаметр цилиндрической части 290 мм, высота конуса 400 мм	Высота 200—250 мм, сопловение 90—140 мм вод. ст.	На нижнее сечение 1,0—1,85	20—30	30—45	—
Диаметр решетки 800 мм, диаметр цилиндрический 1600 мм	Масса 120—210 кг	На нижнее сечение 1,6—2,0	20—40	55—75	—
Диаметр решетки 150 мм, диаметр цилиндрической части 320 мм, высота конуса 300 мм	Высота 115—150 мм	На верхнее сечение 0,3—0,4 на нижнее 1,5—2,0	100—170	60—110	75—110
Диаметр решетки 270 мм, диаметр цилиндрической части 900 мм, выносной сепаратор ($d=108$ мм, $l=2200$ мм)	Масса 110 кг	На нижнее сечение 20—28, на верхнее сечение 1,2—1,7	340—380	—	110—132
Площадь решетки 0,392 м², диаметр цилиндрической части 2800 мм, встроенный сепаратор	Масса 400 кг	На нижнее сечение решетки 12,7—12,9, на верхнее сечение 0,45—0,47	510—520	—	167—180
Диаметр цилиндрической части 300 мм	Сопротивление 140 мм вод. ст.	1,3	412	315	—
Диаметр решетки 200 мм, диаметр цилиндрической части 400 мм, высота конуса 706 мм	—	—	268—600	165—262	—
Площадь решетки 0,5 м², высота конуса 1000 мм	—	3—5	360—375	230—280	—
—	—	2,3—3,4	280—350	245—300	—
—	—	В слое 2,0, в сопле 50	270	150—160	—

11	12	13	14	15
—	390—660 кг/(м ² ·ч)	—	7,9—16,3 кг/кг про- дукта	—
—	625—1100 кг/(м ² ·ч)	—	6—11 кг/кг продукта	—
—	250—900 кг/(м ² ·ч)	—	—	—
—	100—110 кг/ч	370—460 кг/(м ² ·ч)	10,6—13,0 кг/кг влаги	940—1170 ккал/кг влаги
—	1100 кг/ч	176—189 кг/(м ² ·ч)	7,2—7,65 кг/кг влаги	855—955 ккал/кг влаги
—	—	—	—	—
49,8—168,4 кг/(м ² ·ч)	—	237—693 кг/(м ² ·ч)	—	—
—	1315—2320 кг/(м ² ·ч)	—	—	—
0,16—0,23 л/ч	—	—	—	—
—	400 кг/(м ² ·ч)	—	—	2300 ккал/кг влаги

16	17	18
Влажность гранул 0,054—8%, содержание биурета 1,9—2,0%	Пылевывнос 0,7—10%. Для стабилиза- ции гранулометрического состава слоя необходим ввод рецикла мел- ких частиц	[59]
Влажность гранул 0,05—0,4%, содержание биурета 0,4— 0,8%. Средний размер гра- нул 0,9—1,5 мм	Решетка с диаметром отверстий 2 мм, живое сечение 4%. Рецикл мелких частиц (—1 мм) 7—11%	—
Влажность гранул 0,1—0,2%, содержание биурета 0,3%. Аммиак в гранулах 0,03%	Живое сечение решетки 1—3%. Псев- доожигание углекислым газом и смесью газов: NH ₃ 37—64,6%; CO ₂ 23,6—60%; H ₂ O 3,2—13%	[14, с. 54 66—68]
Гранулы размером 3—6 мм. Влажность 5,6—10,2%	Сетка с отверстием 1×1 мм	[15]
Влажность гранул 2%	Решетка с живым сечением 3,0%, диаметр отверстий 4 мм. Расход воздуха на сепаратор 1800 м ³ /ч, об- щий расход воздуха 9000 м ³ /ч, пыле- вынос 23%	[45]
—	Газораспределительная решетка с соплами через 38 мм. Рецикл мел- ких частиц 9 кг/ч	[16]
Влажность гранул 0,38%	—	[140]
—	Газораспределительная решетка тол- щиной 20 мм, живое сечение 7%, диаметр отверстия 5 мм. Рецикл мелких частиц 8—10%	[43]
Гранулы средним размером 2,3 мм. Состав: NaOH 56— 60%; Na ₂ CO ₃ 37—39,5%; влага 3—6,5%	Продолжительность периодических опытов 25—60 мин	[26]
Влажность продукта 0,5%	Диаметр выходного сечения сопла 12 мм	95

1	2	3	4
Едкий натр	Плав NaOH, концентрация 100%, температура 93° С	Пневматическая форсунка сверху на слой (910 мм от решетки)	Лабораторная, коническая
Сода	Декагидрат Na ₂ CO ₃ ·10H ₂ O; примеси: Na ₂ SO ₄ 2,1%; NaCl 0,5%; н. о. 3,4%	Пневматический забрасыватель сверху на слой	Промышленная с расширением кверху
	Раствор Na ₂ CO ₃ , концентрация 25—27%, Na ₂ SO ₄ 1,5—1,8%; н. о. 0,15—0,8%; H ₂ O 70—72%; NaCl 0,8—1,0%	Механическая форсунка сверху на слой	Промышленная с расширением кверху
Сульфат натрия	Раствор: Na ₂ SO ₄ 15—20%; сера 1%; NaCl 0,5%; в производстве метионина	Механическая форсунка сверху на слой. Давление 4 ат, диаметр отверстий 6 мм	Опытно-промышленная
	Раствор Na ₂ SO ₄ , концентрация 2,5—27,4, в производстве синтетических жирных кислот	Механическая форсунка сверху на слой (1000 мм от решетки). Диаметр отверстий 11 мм	Промышленная с расширением кверху, α = 11°
	Мирабилит	Пластинчатый питатель сверху на слой	Промышленная с расширением кверху
Флюоритовый флюгационный концентрат	Пульпа: CaF ₂ 96%; SiO ₂ 1,62%; CaCO ₃ 1,48%; τ: κ=1 ÷ 1,35—1 ÷ 2,25. Дисперсность 0—0,65 мм	Пневматическая форсунка сбоку в слой	Пилотная с расширением кверху, α = 4°
Цианистый натрий	Раствор NaCN, концентрация 33%, температура 26° С	Пневматическая форсунка сверху на слой (100 мм от решетки)	Лабораторная, цилиндрическая
Смешанные тиосульфатные соли	Раствор Na ₂ S ₂ O ₃ , концентрация 20,5—60%	Пневматическая форсунка сверху на слой. Давление воздуха 2—3 ат	Лабораторная, прямоугольная
	Раствор: NaCN 5,19%; Na ₂ S ₂ O ₃ 40—50%; Na ₂ SO ₄ 5—10%; Na ₂ CO ₃ 0,5%; H ₂ O 35—45%	Механическая форсунка сверху на слой	Опытно-промышленная с расширением кверху

5	6	7	8	9	10
Диаметр цилиндрической части 450 мм, диаметр сепарационной зоны 230 мм	Сопротивление 130 мм вод. ст.	0,9	30	В слое 43, в зоне сепарации 40	43
Площадь решетки 1 м ² , диаметр решетки 2260 мм	Сопротивление 500 мм вод. ст.	2,0—2,3	650—750	120—130	—
Площадь решетки 4 м ² , диаметр решетки 2260 мм	Сопротивление 650—700 мм вод. ст.	2,0	650—750	120—140	105—120
—	Сопротивление решетки 700 мм вод. ст. площадь решетки 1,2 м ²	2,0—2,2	500	—	100—150
Диаметр решетки 2260 мм. Площадь решетки 4 м ² , высота аппарата 5000 мм	Сопротивление 500—600 мм вод. ст.	2,2—2,4	700	140—150	—
Диаметр решетки 2800 мм. Площадь решетки 6 м ²	Сопротивление 450—500 мм вод. ст.	2,5—2,7	650—700	120—140	100—110
Площадь решетки 0,031 м ² , высота аппарата 700 мм	—	1,35—3,1	415—1145	100—160	—
Диаметр решетки 300 мм	Сопротивление 100 мм вод. ст.	1,9	132	90	—
Размеры решетки 100×200 мм	Высота 250—400 мм	0,7—0,8	350—450	120—139	75—90
Площадь решетки 1,3 м ²	Сопротивление слоя и решетки 600 мм вод. ст.	2,5	250	150	—

11	12	13	14	15
34 кг/ч	91,1 кг/ч	—	—	—
—	2500 кг/ч	—	—	Расход мазута 165 кг/т продукта
—	2500 кг/ч	1800 кг/(м ² ·ч)	—	Расход топлива 260 кг/т
2,0 м ³ /ч	400 кг/ч	—	—	Расход природного газа 140 мм ³
10000 кг/ч	2600 кг/ч	1800 кг/(м ² ·ч)	—	Расход мазута 0,85 кг/кг влаги, 780 ккал/кг влаги
—	4500—5000 кг/ч	—	—	—
—	300—1300 кг/(м ² ·ч)	500—2500 кг/(м ² ·ч)	—	—
5,6	4,5	—	—	—
170 л/(м ² ·ч)	40—110 кг/(м ² ·ч)	75—150 кг/(м ² ·ч)	22—70 кг/кг влаги	1000—1730 ккал/кг влаги
800—1000 л/ч	900 кг/ч	—	—	Расход природного газа 100— 150 м ³ /ч

16	17	18
—	Рецикл частиц 59 кг/ч. Пылевывос 1,8 кг/ч	[16]
Гранулы соды влажностью 0,5—2,2%, размером 0—10 мм. Состав: Na ₂ CO ₃ 80%; NaCl 1,1%; Na ₂ SO ₄ 6,3%; н. о. 10,4%	Решетка толщиной 20 мм, живое се- чение 8%, диаметр отверстия 6 мм	[85]
—	Решетка толщиной 20 мм, живое се- чение 8%, диаметр отверстия 6 мм	[85]
Гранулы размером 1—3 мм. Состав: Na ₂ SO ₄ 95,5—98%; NaCl 1,2—1,9%; н. о. 0,2—0,5%	Живое сечение решетки 7%, диа- метр отверстий 5 мм	[85]
Гранулы размером 0—7 мм. Состав: Na ₂ SO ₄ 78—84%; хло- риды 1,55—1,6%; Na ₂ CO ₃ 8,3— 10,5%. Органические примеси 6—8,4%; примеси до 0,84%	Живое сечение решетки 8%, диа- метр отверстий 5 мм, пылевывос 20%	[85]
Гранулы сульфата натрия	Пылевывос до 30%, диаметр отвер- стий 6 мм, живое сечение решетки 10%	[85]
Порошок крупностью 0,65 мм, влажность 0,02—0,18%	Живое сечение решетки 10%. Песок размером 3+1 мм	[143]
—	Рецикл частиц 2,7 кг/ч	[16]
—	Пылевывос 4—13%	[144]
—	Пылевывос 15%. Живое сечение ре- шетки 7%, диаметр отверстий 5 мм	[85]

кой в тару кальциевая селитра охлаждается до 30° С в барабанах, через которые продувают охлажденный воздух.

Существующий способ переработки растворов кальциевой селитры имеет ряд недостатков. Заращение теплопередающих поверхностей сернокислыми и карбонатными солями кальция приводит к частым остановкам выпарных батарей на промывку.

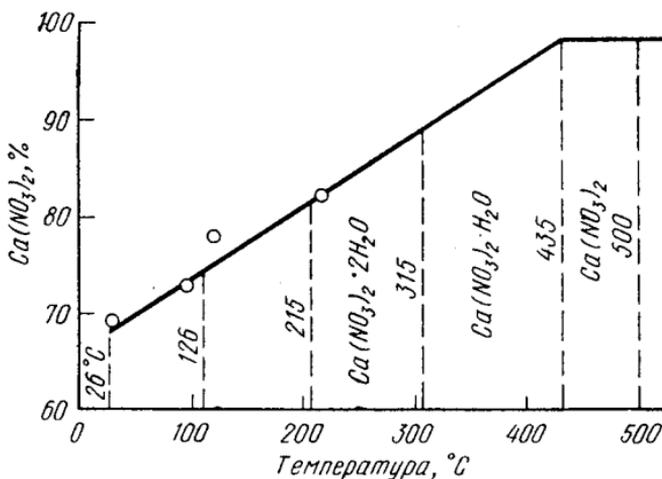


Рис. 78. Влияние температуры в слое на содержание кристаллогидратной воды в нитрате кальция

Очень сложным процессом является также и кристаллизация кальциевой селитры, требующая для своего осуществления добавки 5—6% аммиачной селитры.

В этой связи значительный интерес представляют исследования по упарке растворов и грануляции кальциевой селитры в аппарате кипящего слоя, выполненные В. И. Гладушко и П. Т. Шевченко [99]. Упарке и грануляции подвергали растворы кальциевой селитры с концентрацией от 25 до 65%. Авторы изучали влияние начальной концентрации нитрата кальция и высоты псевдооживленного слоя на интенсивность испарения влаги при температурах в слое от 40 до 270° С.

При температуре в слое 270° С, скорости воздуха 2,0—2,2 м/с и подаче 25%-ного раствора достигнуты следующие показатели: удельная производительность 137 кг/(м³·ч), влагосъем 413 кг/ч с 1 м² решетки.

На рис. 78 приведена зависимость содержания кристаллогидратной воды, удерживаемой готовым нитратом

кальция, от температуры кипящего слоя, полученная при обезвоживании 25%-ного раствора. Установлено, что при температуре слоя от 26 до 126° С образуется тетрагидрат, от 126 до 215° С — тригидрат, а в области от 215 до 315° С — бигидрат нитрата кальция.

При упаривании и грануляции нитрата кальция в кипящем слое необходимость в добавке аммиачной селитры к растворам отпадает.

Для упаривания, грануляции и охлаждения нитрата кальция В. И. Гладушко и П. Т. Шевченко рекомендуют вертикальный двухсекционный аппарат с беспровальными решетками. Верхняя секция предназначена для обезвоживания и грануляции, нижняя — для охлаждения соли.

Для цеха производительностью 10 тыс. т кальциевой селитры в год взамен 3-корпусной выпарки, холодильного барабана, барабанного кристаллизатора и фильтр-пресса достаточно установить один аппарат объемом около 10 м³. Ожидаемое снижение капитальных затрат составит около 100 тыс. руб., а снижение себестоимости может достигнуть 3—5%.

Изучение грануляции плава тетрагидрата кальциевой селитры на лабораторной установке кипящего слоя проводил также Ванечек [12, 41, 140].

Основные размеры аппарата и полученные показатели процесса приведены в табл. 12. Исходя из данных, полученных на лабораторной установке, Ванечек спроектировал промышленную установку со следующими проектными показателями: производительность 3,57 т/ч; площадь решетки 3,0 м²; температура газов под решеткой 350° С; в слое 150° С; расход воздуха 13400 м³/ч; расход мазута 166,5 кг/ч.

Необходимо отметить, что, несмотря на определенную перспективность разработанного способа грануляции кальциевой селитры в кипящем слое, исследования этого процесса ограничились лабораторной стадией.

Нитрат аммония (аммиачная селитра)

Аммиачная селитра является одним из наиболее эффективных азотных удобрений. Она содержит от 33,6 до 34,8% азота.

Кроме того, аммиачную селитру применяют для изготовления взрывчатых веществ — аммонитов, аммоналов и т. д.

Аммиачная селитра очень гигроскопична, а также склонна к сильной слеживаемости.

Для предотвращения увлажнения аммиачной селитры ее упаковывают в плотную, хорошо герметизированную тару; менее всего подвержена слеживаемости аммиачная селитра, полученная из плава в виде гранул со средним размером 1—3 мм, концентрацией 99% NH_4NO_3 и охлажденная перед упаковкой в тару до температуры ниже 32°C . Температура заметного разложения аммиачной селитры превышает 150°C ; температура плавления $169,6^\circ\text{C}$.

Существующее производство аммиачной селитры состоит из нейтрализации азотной кислоты газообразным аммиаком с использованием тепла нейтрализации для частичного выпаривания раствора (до 60—80% NH_4NO_3), окончательного упаривания этих растворов до состояния плава и кристаллизации и сушки гранулированного продукта.

Конечная концентрация плава зависит от способа кристаллизации.

При кристаллизации в грануляционных башнях концентрация плава достигает 98—98,5% NH_4NO_3 (или 99,5—99,8% для получения селитры высокого качества); при кристаллизации на охлаждающих вальцах — 96—97%; при кристаллизации в аппаратах чашечного типа концентрацию плава доводят до 94,5—95%.

Для получения аммиачной селитры с требуемой конечной влажностью 0,4—0,5% и охлажденной до 25 — 30°C производится сушка и охлаждение кристаллического (гранулированного) продукта; Е. А. Казакова предложила осуществлять сушку и охлаждение гранулированной аммиачной селитры в кипящем слое [145].

Н. А. Шахова, Л. А. Бахтин и А. А. Соколовский [56] разработали способ грануляции, сушки и охлаждения плава аммиачной селитры в аппарате кипящего слоя. Опыты проводили на лабораторной установке. Плавы с концентрацией 90 и 95% NH_4NO_3 и температурой 136°C распыляли с помощью пневматической форсунки сбоку в конический аппарат с кипящим слоем.

При скорости воздуха 0,82 м/с, его исходной температуре 26°C и температуре в слое 43°C были получены гранулы аммиачной селитры с влажностью 0,5% при удельной производительности по сухому продукту 650 кг/($\text{м}^2 \cdot \text{ч}$) и по влаге 35 кг/ч с 1 м^2 решетки.

Для получения однородного по гранулометрическому составу продукта и осуществления непрерывного процесса необходим селективный отвод крупных гранул и возврат мелочи в слой. Снижение температуры гранул в слое до 30° С может быть достигнуто размещением в слое охлаждающих поверхностей.

Н. А. Шахова, А. А. Бахтин и А. А. Соколовский [56] изучали также обезвоживание растворов аммиачной селитры с концентрацией 60—85%. Полученные при этом основные результаты приведены в табл. 12.

Характерной особенностью обезвоживания растворов аммиачной селитры является то, что с увеличением концентрации возрастает количество влаги, испаряемой за счет физического тепла раствора, и температура подаваемого воздуха может быть снижена (рис. 79).

Для обеспечения минимального истирания (и выноса) продукта в слое скорость воздуха не должна превышать 1,1 м/с. Однако для осуществления непрерывного процесса в этом случае, как и при грануляции плавоов, потребуется применение сепарирующих устройств.

Дальнейшее повышение производительности установки при обезвоживании растворов аммиачной селитры ограничивается гигроскопичностью и слеживаемостью продукта. Для получения гранул влажностью менее 0,2% (что, как известно, уменьшает слеживаемость аммиачной селитры) относительная влажность отработанного воздуха должна быть не выше 20% при температуре слоя 65° С и не выше 16% при 75° С.

Таким образом, использование кипящего слоя позволяет совместить в одном аппарате процессы обезвоживания, кристаллизации и грануляции аммиачной селитры, благодаря чему отпадает необходимость в громоздких грануляционных башнях. При этом стоимость энергетических затрат на 1 т продукта для способа с применением обезвоживания в кипящем слое по сравнению с другими существующими способами оказывается самой низ-

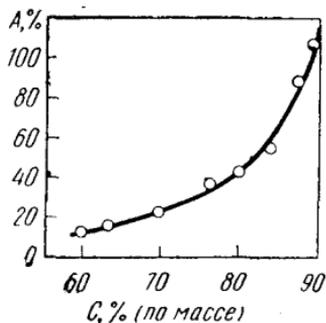


Рис. 79. Изменение доли физического тепла раствора (А) в общем количестве тепла, расходуемого на испарение влаги в зависимости от концентрации раствора (с) (температура слоя 60° С)

кой. Кроме того, получаемые в кипящем слое гранулы аммиачной селитры отличаются большой прочностью и меньшей влажностью, что приводит к снижению общих затрат при применении аммиачной селитры в качестве удобрения.

Необходимо отметить, что разработанный способ обезвоживания растворов и плавов аммиачной селитры был испытан лишь на опытных установках.

Сульфат аммония

Сульфат аммония применяют в сельском хозяйстве в качестве азотного удобрения, содержащего 20,5—21% азота. Сульфат аммония при нагревании разлагается с потерей аммиака, превращаясь в кислые соли. По сравнению с аммиачной селитрой сульфат аммония менее слеживается и обладает значительно меньшей гигроскопичностью.

В Советском Союзе сульфат аммония производят в основном поглощением серной кислотой аммиака, содержащегося в газе коксовых печей. Представляет интерес также переработка растворов, являющихся отходами производства капролактама.

Поглощение аммиака из коксового газа производится в скрубберах, орошаемых раствором сульфата аммония, содержащим 5—6% свободной серной кислоты. Из скрубберов насыщенный раствор сульфата аммония с температурой 47—55°С и концентрацией 42—45% поступает на кристаллизацию в кристаллизаторы выпарного типа. Пульпа из кристаллизатора подается далее на центрифугу. Затем соль сушится, упаковывается и направляется на склад. Обезвоживание растворов сульфата аммония в аппарате с кипящим слоем впервые было осуществлено Медгени и Вансом [16].

Лабораторная установка для обезвоживания растворов сульфата аммония показана на рис. 80. Для подачи раствора с концентрацией 28% и температурой 60—104°С использовали пневматическую форсунку с паровым обогревом. Регулирование размеров частиц гранулированного продукта осуществляли путем подачи рецикла частиц различного состава, изменения отношения диаметров зоны роста гранул и зоны классификации, а также изменением соотношения подаваемого раствора к рециклу.

Изучение процесса обезвоживания растворов сульфата аммония с концентрацией 5—45% на лабораторной установке с кипящим слоем проводил также В. И. Гладушко [99]. Основные результаты этого исследования приведены в табл. 12.

При получении сульфата аммония из разбавленной серной кислоты в производстве капролактама нейтрализационные рассолы подвергаются упарке в трубчатых выпарных аппаратах. Примеси (лактамы и полупродукты, акрилаты, синильная кислота и т. д.), содержащиеся в отработанной серной кислоте, науглероживаются на стенках теплообменников, что приводит к ухудшению теплообмена и выходу из строя теплообменных трубчатых аппаратов. Другим недостатком применяемой технологии является получение мелких кристаллов при кристаллизации, слеживающихся при хранении.

Г. Л. Грошев, С. М. Данов, Н. Д. Кручинина и др. подвергали [95, 141] обезвоживанию исходные растворы сульфата аммония производства капролактама, содержащие 430—470 г/л $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, 35—60 г/л Na_2SO_4 , 1,5—10 г/л органических примесей; кислотность раствора (в пересчете на H_2SO_4) составляла 0,15—2,3 г/л.

Аппарат кипящего слоя был снабжен газораспределительной решеткой диаметром 180 мм с фракционирующим отборным устройством и соплами для ввода высокотемпературного теплоносителя.

Наибольший влагосъем [1850 кг/(м²·ч)] был достигнут при температуре в соплах 800°С, под решеткой 120°С, в слое 100—105°С, скорости газов в соплах 12 м/с, под решеткой 1,1 м/с и соотношении потоков холодного и горячего газов 1 : 1,7.

Исследования показали, что фракционный состав готового продукта существенно зависит от температуры псевдооживленного слоя. Так, при температуре слоя 75—

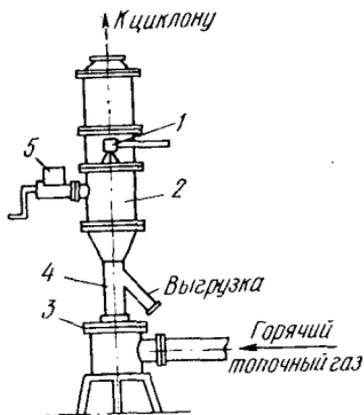


Рис. 80. Лабораторная установка для обезвоживания раствора сульфата аммония:

1 — пневматическая форсунка; 2 — аппарат КС; 3 — газораспределительная решетка; 4 — сепаратор; 5 — устройство для загрузки рецикла

77° С содержание фракции менее 1 мм составляло 15,8%, а при 105° С 5,0%.

Непрерывный процесс был осуществлен на растворах сульфата аммония, содержащих не более 10 г/л органических примесей, при температуре в слое 100—120° С. Гранулометрический состав слоя стабилизировали и поддерживали с небольшими колебаниями в течение нескольких суток: фракция —5+3 мм 10—20%; —3+2 мм 40—60%, —2+1 мм 20—35%, фракция меньше 1 мм 2—5%. Пылевынос при этом составлял 5—8%.

По данным лабораторных исследований была спроектирована и построена опытно-промышленная установка для обезвоживания растворов сульфата аммония — побочного продукта производства капролактама. Сушильная камера аппарата имела форму усеченной пирамиды высотой 2500 мм и углом раскрытия 22°, сечение на уровне газораспределительной решетки 400×800 мм.

Отходящие газы проходили последовательно через пенный аппарат, орошаемый исходным раствором, и циклон-каплеотбойник.

Обезвоживанию подвергали растворы сульфата аммония производства капролактама и акрилатных производств. Во всех опытах был осуществлен непрерывный процесс. Результаты обезвоживания на опытно-промышленной установке приведены в табл. 12.

Расход воздуха на фракционирующее устройство составлял 200—280 м³/ч. Влажность готового продукта находилась в пределах ГОСТа и составила 0,1—0,3%.

