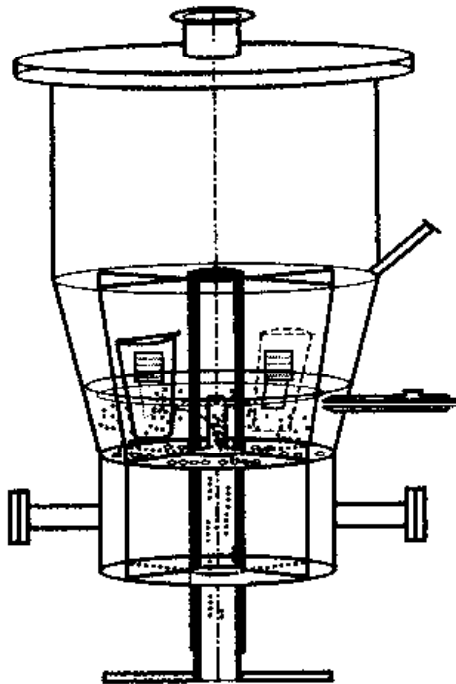


Л.Н. Овчинников

**ГРАНУЛЯЦИЯ МИНЕРАЛЬНЫХ УДОБРЕНИЙ
ВО ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ**



**Иваново
2010**

Федеральное агентство по образованию

Государственное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
Ивановский государственный химико-технологический университет

Л.Н.Овчинников

**ГРАНУЛЯЦИЯ МИНЕРАЛЬНЫХ УДОБРЕНИЙ
ВО ВЗВЕШЕННОМ СЛОЕ**

Иваново 2010

УДК 66.047

Овчинников Л.Н. Грануляция минеральных удобрений во взвешенном слое: монография / ГОУ ВПО Иван. гос. хим.-технол. ун-т. Иваново, 2010. 168 с. ISBN 978-5-9616-0349-1

В монографии рассмотрены теоретические основы и практика процессов гранулообразования минеральных удобрений в грануляторах-сушилках со взвешенным слоем. Приведены основные технологические схемы получения азотно-фосфорно-калийных удобрений с применением техники псевдооживления; классификация и устройство грануляторов со взвешенным слоем для грануляции из растворов и расплавов; закономерности гидродинамики различных видов взвешенного слоя; закономерности формирования гранулометрического и химического состава минеральных удобрений; методика расчёта технологических схем для получения простых и сложных минеральных удобрений в кипящем слое; методика расчёта тепло- и массообменных процессов при проведении грануляции и сушки минеральных удобрений в аппаратах КС.

Монография рассчитана на студентов, аспирантов и научных сотрудников химико-технологических университетов, а также инженерно-технических работников химической промышленности, интересующихся вопросами гранулообразования технологических продуктов в аппаратах со взвешенным слоем.

Печатается по решению редакционно – издательского совета Ивановского государственного химико – технологического университета.

Рецензенты: доктор технических наук, профессор В.П. Жуков (Ивановский государственный энергетический университет); доктор технических наук, профессор Н.Н. Елин (Ивановский государственный архитектурно-строительный университет)

ISBN
978-5-9616-0349-1

© Овчинников Л.Н., 2010
© ГОУВПО Ивановский государственный
химико-технологический университет, 2010