Карбамид (мочевина)

Карбамид широко применяют как в сельском хозяйстве, так и в промышленности. Он является высококонцентрированным, безбалластным азотным удобрением, содержащим 46,3% азота. Карбамид менее гигроскопичен и не так слеживается, как аммиачная селитра.

Сухой карбамид при нагревании под атмосферным давлением выше температуры плавления (132,4° С) разлагается с образованием биурета.

В настоящее время карбамид в промышленном масштабе производят прямым синтезом из аммиака и двуокси углерода.

Процесс протекает под давлением 200 ат и выше и температуре 190° С. Разделение продуктов реакции мо-

чевины, карбамата и карбонатов аммония осуществляют в двух ступенях дистилляции — на первой под давлением 16—18 ат и на второй без давления, с применением острого и глухого пара.

Раствор карбамида с дистилляции второй ступени с концентрацией 74—76% подают на выпарку в выпарные аппараты пленочного типа, работающие под разрежением 550—600 мм рт. ст. Для получения гранулированного продукта упаривание ведут до концентрации плава 98—99% и выше и далее направляют в грануляционные башни. Кристаллический карбамид может быть получен при концентрации плава 92—94%.

Содержащийся в газах дистилляции I и II ступени аммиак либо возвращают в цикл, либо перерабатывают в другие продукты — сульфат аммония, аммиачную селитру и т. д.

Допустимое содержание влаги в мочеvine 1%, бнурета 0,8%.

Впервые исследования по обезвоживанию растворов мочевины концентрацией 67,4 и 81% в аппарате с кипящим слоем были проведены Н. А. Шаховой и А. И. Рычковым [46]. Опыты проводили на лабораторной установке в цилиндрическом аппарате с диаметром решетки 250 мм. Режим проведения процесса и достигнутые при этом показатели приведены в табл. 12.

Дальнейшие исследования были проведены Н. А. Шаховой и А. И. Рычковым [59] на непрерывнодействующей лабораторной установке с аппаратом конической формы (рис. 81). Грануляции подвергали плавы мочевины с концентрацией 90—95% и температурой 117—136°С. Часть опытов провели при наличии в псевдооживленном слое охлаждающего змеевика с поверхностью 0,0615 м².

В опытах была достигнута удельная производительность аппарата по гранулированной мочеvine

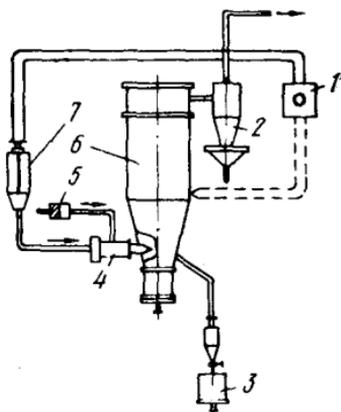


Рис. 81. Лабораторная установка для грануляции плава мочевины:

- 1 — электронный потенциометр с регулятором;
- 2 — циклон;
- 3 — приемник готового продукта;
- 4 — форсунка;
- 5 — компрессор;
- 6 — сушилка;
- 7 — электромагнитный пускатель.

660 кг/(м²·ч). На рис. 82 приведена зависимость удельной производительности гранулятора по влаге от температуры слоя и начальной температуры воздуха для случая грануляции плава концентрацией 93% при скорости воздуха 1,5 м/с. Увеличение температуры слоя выше 60°C приводит к возрастанию хрупкости гранул, что ограничивает удельную производительность гранулятора.

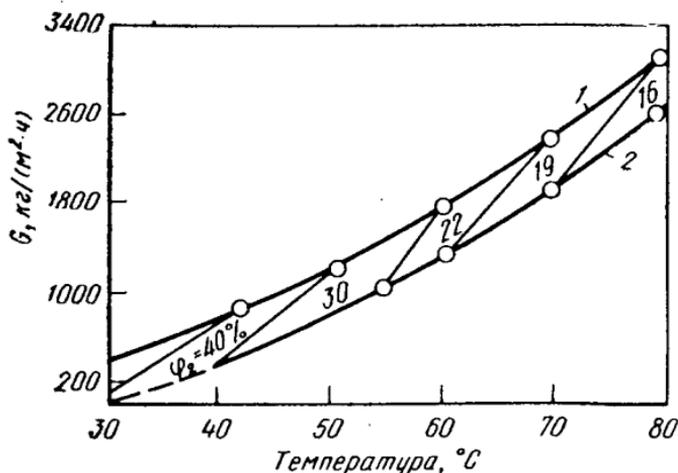


Рис. 82. Зависимость удельной производительности гранулятора от температуры и влажности (Ψ_2) охлаждающего воздуха (концентрация плава 93%, скорость воздуха 1,5 м/с) при температуре воздуха на входе 20° С (1) и 30° С (2)

Процесс грануляции плава мочевины в кипящем слое характеризуется непрерывным ростом среднего размера гранул. Следовательно, для поддержания неизменного гранулометрического состава выгружаемых частиц в аппарат кипящего слоя необходимо вводить рецикл мелких частиц.

На основании лабораторных исследований была разработана опытно-промышленная установка показанная на рис. 83. Для грануляции мочевины был использован плав концентрацией 80—90%.

При температуре охлаждающего воздуха 20—40° С достигнута производительность гранулятора по готовому продукту 550 кг/ч, что соответствует удельной производительности 1100 кг/(м²·ч). Удельная производительность гранулятора увеличивается с повышением температуры псевдооживленного слоя. Однако эта температура

не должна превышать 70—75° С, так как при 80° С происходит разложение мочевины с образованием биурета.

Как следует из рис. 84, увеличение относительной влажности отработанного воздуха φ_2 при неизменной температуре слоя приводит к возрастанию влажности гранул мочевины. При увеличении температуры слоя при постоянной φ_2 также происходит рост содержания влаги в гранулах.

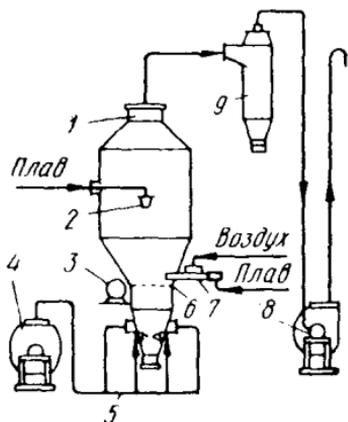


Рис. 83. Опытная установка для грануляции плава мочевины:

1 — штуцер; 2 — механическая форсунка; 3 — гранулятор; 4 — воздуходувка; 5 — коллектор; 6 — газораспределительная решетка; 7 — пневматическая форсунка; 8 — воздуходувка; 9 — циклон

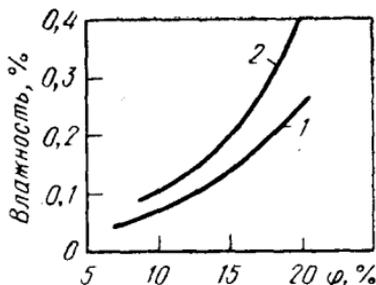


Рис. 84. Влияние относительной влажности отработанного воздуха и температуры слоя на влажность гранул мочевины:

1 — 59—65° С; 2 — 65—72° С

Непрерывный процесс грануляции может быть осуществлен при невысокой удельной производительности гранулятора. При повышении производительности гранулятора происходит непрерывный рост эквивалентного диаметра гранул, и для получения продукта установившегося гранулометрического состава необходимо подавать в слой отсепарированные мелкие гранулы («внутренний» рецикл), либо кристаллы мочевины из шнеков-кристаллизаторов («внешний» рецикл).

Испытания разработанной установки и опыт ее эксплуатации позволили рекомендовать оптимальные условия грануляции в псевдооживленном слое: концентрация плава 85%, температура слоя от 65 до 75° С, скорость газа в нижнем сечении аппарата от 1,6 до 2 м/с, удельный расход охлаждающего воздуха от 6 до 7 кг/кг. Удельная производительность гранулятора в этих условиях составит 950—1120 кг/(м²·ч). Оптимальная высота неподвиж-

ного слоя 160—240 мм, сопротивление слоя и решетки 210—310 мм вод. ст.

Сравнение технико-экономических показателей разработанного способа грануляции мочевины с существующими авторами не приводят.

Значительное повышение удельной производительности по гранулированной мочеvine было достигнуто С. М. Дановым, Г. Л. Грошевым и др. [142] при обезвоживании растворов мочевины концентрацией 60—70% в аппарате с высокотемпературным теплообменным соплом, вмонтированным в крышку аппарата.

Производительность аппарата с подачей раствора через теплообменное сопло над псевдоожиженным слоем при скорости воздуха 3 м/с достигает 1000 кг/(м²·ч). Полученный продукт отличается высоким качеством: влажность гранул 0,04—0,06%, содержание биурета (как и в исходной мочеvine) 0,4—0,6%, прочность гранул на раздавливание в 2,5—11 раз выше, чем у гранул, полученных в грануляционных башнях.

Авторы рекомендуют разработанную конструкцию аппарата для обезвоживания гигроскопичных, гидролизующих и термически неустойчивых веществ.

Значительный интерес представляет разработанный С. Г. Широковым, В. Н. Кисельниковым и Я. И. Крейнделем [14, с. 54; 66—68] способ получения карбамида непосредственно из плава колонны дистилляции I ступени путем его термической обработки нагретыми рециркулирующими газами.

Способ позволяет совместить в одном аппарате кипящего слоя стадии дистилляции II ступени, выпарки и грануляции. Состав плава колонны дистилляции I ступени (давление 16 ат, температура 110—125°С): 42,8—47,1% мочевины; 24,5—28,2% аммиака; 15,9—19,4% углекислоты; 15,6—19,4% воды.

Обезвоживанию подвергали также плав колонны синтеза (давление 200 ат, температура 195°С): 34,0—34,8% мочевины; 41,5—42,2% аммиака; 11,0—19,0% углекислоты; 10,0—13,8% воды.

В качестве теплоносителя применяли двуокись углерода и смесь газов NH₃—CO₂—H₂O, состав которых мог изменяться в пределах, % (по массе): 22,5—80,5 аммиака; 18,3—96,0 двуокиси углерода; 3,1—13,0 паров воды.

Лабораторная установка, на которой проводили исследования, показана на рис. 85.

В результате подвода тепла с газом, содержащим 94—99% CO_2 , из плава мочевины удалялись аммиак и вода и одновременно происходила грануляция и сушка мочевины. Из рис. 86 и 87 следует, что при температуре слоя 95—100° С содержание аммиака в гранулах и влажность гранул соответствовали ГОСТу. Содержание биу-

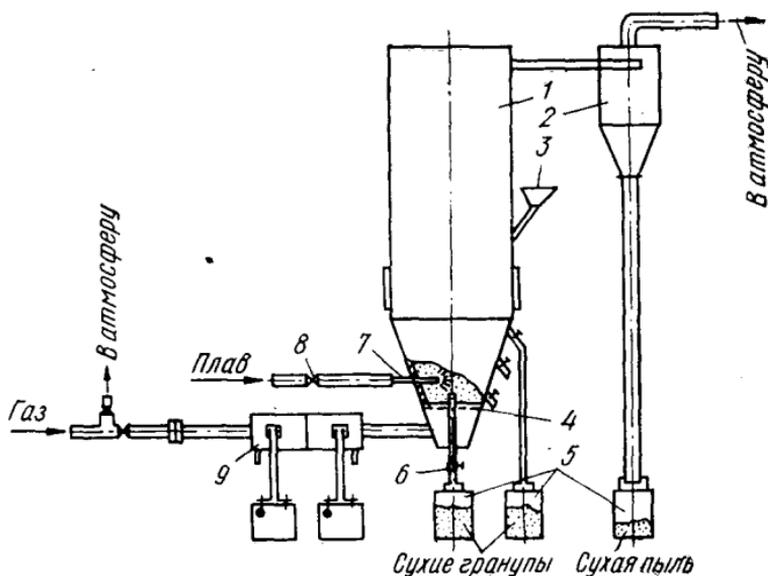


Рис. 85. Лабораторная установка для грануляции плава мочевины:

1 — гранулятор-сушилка; 2 — циклон; 3 — загрузочный бункер; 4 — газораспределительная решетка; 5 — сборник гранул; 6 — выгрузка гранул с уровня решетки; 7 — форсунка; 8 — регулирующий ventиль; 9 — электропечь

рета в гранулах не превышало 0,3%. Максимальная удельная производительность гранулятора по мочевины при температуре под решеткой 170° С, а в слое 100° С и скорости 0,414 м/с достигала 840 кг/(м²·ч).

В. Н. Кисельников и др. [14, с. 54; 66—68] исследовали также влияние состава газовой смеси на качество гранул. Количество аммиака в смеси изменяли от 22,5 до 80,5%; при температуре в слое 90° С остаточное содержание аммиака в гранулах практически не изменялось (0,03—0,04%). Однако остаточная влажность гранул зависела от температуры слоя и вида теплоносителя.

На средний размер гранул в слое значительное влияние оказывает расход плава, температура слоя и скорость газа; размер гранул снижается при увеличении температуры слоя и скорости газа.

Особенностью удаления влаги и аммиака из плава является то, что этот процесс происходит как за счет физического тепла плава при сбросе давления, так и за счет конвективной сушки.

При снижении давления плава с 16 ат до атмосферного происходит резкое уменьшение содержания аммиака

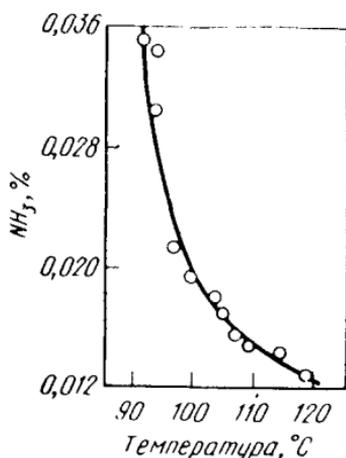


Рис. 86. Зависимость содержания свободного аммиака в гранулах от температуры слоя

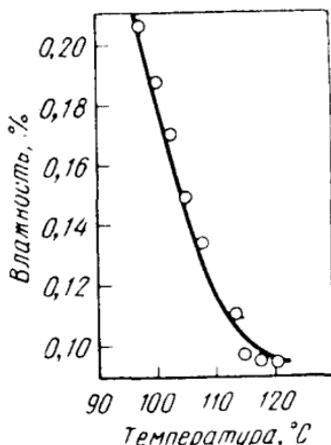


Рис. 87. Зависимость влажности гранул мочевины от температуры слоя

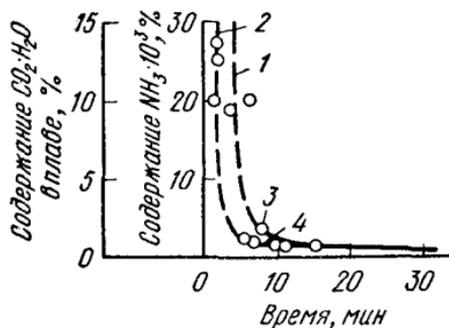


Рис. 88. Влияние давления и температуры плава на кинетику сушки: 1 — давление плава до дросселирования 200 ати, сушка самоиспарением; 2 — давление плава до дросселирования 16 ати, сушка самоиспарением; 3, 4 — конвективная сушка

ка — с 25,7 до 12—13,4%, воды — с 13,8 до 10% и углекислоты — с 15,1 до 12,4% (рис. 88).

При снижении давления плава колонны синтеза с 200 ат до атмосферного содержание аммиака в плаве уменьшается с 41,5 до 21,5%.

Учитывая результаты всего комплекса исследований, предложили оптимальный режим процесса переработки плава мочевины в псевдооживленном слое:

Температура, °С:

под решеткой	180—195
в слое	90—110
отходящих газов	100—115

Скорость газа, м/с:

в нижнем сечении аппарата . . .	1,5—2,0
в верхнем сечении » . . .	0,4—0,65

В этих условиях удельная производительность по мочеvine составит 840—910 кг/(м²·ч).

Технико-экономические показатели свидетельствуют о том, что при осуществлении способа термической переработки плава в кипящем слое удельные затраты по пару, воде и потерям основного продукта значительно ниже, чем в грануляционных башнях. Предполагаемая экономия составляет 10—15% от себестоимости выпускаемого продукта.

Хлорид кальция

Хлорид кальция используют в производстве хлорида бария, при обработке сточных вод, в системах для кондиционирования воздуха, для обеспыливания грунтовых и щебеночных дорог и т. д.

Хлорид кальция сильно гигроскопичен и на воздухе расплывается. Равновесная относительная влажность воздуха над $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ при 20° С равна 22%, при 50° С 17%.

При температурах от 50 до 150° С хлорид кальция кристаллизуется в форме двухводного кристаллогидрата $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$; при дальнейшем возрастании температур образуется смесь двухводного и одноводного хлорида кальция. Безводный хлорид кальция существует при температуре свыше 300° С.

Сырьем для промышленного производства хлорида кальция служат промышленные отходы растворов хлорида кальция на содовых заводах, содержащие 9,2—11,3% CaCl_2 , 4,7—5% NaCl и небольшие количества примесей, а также маточный шлолк в производстве хлората калия, содержащий 400—500 г/л CaCl_2 , 10—20 г/л KClO_3 и KCl и незначительные количества других примесей.

Осветленный раствор хлорида кальция содовых производств выпаривают обычно в многокорпусных выпарных батареях до 40%, выделяют в осадок поваренную соль и продолжают выпаривать в плавильных аппаратах

до концентрации 67%. Затем жидкость разливают в барабаны, где она застывает в виде плавленого продукта, либо кристаллизуют на поверхности охлаждаемых барабанов.

Выпаривание растворов хлорида кальция характеризуется значительной инкрустацией греющих поверхностей сульфатом кальция.

Выпаривание маточных щелоков производства хлората калия ведут обычно до 67—75%, после чего раствор CaCl_2 чешуируют на холодильном барабане либо сливают в тару, где он застывает в плав, состоящий из смеси $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ и $\text{CaCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$.

Исследования по грануляции 50%-ного раствора хлорида кальция в аппарате с кипящим слоем были выполнены Мефени и Вансом [16]. Основной задачей исследования являлось изучение закономерностей кинетики роста гранул: экспериментально подтверждена возможность получения гранулированного хлорида кальция при подаче рецикла мелких частиц при режимах, приведенных в табл. 12.

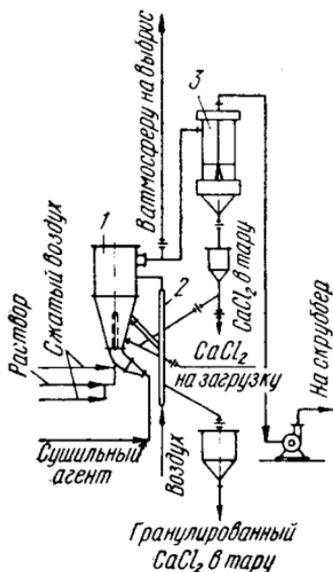


Рис. 89. Опытно-промышленная установка для сушки и грануляции хлорида кальция в фонтанирующем слое:

1 — сушилка; 2 — воздушный сепаратор; 3 — циклон

и Дрбоглавом [140]. Результаты этого исследования приведены в табл. 12.

Раствор хлористого кальция с концентрацией 35% обезвоживали П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская и В. Е. Бабенко [15] на опытно-промышленной установке, показанной на рис. 89. Конический аппарат с фонтанирующим слоем был снабжен выносным пневматическим сепаратором, предназначенным для возврата мелких частиц обратно в аппарат. При температуре воздуха под решеткой 340—380° С, отходящих газов 110—132° С, скорости воздуха (на сечение решетки) 20—28 м/с (см.

табл. 12) был получен гранулированный хлорид кальция с влажностью 5,6—10,2%.

Удельный влагосъем (на верхнее сечение аппарата) при этом составил 370—460 кг/(м²·ч).

Промышленная установка для обезвоживания 35%-ного раствора хлорида кальция была снабжена мазутной топкой.

Выгрузку готового продукта осуществляли через сепаратор в центре аппарата. Подачу раствора производили четырьмя тангенциально расположенными пневмофорсунками. Испытания, основные результаты которых приведены в табл. 12, показали, что конечная влажность продукта составляет 2%; выход гранулированного продукта достигал 77%, остальное количество улавливалось в виде пыли.

Бихромат натрия

Бихромат натрия широко применяется в производстве хромовых красок, получении органических красителей, приготовлении катализаторов и т. д.

Бихромат натрия ($\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$) кристаллизуется при температуре выше 64,6° С в безводном виде, а ниже этой температуры — с двумя молекулами воды ($\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). Продукт сильно гигроскопичен и на воздухе растекается.

Получающийся в производстве бихромата натрия бихроматный щелок с концентрацией 1100 г/л CrO_3 упаривают в однокорпусных вакуум-выпарных аппаратах до концентрации 67,5—69% CrO_3 . Для получения плавляемого продукта плаву разливают в стальные барабаны, где он полностью застывает при охлаждении на воздухе. Из плава готовят также гранулированный (двухвальный лопастной гранулятор) и чешуйчатый продукты.

При переработке застывшего плава бихромата натрия тара (металлические барабаны), как правило, разбирается и не может быть вторично использована.

В. Ф. Волков, В. М. Павлов и др. [43] предложили способ получения гранулированного бихромата натрия путем распыления раствора бихромата натрия с концентрацией $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ от 280 до 1200 г/л в аппарат кипящего слоя. Для предотвращения закристаллизации форсунки температуру раствора поддерживали равной 75—105° С.

Опытно-промышленная установка показана на рис. 90. Камера аппарата с псевдооживленным слоем выполнена в виде двух сочлененных усеченных конусов. Нижний конус высотой 1 м имеет угол раскрытия 36° , верхний высотой 2 м 20° .

На установке применена двухступенчатая система очистки уходящих газов от пыли. Разгрузка гранулиро-

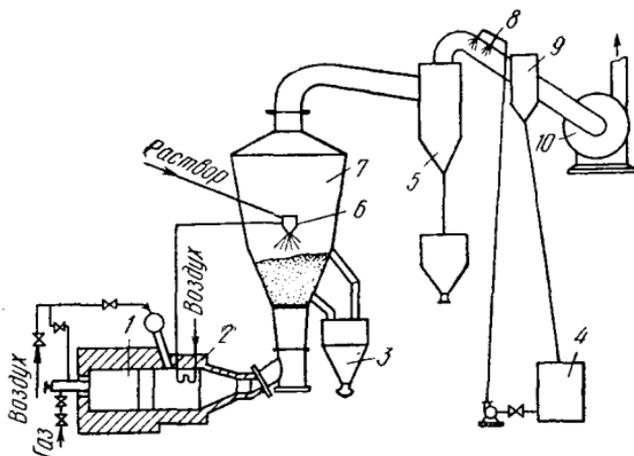


Рис. 90. Опытно-промышленная установка для грануляции бихромата натрия в псевдооживленном слое:

1 — топка с камерой смещения; 2 — змеевиковый подогреватель; 3 — бункер для готового продукта; 4 — сборник слабого раствора бихромата; 5 — циклон; 6 — форсунка; 7 — аппарат с псевдооживленным слоем; 8 — форсунка; 9 — каплеуловитель; 10 — дымосос

ванного продукта осуществляется как с уровня решетки, так и переливом на высоте 550 мм от решетки.

Во избежание заплывания решетки и порчи продукта температура газа под решеткой поддерживается на уровне $360\text{--}375^\circ\text{C}$, а температура псевдооживленного слоя — от 230 до 280°C . Стабилизация гранулометрического состава продукта в слое достигается при введении рецикла измельченных гранул в количестве 10% от производительности (по соли).

Опытно-промышленная установка сдана в промышленную эксплуатацию. Средняя производительность установки составляет $1315\text{ кг}/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$. Содержание CrO_3 в продукте находится на уровне $74,1\text{--}75,6\%$.

Себестоимость бихромата натрия, гранулированного в аппарате с псевдооживленным слоем, на $4,9\%$ дороже плавного бихромата натрия.

Едкий натр

Едкий натр является гигроскопическим веществом и на воздухе расплывается. Температура плавления безводного едкого натра 328°C .

Равновесная относительная влажность воздуха над насыщенными растворами NaOH при 140°C равна 10%, а при 180 , 210 и 250°C она достигает соответственно 26,41 и 67,2%.

Впервые исследования по обезвоживанию расплава NaOH с начальной температурой 93°C на лабораторной установке были выполнены Мефени и Вансом [16].

В результате опытов была доказана возможность получения гранулированного NaOH в аппарате кипящего слоя при подаче рецикла мелких частиц и холодного воздуха на псевдооживление (см. табл. 12).

Для исследования процесса обезвоживания растворов едкого натра концентрацией 23,7 и 35% в псевдооживленном слое Г. А. Минаев и Н. А. Шахова [26, с. 63—64] использовали лабораторную экспериментальную установку. Температуру воздуха под решеткой изменяли в пределах 283 — 348°C , в слое 245 — 300°C , скорость сушильного агента составляла 2,3—3,4 м/с. В этих условиях был получен гранулированный NaOH влажностью 3—6,4%. Повышенное содержание в продукте Na_2CO_3 объясняется тем, что в качестве сушильного агента использовали воздух, содержащий 0,03% (объемн.) CO_2 . Для осуществления процесса грануляции NaOH авторы рекомендуют поддерживать температуру в слое в пределах 190 — 250°C .

При этих температурах слоя равновесная относительная влажность воздуха на выходе из аппарата находится в пределах 36—67,2%, что позволяет повысить температуру под решеткой до 500 — 750°C и, следовательно значительно увеличить производительность аппарата.

Г. Л. Грошев, С. М. Данов, Н. Д. Кручинина, Г. В. Рыбин [95] осуществляли обезвоживание 40—42%-ного раствора едкого натра на лабораторной установке с высокотемпературным распыливающим соплом, смонтированным в крышку аппарата. В результате мгновенного испарения воды в верхней зоне аппарата происходил вынос паров воды встречным потоком оживающего агента, в результате этого в зоне кипящего слоя парциальное

давление паров воды поддерживалось на уровне, необходимом для получения безводных продуктов.

Данная установка позволила достигнуть удельной производительности по едкому натру 400 кг/(м²·ч) (см. табл. 12).

Сода

Сырьем для получения концентрированной соды служат песчано-содовые руды и рассолы. Последние сгущают в летнее время в испарительных бассейнах, в которых при охлаждении сгущенной рапы зимой выделяется сода-сырец в виде пласта декагидрата, содержащего примеси сульфата натрия, хлористого натрия, песка и ила. Соду, добытую из пласта, растворяют в воде и после очистки раствора от твердых примесей подвергают упариванию в чанах. Этот устаревший способ характеризуется, как известно, чрезвычайно низкой производительностью и затратой большого количества топлива и ручного труда. Поэтому чаны заменили аппаратами кипящего слоя, в которых сода-сырец обезвоживается без предварительного растворения.

Природная сода-сырец бассейной добычи, поступающая в аппарат кипящего слоя, характеризуется следующим средним составом, %: 34,5 Na₂CO₃; 2,1 Na₂SO₄; 0,5 NaCl; 59,5 H₂O; 3,4 н. о.

Перед подачей в аппарат кипящего слоя соду-сырец пропускают через молотковую дробилку, откуда дробленый декагидрат по элеватору загружается в небольшой буферный бункер, расположенный над сушилкой кипящего слоя. Из бункера, пройдя тарельчатый питатель, декагидрат поступает на пневматический забрасыватель, распределяющий материал по поверхности слоя.

Аппарат кипящего слоя круглого сечения площадью 4 м². Газораспределительная решетка изготовлена из жароупорной стали толщиной 20 мм; живое сечение решетки 8%; диаметр отверстий 6 мм.

Выгрузку готового продукта производят на уровне решетки и регулируют вручную при помощи шибера на выгрузочной течке.

Теплоноситель соответствующей температуры образуется в выносной топке, работающей на мазуте. Распыл мазута производится паровой форсункой при давлении пара 3 ат. Воздух в топку подается двумя параллельно

работающими вентиляторами ВВД-11, подающими 19 000—22 000 м³/ч воздуха при напоре 680—700 мм вод. ст.

Газо-паровая смесь очищается в циклоне, откуда дымососом Д-12 через орошаемый водой скруббер выбрасывается в атмосферу.

Содовая пыль, уловленная в циклоне, так называемая «пушонка», используется отдельно или смешивается с гранулированной содой.

Проведенные испытания установки позволили установить оптимальный режим процесса сушки декагидрата соды:

Температура, °С:	
теплоносителя под решеткой	750—800
слоя	125—130
Сопrotивление слоя и решетки,	
мм вод. ст.	500
Расход воздуха, м ³ /ч	19 000—22 000
Скорость в слое, м/с	2,0—2,3

При этих условиях производительность установки составляет 2,5 т/ч продукта (гранулированная сода + циклонный продукт).

Удельный расход мазута составил 155—165 кг/т продукта, а удельный расход энергии 50 квт·ч/т продукта.

Влажность гранулированной соды — функция температуры слоя. Зависимость конечной влажности соды от температуры слоя приведена на рис. 91.

При обезвоживании соды-сырца материал в слое гранулируется, давая гранулы правильной сферической формы.

Гранулометрический состав соды, полученный в аппарате КС:

Фракция, мм	+10	+7	+5	+3	+2
Сода, % (по массе)	2,2	1,0	1,1	3,3	12,0
Фракция, мм	+1	+0,5	+0,25	—0,25	
Сода, % (по массе)	48,1	20,0	11,7	0,6	

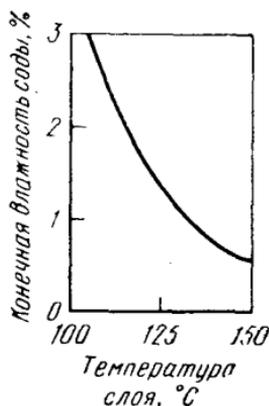


Рис. 91. Зависимость конечной влажности соды от температуры слоя

Вынос из аппарата в циклоны значителен. Количество содовой пыли, уловленной в циклонах, составляет в среднем 20% от производительности установки.

Гранулометрический состав циклонного продукта.

Фракция, мм	+1,26	+0,94	+0,89	+0,64	+0,59
Циклонный продукт, % (по массе)	9,0	8,0	2,2	5,9	2,2
Фракция, мм	+0,47	+0,30	+0,15	—0,15	
Циклонный продукт, % (по массе)	2,7	0,5	10,2	59,5	

Средний состав гранулированной соды, полученной из кипящего слоя, %: 80,0 Na_2CO_3 ; 1,1 NaCl ; 6,3 Na_2SO_4 ; 2,2 H_2O , 10,4 н. о.

Полученный по рассмотренной выше технологии продукт имеет повышенное содержание нерастворимых веществ, поэтому его стали получать путем растворения содовой руды, последующего осветления и обезвоживания в кипящем слое.

После растворения соды-сырца и осветления раствора получается раствор следующего состава, %: 25—27 Na_2CO_3 ; 0,8—1,0 NaCl ; 1,5—1,8 Na_2SO_4 ; 0,5—0,8 н. о.; 70—72 воды.

Раствор подают механическими форсунками при давлении 2—3 ат над слоем. Подача воздуха осуществляется вентилятором ВВД-11, эвакуация газо-паровой смеси — дымососом Д-12. Газы очищают от пыли в двух последовательно работающих циклонах: санитарную очистку производят в скруббере, орошенном водой, выгружаемую из аппарата соду пневмотранспортом направляют на склад.

Процесс протекает при следующем режиме:

Температура, °С:	
теплоносителя	650—750
слоя	120—140
Сопrotивление слоя и решетки, мм вод. ст.	66—700
Количество подаваемого воздуха (скорость в слое 2,8 м/с), м ³ /ч	20 000

Отходящие газы имеют температуру на 15—20° ниже температуры слоя.

Производительность установки при подаче раствора с суммой солей 30% составляет по готовому продукту 2,5 т/ч, что соответствует влагосъему 1800 кг/(м²·ч).

Удельный расход условного топлива составляет 260 кг/т, электроэнергии 64 квт·ч/т.

Обезвоживание содовых растворов протекает с образованием четко выраженных сферических гранул. Размеры получаемых гранул регулируют изменением температуры слоя. Установлено, что размер их изменяется также в зависимости от содержания примесей илов. С повышением содержания илов в щелоче величина гранул возрастает.

Сульфат натрия

Сульфат натрия находит широкое применение в стекольной, целлюлозно-бумажной промышленности, а также для производства моющих средств, выработке сернистого натрия, ультрамарина, силиката натрия и т. д.

При температурах ниже 32,4°С из насыщенных растворов кристаллизуется мирабилит $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, выше 32,4°С кристаллизуется безводный сульфат натрия. При температуре 32,4°С мирабилит плавится — разлагается на безводный сульфат натрия и его насыщенный раствор.

Наибольшее количество сульфата натрия получают обезвоживанием мирабилита в естественных условиях (бассейный способ) и заводским способом.

Значительные трудности при промышленном обезвоживании мирабилита связаны со свойством сульфата натрия образовывать плотные корки на теплопередающих поверхностях. Предложен целый ряд способов обезвоживания мирабилита, среди которых наиболее широкое распространение получил способ плавления и паровой выпарки сульфатных растворов в присутствии твердых кристаллов для устранения инкрустации трубок выпарных аппаратов. Известно также использование для обезвоживания мирабилита аппаратов погружного горения.

Как при паровой выпарке, так и при обезвоживании в аппаратах погружного горения процесс протекает в несколько стадий: плавление мирабилита, упаривание сульфатного раствора, отделение твердого сульфата натрия фильтрованием или центрифугированием и сушка.

Во ВНИИГе разработан одностадийный способ обезвоживания мирабилита в аппаратах кипящего слоя, который был впервые испытан и освоен в промышленном

масштабе на комбинате «Карабогазсульфат». На этом предприятии мирабилит получают в бассейнах при зимнем охлаждении так называемых «погребенных» рассолов, откачиваемых из солевых отложений залива Кара-Богаз-Гол. После зимней садки мирабилита в бассейнах производят сброс мирабилитовых маточных растворов и дренаж мирабилитового пласта. Мирабилит в летний сезон подвергается естественному обезвоживанию с плоскостным сбором сульфата.

С 1962 г. на комбинате наряду с естественным обезвоживанием мирабилита началась эксплуатация цеха обезвоживания, в котором установлены три аппарата кипящего слоя. Сырьем является мирабилит, добываемый из пласта в бассейнах. Поступающий на обезвоживание мирабилит имеет в среднем следующий состав, %: 40,7—46,7 Na_2SO_4 ; 0,3—0,7 NaCl ; 0,2—3 н. о., 45—58 воды.

Куски мирабилита, попадая в слой, плавятся, и образующийся раствор размазывается по поверхности частиц слоя.

Как и во всех случаях сушки и обезвоживания кристаллогидратов или растворов, сульфат натрия, выходящий из аппаратов кипящего слоя, получается в гранулированном виде со сравнительно низким содержанием мелких фракций.

Средний гранулометрический состав продукта изменяется в зависимости от целого ряда факторов, прежде всего от способа загрузки в аппарат и от режима процесса.

Заготовленный в бассейнах мирабилит при помощи бульдозеров и экскаваторов грузят на самосвалы, доставляющие его к скреперной яме. При помощи скрепера и лебедки мирабилит из скреперной ямы загружают в бункер, откуда пластинчатый питатель подает его на наклонный ленточный транспортер, поднимающий мирабилит на верхнюю площадку, которая расположена над сушилками кипящего слоя. Скребок транспортер распределяет мирабилит по бункерам, откуда производится питание отдельных аппаратов кипящего слоя.

Под бункером расположен пластинчатый питатель, подающий мирабилит в течку.

Горячие газы (теплоноситель) для обезвоживания мирабилита получают путем сжигания мазута, распыляемого в топке пневматическими форсунками при давлении воздуха 5—6 ат.

Воздух на горение мазута (первичный воздух) подается в топку вентилятором ВМ-40/750 при давлении 700—750 мм вод. ст. Вторичный воздух, подаваемый тем же вентилятором, поступает в камеру смешения, где топочные газы смешиваются с холодным воздухом для получения надлежащей температуры теплоносителя, поступающего через газораспределительную решетку в слой.

Распределение воздуха на первичный и вторичный производится поворотным клапаном, установленным на разветвлении воздухопровода, идущего от вентилятора. Общее количество воздуха, подаваемого в систему, регулируется при помощи лепесткового направляющего аппарата на всасе вентилятора.

Сушильный агент из камеры смешения при заданной температуре проходит через газораспределительную решетку аппарата кипящего слоя и поступает в слой, где обезвоживает мирабилит, и затем вместе с водяными парами отводится из аппарата в батарейный циклон. Движение газов и паров из аппарата кипящего слоя через циклон вызвано работой дымососа, который выбрасывает газо-паровую смесь в дымовую трубу. Полученный в аппарате кипящего слоя сухой сульфат натрия выгружается по течке, расположенной на уровне газораспределительной решетки в подпорный шнек, из которого поступает на скребковый транспортер.

Провал удаляется периодически из нижней конической части аппарата кипящего слоя.

Аппарат кипящего слоя имеет цилиндрическую форму и изготовлен из листовой стали. Диаметр аппарата на уровне решетки 2800 мм. На расстоянии 1000 мм от решетки цилиндрическая часть переходит в расширяющуюся коническую с диаметром широкого основания 5000 мм.

Газораспределительная решетка из стали состоит из 6 секций, уложенных и закрепленных на четырех коробчатых балках. В полые балки подается для их охлаждения часть вторичного воздуха, который через окна в конце опорных балок поступает в подрешетное пространство и далее направляется вместе с топочными газами в слой. Площадь газораспределительной решетки 6 м², диаметр отверстий 6 мм, живое сечение 10%.

Подача мирабилита в слой производится по наклон-

ной течке, расположенной под углом с вертикалью 10° и введенной в аппарат над фронтом слоя; течка снабжена вибратором.

Топка выносная, цилиндрическая. По каналам между корпусом топки и наружным кожухом проходит вторичный воздух, служащий для охлаждения стенок топки. Нагретый воздух поступает через окна в конце топки в камеру смешения. В топке сжигается высокосернистый мазут, распыляемый в топочной камере при помощи двух пневматических форсунок. Максимальное количество сжигаемого топлива $1000\text{--}1100$ кг/ч. Объем топочного пространства $8,7$ м³; максимальное теплонепряжение $0,9\text{--}1$ млн. ккал/(м³·ч).

Температура теплоносителя, поступающего в слой, составляет 650°C .

Для получения сульфата с конечной влажностью не выше $0,3\text{--}0,5\%$ достаточно поддерживать в слое температуру порядка $90\text{--}100^\circ\text{C}$. Однако, чтобы полностью исключить возможность конденсации водяных паров в циклонах, температура слоя поддерживается на уровне $120\text{--}125^\circ\text{C}$. Конечная влажность сульфата не превышает при этом $0,1\text{--}0,2\%$.

Суммарный перепад давления в слое и газораспределительной решетки составляет $600\text{--}650$ мм вод. ст., из них на долю решетки приходится в среднем $100\text{--}150$ мм вод. ст.

Количество воздуха, подаваемое вентилятором, составляет $36\,000\text{--}40\,000$ м³/ч, что соответствует скорости сушильного агента в слое $2,4\text{--}2,7$ м/с.

Регулирование процесса сушки ведется по двум параметрам — стабилизация температуры слоя путем изменения загрузки мирабилита в слой и стабилизация высоты слоя по суммарному сопротивлению слоя и газораспределительной решетки.

Производительность при оптимальных условиях ведения процесса обезвоживания (температура под решеткой 650°C , температура в слое $120\text{--}125^\circ\text{C}$, скорость сушильного агента $2,5$ м/с) составляет $4,5\text{--}5$ т/ч сульфата натрия.

Путем прямых определений методом внутреннего фильтрования через бумажный патрон установлено, что газо-паровая смесь, выходящая из аппарата, содержит от 32 до 50 г/м³ сульфатной пыли в зависимости от режима процесса. Содержание пыли в газах после цикло-

нов колеблется в пределах от 6 до 8—9 г/см³. Таким образом, к. п. д. циклонов равен 81—82%.

При производстве метионина образуются сбросные растворы, содержащие 15—20% Na₂SO₄, 0,5% NaCl, примеси железа и серы. Переработка этих растворов

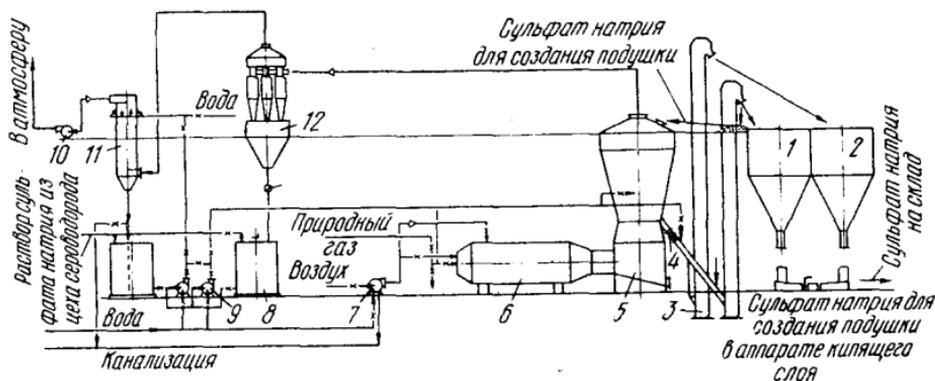


Рис. 92. Промышленная установка для обезвоживания сбросных растворов сульфата натрия:

1, 2 — бункера; 3 — элеватор; 4 — секторный питатель; 5 — аппарат кипящего слоя; 6 — топка; 7 — вентилятор; 8 — бак для раствора; 9 — насос; 10 — дымосос; 11 — скруббер; 12 — циклон

осуществляется путем обезвоживания в аппарате кипящего слоя на промышленной установке с площадью решетки 1,2 м².

Аппарат кипящего слоя (рис. 92) представляет собой сварную емкость круглого сечения с газораспределительной решеткой из нержавеющей стали; площадь решетки 1,2 м², живое сечение решетки 7%, отверстия цилиндрические диаметром 5 мм раззенкованы со стороны слоя на глубину 13 мм; общая толщина решетки 20 мм.

В верхней части аппарата имеется центральный выход для газо-паровой смеси.

Для подачи воздуха в топку установлен головной вентилятор ГВ-150-1,12 с характеристикой: $Q = 9000 \text{ м}^3/\text{ч}$, $H = 1200 \text{ мм вод. ст.}$

Часть воздуха, подаваемого вентилятором, поступает в камеру горения, вторая часть проходит по кольцевому каналу между камерой горения и кожухом (вторичный воздух) и поступает в камеру смешения, где топочные газы разбавляются вторичным воздухом до заданной температуры.

Из топки газы поступают через газораспределительную решетку в псевдооживленный слой сухого сульфата натрия.

Подача растворов в аппарат из приемных баков осуществляется при помощи насосов и двух механических форсунок грубого распыла, работающих под давлением 5 ат.

За время испытаний пользовались одной форсункой производительностью 2400 л/ч с выходным отверстием 6 мм.

Форсунка подводится к центру решетки на расстоянии 800 мм от нее.

Выгрузка сухого сульфата натрия осуществляется по течке прямоугольного сечения, расположенной на уровне решетки, и перекрывается шибером в случае выхода из строя редуктора-вариатора РВ-50, установленного после шибера.

Газы и пары, выходящие из аппарата, очищаются от пылевидного сульфата натрия в группе батарейных циклонов типа ЦН, состоящих из шести элементов диаметром 500 мм, и циклона с водяной пленкой ЦВП-888.

Пылевидный продукт после сухих циклонов можно направить в бак с исходным раствором или выгружать в мешки.

Газо-паровая смесь после мокрой очистки при помощи хвостового вентилятора ВВД-11 ($Q=15\,000\text{ м}^3/\text{ч}$, $H=600\text{ мм вод. ст.}$) выбрасывается в атмосферу.

Технологические показатели работы установки приведены в табл. 12. Производительность аппарата кипящего слоя может быть значительно повышена за счет увеличения температуры теплоносителя до 700°C .

Обезвоживание сбросных растворов сульфата натрия сопровождается образованием гранул, форма и размер которых изменяются в зависимости от режима процесса и содержания примесей серы.

В последние годы в связи с широким развитием производства жирозаменителей острой проблемой стала переработка сточных вод, получающихся при синтезе жирных кислот и спиртов, в частности сбросных сульфатных вод процесса разложения мыльного клея. Наиболее распространенным методом утилизации сульфатных вод вплоть до последнего времени является естественное упаривание раствора на полях фильтрации. Однако этот способ ведет к значительному засолению грунтовых вод

и водоемов, так как значительные технические трудности не позволяют вести дальнейшую переработку этих вод. Потери сульфата натрия при сбросе вод составляют 0,9 т на 1 т жирных кислот. Получение сульфата из сбросных вод путем сушки растворов в распылительных сушилках (например, в сушилках Костнера) приводит, как показал опыт, к получению сильно пылящего, мелкодисперсного продукта, неудобного для транспортировки и использования у основных потребителей сульфата.

В связи с этим значительный интерес представляла разработка прямого способа обезвоживания сульфатных сбросных вод с получением продукта в гранулированном виде.

Во ВНИИГе разработан способ прямого одностадийного обезвоживания сульфатных растворов в аппарате кипящего слоя. Для проектирования была выбрана схема обезвоживания раствора, не очищенного от органических примесей, марганца и железа.

Раствор сульфата натрия концентрацией 25—27% подают из отделения выпарки в отделение обезвоживания сульфата натрия, в бак с мешалкой, куда подается раствор щелочи или соды для нейтрализации жирных кислот, содержащихся в растворе сульфата, с целью уменьшения их содержания в отходящих газах. Раствор щелочи добавляют в количестве, необходимом для доведения рН раствора до 9—10. Нейтрализованный раствор центробежными насосами под давлением 4—6 ат подают в распределительный коллектор сушильного аппарата, откуда он поступает на 3 форсунки.

Распыленный форсунками раствор попадает на горячие гранулы слоя, ранее засыпанного в сушильную часть аппарата кипящего слоя, в результате чего происходит испарение влаги, а твердый продукт равномерно распределяется по поверхности гранул. Температура в слое поддерживается в пределах 140—170° С. Скорость газов в аппарате 2,2—2,4 м/с в расчете на свободное сечение.

Собственно аппарат кипящего слоя имеет сушильную камеру коническо-цилиндрического сечения. Конусность нижней части камеры 11°. Высота сушильной камеры 5000 мм.

Газораспределительная решетка имеет круглое сечение. Диаметр решетки 2260 мм. Отверстия решетки раззенкованы и установлены раззенковкой вниз. Диаметр

неразрезанной части 5 мм. Доля живого сечения 8%. Решетка выполнена из нержавеющей стали и крепится на кольцо, приваренном к корпусу аппарата, и прижимается к нему по периферии с помощью нескольких болтов и прижимных башмаков. Охлаждение решетки производится путем подачи воздуха в опорную балку круглого сечения, проложенную по диаметру аппарата с переходом на кольцо в центре.

Для подачи раствора имеются три форсунки, имеющие подводы раствора от общего коллектора.

По высоте аппарата имеются четыре отверстия для ввода форсунок, предназначенные для изменения высоты их расположения над фронтом слоя. Готовый продукт выгружается из аппарата через 2 точки, одна из которых расположена на уровне решетки, другая — на расстоянии 720 мм от решетки. Для загрузки «подушки» в аппарат имеется воронка. Аппарат имеет выносную топку, работающую на мазуте.

В верхней части аппарата имеется отражательный конус, предназначенный для уменьшения уноса.

Готовый продукт выводится из аппарата кипящего слоя через течку в бункер, откуда подается пневмотранспортом на склад готовой продукции.

На складе продукт улавливается циклоном-осадителем и ссыпается в 2 бункера-накопителя емкостью по 125 м³ каждый.

Мелкодисперсная фракция, неуловленная циклоном-осадителем, улавливается рукавным фильтром и ссыпается в бункера-накопители. Из бункеров-накопителей готовый продукт может загружаться в мешки или на открытые транспортеры для загрузки в вагоны насыпом.

Подача воздуха в аппарат кипящего слоя осуществляется мельничным вентилятором типа ВМ 50/1000-1Б с разделением на 2 потока: один — для поддержания горения, другой («вторичный воздух») — в камеру смешения, где разбавляет нагретые до 1000—1100°С дымовые газы, доводя температуру под решеткой до 700—750°С. Часть воздуха подают в опорную балку, на которой лежит решетка, а также на пневматический транспорт готового продукта. Горячие дымовые газы, содержащие выпаренную влагу и пыль сульфата натрия, пройдя газоход, попадают в циклон-осадитель, где производится предварительная очистка газов от основной части вынесенного пылевидного материала. Из циклона газы пода-

ются дымососом Д-13,5 в оросительный скруббер МП-ВТИ, где происходит санитарная очистка газов от пыли.

Сульфатные сбросные воды, подаваемые в аппарат кипящего слоя с концентрацией 25,5—27,4%, содержат 3,5—5,3 г/л хлоридов, 9,97—14,2 г/л водорастворимых кислот, примеси Fe, Mn. Обезвоживание производится при температуре под решеткой 700° С, в слое 140—150° С, скорости воздуха 2,2—2,4 м/с; при этих условиях производительность аппарата составляет 2600 кг/ч сухого продукта, включая 500 кг/ч циклонного продукта, который подмешивается в гранулированный сульфат натрия.

Ниже приведен химический состав, %, готового продукта, а в табл. 13 дан его гранулометрический состав, %:

Сульфат натрия	78—84,2
Хлориды	1,55—1,61
Щелочь (в пересчете на Na ₂ CO ₃)	8,3—10,5
Железо (в пересчете на Fe ₂ O)	0,0071—0,015
Марганец	0,0094—0,0192
Органические примеси	6,1—8,4
Нерастворимый осадок	0,02—0,5

Таблица 13. Гранулометрический состав продукта из аппарата кипящего слоя до смешения с циклонной пылью и состав циклонной пыли

Состав продукта из аппарата кипящего слоя		Состав циклонной пыли	
номер сита	% (по массе)	номер сита	% (по массе)
5	6,47	0,2	26,24
3	52,9	0,16	6,24
2	19,0	0,125	32,65
1,6	14,4	0,08	16,77
1,25	2,2	0,05	14,68
0,8	3,06	Менее 0,05	1,36
0,5	0,9	—	—
0,25	0,7	—	—
Менее 0,25	0,9	—	—

При существующей схеме производства химический состав готового продукта не соответствует требованиям ГОСТа, в связи с чем в настоящее время проводится работа по повышению качества сульфата натрия.