Оглавление

Введение	5
Глава 1. Минеральные удобрения	7
1.1. Назначение производства минеральных удобрений и их агрохимическая эффективность	7
Глава 2. Технологические схемы производства минеральных удобрений	10
2.1. Азотные удобрения	10
2.1.1. Аммиачная селитра	10
2.1.2. Сульфат аммония	13
2.1.3. Карбамид (мочевина)	16
2.2. Калийные удобрения	18
2.3. Фосфорные удобрения	21
2.3.1. Суперфосфат	22
2.3.2. Нитрофоска	23
2.3.3. Аммофос	25
2.4. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	30
Глава 3. Грануляторы со взвешенным слоем для грануляции минеральных удобрений	32
3.1. Классификация грануляторов со взвешенным слоем	32
3.1.1. По форме и конфигурации	34
3.1.2. По количеству секций	35
3.2. Основные узлы грануляторов со взвешенным слоем	54
3.2.1. Распыливающие устройства	54
3.2.2. Газораспределительные устройства	57
3.2.3. Выгрузные устройства	58
3.3. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	59
Глава 4. Основные закономерности гидродинамики взвешенного слоя	61
4.1. неподвижный слой	61
4.1.1. Структура неподвижного слоя твёрдых частиц	61
4.1.2. Гидравлическое сопротивление неподвижного слоя	65
4.2. Псевдооживленный слой	66
4.2.1. Общие понятия	66
4.2.2. Механизм псевдооживления	67
4.2.3. Перепад давления в псевдооживленном слое	71
4.2.4. Скорость начала псевдооживления	73
4.2.5. Скорость витания (уноса)	74
4.2.6. Высота псевдооживленного слоя	75
4.2.7. Гидравлическое сопротивление установки с кипящим слоем	75
4.3. Пневматический транспорт	77
4.3.1. Общие понятия	77
4.3.2. Основные характеристики пневматического транспорта	77
4.4. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	88
Глава 5. Закономерности формирования гранулометрического состава при грануляции технологических продуктов во взвешенном слое	90
5.1. Современные представления о кинетике гранулообразования технологических продуктов	90

5.2. Кинетика гранулообразования при "нормальном" росте частиц	103
5.2.1. Изменение эквивалентного размера частиц в периодическом процессе грануляции	104
5.2.2. Изменение эквивалентного размера частиц в переходном режиме стационарного процесса	107
5.2.3. Расчет гранулометрического состава получаемого продукта и продукта, находящегося в слое	114
5.3. Закономерности вторичных явлений при грануляции в аппаратах с псевдооживленным слоем	119
5.3.1. Кинетика агломерации минеральных удобрений	119
5.4 СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	127
Глава 6. Технологические схемы получения минеральных удобрений с применением грануляторов КС, разработанные кафедрой ПАХТ (ИГХТУ)	133
6.1. Классификация технологических схем получения минеральных удобрений	134
6.1.1. Технологические схемы грануляции удобрений в кипящем слое	134
6.1.1.1. Схемы грануляции NP-удобрений	134
6.1.1.2. Схемы грануляции тройных NPK-удобрений	137
6.1.1.3 Схемы грануляции сульфата аммония	139
6.2. Теоретические основы расчёта технологических схем получения минеральных удобрений с применением техники взвешенного слоя	141
6.2.1. Расчет расходов сырья	142
6.2.1.1. Расчёт расходов сырья для получения НК- удобрений	144
6.2.1.2. Расчет расходов сырья для получения NPK и NP -удобрений	148
6.2.2. Определение температурных режимов процесса грануляции минеральных удобрений и расчет энергозатрат	153
6.2.3. Расчет тепло-массообмена при грануляции минеральных удобрений	155
6.3.3.1. Общие положения	155
6.3.3.2. Тепло-и массообмен во взвешенном слое	156
6.3.3.3. Методика расчёта сушки влажных материалов во взвешенном слое	161
6.4. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	166

Введение

Грануляция - это технологический процесс превращения материала в более или менее однородные по размеру гранулы. Большинство веществ в гранулированном виде обладают лучшими физико-химическими показателями, такими как прочность, сыпучесть, слёживаемость и т.д. Их лучше транспортировать и применять в различных технологических процессах. Они не пылят, в результате чего улучшаются условия труда в сфере их производства и применения, а также снижаются потери при транспортировании и хранении. Хорошая подвижность гранулированного продукта облегчает его пневмотранспорт, дозирование и упаковку, автоматизацию и механизацию производственных процессов и погрузочно-разгрузочных работ. В связи с этим, процессы грануляции находят всё большее применение как у нас в России, так и за рубежом.

Процессы грануляции разнообразны как по методам их осуществления, так и по аппаратному оформлению. Одним из перспективных способов является получение гранулированного продукта в аппаратах с кипящим слоем (КС). Сущность этого способа заключается в распыливании гранулируемого вещества, содержащегося в растворе, пульпе или плаве, на псевдооживленные частицы кипящего слоя. Раствор, пульпа или плав впрыскивается внутрь кипящего слоя или распределяется над его поверхностью с предварительной упаркой в факеле распыливания или без неё. В некоторых случаях, например, при грануляции минеральных удобрений одновременно с упариванием раствора протекают реакции нейтрализации, сопровождающиеся процессами кристаллизации и сушки. Это даёт возможность совмещать ряд стадий процесса (нейтрализацию, упаривание, кристаллизацию, сушку и грануляцию) в одном аппарате, что определяет существенный технико-экономический эффект. При этом удастся максимально использовать тепло химической реакции, что ещё более обуславливает экономическую целесообразность способа.