Флюоритовый флотационный концентрат

Основным видом сырья для производства фтора и его соединений является природный фторид кальция — плавиковый шпат или флюорит CaF_2 .

Обычно добываемый плавиковый шпат подвергают обогащению в тяжелых суспензиях.

К. И. Филиппова, В. А. Синегрибов и В. М. Бочкарев [143] изучали процесс обезвоживания пульпы флюоритового флотационного концентрата с $t:j=1:(1,35 \div \div 2,25)$ в псевдооживленном слое инертного материала. Флюоритовый концентрат (твердая фаза) содержал 96% CaF_2 , 1,62% SiO_2 и 1,48% CaCO_3 . Гранулометрический состав концентрата приведен в табл. 14.

Таблица 14. Гранулометрический состав флюоритового флотационного концентрата

Класс крупности, мм	Содержание, %	Класс крупности, мм	Содержание, %
-0,65 +0,208	10,8; 10,7; 11,2	-0,104+0,074	8,9; 11,6; 6,3
-0,208+0,147	9,4; 8,4; 5,8	-0,74 +0,044	25,4; 16,6; 13,4
-0,147+0,104	16,0; 13,3; 14,4	-0,044	29,5; 39,4; 48,9

В качестве инертного материала применяли песок крупностью $-3 +1,6$ и $-1,6 +1$ мм. Укрупненная лабораторная установка с площадью решетки $0,031 \text{ м}^2$, высотой 700 мм и углом конусности 4° показана на рис. 93. В качестве сушильного агента в опытах использовали смесь воздуха и продуктов горения природного газа. Распределительную решетку для температур ниже 600°С изготавливали из нержавеющей стали, для более высоких температур — из жаростойкого бетона. Газовые каналы такой решетки были армированы керамическими вкладышами.

Подача пульпы флюоритового флотационного концентрата в псевдооживленный слой осуществлялась с помощью пневматической форсунки. Уносимый из рабочей камеры готовый продукт улавливался циклонами и скоростным пылеулавливателем (труба Вентури).

Температуру под решеткой в опытах изменяли от 415 до 1145°С , в слое — от 100 до 160°С , скорость газа составляла $1,35-3,1$ м/с, максимальный удельный вла-

гошем при этом достигал $2500 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, а удельная производительность по готовому продукту $1300 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Зависимость остаточной влажности высушенного концентрата от температуры слоя и влагосодержания отходящих паров представлена на рис. 94. Проведение процесса сушки пульпы флюоритового флотоконцентрата на инертном материале крупностью $-1,6 +1$ и

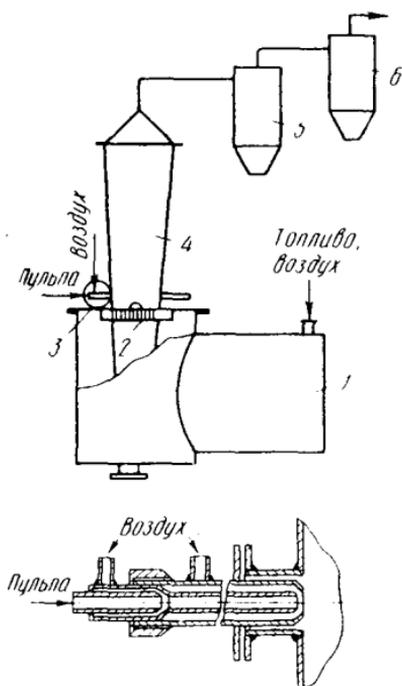


Рис. 93. Лабораторная установка для сушки флюоритовой пульпы в псевдоожиженном слое инертного материала:
1 — циклонная топка; 2 — решетка; 3 — форсунка; 4 — аппарат с кипящим слоем; 5 — циклон; 6 — скоростной пылеулавливатель

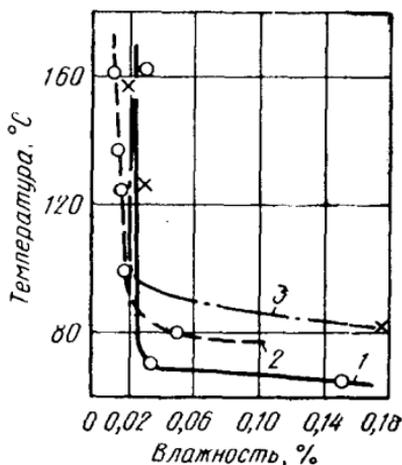


Рис. 94. Влияние температуры слоя на остаточную влажность слоя на остаточную влажность высушенного концентрата. (1); $950 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ (2) и $1450 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ (3)

— $3 +1,6$ мм при скоростях газа до $3 \text{ м}/\text{с}$ и производительности по готовому продукту до $1300 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ не сопровождается загрязнением продукта песком (за счет его истирания).

Кроме рассмотренных выше минеральных солей, проводились также исследования по обезвоживанию растворов смешанных тиосульфатных солей [85, 144], хлористого натрия [15], цианистого натрия [16] (см. табл. 12).

2. Получение сложных удобрений

Комплексные сложные удобрения содержат два или три основных питательных элемента — NP или NPK . Промышленные способы производства твердых сложных удобрений основаны на азотнокислотном разложении природных фосфатов с последующей переработкой полученных растворов и суспензий в готовый продукт — сложные двойные удобрения, содержащие два питательных элемента — азот и фосфор (нитрофосы), или в тройные удобрения путем добавления солей калия (нитрофоски). В последнее время стали развиваться способы, базирующиеся на использовании фосфорной кислоты с последующей ее нейтрализацией аммиаком и добавлением (для выравнивания соотношения $\text{N}:\text{P}_2\text{O}_5$) нитрата аммония. При введении в систему хлористого калия получают сложные удобрения типа нитроаммофоски и диаммонитрофоски (или аммофоса и диаммофоса).

Аммонизацию азотнокислотной вытяжки производят в каскаде реакторов с мешалками, причем в последний реактор аммонизатор вводят третий питательный элемент — калий, обычно в виде KCl .

Процессы грануляции и сушки получающейся при этом пульпы проводят в одном аппарате — сферодайзере, представляющем собой вращающийся сушильный барабан. Пульпа подается в сферодайзер пневматическими форсунками непосредственно на завесу пересыпающихся частиц. Для осуществления процесса используют одно-двукратный рецикл мелких частиц по отношению к готовому продукту.

Применение аппаратов кипящего слоя для сушки и грануляции сложных удобрений позволяет значительно интенсифицировать процесс, а также проводить грануляцию с одновременным осуществлением реакции нейтрализации. Большой интерес представляет также использование аппаратов кипящего слоя для получения сложно-смешанных удобрений. Основные показатели работы установок с кипящим слоем для грануляции сложных и сложно-смешанных удобрений приведены в табл. 15.

Нитрофоска

Изучение процесса обезвоживания пульпы нитрофоски в аппарате кипящего слоя провели Н. А. Шахова

и А. И. Рычков [58]. Для подачи пульпы в аппарат использовали пневматическую форсунку внешнего смешения. Опыты подтвердили возможность получения сухой нитрофоски в виде гранул от 1 до 3—4 мм при температуре воздуха под решеткой от 100 до 250°С, в слое — от

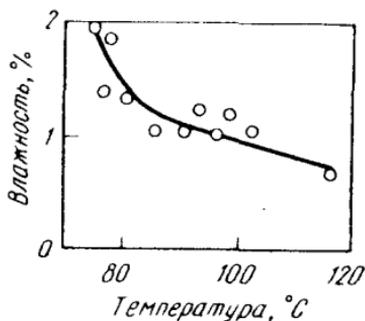


Рис. 95. Зависимость влажности гранул нитрофоски от температуры слоя

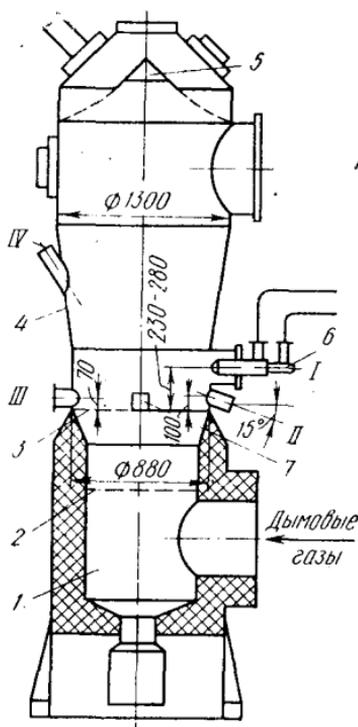
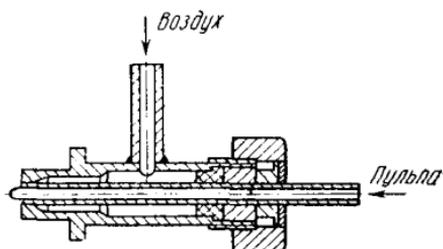


Рис. 96. Опытно-промышленный гранулятор:

1 — газовая камера; 2 — подпорная решетка; 3 — газораспределительная решетка; 4 — корпус аппарата; 5 — конический отстойник с сеткой; 6 — форсунка; 7 — выгрузная течка; I—IV — штуцера для форсунок

75 до 116°С, скорости воздуха в аппарате (на верхнее сечение) от 0,3 до 0,7 м/с, концентрации пульпы в пределах 20—78,5% (см. табл. 14). Зависимость влажности высушенных гранул от температуры слоя приведена на рис. 95.

На основании лабораторных исследований Н. А. Шаховой, Г. А. Минаевым и др. была создана опытно-промышленная установка (рис. 96) для получения гранулированной нитрофоски путем обезвоживания пульпы в псевдоожиженном слое.

Таблица 15. Основные показатели работы установок

Наименование продукта	Характеристика обезвоживаемого продукта	Способ подачи материала в аппарат
1	2	3
Нитрофоска	Пульпа, концентрация 20—78,5%	Пневматическая форсунка сбоку в слой. Давление воздуха 1,0—1,5 ат
	Пульпа, концентрация 78,4—81,5%, температура 55—75° С	Пневматическая форсунка сбоку в слой. Температура воздуха 60—120° С
	Пульпа, концентрация 45—62%; ж: т = 2 ÷ 1—12 ÷ 1. Твердая фаза: CaHPO ₄ 4,58%; CaSO ₄ ·2H ₂ O 18,95%; K ₂ SiF ₆ 0,53%; влажность 0,57%. Жидкая фаза: KNO ₃ 21,85%; NH ₄ NO ₃ 6,95%; (NH ₄) ₂ HPO ₄ 6,9%; Re(NO ₃) ₂ 0,57%; вода 39%	—
Аммофос	Пульпа, концентрация 50%	—
	Пульпа, концентрация 50%	—
Двойные удобрения	Раствор: HNO ₃ 2,7—16,8%; P ₂ O ₅ 11,2—15,9%; CaO 8,5—14,5%; H ₂ O 20—50%	Форсунка снизу в аппарат
	Плав мочевины, 110—120° С; фосфорная кислота 50%, 20—60° С. Соотношение плав и фосфорной кислоты 0,7—0,8	Пневматическая форсунка сбоку в слой
Фосфаты калия	Раствор фосфата калия, концентрация 15—20%	Механическая форсунка сверху на слой. Давление 2 ат
	Раствор фосфата калия, pH 4—9	Пневматическая форсунка сверху на слой
	Раствор: H ₃ PO ₄ +KCl, концентрация 30—60%, температура 50—70° С	Пневматическая форсунка сверху на слой. Давление 2—4 ат
Сложно-смешанные удобрения	Раствор аммофоса с хлористым калием, концентрация 53,5%, температура 60—80° С	Форсунка сбоку в слой. Температура воздуха 120—160° С
	Пульпа: суперфосфат (двойной суперфосфат, аммофос) + NH ₄ NO ₃ +KCl, концентрация 70—90%, температура 65—90° С	Форсунка сбоку в слой. Температура воздуха 120—150° С

кипящего слоя для грануляции сложных удобрений

Тип установки, форма аппарата	Основные размеры аппарата	Характеристика слоя	Рабочая скорость газов, м/с	
4	5	6	7	
Лабораторная коническая	Диаметр решетки 125 мм, диаметр цилиндрической части 300 мм	—	0,3—0,7	
	Опытно-промышленная с расширением кверху	Диаметр решетки 880 мм, диаметр цилиндрической части 1330 мм	Высота 330—380 мм	В нижнем сечении 1,5—1,6
Лабораторная, цилиндрическая	Диаметр аппарата 50 мм, высота 300 мм	—	2,5	
Лабораторная, цилиндрическая	Диаметр решетки 150 мм	—	1,2—2,4	
	Опытно-промышленная, расширение кверху, α = 14°	Диаметр решетки 1000 мм	Высота 1200 мм	1,3
Лабораторная, коническая. Диаметр сепарационной зоны 70 мм, высота 70 мм	Диаметр решетки 70 мм, диаметр цилиндрической части 325 мм, α/2 = 14°	Соппротивление 50 мм вод. ст.	На нижнем сечении 1,6—2,7, на верхнем сечении 0,5—1,2	
	Лабораторная коническая	Диаметр решетки 150 мм, Диаметр цилиндрической части 320 мм. Высота конуса 300 мм	Соппротивление 250—320 мм вод. ст.	На нижнем сечении 1,5—2,0, на верхнем сечении 0,35—0,42
Пилотная с расширением кверху, α = 11	Диаметр решетки 360 мм, высота аппарата 2500 мм	Соппротивление 400—460 мм вод. ст.	3—4,3	
	Опытно-промышленная с расширением кверху	Диаметр решетки 1250 мм, высота 5700 мм	Соппротивление 520—560 мм вод. ст.	2,5—3,6
	Опытно-промышленная	—	Высота 300—450 мм	3,5—4,5
Лабораторная	—	Масса 1,7 кг	0,8—1,3—1,8	
Лабораторная	—	Масса 1,5 кг	0,8—1,2—2,2	

Температура, °С			Производительность установки		Удельный влагосъем	Удельный расход воздуха
газа на входе в аппарат	в слое	отходящих газов	по исходному продукту	по готовому продукту		
8	9	10	11	12	13	14
100—250	75—115	—	—	—	40—60 кг/(м ² ·ч)	35—55 кг/кг воды
150—175	105—110	—	—	300—600 кг/(м ² ·ч)	75—135 кг/(м ² ·ч)	10—20 кг/кг твердого
—	150	—	—	10—60 кг/(м ² ·ч)	10—40 кг/(м ² ·ч)	—
180—190	105—180	—	—	—	—	—
240	120	—	—	—	230 кг/(м ² ·ч)	16,5 м ³ /кг готового продукта
100—120	60—75	45—70	0,7—1,1 кг/ч	—	0,17—0,55 кг/ч	—
110	70	—	—	4—10 кг/ч, 280—570 кг/(м ² ·ч)	—	130—250 м ³ /ч
240—450	90—130	—	—	—	460—490 кг/(м ² ·ч)	23—25 кг/кг влаги
380—410	150—230	—	—	—	500—760 кг/(м ² ·ч)	12—19 кг/кг влаги
600—750	400—550	320—360	—	60—72 кг/(м ² ·ч)	215—250 кг/(м ² ·ч)	—
105—140	55—80	—	—	180—370 кг/(м ² ·ч), 2—10 кг/ч	65—300 кг/(м ² ·ч)	19—75 кг/кг влаги
85—130	50—100	—	—	240—550 кг/(м ² ·ч), 2,7—6,4 кг/ч	35—240 кг/(м ² ·ч)	25—110 кг/кг влаги

Удельный расход тепла	Характеристика готового продукта	Примечание	Литература
15	16	17	18
—	Гранулы размером 3—4 мм	Для стабилизации гранулометрического состава необходим рецикл мелких частиц 10—15%	[58]
—	Гранулы средним размером 2,0—2,2 мм, влажность 0,35—0,85%	Рецикл мелких частиц 3—30 кг/ч. Пылевывнос 6—12 кг/ч	—
—	Влажность гранул 1,3—2,0%	—	[146]
—	—	Пылевывнос 10%, живое сечение решетки 3%	[147]
210 кг мазута/кг готового продукта	—	Рецикл мелких частиц 400 кг/ч	[147]
—	Гранулы размером 1,5 мм, влажность 4%. Состав: P ₂ O ₅ 10,8—24,8%; CaO 13,8—11,1%; азот 13,4—24,4%	Псевдооживление смесью горячего воздуха с аммиаком. Живое сечение решетки 50%	[89—92]
—	Гранулы размером 3,0 мм, влажность 0,2—0,8%. Состав: азот 32—36%; P ₂ O ₅ 29—31,5%; N : P ₂ O ₅ = 1 : 1	Псевдооживление воздухом с 3—5% NH ₃ . Живое сечение решетки 3%, диаметр отверстий 3 мм, пылевывнос 2—3%	[49]
—	—	Живое сечение решетки 10%, диаметр отверстий 4,5 мм	[148]
Расход топлива 0,17—0,46 кг/кг влаги	Влажность гранул 0,2—1,4%. Состав: K ₂ O 47—50%; P ₂ O ₅ 28—30%	Живое сечение решетки 5%, диаметр отверстий 8 мм	[148]
—	Гранулы метафосфата калия KPO ₃ . Влажность 0—0,2%. Состав: P ₂ O ₅ 56—60%; K ₂ O 38—40%; Cl ₂ 0—0,5%	—	[149]
—	Влажность гранул 1—10,5%	Псевдооживленный слой гранулированной мочевины	[10, с.199]
—	Влажность гранул 0,2—3,0%	—	[10, с.199]

В качестве сушильного агента использовали смесь топочных газов с воздухом, которая после гранулятора очищалась в циклоне и выбрасывалась в атмосферу.

Выгрузка гранул производилась с уровня решетки в охлаждающий аппарат, откуда гранулы транспортером подавались на рассев в вибросита. Готовый продукт (фракция 1—4 мм) направлялся на упаковочную машину и далее на склад. Мелкая фракция (<1 мм) поступала в бункер рецикла и с помощью шнекового питателя возвращалась в гранулятор.

Пульпа нитрофоски с влажностью 18,5—21,6% подавалась непосредственно в слой с помощью пневматических или пневмо-механических форсунок.

В качестве газораспределителя в аппарате использовали сотовую решетку с живым сечением 5% и углом раззенковки 40° .

Как следует из табл. 15, грануляция нитрофоски протекает с высоким удельным съемом продукта (до $615 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$). Выход товарной фракции колебался от 86 до 98,5%, причем получаемый продукт удовлетворял требованиям МРТУ на сернокислотную нитрофоску.

Изучение процесса обезвоживания и грануляции пульпы нитрофоски на лабораторной установке проводили также В. И. Гладушко, А. С. Плыгунов и И. В. Сергиевская [146]. Основные результаты этого исследования приведены в табл. 15.

Аммофос

Для грануляции пульпы аммофоса с влажностью 50% А. С. Огиенко, Пусько А. Г. и Фишман М. А. [147] использовали укрупненную лабораторную установку с диаметром решетки 150 мм и опытно-промышленную с диаметром решетки 1000 мм.

Аппарат кипящего слоя выполнен из шамотного кирпича в виде расширяющегося вверху конуса с углом 14° . В качестве теплоносителя использовали топочные газы от сжигания мазута. Пульпу аммофоса вводили в нижней части аппарата, выгрузку гранулированного продукта осуществляли через переливной порог на уровне 1200 мм от решетки. Очистку газов, выходящих из аппарата, производили в циклонах и в мокром электрофилт্রে.

Для стабилизации гранулометрического состава продукта и увеличения нагрузки аппарата по исходной пуль-

пе осуществляли рецикл мелких частиц в аппарат 400 кг/ч. При температуре газов под решеткой 240° С, в слое 120—140° С, скорости газов 1,3 м/с была достигнута производительность по гранулированному аммофосу 230 кг/(м²·ч).

Двойные удобрения

Нейтрализацию азотнокислотной вытяжки аммиаком в аппарате с кипящим слоем с одновременной грануляцией двойных удобрений исследовали М. Н. Набиев, Н. У. Ризаев, В. С. Вызго, В. А. Линкевич [89—92].

Кислый раствор (продукт разложения фосфорита Каратау) подавали снизу в аппарат, где он взаимодействовал с аммиаком, поступающим в аппарат вместе с горячим воздухом.

Такой способ организации процесса позволяет получить в нижней сепарационной зоне аппарата новые центры грануляции, необходимые для осуществления непрерывного процесса. Проведенные эксперименты подтвердили возможность получения двойных удобрений при совмещении процессов нейтрализации, обезвоживания и грануляции в аппарате с кипящим слоем (см. табл. 15).

С. Г. Широков, Я. И. Крейндель, В. Н. Кисельников и др. [49] исследовали процесс получения двойных удобрений в аппарате с кипящим слоем путем распыления плава мочевины дистилляции 1-й ступени и 50%-ной экстракционной фосфорной кислоты на первоначальную заправку гранул мочевины. В качестве псевдоожигающего агента использовали подогретый воздух, воздух с добавкой 3—5% NH₃, углекислый газ и другие инертные газы.

При совместной подаче раствора фосфорной кислоты и плава мочевины в кипящий слой свободная кислота нейтрализуется газообразным аммиаком, выделяющимся из плава с образованием моно- и диаммонийфосфатов.

Одновременно с химическими реакциями протекает процесс сушки гранул. Тепло реакции аммонизации расходуется на разложение карбомата и карбонатов аммония и испарение воды, поступающей с фосфорной кислотой и плавом мочевины. Недостающее количество тепла подводится с псевдоожигающим агентом. На лабораторной установке при температурах под решеткой 100—

125° С и слоя 70—90° С были получены товарные фракции гранул размером 2,5 мм в количестве 75,4—99,9%. Соотношение азота и фосфора в гранулах примерно равно 1:1 при общем их содержании 55—65%; влажность гранул лежит в пределах от 0,2 до 0,8%.

Удельный съем продукта составлял свыше 500 кг/ч с 1 м² решетки при выносе 2—3% (см. табл. 15).

При проведении процесса новыми центрами гранул являются образующиеся частицы фосфата аммония и пыль, получаемая за счет истирания гранул. Однако если при загрузке «подушки» из мочевины гранулометрический состав слоя стабилизируется, то при использовании мочевины в смеси с фосфатами аммония наблюдался непрерывный рост частиц.

При соотношении плава и кислоты, равном 0,54—0,725, степень использования аммиака достигала 95—100%.

На основании полученных результатов авторы рекомендуют следующий режим работы гранулятора с кипящим слоем: температура теплоносителя 125° С; кипящего слоя 70° С; массовое отношение плава и кислоты 0,7—0,8; скорость газа в верхнем сечении 0,7—0,8 м/с. Такой режим обеспечивает получение продукта с содержанием азота 32—36% и фосфора 29—31,5% в гранулах диаметром 3 мм.

Фосфаты калия

Т. Г. Репенкова и В. А. Копылов предложили получающийся в процессе нейтрализации раствора карбоната калия экстракционной фосфорной кислотой раствор одно- и двухзамещенного фосфата калия обезвоживать непосредственно в псевдооживленном слое [148]. Первоначальные исследования проводили на пилотной установке ВНИИГа. Опыты подтвердили возможность получения сухого гранулированного продукта в аппарате кипящего слоя при температуре воздуха под решеткой 240—250° С, в слое 90—115° С и скорости газов 3,5—4,9 м/с (см. табл. 15).

Данные пилотных исследований были проверены на опытно-промышленном аппарате с диаметром решетки 1250 мм.

Для улавливания пыли использовали шесть циклонов диаметром 400 мм. Подачу раствора в аппарат осуществляли с помощью пневматической форсунки. Вы-

грузку гранулированного продукта производили с уровня решетки с помощью секторного затвора.

На рис. 97 приведена зависимость влажности гранул фосфата калия от температуры слоя. С увеличением температуры слоя средний диаметр частиц готового продукта снижается.

На основании результатов исследований (см. табл. 15) предложен следующий оптимальный режим процесса обезвоживания растворов фосфата калия: температура под решеткой $400\text{--}420^\circ\text{C}$, слоя $150\text{--}170^\circ\text{C}$, скорость газа $3,0\text{--}3,5$ м/с. Удельный влагосъем в этих условиях составляет $650\text{--}750$ кг/(м²·ч).

В результате испытаний опытного аппарата получен продукт следующего состава, %: $47\text{--}50$ K₂O; $28\text{--}30$ P₂O₅; влажность $0,3\text{--}0,6\%$.

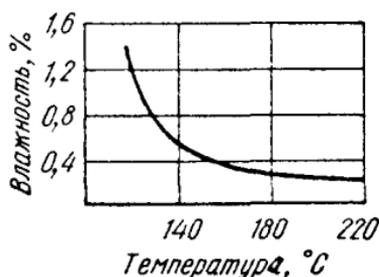


Рис. 97. Зависимость влажности гранул фосфата калия от температуры слоя

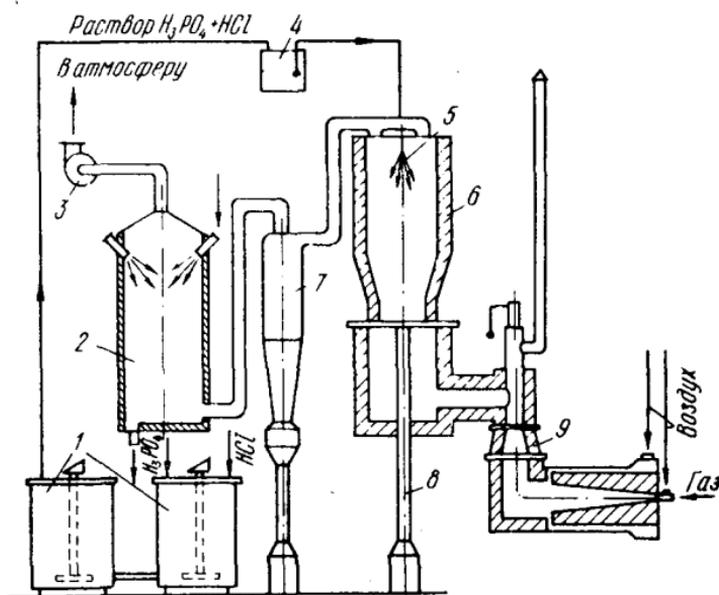


Рис. 98. Опытно-промышленная установка для получения гранулированного метафосфата калия:

1 — бак для раствора; 2 — скруббер; 3 — дымосос; 4 — ресивер; 5 — форсунка; 6 — аппарат кипящего слоя; 7 — циклон; 8 — выгрузка; 9 — топка

Таблица 16. Основные показатели работы установок кипящего органических красителей

Наименование продукта	Характеристика обезвоживаемого продукта	Способ подачи материала в аппарат
1	2	3
Трихлорацетат натрия	Раствор, концентрация 50%	Пневматическая форсунка сбоку в слой
	Раствор, концентрация 35—56%, температура 30—50° С	Пневматическая форсунка в слой. Давление воздуха 3 ат
Красители: прямые (черный З, коричневый КХ)	Суспензия	Подача форсункой и самотеком сверху на слой
Красители: активные (золотисто-желтый КХ, ярко-красный 5СХ); смачиватель ИВ; дисперсный синий К	Суспензия, концентрация 20—30%	Пневматическая форсунка сверху в слой
Красители: кислотные (синий 2,3М, фиолетовый Н20М, розовый М, желтый Н2КМ, серый Н3М); лак: основной синий К; розовый; кислотный розовый М; оранжевый; цинеб, пигмент фиолетовый	Пастообразные материалы, суспензия	Вибропитатель, шнеком, насосом сверху и сбоку в слой
Органические и неорганические пигменты: сiena натуральная; марс коричневый; светлый и темный бланфикс; кобальт зеленый; белила № 801, 825; милори свинцовый крон	Паста, концентрация 10—67%	Ячейковый питатель
Органические красители: прямые (синий КМ, коричневый КМ, голубой); кислотные (сине-черный, черный С, хром черный О, розовый М, хром синий 2К); лак алый Ж; ацетонорастворимый оранжевый; спирторастворимый желтый Р и оранжевый 4Ж	Паста, концентрация 16—56%	Ячейковый питатель, вибропитатель
Красители: кубовые (золотисто-желтый ЖХД, ярко-фиолетовый КД, желтый ЗХ); тиюиндиго ярко-розовый Ж; кубовый ярко-зеленый ЖД	Суспензия и раствор, концентрация 13,5—20%	Форсунка в слой

слоя для сушки органических продуктов, паст и растворов

Тип установки, форма аппарата	Основные размеры аппарата	Характеристика слоя	Рабочая скорость газов, м/с
4	5	6	7
Лабораторная, коническая	Диаметр решетки 50 мм, диаметр цилиндрической части 200 мм	Высота слоя 200 мм. Сопротивление 180 мм вод. ст.	На сечении решетки 21—25, на верхнем сечении 1,2—1,3
Опытно-промышленная, коническая	Диаметр решетки 260 мм, диаметр цилиндрической части 900 мм, выносной сепаратор диаметром 108 мм, длиной 2200 мм	Высота 500 мм. Сопротивление 500 мм вод. ст.	На сечении решетки 21,6—21,8, на верхнем сечении 1,5
Лабораторная, цилиндрическая	Диаметр решетки 175 мм	—	0,8—2,44
Лабораторная, коническая	Диаметр решетки 600 мм	Масса 3—5 кг	На выходе 20—35, на верхнем сечении 0,45—0,8
Лабораторная, коническая, $\alpha = 35-40^\circ$	Диаметр решетки 50—125 мм, диаметр цилиндрической части 400—500 мм	Высота 150—270 мм, сопротивление 175—470 мм вод. ст.	На входе 9—50, на верхнем сечении 0,3—0,8
Лабораторная, коническая, $\alpha = 35-40^\circ$	Диаметр решетки 30—140 мм, диаметр цилиндрической части 300—870 мм	Высота 100—350 мм, сопротивление 150—200 мм вод. ст.	На нижнем сечении 10—50, на верхнем сечении 0,2—0,65
Лабораторная, коническая, $\alpha = 35-40^\circ$	Диаметр решетки 50—100 мм, диаметр цилиндрической части 300—600 мм	Высота слоя 125—350 мм, сопротивление 50—300 мм вод. ст.	На нижнем сечении 5—70, на верхнем сечении 0,25—1,3
Лабораторная, коническая, $\alpha = 90^\circ$	Диаметр цилиндрической части 90 мм	Высота 120—200 мм	Расход воздуха 25—29 м ³ /ч

Температура, °С			Производительность установки		Удельный влагосъем
газа на входе в аппарат	в слое	отходящих газов	по исходному продукту	по готовому продукту	
8	9	10	11	12	13
165—170	—	75—82	—	3—5 кг/ч	82— 125 кг/(м ² ·ч)
175	—	57—70	—	120 кг/ч	158— 167 кг/(м ² ·ч)
177—511	100—110	—	60 кг/ч	—	130 кг/м ² ·ч
170	—	80—110	—	0,9—6 кг/ч	8,5— 63 кг/(м ² ·ч)
120	—	60—110	—	—	30— 140 кг/(м ² ·ч)
150÷450	—	70—100	—	—	30— 90 кг/(м ² ·ч)
100—200	—	60—150	—	—	10— 210 кг/м ² ·ч)
115—230	50÷120	40—110	500— 1050 кг/(м ² ·ч)	—	230— 900 кг/(м ² ·ч)

Удельный расход воздуха, кг/кг влаги	Удельный расход тепла, ккал/кг влаги	Характеристика готового продукта	Примечание	Литература
14	15	16	17	18
39	1300—1400	Гранулы 2—5 мм, влажность 1—3%	Поддерживающая сетка живым сечением 10%	[15]
35—37	1300—1370	Гранулы 3—4 мм, влажность 3,3—4,5%	Поддерживающая сетка размером 1×1 мм	[15]
—	—	Тонкодисперсный порошок	Слой инертного материала кварцевый песок 0,89 мм	[100]
43	935—2500	Тонкодисперсный порошок, влажность 1,6—4,6%	Слой стеклянных шариков, сверху отбойная сетка. Нестабилизированное обрастание инертного материала	[102]
12—46	675—1750	Тонкодисперсный порошок, влажность 0,4—11,3%	Слой стеклянных шариков 2—6 мм	[15]
10—42	750—1400	Гранулы 1—5 мм, влажность 0—13%	—	[15]
15—130	840—5000	Гранулы 1—5 мм, влажность 0,9—0,15%	—	[15]
30—42	740—1400	Тонкодисперсный порошок, влажность 1—2%	Псевдоожиженный слой капроновой крошки 3××2×1 мм	[15]

1	2	3	
Красители: кубовый ярко-зеленый ЖД; активные (ярко-красный 5СХ, золотисто-желтый КХ); диспергатор НФ	Суспензия и растворы, концентрация 9—26%	Форсунка снизу	в
Краситель прямой черный 3	Паста, концентрация 33%	Форсунка сбоку	в
	Паста, концентрация 29—34%	Пневматическая форсунка тангенциально в слой. Давление воздуха 0,8—1,3 атм, диаметр отверстий 8 мм	
Натриевая соль м-дисульфокислоты бензола	Раствор, концентрация 50%	Пневматическая форсунка в слой	
Флотоконцентрат сланца	Паста, концентрация 50%	Вибропитатель сверху на слой	

Исследование процесса получения гранулированного метафосфата калия из раствора хлористого калия в фосфорной кислоте на опытно-промышленной установке кипящего слоя проводили С. И. Вольфович, М. В. Лыков и др. [149]. Установка показана на рис. 98. Исходный раствор подавали пневматической форсункой, расположенной в верхней части аппарата. Выгрузку готового продукта производили через течку, расположенную в центре газораспределительной решетки.

Основные показатели работы установки приведены в табл. 15. Выбор столь высокой температуры слоя определялся необходимостью перевода промежуточного моноортофосфата калия в метафосфат калия; низшая температура этого перехода равна 320—340°С.

Сложно-смешанные удобрения

Н. А. Шахова, Л. С. Аксельрод, Л. А. Бахтин, И. Г. Гришаев [10, с. 199] изучали процесс получения сложно-смешанных удобрений, содержащих все три пи-

Продолжение табл. 16

4	5	6	7
Лабораторная, коническая, $\alpha = 90^\circ$	Диаметр цилиндрической части 260 мм	Высота 400—450 мм	Расход воздуха 120—200 м ³ /ч
Лабораторная, коническая, $\alpha = 40^\circ$	Диаметр решетки 70 мм, диаметр цилиндрической части 400 мм, высота конуса 500 мм	Высота 230 мм, сопротивление 170 мм вод. ст.	На нижнем сечении 5, 9, на верхнем сечении 0,154
	Опытно-промышленная, коническая с внутренним конусом и центральной выгрузкой	Диаметр цилиндрической части 1600 мм, ширина кольцевой щели 40 мм	Высота 400 мм, сопротивление 350 мм вод. ст.
Опытно-промышленная, коническая	Диаметр цилиндрической части 1600 мм	Высота 400 мм, сопротивление 380 мм вод. ст.	—
Опытно-промышленная, коническая	Диаметр решетки 170 мм, диаметр цилиндрической части 1000 мм	Сопротивление 110 мм вод. ст.	На нижнем сечении 10—24,5, на верхнем сечении 0,47—0,54

тательных элемента, на лабораторной установке кипящего слоя.

Получение гранулированных удобрений осуществлялось двумя способами — путем послойного нанесения на гранулы мочевины слоя аммофоса, диаммофоса или смеси аммофоса с хлористым калием и путем обезвоживания в кипящем слое пульпы аммиачной селитры, хлористого калия и суперфосфата (простого или двойного) или аммофоса в различных соотношениях.

В табл. 15 приведены подробные показатели и режимы проведения этих процессов. Лабораторные исследования подтвердили возможность получения сложно-смешанных удобрений в виде гранулированного продукта в аппарате кипящего слоя.

3. Органические продукты и красители

Синтетические органические красители широко применяют для крашения текстильных волокон, бумаги, ко-

8	9	10	11	12	13
150—250	45—70	40—70	250—425 кг/(м ³ ·ч)	—	170—360 кг/(м ³ ·ч)
200	—	120	—	—	21 кг/ч
330—350	—	100—120	480—750 кг/ч	150—240 кг/ч	110—180 кг/(м ² ·ч)
300	—	160	—	—	90 кг/(м ² ·ч)
315—355	—	100—157	—	100 кг/ч	106—110 кг/(м ² ·ч)

14	15	16	17	18
15—32	870—1100	Тонкодисперсный порошок, влажность 3,2—6%	Псевдооживленный слой капроновой крошки 3×2×1 мм, отбойная сетка сверху 2×2 мм, поддерживающая сетка внизу 2×2 мм	
22,6	980	Гранулы 2—4 мм, влажность 1%	—	[15]
11—18	900—1200	Гранулы 0,4 мм, влажность 2,2—4%	Решетка живым сечением 50%	[15]
21	1800	Гранулы до 5 мм		[15]
12—12,6	1130—1470	Тонкодисперсный порошок, влажность 0,3—4%	Сушка в токе рециркулирующих дымовых газов	[15]

жи и т. д., а также в лакокрасочной, полиграфической, химической и других отраслях промышленности. Красители получают разнообразными методами из полупродуктов, представляющих производные ароматических углеводов. Выпускаются красители в основном в сухом порошкообразном виде, а также в виде паст.

Для получения порошкообразных красителей было предложено проводить сушку растворов и паст красителей в кипящем слое инертного материала.

Данные этих исследований подробно изложены в монографии П. Г. Романкова и Н. Б. Рашковской [15]. В табл. 16 приведены основные показатели работы установок кипящего слоя как инертного, так и гранулированного материала, полученные при сушке паст и растворов органических красителей, а также некоторых органических продуктов.

Глава 7

ПРИНЦИПЫ РАСЧЕТА И РЕГУЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА ОБЕЗВОЖИВАНИЯ РАСТВОРОВ В КИПАЮЩЕМ СЛОЕ

Выбор технологических параметров процесса обезвоживания в кипящем слое в значительной степени зависит от физико-химических свойств материала и требований ГОСТа на готовый продукт и основывается на данных, имеющихся в справочной литературе (плотность материала, температура плавления, разложения, фазовых превращений при нагреве и т. д.), а также полученных в результате предварительных лабораторных, пилотных или опытно-промышленных экспериментов.

Имеющиеся в настоящее время теоретические и экспериментальные данные позволяют вести проектирование сушильных установок кипящего слоя для обезвоживания широкого круга материалов, не прибегая в каждом случае к экспериментам или, во всяком случае, значительно сокращая объем вопросов, нуждающихся в опытной проработке.

Рассмотрим с этой целью некоторые особенности процесса обезвоживания растворов в кипящем слое.

Как показано в ряде исследований, расчет установок обезвоживания в кипящем слое можно выполнять без знания кинетических закономерностей, так как скорость процесса в целом не лимитируется скоростью тепло- и массообмена, а определяется только скоростью подвода тепла в слой. Температура твердых частиц слоя практически одинакова во всех его точках, а температура газа сравнивается с температурой материала на очень небольшом расстоянии (не более 20—30 мм) от газораспределительной решетки.

Поскольку практикой установлено, что высота (или, вернее, сопротивление) слоя в промышленных сушилках из соображений надежности и бесперебойности работы не должна быть ниже 250—300 мм вод. ст., то ясно, что эта величина в несколько раз превосходит величину зоны, в которой достигается состояние теплового равновесия. Поэтому расчет процесса обезвоживания растворов в кипящем слое может быть выполнен по уравнениям материального и теплового баланса без учета кинетики тепло- и массопереноса.

Очевидно, что скорость подвода тепла в слой определяется начальной и конечной температурой теплоносителя, а также скоростью газов в аппарате.

Повышение температуры сушильного агента, поступающего в слой, приводит при прочих равных условиях к увеличению производительности установки, уменьшению ее габаритов, снижению удельного расхода топлива и теплоносителя на единицу испаренной воды, т. е. в конечном счете, к снижению удельного расхода электроэнергии. Таким образом, следует всегда стремиться к возможному повышению температуры теплоносителя, сообразуясь в каждом конкретном случае со специфической высушиваемого материала.

Необходимо отметить, что указанные выше и проверенные практикой положения справедливы не во всех

случаях. Они правомерны при так называемой «балансовой задаче» [15] теплообмена, когда поверхность слоя, определяющая его тепловоспринимающую способность, настолько развита, что лимитирующей (ввиду ограничений, накладываемых на возможность интенсификации внешнего теплоподвода гидродинамическими характеристиками кипящего слоя) оказывается скорость подвода тепла с псевдоожижающим агентом. Здесь действительно кинетика теплообмена между газом и частицами не играет существенной роли; правда, в случае наличия особо крупных частиц в нижних слоях теплообмен между газом и частицами может переходить в кинетическую область (типичный случай дан в работе [151] по обезвоживанию мирабилита).

Еще более существенны отклонения от изложенной простейшей модели в отношении массообмена от частиц (т. е. непосредственно влагоудаления). Рассмотрим типичный для обезвоживания минеральных солей случай интенсивного «выпаривания» слабо связанной, поверхностной влаги. Часто при этом кинетические ограничения могут иметь значения, воздействуя на производительность и габариты аппарата двояким образом; в случае необходимости более глубокого высушивания — удаления сильно связанной влаги (так называемый второй период сушки [15]) — резко возрастает требуемое время пребывания частиц в слое и ввиду макрокинетических свойств последнего как аппарата идеального смешения возможна неравномерность в степени высушивания материала; с другой стороны, при обезвоживании гигроскопических растворов кинетические ограничения связаны с возможностью насыщения отходящих газов водяными парами [10, с. 56—59; 43; 95].

Таким образом, как указывает Г. Я. Лейзерович [111], балансовый подход упрощает рассмотрение задачи, но далеко не во всех случаях исключает необходимость кинетического расчета, основывающегося на соответствующих исследованиях тепло- и массопереноса в конкретной системе газ—твердое.

Выбор температуры слоя зависит главным образом от требований, предъявляемых к готовому продукту (необходимая степень превращения в химических реакциях, конечная влажность, дисперсность и т. д.).

При этом необходимо также иметь в виду, что чем ниже температура слоя при прочих равных условиях,

тем полнее используется тепло сушильного агента. Кроме того, понижается температура готового продукта, что значительно облегчает дальнейшую его транспортировку и складирование.

Наибольшие трудности при расчете аппаратов кипящего слоя возникают при выборе рабочей скорости газа в слое.

Как известно, псевдооживленный слой существует в области, ограниченной так называемой «критической скоростью», характеризующей начало псевдооживления, и скоростью витания частиц слоя, при которой слой разрушается и частицы выносятся из аппарата. Очевидно, скорость газа в слое при сушке должна лежать между этими двумя крайними пределами и обеспечивать получение интенсивно перемешиваемого кипящего слоя.

Здесь мы сталкиваемся с принципиальным отличием методик расчета аппаратов кипящего слоя для сушки сыпучих материалов и для обезвоживания растворов. Для сыпучих продуктов гранулометрический состав обычно известен заранее, и расчет критической скорости псевдооживления (и скорости витания) не представляет серьезных затруднений. Напротив, при обезвоживании растворов гранулометрический состав продукта в слое, во-первых, неизвестен, а, во-вторых, в значительной степени зависит от режима проведения процесса.

Наряду с задачами расчета процесса обезвоживания растворов в кипящем слое и выбора технологических параметров процесса большое значение имеет и разработка методов регулирования гранулометрического состава продукта в слое.

Применяемые на практике способы автоматического регулирования процесса обезвоживания в кипящем слое сводятся к стабилизации основных технологических параметров процесса — высоты слоя путем жесткого регулирования выгрузки, температуры материала в слое за счет изменения подачи раствора и температуры теплоносителя под решеткой — изменением расхода топлива [15, 85].

Схемы автоматического регулирования процесса по гранулометрическому составу готового продукта в настоящее время не разработаны.

Приведенные выше методы расчета гранулометрического состава слоя при обезвоживании растворов в стационарных и переходных процессах позволяют на-

дежно рассчитать дисперсность гранулированного материала, а также определить закономерности поведения системы при возмущениях технологических параметров процесса. Кроме того, предложенные расчетные соотношения позволяют подобрать условия процесса, при которых получается гранулированный продукт заданного дисперсного состава.

Рассмотрим теперь более подробно вопросы расчета и регулирования процесса обезвоживания растворов при рецикловых и безрецикловых вариантах процесса.

1. Обезвоживание растворов с подачей рецикла мелких частиц

Анализ уравнений (31) и (32), а также экспериментальных данных показывает, что гранулометрический состав слоя в рецикловом процессе зависит от количества материала, подаваемого с раствором в слой, количества частиц подаваемого рецикла \dot{N} и его состава $\varphi(x)$. Объем твердой фазы в аппарате V не оказывает влияния на состав частиц в слое.

При этом, однако, очевидно, что подача материала в аппарат жестко задана требуемой проектной производительностью установки и ее изменение (а тем более снижение) в промышленных условиях недопустимо. Что касается способа регулирования гранулометрического состава изменением расхода рецикла $\dot{G}_{рц}$, то по технико-экономическим соображениям целесообразно вести процесс при минимальном расходе $\dot{G}_{рц}$, так как обычно в качестве рецикла используют часть готового продукта (пропущенного через дробилку).

В связи с этим практически наиболее целесообразно использовать для регулирования гранулометрического состава слоя подачу различного состава рецикла $\varphi(x)$.

В задачах автоматического регулирования значительный интерес представляет исследование переходных (нестационарных) процессов обезвоживания растворов, что позволяет определить динамические характеристики системы при возмущениях внешних потоков, а также оценить допустимые пределы регулирования процесса изменением внешних потоков.

Для теоретического расчета параметров распределения частиц по размерам (диаметрам) в слое в переход-

ных процессах использовалась выведенная в главе I система трех уравнений, переписанная в виде:

$$N(t) = \left(N_0 - \frac{\dot{N}}{K} \right) e^{-Kt} + \frac{\dot{N}}{K}; \quad (236)$$

$$\frac{d \langle d \rangle}{dt} = \lambda(t) - \frac{\dot{N}}{N(t)} [\langle d(t) \rangle - \langle d_{\text{pc}} \rangle]; \quad (237)$$

$$\frac{d\lambda}{dt} = K\lambda(t) - \frac{\pi \dot{N} \langle d_{\text{pc}}^2 \rangle \rho_{\text{ТВ}}}{2 \dot{G}_M} \lambda^2(t) - \frac{\pi \rho_{\text{ТВ}} \langle d \rangle N(t)}{\dot{G}_M} \lambda^3(t) \quad (238)$$

с начальными условиями при $t=0$; $N=N_0$; $\langle d \rangle = \langle d_0 \rangle$; $\lambda = \lambda_0$, рассчитанными при известном массовом распределении частиц в слое (подушке) $\gamma(d_i, 0)$ по формулам:

$$N_0 = \frac{0,06}{\pi \rho_{\text{ТВ}}} G_{\text{сл}} \sum_{d_{\text{min}}}^{d_{\text{max}}} \frac{\gamma(d_i, 0)}{d_i^3} \Delta d_i; \quad (239)$$

$$\langle d_0 \rangle = \frac{\sum_{d_{\text{min}}}^{d_{\text{max}}} \frac{\gamma(d_i, 0)}{d_i^2} \Delta d_i}{\sum_{d_{\text{min}}}^{d_{\text{max}}} \frac{\gamma(d_i, 0)}{d_i^3} \Delta d_i}; \quad (240)$$

$$\lambda_0 = \frac{2 \dot{G}_M}{0,06 G_{\text{сл}} \sum_{d_{\text{min}}}^{d_{\text{max}}} \frac{\gamma(d_i, 0)}{d_i} \Delta d_i}, \quad (241)$$

где d_{min} , d_{max} — минимальный и максимальный размеры частиц в слое, мм;

$\rho_{\text{ТВ}}$ — кажущаяся плотность твердого материала слоя, кг/мм³.

На рис. 99 показан типичный характер изменения параметров λ , N и $\langle d \rangle$ при обезвоживании раствора сульфата цинка в пусковой период.

Гранулометрический состав исходной подушки $\gamma(d_i, 0)$ приведен на рис. 100. Расход материала при

этом составлял $\dot{G}_M=43$ кг/ч, расход рецикла $\dot{G}_{\text{рц}}=7,2$ кг/ч, масса слоя $G_{\text{с.л}}=20$ кг. Начальные (при $t=0$) значения параметров N_0 , $\langle d_0 \rangle$ и λ_0 рассчитывали из экспериментальной кривой распределения частиц по диаметрам в исходной подушке.

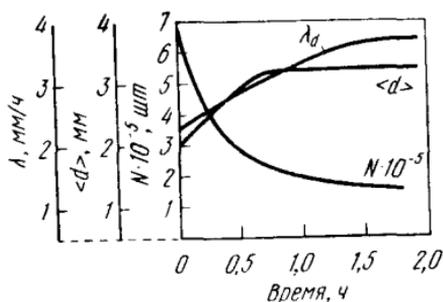


Рис. 99. Изменение величин N , $\langle d \rangle$ и λ при пуске установки

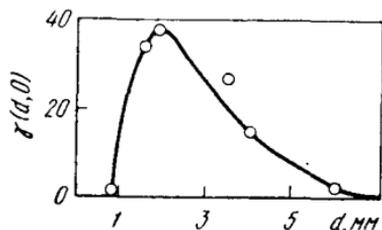


Рис. 100. Массовое распределение частиц по диаметрам в исходной подушке

Из рис. 99 следует, что характерным временем достижения стационарного состояния является среднее время пребывания материала в слое $t_0 = \frac{1}{K}$, составляющее в указанном опыте $\sim 0,5$ ч. (По истечении этого времени

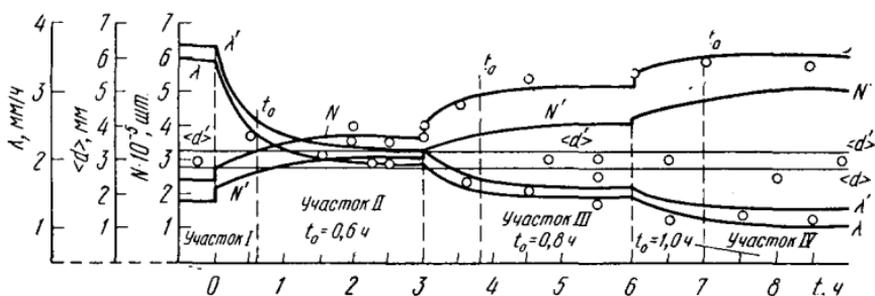


Рис. 101. Изменение величин N , $\langle d \rangle$ и λ в переходных процессах при изменении массы слоя

снимается $\sim 70-80\%$ отклонений от стационарного состояния.)