К настоящему времени научными школами МГУИЭ (МИХМ); РХТУ (МХТИ); НИУИФ; ГИАП г.Москва; СПГТИ(ТУ) (ЛТИ им.Ленсовета)

г.Санкт-Петербург; ИГХТУ г. Иваново и др., а также зарубежными исследователями накоплен значительный теоретический и экспериментальный материал, касающийся изучения основных закономерностей гидродинамики, процессов тепло-массообмена и грануляции различных технологических продуктов во взвешенном слое.

Следует отметить, что грануляция во взвешенном слое (особенно при получении многокомпонентных минеральных удобрений) является сложным физико-химическим процессом, интенсивность протекания которого зависит от многих факторов. К этим факторам, в первую очередь, следует отнести закономерности гидродинамики взвешенного слоя, кинетику гранулообразования, регулирование химического состава готового продукта, а также интенсивность протекания тепло-массообменных процессов.

В связи с этим, в монографии рассматриваются технологические схемы получения минеральных удобрений, в которых используются или могут быть использованы различные аппараты со взвешенным слоем для грануляции, охлаждения или снижения слеживаемости гранул готового продукта. Приводятся основные теоретические положения, связанные с расчётом и проектированием грануляторов КС, а также их конструктивные особенности.

Кроме того, в конце каждой главы книги даны условные обозначения и литература, к которой можно обратиться для более глубокого изучения излагаемого материала.

Глава 1. Минеральные удобрения

1.1. Назначение производства минеральных удобрений и их агрохимическая эффективность

Рост и развитие растений требуют целый ряд различных питательных элементов в усвояемой форме. Жизненно важными элементами для растений являются азот, фосфор, калий и некоторые микроэлементы, вносимые в почву в небольших дозах (бор, медь, молибден, марганец, цинк и др.).

Минеральные соли, содержащие азот, фосфор и калий, находятся в почве в неусвояемых для растений формах, поэтому такие соли вносятся в почву в виде азотных, фосфорных и калийных удобрений.

Азот (N) - составная часть органических соединений, образующих основу всего живого – белки, а также неперенная часть хлорофилла, при помощи которого растения поглощают энергию солнечных лучей, превращая ее в химическую энергию.

Фосфор (P) – усваивается растениями и перерабатывается в фосфорсодержащие белковые соединения; он способствует повышению морозостойкости растений и улучшению качества урожая.

Калий (K) – принимает участие в процессах образования углеводов (сахаров и крахмалов).

Так как с урожаем удаляются поглощаемые растениями из почвы питательные элементы, то содержание некоторых из них в почве может оказаться недостаточным для получения высоких урожаев. В первую очередь, это относится к азоту, фосфору и калию. Следовательно, для повышения урожайности необходимо пополнять запас питательных элементов внесением в почву удобрений.

Удобрения разделяются на прямые (для питания растений) и косвенные (для изменения реакции почвы (рН) и ее структуры). Прямые удобрения делятся на органические (навоз, торф, компосты), минеральные, или туки (азотные, фосфорные, калийные и микроудобрения, содержащие микроэлементы), и бактериальные удобрения (препараты полезных бактерий).

Косвенные удобрения применяют для устранения кислотности путём внесения в почву тонкоразмолотого известняка, мела или доломита.

В органических удобрениях питательные элементы входят преимущественно в состав органических веществ; все они комплексные удобрения. Важнейшие из них - навоз и торф.

При внесении в почву полного удобрения урожай сельскохозяйственных культур повышается в 1,5- 2 раза. Применение удобрений не только увеличивает урожай, но и повышает качество продуктов: возрастает содержание в зерне белка и клейковины, увеличивается содержание сахара в свёкле, крахмала в картофеле и т. д. Кроме того, возрастает выносливость растений к неблагоприятным условиям погоды (засуха, заморозки) .