Очевидно, что для практических целей наибольший интерес представляет изучение переходных процессов в системе при внезапных возмущениях внешних пото-

ков. Рассмотрим в связи с этим поведение системы, находящейся в стационарном состоянии, при внезапном изменении подачи раствора \dot{G}_M , массы слоя $G_{с.л.}$, расхода $\dot{G}_{рц}$ и состава $\varphi(d)$ рецикла.

На рис. 101 показан характер изменения величин λ , N и $\langle d \rangle$ в переходных процессах при внезапных изменениях массы слоя $G_{с.л.}$ (зона I $G_{с.л.}=20$ кг, зона II 30 кг, зона III 40 кг, зона IV 50 кг). При этом $\dot{G}_M=43$ кг/ч, $\dot{G}_{рц}=7,2$ кг/ч, [состав рецикла $\varphi(d)$ см. на рис. 102].

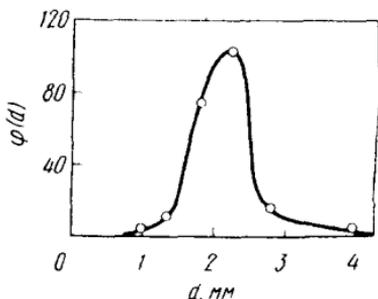


Рис. 102. Массовое распределение частиц по диаметрам в рецикле

Как следует из рис. 101 (здесь и далее экспериментальные значения величин N , λ и $\langle d \rangle$ отмечены также точками), характерным временем переходного процесса (выхода на новое стационарное состояние) является среднее время пребывания материала в слое t_0 равное соответственно для зоны II 0,6 ч, зоны III 0,8 ч и зоны IV 1,0 ч, причем параметр λ более медленно

стремится к стационарному значению, чем N . Средний же диаметр частиц в слое $\langle d \rangle$ устойчив к изменению $G_{с.л.}$ и при возрастании $G_{с.л.}$ почти в 3 раза не изменяет своей величины как в переходных, так и в стационарных процессах (объяснения этого явления приводились ранее).

Рассмотрим теперь влияние расхода материала \dot{G}_M , расхода рецикла $\dot{G}_{рц}$ и его состава $\varphi(d)$ на характер изменения величин N , λ и $\langle d \rangle$.

На рис. 103—105 показано соответственно поведение функций N , $\langle d \rangle$ и λ при внезапном изменении \dot{G}_M (рис. 103, зона I — $\dot{G}_M=63$ кг/ч, зона II 50 кг/ч, зона III 43 кг/ч, расход рецикла $\dot{G}_{рц}=7,2$ кг/ч, $G_{с.л.}=40$ кг, состав рецикла приведен на рис. 102); увеличении $\dot{G}_{рц}$ (рис. 104, зона I — $\dot{G}_{рц}=5$ кг/ч, зона II 10 кг/ч, зона III 15 кг/ч, расход материала $\dot{G}_M=52,8$ кг/ч, $G_{с.л.}=40$ кг, состав рецикла см. рис. 102) и, наконец, при изменении состава рецикла $\varphi(d)$ (рис. 105, зона I — рецикл 1, зо-

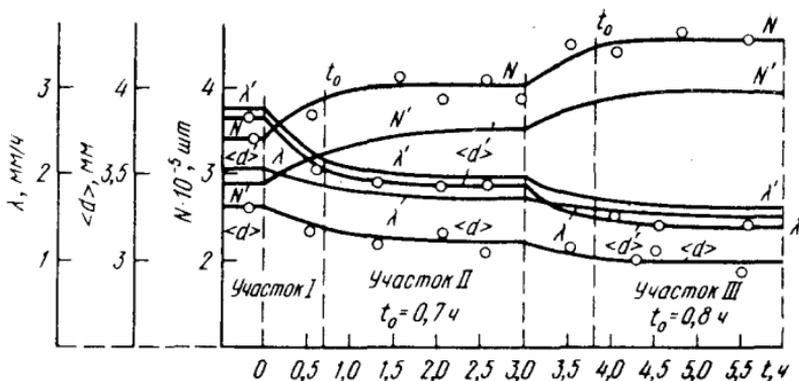


Рис. 103. Изменение величин N , $\langle d \rangle$ и λ в переходных процессах при изменении подачи материала

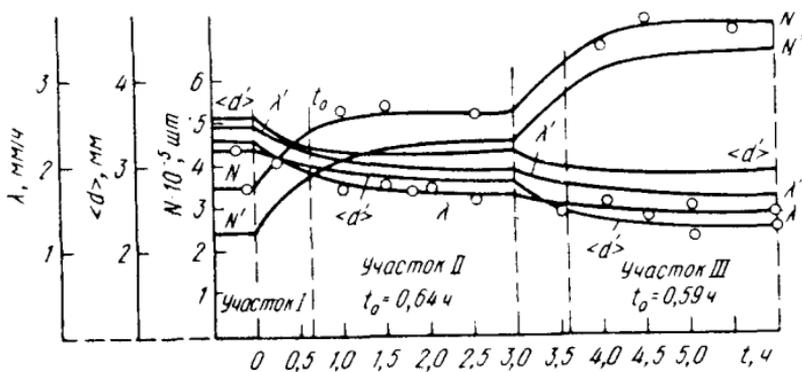


Рис. 104. Изменение величин N , $\langle d \rangle$ и λ в переходных процессах при изменении подачи рецикла

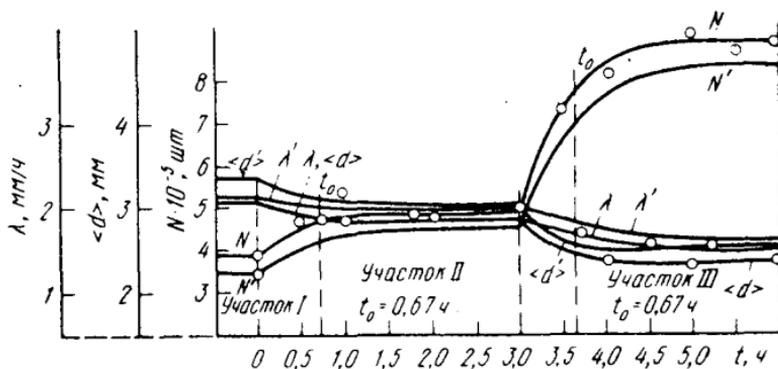


Рис. 105. Изменение величин N , $\langle d \rangle$ и λ в переходных процессах при изменении состава подаваемого рецикла

на II — рецикл 2, зона III — рецикл 3, см. рис. 106; расход рецикла $\dot{G}_{\text{рц}}=7,2$ кг/ч, $\dot{G}_{\text{м}}=52,8$ кг/ч, $G_{\text{сл}}=40$ кг).

Из рассмотрения поведения величин N , $\langle d \rangle$ и λ в переходных процессах следует, что характерным временем выхода на стационарный режим по-прежнему является среднее время пребывания материала в слое t_0 , составляющее соответственно на рис. 103 0,59 ч (зона II) и 0,8 ч (зона III), на рис. 104 0,64 ч (зона II) и 0,59 ч (зона III), на рис. 105 0,67 ч (зоны II и III).

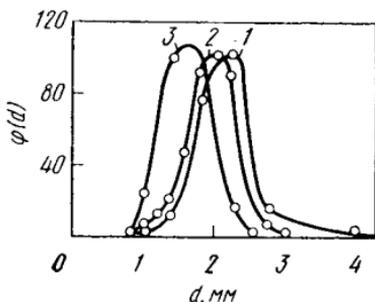


Рис. 106. Массовые кривые распределения частиц по диаметрам в рецикле

Таким образом, исследование показали, что процесс обезвоживания растворов в кипящем слое является устойчивым (в исследованных пределах) по отношению к изменениям внешних потоков ($G_{\text{сл}}$, $\dot{G}_{\text{м}}$, $\dot{G}_{\text{рц}}$ и $\varphi(d)$), причем характерным временем перехода системы в новое стационарное состояние (соответствующее изменившимся внешним потокам) является среднее время пребывания материала в слое:

$$t_0 = \frac{1}{K} = \frac{G_{\text{сл}}}{\dot{G}_{\text{м}} + \dot{G}_{\text{рц}}}$$
 Расчет переходных процессов с допустимой для практики погрешностью может выполняться при этом на основе предложенной математической модели процесса.

Наряду с рассмотренными выше факторами регулирование гранулометрического состава продукта в слое может осуществляться с помощью различных сепарирующих устройств, а также многосекционных аппаратов-грануляторов [13—16].

2. Безрецикловые процессы обезвоживания растворов

Анализ многочисленных экспериментальных данных показывает, что в безрецикловом процессе обезвоживания растворов гранулометрический состав слоя является функцией технологических параметров процесса и, следовательно, его расчет необходимо вести не только на основе уравнений материального и теплового баланса, но и учитывать взаимозависимость режима процесса

и закономерностей гранулообразования в аппаратах с кипящим слоем.

В главе 3 было показано, что на процесс дробления гранул в слое основное влияние оказывает температура слоя и частота смены температур на поверхности частиц.

Поскольку очевидно, что от интенсивности процесса дробления частиц в слое и размеров раздробившихся кусков в значительной мере зависит гранулометрический состав слоя, рассмотрим подробное влияние этих параметров процесса на дисперсность готового продукта.

Влияние температуры слоя на средний диаметр частиц отмечено во многих работах [6, 12, 37, 39, 47, 103, 140, 148]. Установлено, что увеличение температуры слоя приводит к уменьшению среднего диаметра частиц в слое.

Авторы данной книги исследовали влияние температуры слоя на гранулометрический состав материала при постоянных удельном орошении, высоте слоя и концентрации раствора цинкового купороса на установках различных размеров (рис. 107).

Экспериментальные данные показывают, что увеличение температуры слоя приводит к росту доли мелкой фракции (1,4 мм) и уменьшению доли крупных фракций (2,5 мм).

Аналогичный характер зависимости обнаружен и при обезвоживании раствора хлористого магния и калия, сульфата натрия [38, 85] и т. д.

На рис. 108 показано изменение среднего диаметра частиц в слое при обезвоживании сточных вод атомной промышленности [39], подтверждающее полученные данные.

Рассмотрим причины, вызывающие изменение гранулометрического состава при изменении температуры в слое.

Образование второго пика в области мелких частиц и влияние температуры слоя удалось выявить в опытах при подаче в слой воды. В результате этих опытов было показано, что мелкие гранулы образуются за счет теплового дробления крупных гранул и что повышение температуры слоя интенсифицирует процесс дробления. Бимодальный же характер кривых распределения объясняется дроблением крупных гранул на частицы двух

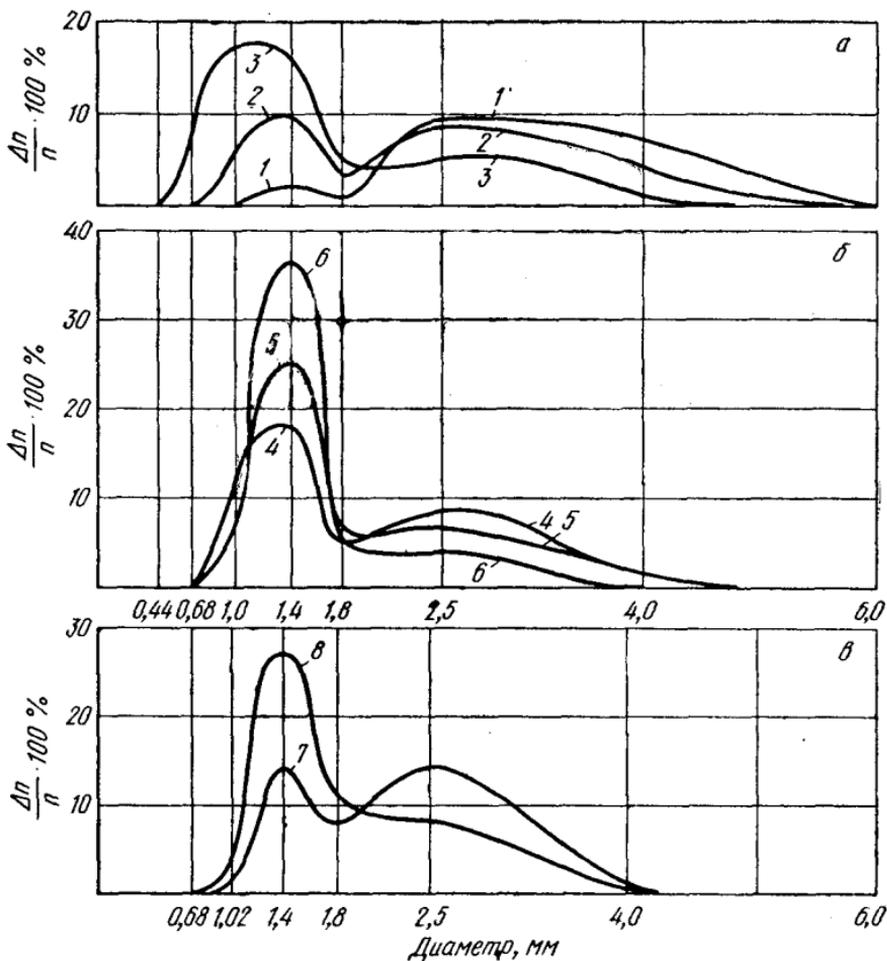


Рис. 107. Влияние температуры слоя на гранулометрический состав:

а — укрупненно-лабораторная установка с $S_{\text{реш}} = 0,1 \text{ м}^2$, удельное орошение $1800 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; б — опытно-промышленная установка с $S_{\text{реш}} = 0,83 \text{ м}^2$, удельное орошение $1850 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; в — промышленная установка с $S_{\text{реш}} = 3,0 \text{ м}^2$, удельное орошение $1800 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; 1 — 240°C ; 2 — 267°C ; 3 — 360° ; 4 — 150°C ; 5 — 160°C ; 6 — 180°C ; 7 — 180°C ; 8 — 220°C

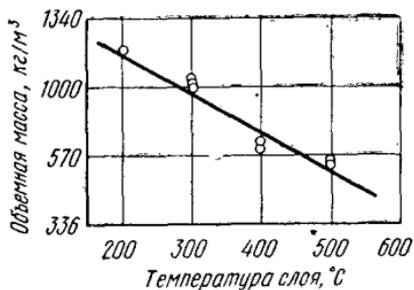


Рис. 108. Изменение объемной массы от температуры в слое

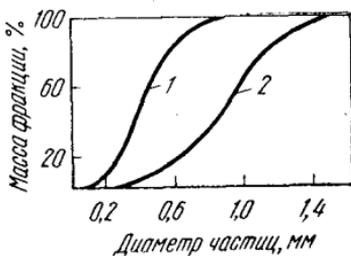


Рис. 109. Влияние удельного орошения на гранулометрический состав

классов крупности — ядро и осколки дробления (см. раздел 6, гл. III).

Теоретическое рассмотрение процесса дробления гранул при неоднократном изменении температуры на поверхности гранул показывает, что максимальные температурные напряжения, вызывающие дробление гранул, зависят от амплитуды температурных колебаний среды на поверхности частицы $T_0 = \frac{T_1 - T_2}{2}$, и чем больше ве-

личина T_0 , тем больше температурные напряжения. Следовательно, на интенсивность дробления влияет не сама температура слоя, а перепад температур между зоной действия форсунки (зона охлаждения) и прирешеточной зоной (зона перегрева). Поскольку перепад температур между этими двумя зонами определяет температуру слоя, то в реальном процессе увеличение температуры слоя приводит к уменьшению размеров гранул в слое за счет увеличения температурных напряжений, т. е. приводит к усилению процессов дробления.

Аналитическая обработка экспериментальных данных по уравнению (125) с целью выделения функции источников позволяет определить число раздробившихся частиц и размеры частиц, способных раздробиться, а также число частиц, получившихся в результате дробления. Таким образом, температура слоя влияет лишь на элементарный акт дробления, и с ее помощью можно регулировать число образующихся новых центров грануляции. Разработанная методика модельных опытов с водой позволяет оценить возможность образования новых центров грануляции при различных температурах слоя и, следовательно, дать оценку осуществимости безрециклового варианта процесса.

Влияние удельного орошения на средний диаметр частиц противоположно влиянию температуры в слое. Так, в работах [37, 39, 47] показано, что при обезвоживании сточных вод атомной промышленности увеличение удельного орошения в 3 раза приводит к резкому изменению гранулометрического состава. На рис. 109 приведены две интегральные кривые распределения, соответствующие подаче раствора 1,8 и 6 л/ч. В работах [7; 12; 16; 14, с. 54; 66—68; 140] также указывается на то, что увеличение расхода раствора приводит к росту среднего диаметра частиц.

Авторы книги также проводили исследования по

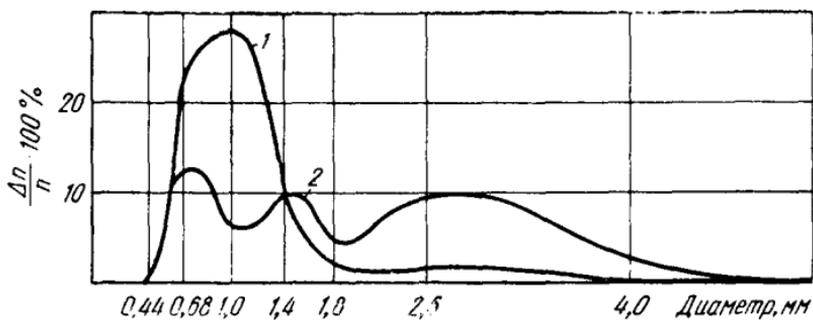


Рис. 110. Влияние удельного орошения при $T_{\text{сл}}=330^{\circ}\text{C}$ (укрупненно-лабораторная установка):

1 — 1000 л/(м²·ч); 2 — 1700 л/(м²·ч)

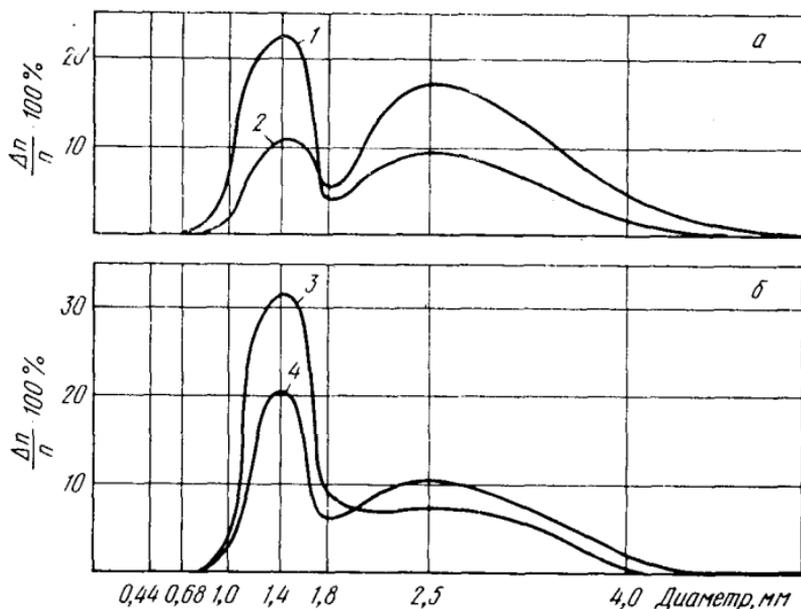


Рис. 111. Влияние удельного орошения на granulометрический состав (опытно-промышленная установка) при температуре слоя $T_{\text{сл}}$, 160°C (а) и 180°C (б):

1 — 1590 л/(м²·ч); 2 — 1700 л/(м²·ч); 3 — 1600 л/(м²·ч); 4 — 1770 л/(м²·ч)

влиянию удельного орошения на granulометрический состав материала в слое на ряде солевых продуктов. Изменение удельного орошения при постоянной температуре слоя производили путем изменения количества подаваемого тепла в слой. На рис. 110 и 111 приведены численные кривые распределения granulометрического

состава сульфата цинка при меняющейся нагрузке по раствору на установках различного масштаба.

Данные по изменению нагрузки при обезвоживании растворов хлористого магния и калия, сульфата натрия [62; 69, с. 80; 152] и т. д. имеют аналогичный характер.

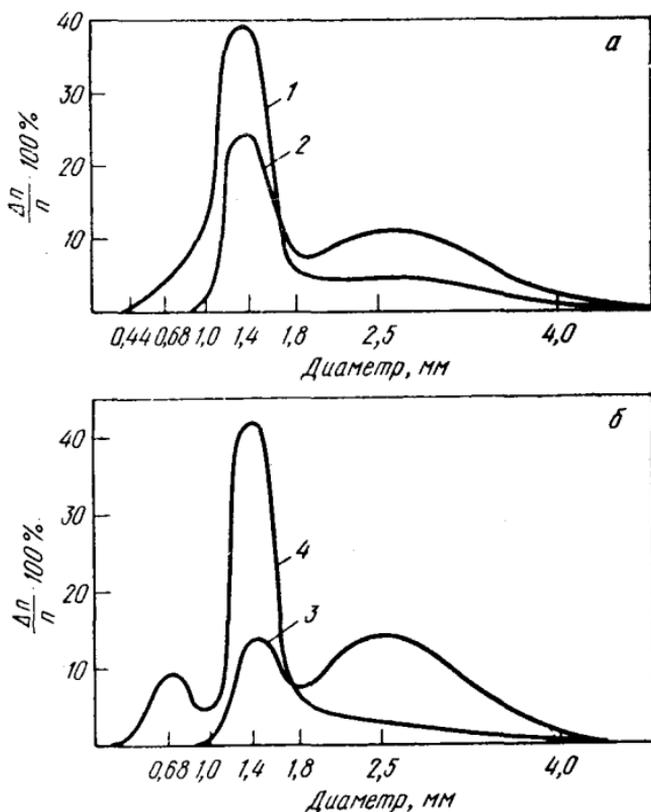


Рис. 112. Влияние концентрации раствора на гранулометрический состав при постоянных температуре и массе слоя:

a — опытно-промышленная установка; *б* — промышленная установка; 1 — 31,1% (по массе); 2 — 29,8% (по массе); 3 — 28% (по массе); 4 — 12% (по массе)

Таким образом, увеличение удельного орошения приводит к уменьшению доли мелких фракций и увеличению доли крупных частиц.

В работе [149], описывающей результаты исследования влияния концентрации раствора на средний диаметр, отмечается ускорение роста гранул с повышением концентрации раствора.

Результаты опытов, проведенных на опытно-промышленной и промышленной установках при различной концентрации солевых растворов, приведены на рис. 112. Из этого рисунка следует, что уменьшение концентрации раствора приводит к увеличению мелких фракций и соответственно уменьшению содержания крупных частиц в слое, т. е. имеет место интенсификация процессов образования новых центров грануляции.

С. И. Вольфкович, М. В. Лыков и др. [149] также показали, что увеличение концентрации раствора с 37 до 59% приводит приблизительно к 2,5-кратному увеличению эквивалентного диаметра.

Увеличение удельного орошения при постоянной температуре слоя, высоте слоя (при постоянной частоте изменения температуры на частицах) и концентрации раствора приводит к уменьшению времени пребывания материала в слое. Прирост гранул $R_0 = \lambda t_0 = \text{const}$, так как уменьшение t_0 компенсируется возрастанием

$\lambda = \frac{\dot{G}_m}{\rho_{\text{ТВ}} \cdot F_{\text{сл}}}$. Следовательно, увеличение орошения спо-

собствует росту доли крупных частиц в слое за счет уменьшения среднего времени пребывания материала в слое, что приводит к уменьшению числа циклов смены температуры на частице и соответственно уменьшению числа раздробившихся частиц. При достаточно высоком орошении раствора время пребывания материала настолько уменьшается, что за это время новые центры грануляции в системе не успевают образовываться в количестве, достаточном для компенсации частиц, выгружаемых из аппарата, и будет иметь место нестабилизированный рост гранул.

Аналогичная картина имеет место при изменении концентрации раствора.

Таким образом, удельное орошение, так же как и концентрация раствора, влияет на гранулометрический состав через среднее время пребывания материала в слое.

Цикл опытов по изменению высоты слоя при постоянном орошении, температуре слоя и концентрации авторы проводили на укрупненно-лабораторной и опытно-промышленных установках.

Результаты опытов, проведенных на укрупненно-лабораторной установке при температуре слоя 260°C , удельном орошении $1600 \text{ л}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и концентрации рас-

твора сульфата цинка 28,4% (по массе) (рис. 113), показали, что уменьшение высоты слоя с 550 до 320 мм вод. ст. приводит к увеличению количества крупных частиц в слое и уменьшению мелких фракций.

На рис. 113 показано изменение численных кривых распределения при температуре слоя 160°С, удельном орошении 1160 л/(м²·ч) и концентрации 30,9% в зависи-

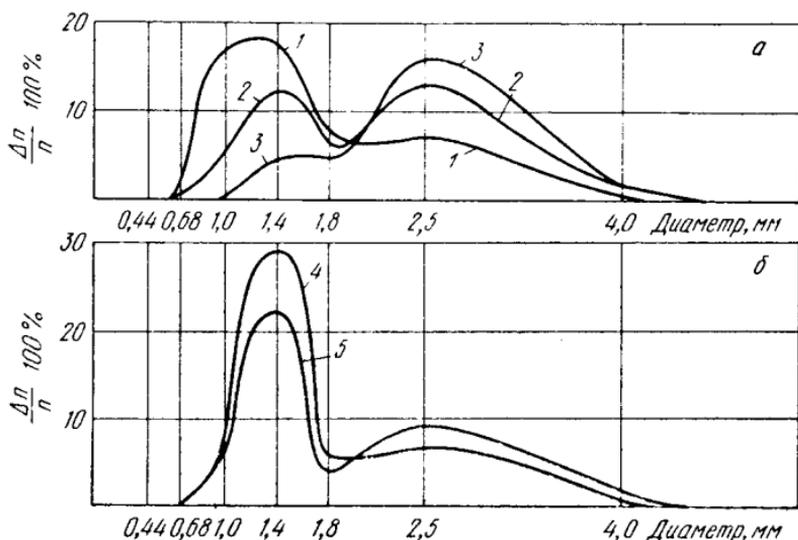


Рис. 113. Влияние высоты слоя на гранулометрический состав:

a — укрупненно-лабораторная установка; *б* — опытно-промышленная установка; 1 — 550 мм вод. ст.; 2 — 450 мм вод. ст.; 3 — 320 мм вод. ст.; 4 — 370 мм вод. ст.; 5 — 290 мм вод. ст.

мости от высоты слоя (опыты проводили на опытно-промышленной установке).

Опыты позволили сделать вывод, что увеличение высоты слоя при прочих равных условиях приводит к интенсификации процессов образования новых центров грануляции.

Подобная картина наблюдается и на других материалах. Так, при обезвоживании мирабилита на промышленной установке с площадью решетки 6 м² и обезвоживании растворов сульфата натрия на промышленном аппарате Волгодонского химического комбината уменьшение высоты слоя привело к значительному укрупнению материала.

Снижение высоты слоя соответственно уменьшает рабочую поверхность и число частиц в слое, в результате

чего источник образования новых центров гранулообразования также сокращается за счет уменьшения как общего числа частиц, так и времени их пребывания в слое. В этом случае прирост гранул $R_0 = \lambda t_0$ за среднее время пребывания остается постоянным, поскольку увеличение λ компенсируется уменьшением среднего времени пребывания (t_0).

Таким образом, высота слоя является одним из важнейших параметров, позволяющих регулировать промышленный процесс без изменения технологического режима.

На основании проведенных исследований можно выделить основные факторы, влияющие на процесс теплового дробления частиц, рассматриваемый как внутренний источник гранулообразования в системе: разность температур между зоной охлаждения и зоной перегрева, частота цикла смены температуры на частице и число циклов смены температуры на частице, выраженное средним временем пребывания материала в слое.

Рассмотрим теперь задачу определения гранулометрического состава продукта в слое в безрецикловом процессе.

Используя константы дробления Π^n и Φ^n , полученные из решения системы уравнений (209) применительно к процессу обезвоживания при отсутствии роста (при орошении слоя водой), с помощью системы уравнений (230) — (231) с учетом равенств (213) и (214) рассчитываем распределение материала в слое для процесса обезвоживания при наличии роста как функцию $t_{сл}$, $h_{сл}$ и K .

Из системы уравнений (230) — (231) следует, что гранулометрический состав слоя и скорость роста определяются константой выгрузки K , константой скорости дробления Π и распределением продуктов дробления Φ .

В свою очередь константа скорости выгрузки

$$K = \frac{\dot{G}_m}{\dot{G}_{сл}} = \frac{\dot{G}_m}{S_{реш} h_{сл} \rho_{сл}}, \quad (242)$$

где $S_{реш}$ — площадь решетки аппарата, определяемая из условий теплового и материального баланса, как функция температуры теплоносителя t_m , температуры слоя $t_{сл}$ и скорости газов в слое W , т. е. $S_{реш} = A(t_m, t_{сл})$.

Тогда

$$K = \frac{\dot{G}_m w}{A(t_m, t_{с.л}) h_{с.л} \rho_{с.л}}. \quad (243)$$

Таким образом, при заданных производительности установки, высоте слоя, температуре слоя и теплоносителя константа скорости выгрузки K прямо пропорциональна W и характеризует процесс тепло- и массообмена в слое.

В соответствии с теорией термического дробления константа скорости дробления при $W = \text{const}$ есть функция температуры и высоты слоя (скорости циркуляции) $\Pi = f(t_{с.л}, h_{с.л})$, а распределение продуктов дробления — функция скорости циркуляции $\Phi = f(h_{с.л})$.

Следовательно, гранулометрический состав материала в слое характеризуется скоростью газов в слое, высотой и температурой слоя, т. е. теми же самыми параметрами, которые используются при расчете аппарата кипящего слоя по уравнению материального и теплового балансов [85, 137, 153].

3. Примеры расчета аппаратов кипящего слоя для обезвоживания растворов

Пример 1

Рассчитать аппарат кипящего слоя для обезвоживания хлормagneйных щелоков концентрацией 32% MgCl_2 . Производительность установки по готовому продукту — двухводному хлористому магнию — $\dot{G}_m = 120$ кг/ч.

Установка работает в системе гранулятор кипящего слоя — дробилка; для получения рецикла используется часть готового продукта.

Топливо — природный газ, $Q_p^H = 8500$ ккал/м³. Режимы работы дробилки заданы.

Выбор режима процесса обезвоживания. Известно, что переход MgCl_2 из раствора в твердое вещество осуществляется через ряд кристаллогидратных форм, причем процесс идет со значительным поглощением тепла. При этом двухводная форма MgCl_2 существует в интервале температур 150—170° С. Для получения двухводного MgCl_2 (бигидрата) с низкой степенью гидролиза температура кипящего слоя $t_{с.л}$ должна находиться в пределах 150—160° С*. Температура газов под решеткой t_m определяет однозначно производительность установки, т. е., в конечном итоге, количество испаряемой влаги в час. Очевидно, что при прочих постоянных условиях степень насыщения отходящих газов парами воды будет возрастать с уве-

* Каганович Ю. Я. и др. Авт. свид. № 263396. — «Открытия, изобретения, промышленные образцы, товарные знаки», 1970, № 14, с. 19.

личением t_m . Исследование условий равновесия в системе $MgCl_2-H_2O$ при $t=155^\circ C$ показало, что двухводная форма $MgCl_2$ существует при относительной влажности отходящих газов не свыше 55—60%. Это обстоятельство накладывает определенные ограничения на допустимую величину t_m в процессе обезвоживания хлор-магниевых щелоков; расчет показывает, что температура газов под решеткой должна быть не выше $350^\circ C$. Примем для расчета $t_m=300^\circ C$.

Материальный и тепловой балансы процесса. Полная затрата тепла на получение 1 т бигидрата при температуре $155^\circ C$ из щелока, поступающего с температурой $80^\circ C$ (без учета потерь продукта и тепла), составляет [14, с. 48]:

$$q_1' = 938000 \text{ ккал/т бигидрата.}$$

С учетом 2,5% потерь продукта (в основном, с пылевыносом из циклона) и 7% потерь тепла в аппарате КС находим количество тепла, необходимого для получения 1 т бигидрата:

$$q_1 = \frac{938000}{(1 - 0,025)(1 - 0,07)} = 1035000 \text{ ккал/т бигидрата.}$$

Расход исходного щелока на 1 т бигидрата (в выход бигидрата включается и циклонная пыль):

$$\frac{1000 \cdot 1000}{448,0(1 - 0,025)} = 2285 \text{ кг/т бигидрата.}$$

Следовательно, производительность установки по исходному щелоку составит:

$$\dot{G} = 2,285 \cdot \dot{G}_M = 2,285 \cdot 120 = 274 \text{ кг/ч (или 208 л/ч).}$$

Количество тепла, отдаваемого слою 1 м³ газа:

$$q_2 = (Q_p^H + 0,6 t_{сл}) \left(1 - \frac{t_{сл}}{t_m}\right) \eta = (8500 + 0,6 \cdot 155) \times \\ \times \left(1 - \frac{155}{300}\right) 0,94 = 4000 \text{ ккал/м}^3.$$

Удельный расход топлива для получения 1 кг бигидрата:

$$r = \frac{q_1}{q_2} = \frac{1035}{4000} = 0,26 \text{ м}^3/\text{кг.}$$

При заданной производительности по бигидрату \dot{G}_M часовой расход топлива составит:

$$R = r \dot{G}_M = 0,26 \cdot 120 = 31,2 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Объем воздуха L , необходимый для горения и смешения с топочными газами:

$$L = R \alpha a = 31,2 \cdot 9,4 \cdot 9,0 = 2630 \text{ м}^3/\text{ч,}$$

где a — теоретический удельный расход воздуха, равный для природного газа 9,4 м³/м³;

$$\alpha = \frac{2920 \beta}{t_m} - 0,43 = \frac{2920 \cdot 0,97}{300} - 0,43 = 9,0 - \text{коэффициент}$$

избытка воздуха;

$\beta = 0,97$ — к. п. д. топки.

Объем топочных газов, поступающих в сушилку:

$$V_{т.г} = (9,4 \alpha + 1) R = (9,4 \cdot 9,0 + 1) \cdot 31,2 = 2670 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Объем топочных газов при температуре слоя:

$$V_{т.сл} = \frac{2670 (273 + 155)}{273} = 4200 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расчет гранулометрического состава продукта в слое, скорости газов и площади решетки при заданном составе рецикла

Рассчитываем состав и расход рецикла.

Состав продуктов дробления [% (по массе)] после дробилки выражается эмпирической формулой:

$$\varphi(d) = 96 (d - 0,5)^{0,43} \exp[-0,67 (d - 0,5)^{1,43}].$$

С целью получения более однородного продукта расход рецикла принимаем равным 18,5% от производительности установки по готовому продукту. С учетом выноса 14% продукта из аппарата кипящего слоя имеем:

$$\dot{G}_{м1} = (1 - 0,14) \dot{G}_{м} = 0,86 \cdot 120 = 104 \text{ кг/ч},$$

$$\dot{G}_{рц} = 0,185 \cdot 104 = 19,2 \text{ кг/ч}.$$

Рассчитаем гранулометрический состав продуктов в слое в стационарном процессе.

Выше было показано, что гранулометрический состав продукта в слое в стационарном процессе (при прочих равных условиях) не зависит от массы материала в аппарате $G_{сл}$.

Предварительно определим интегральные характеристики численного распределения частиц в рецикле, входящие в выражение для прироста среднечисленного размера частиц рецикла за среднее время пребывания в аппарате.

Среднечисленный диаметр частиц в рецикле:

$$\langle d_{рц} \rangle = \frac{\sum_{0,5}^{5,0} \frac{\varphi(d_i)}{d_i^2} \Delta d_i}{\sum_{0,5}^{5,0} \frac{\varphi(d_i)}{d_i^3} \Delta d_i} = 1,23 \text{ мм}.$$

Средний куб диаметра частиц рецикла:

$$\langle d_{рц}^3 \rangle = \frac{100}{\sum_{0,5}^{5,0} \frac{\varphi(d_i)}{d_i^3} \Delta d_i} = 5,04 \text{ мм}^3.$$

Прирост среднечисленного диаметра частиц за среднее время пребывания ридикла в аппарате определяется по формуле:

$$\frac{\lambda}{K} \approx \langle d_{\text{рц}} \rangle \left(\sqrt[3]{\frac{\langle d_{\text{рц}}^3 \rangle \dot{G}_m}{6 \langle d_{\text{рц}} \rangle^3 \dot{G}_{\text{рц}}}} - \frac{1}{3} \right) =$$

$$= 1,23 \left(\sqrt[3]{\frac{5,04 \cdot 104}{6 \cdot 1,23^3 \cdot 19,2}} - \frac{1}{3} \right) = 1,23(1,35 - 0,33) \approx 1,25 \text{ мм.}$$

Среднечисленный размер гранул в конечном продукте находится из выражения:

$$\langle d \rangle = \langle d_{\text{рц}} \rangle + \frac{\lambda}{K} = 1,23 + 1,25 = 2,48 \text{ мм.}$$

Гранулометрический состав продукта в слое [% (по массе)] определяют по формуле:

$$\gamma(d_i) = \frac{\dot{G}_{\text{рц}}}{\dot{G}_m + \dot{G}_{\text{рц}}} \frac{\lambda}{K} e^{-\frac{K}{\lambda} d_i} d_i^3 \sum_{0,5}^{d_i} \frac{\varphi(\xi_i)}{\xi_i^3} e^{+\frac{K}{\lambda} \xi_i} \Delta \xi_i =$$

$$= 12 e^{-0,8 d_i} d_i^3 \sum_{0,5}^{d_i} \frac{(\xi_i - 0,5)^{0,43} e^{-0,67(\xi_i - 0,5)^{1,43}}}{\xi_i^3} e^{+0,8 \xi_i} \Delta \xi_i.$$

В табл. 17 приведены результаты расчета гранулометрического состава на ЭВМ БЭСМ-4.

Т а б л и ц а 17. Гранулометрический состав, % (по массе)

d_i , мм	$\gamma(d_i)$						
0,50	0	3,00	16,53	5,50	16,20	8,00	5,98
0,75	0,48	3,50	18,34	6,00	13,82	8,50	4,69
1,00	1,56	4,00	19,40	6,50	11,49	9,00	3,64
1,50	4,45	4,50	19,36	7,00	9,38	9,50	2,80
2,00	8,26	5,00	18,20	7,50	7,54	10,00	2,19
2,50	12,42						

Среднемассовый размер частиц в аппарате:

$$\langle d_b \rangle = \frac{\sum_{0,5}^{10,0} d_i \gamma(d_i) \Delta d_i}{100} = 4,85 \text{ мм.}$$

Рассчитаем критическую скорость газов.

Для расчета $W_{\text{кр}}$ при известном среднемассовом диаметре части в аппарате воспользуемся формулой [15]:

$$Re_{\text{кр}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}},$$

где

$$Re_{кр} = \frac{W_{кр} \langle d_b \rangle}{\nu} \text{ — критерий Рейнольдса;}$$

$$Ar = \frac{\langle d_b^3 \rangle \rho_{ТВ} g}{\nu^2 \rho_r} \text{ — критерий Архимеда.}$$

Отсюда

$$\begin{aligned} W_{кр} &= \frac{\langle d_b^3 \rangle \rho_{ТВ} g}{\nu \rho_r (1400 + 5,22 \sqrt{Ar})} = \\ &= \frac{4,85^2 \cdot 10^{-6} \cdot 1,8 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{2,75 \cdot 10^{-5} \cdot 0,82 \left(1400 + 5,22 \sqrt{\frac{4,85^3 \cdot 10^{-9} \cdot 1,8 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{2,75 \cdot 10^{-10} \cdot 0,82}} \right)} = \\ &= 1,75 \text{ м/с.} \end{aligned}$$

Принимая число псевдооживления $N=3$, получим рабочую скорость газов в слое:

$$W_p = N W_{кр} = 3 \cdot 1,75 = 5,25 \text{ м/с.}$$

Площадь решетки аппарата:

$$S_{реш} = \frac{V_{т.сл}}{3600 W_p} = \frac{4200}{3600 \cdot 5,25} = 0,22 \text{ м}^2.$$

Соппротивление слоя выбираем в рекомендуемых пределах (250—500 мм вод. ст.):

$$\Delta P_{сл} = 320 \text{ мм вод. ст.}$$

Тогда масса слоя определяется из соотношения:

$$G_{сл} = \Delta P_{сл} S_{реш} = 0,22 \cdot 320 = 70 \text{ кг.}$$

Среднее время пребывания частиц рецикла в аппарате:

$$t_0 = \frac{G_{сл}}{\dot{G}_{м1} + \dot{G}_{рц}} = \frac{70}{104 + 19,2} = 0,57 \text{ ч.}$$

$$\text{Константа } K = \frac{1}{t_0} = \frac{1}{0,57} = 1,76 \text{ 1/ч.}$$

Скорость роста гранул в аппарате:

$$\lambda = K \left(\frac{\lambda}{K} \right) = 1,76 \cdot 1,25 = 2,2 \text{ мм/ч.}$$

При переходе на другой режим работы дробилки при неизменных величинах \dot{G}_m , $\dot{G}_{рц}$ и $G_{сл}$ состав продуктов дробления будет:

$$\varphi(d) = 169,5 (d - 0,5)^{0,5} e^{-1,19(d-0,5)^{1,5}}.$$

Производя аналогичный расчет, получим:

$$K = 1,71 \text{ 1/ч; } \langle d_{рц} \rangle = 1,14 \text{ мм; } \lambda = 1,45 \text{ мм/ч; } \langle d \rangle = 2 \text{ мм.}$$

В табл. 18 приведен гранулометрический состав продуктов в слое $\gamma(d_i)$.

Т а б л и ц а 18. Гранулометрический состав, % (по массе)

d_i , мм	$\gamma(d_i)$						
0,50	0	3,00	28,24	5,50	9,99	8,00	1,61
0,75	1,10	3,50	25,56	6,00	7,17	8,50	1,07
1,00	4,61	4,00	21,59	6,50	5,05	9,00	0,70
1,50	13,52	4,50	17,33	7,00	3,49	9,50	0,46
2,00	22,32	5,00	13,35	7,50	2,39	10,00	0,29
2,50	27,33						

Среднемассовый размер частиц в аппарате при этом будет равен:
 $\langle d_b \rangle = 3,84$ мм.

Время переходного процесса из одного стационарного состояния в другое составляет $\sim 0,6$ ч.

Определенные в приведенном расчете величины хорошо согласуются с результатами экспериментального исследования на опытно-промышленной установке с площадью решетки $0,2$ м².

Пример 2

При тех же исходных данных определим средний размер частиц рецикла, необходимый для получения готового продукта после грануляции со среднечисленным диаметром гранул $\langle d \rangle = 2,0$ мм.

Из выражений (21) и (27) получаем приближенное соотношение, связывающее среднечисленный диаметр гранул в продукте $\langle d \rangle$ с интегральными характеристиками численного распределения частиц в рецикле $\langle d_{\text{рц}} \rangle$ и $\langle d_{\text{рц}}^3 \rangle$:

$$\langle d_{\text{рц}}^3 \rangle \approx \frac{6\dot{G}_{\text{рц}}}{\dot{G}_{\text{м}}} \left(\langle d \rangle - \frac{2 \langle d_{\text{рц}} \rangle}{3} \right)^3.$$

По результатам обработки экспериментальных кривых гранулометрического состава продуктов дробления при различных режимах работы дробилки строим график зависимости:

$$\langle d_{\text{рц}}^3 \rangle = f_1(\langle d_{\text{рц}} \rangle).$$

В тех же координатах для заданных значений $\dot{G}_{\text{рц}}$, $\dot{G}_{\text{м}}$ и $\langle d \rangle$ строим график зависимости:

$$\frac{6\dot{G}_{\text{рц}}}{\dot{G}_{\text{м}}} \left(\langle d \rangle - \frac{2 \langle d_{\text{рц}} \rangle}{3} \right)^3 = f_2(\langle d_{\text{рц}} \rangle).$$

Абсцисса точки пересечения графиков функций $f_1(\langle d_{\text{рц}} \rangle)$ и $f_2(\langle d_{\text{рц}} \rangle)$ определяет величину $\langle d_{\text{рц}} \rangle$. Для $\dot{G}_{\text{рц}} = 19,2$ кг/ч и $\dot{G}_{\text{м}} = 104$ кг/ч $\langle d \rangle = 2$ мм и

$$f_2(\langle d_{\text{рц}} \rangle) = 8,85 \left(1 - \frac{\langle d_{\text{рц}} \rangle}{3} \right)^3.$$

Из графических построений получаем требуемый среднечисленный диаметр частиц в решикле $\langle d_{pc} \rangle \approx 1,19$ мм.

Пример 3

Рассчитаем аппарат кипящего слоя для обезвоживания раствора сульфата цинка концентрацией 28%. Производительность установки по раствору 6 м³/ч. Топливо — природный газ, $Q_p^H = 8400$ ккал/м³.

Выбор режима процесса сушки. Температуру топочных газов и слоя принимаем на основании физико-химических свойств сульфата цинка и опытных данных: $t_m = 900^\circ \text{C}$, $t_{cл} = 200^\circ \text{C}$.

Обезвоживание при температуре слоя 200°C обеспечивает устойчивый процесс и дает продукт с содержанием 94% сульфата цинка и 6% воды.

Материальный и тепловой балансы процесса. Составим материальный и тепловой балансы процесса на 1 м³ раствора.

Расход тепла на обезвоживание 1 м³ раствора составит:

$$q_1 = \rho_p \left[\left(1 - \frac{\chi_n}{\chi_k} \right) (592 + 0,48t_{cл}) + \frac{\chi_n}{\chi_k} (C_M t_{cл} + N) \right],$$

где ρ_p — плотность раствора, $\rho_p = 1350$ кг/м³;
 χ_n и χ_k — начальная (28%) и конечная (96%) концентрации;
 C_M — теплоемкость сульфата цинка, $C_M = 0,3$ ккал/(кг·град);
 N — теплота дегидратации, $N = 115$ ккал/кг.

$$q_1 = 1350 \left[\left(1 - \frac{28}{96} \right) (592 + 0,48 \cdot 200) + \frac{28}{96} (0,3 \cdot 200 + 115) \right] = 72\,500 \text{ ккал/м}^3 \text{ раствора.}$$

Количество тепла, отдаваемое слою при сжигании 1 м³ газа:

$$q_2 = (Q_p^H + 0,6t_{cл}) \left(1 - \frac{t_{cл}}{t_m} \right) (1 - \delta),$$

где δ — потери тепла топочкой и аппаратом КС. Принимаем $\delta = 6\%$.

$$q_2 = (8400 + 0,6 \cdot 200) \left(1 - \frac{200}{900} \right) \cdot 0,94 = 6300 \text{ ккал/м}^3 \text{ газа.}$$

Удельный расход топлива:

$$r = \frac{q_1}{q_2} = \frac{72\,500}{6\,300} = 115 \text{ м}^3 \text{ газа/м}^3 \text{ раствора.}$$

Объем топочных газов, поступающих в аппарат:

$$V_{т.г} = (9,4\alpha + 1) r \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ раствора;}$$

$$V_{т.г} = \left[9,4 \left[\left(\frac{2920 \cdot 0,57}{900} - 0,43 \right) \right] + 1 \right] 115 = 3060 \text{ м}^3 \text{ газа/м}^3 \text{ раствора.}$$

Площадь газораспределительной решетки:

$$S_{реш} = \frac{V_{т.г} \left(\frac{t_{cл} + 273}{273} \right) V_p}{3600W_p},$$

где V_p — производительность аппарата по раствору, м³/ч;

W_p — рабочая скорость газов в слое, м/с.

Для получения информации, необходимой для выбора скорости газов в слое, рассчитаем распределение материала в слое в указанном режиме. Принимая высоту насыпного слоя $h_0 = 300$ мм и задавая величиной константы скорости выгрузки $K = 1,33 - 2,0$ л/ч (из условия среднего времени пребывания материала в слое $t_0 = 0,5 - 0,75$ ч), решая систему уравнений (230) и (231), получаем гранулометрический состав слоя, приведенный в табл. 19.

Т а б л и ц а 19. Гранулометрический состав слоя при различных K , % (по массе)

K , л/ч	Размер фракции, мм						
	-6+5	-5+3	-3+2	-2+1,6	-1,6+ +1,25	-1,25+ +0,8	-0,8+ +0,5
2,00	6,7	56,9	30,6	4,3	1,3	—	—
1,67	4,2	53,7	35,3	5,1	1,5	0,1	—
1,33	1,9	47,8	41,7	6,5	1,9	0,1	—

Таким образом, размер частиц в слое находится в диапазоне 6,0—0,8 мм. Принимаем максимальный размер частиц, уносимых из слоя, $d_{\min} = 0,5$ мм, по формулам, выведенным О. М. Годесом, рассчитываем критическую скорость псевдооживления ($W_{кр}$) для частиц $d_{\max} = 6,0$ мм и скорость витания ($W_{\text{вит}}$) для частиц $d_{\min} = 0,5$ мм.

Принимаем $\rho_{\text{тв}} = 3,28 \cdot 10^3$ кг/м³ — плотность материала; $\rho_{\text{г}} = 0,746$ кг/м³ — плотность газов; $\nu = 34,85 \cdot 10^{-6}$ м²/с — кинематический коэффициент вязкости.

Тогда для d_{\min} :

$$Ar = \frac{(0,5 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 3280 \cdot 9,81}{(34,85 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,746} = 4,42 \cdot 10^3;$$

для d_{\max} :

$$Ar = \frac{(6,0 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 3280 \cdot 9,81}{(34,85 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,746} = 7,64 \cdot 10^6;$$

$$Re_{\text{вит}} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}} = \frac{4,42 \cdot 10^3}{18 + 0,61 \sqrt{4,42 \cdot 10^3}} = 74,5;$$

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}} = \frac{7,64 \cdot 10^6}{1400 + 5,22 \sqrt{7,64 \cdot 10^6}} = 482;$$

$$W_{кр} = \frac{Re_{кр} \nu}{d_{\max}} = \frac{482 \cdot 34,85 \cdot 10^{-6}}{6 \cdot 10^{-3}} = 2,8 \text{ м/с};$$

$$W_{\text{вит}} = \frac{Re_{\text{вит}} \nu}{d_{\min}} = \frac{74,5 \cdot 34,85 \cdot 10^{-6}}{0,5 \cdot 10^{-3}} = 4,3 \text{ м/с}.$$

Рабочая скорость должна лежать в диапазоне скоростей $W_{кр} - W_{\text{вит}}$, чтобы было обеспечено псевдооживление самых крупных ча-

стиц, образующихся в слое (6,0 мм), и в то же время ограничен размер частиц, выносимых из слоя (0,5 мм).

Принимаем рабочую скорость газов в слое:

$$W_p = 3,0 \text{ м/с.}$$

Тогда необходимая площадь газораспределительной решетки:

$$S_{\text{реш}} = \frac{3060 \cdot (273 + 200) \cdot 6,0}{273 \cdot 3600 \cdot 3,0} = 2,96 \text{ м}^2 \approx 3 \text{ м}^2.$$

Правильность принятой константы скорости выгрузки проверяется из соотношения:

$$K = \frac{\dot{G}_M}{G_{\text{сл}}} = \frac{V_p \rho_p \frac{\chi_{\text{н}}}{\chi_{\text{к}}}}{S_{\text{реш}} h_0 \rho_{\text{н}}} = \frac{6,0 \cdot 1350 \cdot \frac{28}{96}}{3,0 \cdot 0,3 \cdot 1500} = 1,75 \text{ л/ч,}$$

которая, таким образом, лежит в выбранном диапазоне.

В случае значительного отличия полученной константы выгрузки от принятой производят повторный расчет распределения и рабочей скорости для нового значения K , который и будет окончательным, так как изменение K на распределение влияет незначительно.

Таким образом, показатели аппарата будут следующими:

Площадь аппарата, м ²	3
Расход, м ³ /ч:	
воздуха	17 670
природного газа	690
Удельная производительность аппарата:	
по испаренной воде, кг/(м ² · ч)	1 900
по количеству продукта, кг/(м ² · ч)	800

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Таганов И. Н., Романков П. Г. — ТОХТ, т. II, 1968, № 5, с. 778.
2. Таганов И. Н., Романков П. Г. — ТОХТ, т. III, 1969, № 1, с. 89.
3. Таганов И. Н., Романов П. Г. — ТОХТ, т. III, 1969, № 2, с. 253.
4. Таганов И. Н., Романков П. Г. — ТОХТ, т. III, 1969, № 5, с. 720.
5. Dunlop D., Griffin S., Moser F. — «Chem. Eng. Progr.», 1958, v. 54, № 8, p. 39—42.
6. Jonke A., Petkus E. e. a. — «Nucl. Sciens Eng.», 1957, v. 2, № 3, p. 303—319.
7. Lee B., Chu I., Jonke A. — AICJ, 1962, v. 8, № 1, p. 53—58.
8. Налимов С. П., Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. — ЖПХ, т. 40, 1967, № 5, с. 1043—1052 с ил.
9. Налимов С. П., Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. — В кн.: Тезисы докладов Донецкой конференции по вы-

сокотемпературным эндотермичным процессам в кипящем слое. Дон-НИИЧМ, 1966, с. 18—19.

10. Тезисы докладов V Всесоюзной конференции по технологии неорганических веществ и минеральных удобрений. Киев, «Наукова думка», 1966. 2400 с.

11. Шахова П. А. — «Химическая промышленность», 1967, № 6, с. 59—62 с ил.

12. Vanesek V., Drbohlav R., Markvart N. Fluidized Bed Drying, Leonard Hill. L., 1965, p. 81—87.

13. Бабенко В. Е., Ойгенблик А. А., Гаврилов Г. П. и др. — ТОХТ, т. III, 1969, № 6, с. 837.

14. Тезисы докладов Всесоюзного научного технического совещания по исследованию процессов тепло- и массообмена в кипящем слое. Иваново, ИХТИ, 1969, 156 с.

15. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Л., «Химия», 1969. 360 с. с ил.

16. Metheny D., Vance S. — «Chem. Eng. Progr.», 1962, v. 58, № 6, p. 45—48.

17. Франк-Каменецкий Д. А. Диффузия и теплообмен в химической кинетике. Изд. 2-е М., «Наука», 1967. 492 с. с ил.

18. Тодес О. М. Проблемы кинетики и катализа. Т. VII. М., Изд-во АН СССР, 1949. 452 с. с ил.

19. Маркштейн Г. — В кн.: Гетерогенное горение. М., «Мир», 1967, с. 182—206.

20. Светозарова Г. И., Буровой И. А. — ИФЖ, 1965, т. 9, № 1, с. 34, с ил.

21. Мюллер Г. — В кн.: Коагуляция коллоидов М., ОНТИ, 1936, с. 74—98.

22. Туницкий Н. Н. — ЖЭТФ, 1938, т. 8, № 4, с. 417.

23. Баханов В. П., Буйков М. В. — В кн.: Вопросы испарения, горения и газовой динамики дисперсных систем. Киев, «Наукова думка», 1967, с. 124 с ил.

24. Буйков М. В. — «Коллоидный журнал», 1962, № 2, с. 18.

25. Буевич Ю. А. — ПМТФ, 1966, № 5, с. 20.

26. Минаев Г. А., Шахова Н. А. — «Химическая промышленность», 1967, № 6, с. 63—64.

27. Массообменные процессы химической технологии. Сборник аннотаций научно-исследовательских работ, № 3. Л., «Химия», 1968. 185 с.

28. Шахова Н. А., Евдокимов В. Г. — ТОХТ, т. III, 1969, № 4, с. 544.

29. Бахтин Л. А. — ТОХТ, т. IV, 1970, № 3, с. 352.

30. Матусевич Н. Н. Кристаллизация из растворов в химической промышленности. М., «Химия», 1968. 304 с. с ил.

31. Хамский Е. В. Кристаллизация из растворов. Л., «Наука», 1967, 150 с. с ил.

32. Беляев В. И. Метод Лагранжа в кинетике облачных процессов, Л., Гидрометеоздат, 1964. 119 с. с ил.

33. Применение в СССР процессов обжига в кипящем слое. ЦИИИ ЦМ, 1960, 498 с.

34. Курант Р. Уравнения с частными производными. М., «Мир», 1964. 630 с. с ил.

35. Чезари Л. Асимптотическое поведение и устойчивость решений обыкновенных дифференциальных уравнений. М., «Мир», 1964. 471 с. с ил.

36. Тодес О. М., Караськов Г. Г., Фридман Д. И. и др. — ТОХТ, т. 5, 1971, № 6, с. 877 с ил.
37. Grimmett E. S. — A. I. Ch. E. J., 1964, v. 10, № 5, p. 717—723.
38. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г., Налимов С. П. — «Химическая промышленность», 1967, № 6, с. 47—51 с ил.
39. Grimmett E. — «Chem. Eng. Progr. Sympos. Ser.», 1966, v. 62, № 67, p. 93—100.
40. Циборовский Я., Селецкий А. — ЖПХ, т. 31, 1958, № 4, с. 518—525.
41. Ванечек В. Дегидратация кристаллогидратов в КС. Доклад на I конференции CHISA, Чехословакия, Брно, 1962, 540 с. с ил.
42. Добрыгин П. С., Давыдов В. И., Васанова Л. К. — ЖПХ, 1968, № 7, с. 1524—1529 с ил.
43. Волков В. Ф., Павлов В. М., Богина А. И. — «Химическая промышленность», 1966, № 6, с. 450—455 с ил.
44. Волков В. Ф., Ухлов В. В., Шишкин Г. И. — «Химическая промышленность», 1968, № 6, с. 449—451 с ил.
45. Волков В. Ф., Шишкин Г. И., Шишко И. И. — «Химическая промышленность», 1968, № 8, с. 53—55 с ил.
46. Шахова Н. А., Рычков А. И. — В кн.: Сборник материалов технического семинара на ВДНХ по производству мочевины и применения ее в народном хозяйстве. 1962, (ГИАП), с. 66—73.
47. Grimmett E., Ballard R., Buckham J. — «Chem. Eng. Progr. Sympos. Ser.», 1967, v. 63, № 80, p. 11.
48. Применение кипящего слоя в химической промышленности, Л., «Химия», 1965.
49. Широков С. Г., Крейндель Я. И., Кисельников В. Н. — «Изв. вуз. Химия и химическая технология», т. XII, 1969, № 2, с. 173 с ил.
50. Тезисы докладов научно-технической конференции. Химическая техника и общинженерные дисциплины. Л., «Химия», 1967 (ЛТИ им. Ленсовета). 120 с.
51. Налимов С. П., Каганович Ю. Я., Козловский В. В. — ЖПХ, 1970, № 3, с. 581—586 с ил.
52. Налимов С. П., Себалло В. А., Черкез Г. С. — В кн.: Сопоставительные обзоры по отдельным производствам химической промышленности СССР и за рубежом, вып. 1. 1967 (НИИТЭХИМ), с. 3—22.
53. Тезисы докладов юбилейной научно-технической конференции молодых ученых Ленинграда по химической технике, Л., «Химия», 1968. 35 с.
54. Шахова Н. А., Аксельрод Л. С., Бахтин Л. А. — ТОХТ, т. III, 1969, № 5, с. 692 с ил.
55. Шахова Н. А., Аксельрод Л. С., Бахтин Л. А. — «Химическая промышленность», 1969, № 9, с. 672 с ил.
56. Шахова Н. А., Бахтин А. А., Соколовский А. А. — «Химическая промышленность», 1965, № 8, с. 594—597 с ил.
57. Шахова Н. А., Евдокимов В. Г. — ТОХТ, т. III, 1969, № 4, с. 544 с ил.
58. Шахова Н. А., Рычков А. И. — Химическая промышленность, 1962, № 11, с. 839—842 с ил.
59. Шахова Н. А., Рычков А. И. — «Химическая промышленность», 1963, № 11, с. 856—859 с ил.

60. Шахова Н. А., Рычков А. И. — «Вестник высшей школы», 1963, т. 21, № 11, с. 20—30 с ил.
61. Применение кипящего слоя в народном хозяйстве СССР. Материалы Всесоюзного семинара на ВДНХ. 1965, (ЦИИН ЦМ), 390 с. с ил.
62. Тодес О. М., Каганович Ю. Я., Налимов С. П. и др. — ТОХТ, т. II, 1966, № 3, с. 405—412 с ил.
63. Всесоюзное научно-техническое совещание по новой технике и прогрессивной технологии в процессах сушки. Секция 1. Теория сушки. М., ВСНТО, 1969. 151 с.
64. Тодес О. М., Козловский В. В., Броунштейн В. Б. и др. — ЖПХ, № 9, 1971, 9994—2001 с ил.
65. Тодес О. М., Налимов С. П., Каганович Ю. Я. и др. — В кн.: Некоторые вопросы теории и практики галургических производств, Л., «Химия», вып. 55, 1971, (ВНИИГ), с. 168 с ил.
66. Кисельников В. Н., Демшин В. Я., Широков С. Г. — «Изв. вуз. Химия и химическая технология», 1965, № 3, с. 504—510.
67. Кисельников В. Н., Демшин В. Я., Широков С. Г. — «Изв. вузов. Химия и химическая технология», 1967, № 10, с. 1172—1176.
68. Кисельников В. Н., Крейндель Я. И., Демшин В. Я. — Изв. вуз. Химия и химическая технология», 1967, № 3, с. 354—356.
69. Козловский В. В., Налимов С. П., Каганович Ю. Я. — В кн.: Материалы Всесоюзной научно-технической конференции молодых галургов. Май, 1969 г., Л., «Химия», 1969, с. 80.
70. Козловский В. В., Каганович Ю. Я., Налимов С. П. — «Химическая промышленность», 1970, № 2, с. 42—43 с ил.
71. Разумовский Н. К. — ДАН СССР, т. XXVIII, 1940, № 9, с. 815.
72. Колмогоров А. Н. — ДАН, т. XXXI, 1941, № 2, с. 99.
73. Филиппов А. Ф. — «Теория вероятности и ее применение», т. VI, 1961, № 3, с. 299—318.
74. Bose L. — «Math. Phys.», 1954, v. 2, angew., p. 283—292.
75. Austin L., Gardner R. e. a. Report of Pennsylvania State University, SR-6, 1959.
76. Каган С. З., Ковалев Ю. Н., Молочкова М. И. — ТОХТ, т. 3, 1969, № 5, с. 728.
77. Турба Э. — В кн.: Труды Европейского совещания по измельчению. М., Госстройиздат, 1966, с. 158.
78. Смолякова З. А. — В кн.: Сушка керамических изделий. М., Профиздат, 1958, с. 34—50.
79. Буз М. А. — В кн.: Научные труды (ВНИИСтрой), № 5, 1965, с. 13—25 с ил.
80. Бернштейн Л. А. Грануляция цементных сырьевых смесей при сухом и мокром способах подготовки. М., Госстройиздат, 1959. 172 с. с ил.
81. Grünberg G. — «Z. für Physik», 1926, Bd 35, S. 548.
82. Паркус Г. Неустановившиеся температурные напряжения. М., Физматгиз, 1963, 252 с. с ил.
83. Norkinson J. Messenger of Math., 1979, v. 8, p. 168.
84. Карлслю Г., Егер Д. Теплопроводность твердых тел. М., «Наука», 1964. 487 с. с ил.

85. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. Промышленные установки для сушки в кипящем слое. Л., «Химия», 1970. 176 с. с ил.
86. Бурдаков Ю. М., Полупаков Р. Г. — «Цветная металлургия» (Бюл. ЦИИН ЦМ), 1962, № 19, с. 29—32.
87. Мухленов И. П., Горштейн А. Е. ЖПХ, т. 37, 1964, № 3, с. 609.
88. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Гольцикер А. Д. и др. — «Химическая промышленность», 1970, № 5, с. 372 с ил.
89. Вызго В. С., Павлова А. И., Линкевич В. А. В кн.: Минеральные и органоминеральные удобрения, структурообразователи почв и гербициды. Ташкент, ФАН, 1967, с. 45—101.
90. Вызго В. С., Павлова А. И., Набиев М. Н. — В кн.: Всесоюзное научно-техническое совещание по интенсификации процессов сушки в химической и смежных с нею отраслях промышленности 1965, (Институт химии АН Узб. ССР), с. 56—59.
91. Вызго В. С., Павлова А. И., Набиев М. Н. — «Узбекский химический журнал», 1965, т. 9, № 4, с. 5—10 с ил.
92. Вызго В. С., Павлова А. И., Набиев М. В. — В кн.: Химия и технология минеральных удобрений. Ташкент, ФАН, 1966, с. 232—237.
93. Сульг Е. О. — ЖПХ, 1970, № 43, с. 2204 с ил.
94. Бахтин Л. А., Шахова Н. А., Аксельрод Л. С. В кн.: Труды XXIX научно-технической конференции, 1968 (МИХМ), с. 17.
95. Грошев Г. Л., Данов С. М., Кручинина Н. Д. Техника сушки во взвешенном слое, серия ХМ-1, вып. 4, 1966 (ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ), с. 5—11.
96. Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г. — «Химическая промышленность», 1964, № 7, с. 68 с ил.
97. Майзель Ю. А., Лыков М. В. — В кн.: Оборудование, механизация и защита от коррозии в химической промышленности, том 4, 1966 (НИИТЭХИМ), с. 14—16.
98. Майзель Ю. А. В кн.: Промышленность удобрений и серной кислоты, вып. 1—2, 1967 (НИИТЭХИМ), с. 95—104.
99. Гладушко В. И. — В кн.: Усовершенствование технологии производства минеральных удобрений. Киев, 1965 (Институт технической информации химической промышленности при Госплане УССР), с. 19—22.
100. Масловский М. Ф., Шахова Н. А. — «Химическое и нефтяное машиностроение», 1959, № 6, с. 27—29 с ил.
101. Масловский М. Ф., Виноградова М. А., Заберешный И. Л. — «Обогащение металлургии цветных металлов и методы анализа». М., «Металлургиздат, 1962 (Гинцветмет. Сб. № 19), с. 368—373 с ил.
102. Лисай В. Э., Костицын Б. А., Уразовская В. Н. Процессы химической технологии. Гидродинамика, теплопередача, массопередача. М.—Л., «Химия», 1965, с. 337—342 с ил.
103. Клущин Д. Н., Бессер Н. Д. — «Цветные металлы», 1971, № 3, с. 31—32.
104. Колесников Н. А. — «Цветная металлургия» (Бюл. ин-та «Цветметинформация»), 1970, № 13, с. 23—26.
105. Виноградова М. А., Забережный И. И., Никитина И. С. — «Цветная металлургия» (Бюл. ЦИИН ЦМ), 1962, № 16, с. 33—35 с ил.

106. Малкин Я. З., Сухов В. П. — «Цветные металлы», 1965, № 6, с. 28—33.
107. Снурьков А. П., Пусько А. Г., Юренко В. М. — «Цветная металлургия» (Бюл. ин-та «Цветметинформация»), 1965, № 9, с. 29—34 с ил.
108. Огиенко А. С. — «Цветные металлы», 1965, № 10, с. 36—37 с ил.
109. Огиенко А. С., Романков П. Г., Рашковская Н. Б. — «Цветные металлы», 1967, № 9, с. 51—54 с ил.
110. Огиенко А. С., Романков П. Г., Рашковская Н. Б. — «Цветные металлы», 1969, № 9, с. 41—44 с ил.
111. Лейзерович Г. Я. Обжиг в кипящем слое. М., Металлургияздат 1955. 185 с. с ил.
112. Аксельрод Л. С., Пантер Г. Б. — «Химическое и нефтяное машиностроение», 1968, № 4, с. 14—16 с ил.
113. Огненко А. С. — «Цветная металлургия». (Бюл. ин-та «Цветметинформация»), 1965, № 13, с. 24 с ил.
114. Огиенко А. С., Романков П. Г., Рашковская Н. Б. — «Цветные металлы», 1969, № 4, с. 62—63.
115. Колесников Н. А., Козьмин Л. С., Чецкий Л. С. — «Цветные металлы», 1969, № 4, с. 62—63.
116. Jackson J., Sergenti H., Wilcox G. — «Ind. Eng. Chem.», 1960, v. 52, p. 795—800.
117. Calcining techniques to large nuclear—waste woes. Chem. Eng., 1963, v. 70, p. 26—28.
118. Calcination of radioactive wastes—Fluidized bed calcination. Brit. Chem. Eng., 1963, v. 8, № 10, p. 761—772.
119. Conversion of High—level—activity wastes to solids, Powder reactor technology and Reactor Fuel Processing, 1967, v. 10, № 8, p. 89.
120. Radiative waste processing. — «Chem. Process. Eng.», 1963, v. 44, № 5, p. 231.
121. Brown V. P., Grimmer E. S. — «Brit. Chem. Eng.», 1963, v. 8, № 5, p. 333.
122. Buckham S., Ayers A., McBride S. — «Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.», 1966, v. 62, № 65, p. 52—63.
123. Buckham S. A., Lakey L., McBride S. — «Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.», 1964, v. 60, № 53, p. 20—31.
124. Cooper E., Black D., Amberson C. — «Chem. Eng. Progr.», 1965, v. 61, № 7, p. 89.
125. Fineman P. Waste Disposal. Reactor Fuel Processing, 1966, v. 9, № 3, p. 170—176.
126. Morigata A., Otsee K. — «Koggo Kagaku Zonti», 1964, v. 67, № 12, p. 1985.
127. Fluid-bed Calciner Brit. Chem. Eng., 1962, v. 7, № 9, p. 720.
128. Petric S., Black D. — «Chem. Eng. Progr.», 1966, v. 62, № 3, p. 82—87.
129. Огиенко А. С., Старцев В. Н. — «Цветные металлы», 1967, № 5, с. 27—29 с ил.
130. Всесоюзное научно-техническое совещание по интенсификации процессов сушки в химической и смежных с нею отраслях промышленности. 1965 (ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ), 80 с.
131. Злобинский А. Г., Каганович Ю. Я., Булатова Ж. П. — В кн.: Промышленность горнохимического сырья и природных солей, 1967, (НИИТЭХИМ), с. 119—120.

132. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. Техника сушки во взвешенном слое, серия XIII-1, вып. 2, 1966 (ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ), с. 45—51.

133. Всесоюзное научно-техническое совещание по новой технике и прогрессивной технологии в процессах сушки. Секция 1. Теория сушки. М., ВСНТО, 1969, 100 с.

134. Савраева К. Е., Савраев В. П., Кучин Г. М. — «Цветные металлы», 1967, № 1, с. 55—57.

135. Айдаров Р. Ж., Айдарова П. И., Миронов Ю. М. — «Цветная металлургия» (Бюл. ин-та «Цветметинформация»), 1966, № 17, с. 34—37.

136. Усенов А. И., Айдаров Р. Ж. — «Цветная металлургия» (Бюл. ин-та «Цветметинформация»), 1970, № 8, с. 34—35.

137. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка в кипящем слое. М.—Л., «Химия», 1964. 288 с. с ил.

138. Стрелец Х. Л. Электролитическое получение магния. М., «Металлургия», 1972, 336 с. с ил.

139. Позин М. Е. Технология минеральных солей. ч. I, II. Л., «Химия», 1970. 782 с. с ил.

140. Markvart M., Vanesek V., Dřhoňlaw R. — «Brit. Chem. Eng.», 1962, v. 7, № 7, p. 503—507.

141. Кручинина Н. Д., Грошев Г. Л., Данов С. М. — «Химическая промышленность», 1967, № 10, с. 17—19 с ил.

142. Данов С. М., Грошев Г. Л., Кручинина Н. Д. — «Химическая промышленность», 1966, № 6, с. 453—456.

143. Филиппова К. И., Синегрибов В. А., Бочкарев В. М. — «Химическая промышленность», 1967, № 7, с. 40—41 с ил.

144. Донат Е. В., Молокова Г. К., Яцковский Я. И. Процессы и аппараты технологии неорганических веществ. М., Госхимиздат, т. X, 1963, (УНИХИМ), с. 98—105.

145. Казакова Е. А. — «Химическая промышленность», 1968, № 6, с. 453—456.

146. Гладушко В. И., Плыгунов А. С., Сергиевская И. С. Новое в химической промышленности. Киев. Институт технической информации АН УССР, 1966, с. 18—25.

147. Огиенко А. С., Пусько А. Г., Фишман М. А. — «Цветная металлургия» (Бюл. ин-та «Цветметинформация»), 1967, № 6, с. 37—39 с ил.

148. Репенкова Т. Г., Копылов В. А. — «Химическая промышленность», 1965, № 6, с. 462—465.

149. Вольфкович С. И., Лыков М. В., Черепанов А. С. и др. — ЖПХ, 1966, № 1, с. 3—8.

150. Быкова М. И., Малый Н. И., Степанян А. Я. Техника сушки во взвешенном слое, серия ХМ-1, вып. 4, 1966 (ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ), с. 15—25.

151. Каганович Ю. Я., Злобинский А. Г. — «Химическая промышленность», 1960, № 5, с. 389 с ил.

152. Козловский В. В., Каганович Ю. Я., Налимов С. П. — «Химическая промышленность», 1970, № 2, с. 42—43 с ил.

153. Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Бабенко В. Е. Техника сушки во взвешенном слое, серия ХМ-1, вып. 2, 1966 (ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ), с. 31—34 с ил.

**Оскар Моисеевич Тодес
Юлия Яковлевна Каганович
Сергей Петрович Налимов
Александр Давыдович Гольцикер
Валерий Анатольевич Себалло
Давид Израилевич Фридман**

ОБЕЗВОЖИВАНИЕ РАСТВОРОВ В КИПЯЩЕМ СЛОЕ

Редактор издательства **И. В. Ольшанская**
Художественный редактор **Д. В. Орлов**
Технический редактор **В. В. Баталова**
Корректоры **В. Б. Левин, Л. И. Тубина**
Переплет художника **Б. К. Силаева**

Сдано в набор 27/III 1973 г. Подписано в печать 10/VIII 1973 г.
Т-11554. Формат бумаги 84×108/1/32. Бумага типографская № 2.
Усл. печ. л. 15,19. Уч.-изд. л. 15,93. Тираж 1900 экз.
Заказ 229. Изд. № 6619. Цена 1 р. 83 к.

Издательство «Металлургия», 119034,
Москва, Г-34, 2-й Обыденский пер., 14

Владимирская типография «Союзполиграфпрома»
при Государственном комитете Совета Министров СССР
по делам издательств, полиграфии и книжной торговли
Гор. Владимир, ул. Победы, д. 18-б.

114

10435