В настоящее время практически все удобрения изготовляют в гранулированном виде. Гранулы (шарики размером от 2 до 10 мм) обладают механической прочностью, при транспортировке удобрений не разрушаются, не слеживаются, их можно высевать из обычных сеялок.

Минеральные удобрения по химическому составу подразделяются на простые и комплексные. Простыми, или односторонними, являются удобрения, содержащие какой-либо один питательный для растений элемент (вещество). К ним относятся азотные удобрения (аммиачная селитра, сульфат аммония, карбамид и др.), фосфорные удобрения (простой и двойной суперфосфат, фосфоритная мука и т. д.) и калийные удобрения (хлористый калий, сульфат калия, каинит и др.).

Комплексными, или многосторонними, называются удобрения, содержащие не менее двух питательных веществ. В зависимости от способа изготовления комплексные удобрения подразделяются на сложные и смешанные, их выпускают в твердом и жидком виде.

Основной отличительной особенностью сложных удобрений является наличие в каждой грануле нескольких питательных элементов; такие удобрения получают в едином технологическом процессе.

Отличительным признаком смешанных удобрений является то, что фосфор, азот и калий входят в их состав в виде готовых односторонних удобрений. Смешанные удобрения, в свою очередь, подразделяются на три типа:

- 1) порошкообразные смешанные удобрения, или тукосмеси, получаемые механическим смешением простых (одинарных) порошкообразных удобрений;
- 2) сухие, гранулированные тукосмеси, получаемые механическим смешением готовых гранулированных удобрений;
- 3) сложносмешанные (или химически смешанные) гранулированные удобрения, получаемые так называемым мокрым способом — смешением порошкообразных удобрений с введением в процесс необходимых жидких реагентов, например, аммиаков, различных кислот и других веществ. В процессе получения таких удобрений могут быть использованы пар, вода, а также газообразный аммиак.

Промышленность выпускает большое количество различных сортов (или марок) комплексных удобрений, отличающихся содержанием и соотношением питательных элементов. Для сокращенного обозначения состава удобрений, принято указывать содержание в них питательных веществ цифрами, отделенными друг от друга знаками тире (или плюсами). При этом первая цифра обозначает процентное содержание азота (N), вторая - фосфорного ангидрида (P_2O_5), третья - окиси калия (K_2O). В случае отсутствия в комплексном удобрении одного из питательных веществ оно обозначается нулем. Например, если в комплексном удобрении содержится 10% N, 15% P_2O_5 и 10% K_2O , его сокращенно можно обозначить 10-15-10; если же удобрение содержит только 10% N и 15% P_2O_5 , его сокращенно обозначают 10-15-0.

Глава 2. Технологические схемы производства минеральных удобрений

2.1. Азотные удобрения

Наиболее распространёнными минеральными (однокомпонентными) азотными удобрениями являются нитрат и сульфат аммония, карбамид. Все азотные удобрения хорошо растворяются в воде.

2.1.1. Аммиачная селитра

Химическая формула NH_4NO_3 . Содержание азота в продукте 35% при его влажности не более 0,3%. Получается путем непосредственной нейтрализации азотной кислоты аммиаком по реакции:



При нейтрализации выделяется значительное количество теплоты, которую используют для выпаривания полученного раствора. На рисунке (2.1) приведена упрощённая схема производства.

Нейтрализацию проводят в нейтрализаторе ИТН (с использованием теплоты нейтрализации) 1 из нержавеющей стали.

Во внутреннюю часть реакционной камеры подают газообразный аммиак и через разбрызгиватель в небольшом избытке против теоретического количества слабую (45-50 %) азотную кислоту. В реакционной камере нитрат аммония образуется при температуре более низкой, чем температура кипения азотной кислоты. Получаемый слабокислый раствор нитрата аммония благодаря выделяющейся теплоте закипает, и вода из него частично испаряется. Затем раствор поступает в наружную часть нейтрализатора, откуда он переводится в донейтрализатор 2, где нейтрализация заканчивается.

Пары воды, выходящие из нейтрализатора, используются для дальнейшего концентрирования раствора селитры под вакуумом в выпарном аппарате первой ступени 4. Окончательное упаривание производят в выпарном аппарате второй ступени 7, обогреваемом паром под давлением $9 \cdot 10^5 \text{ н/м}^2$.

Оба эти аппарата кожухотрубные, причем раствор проходит в них по

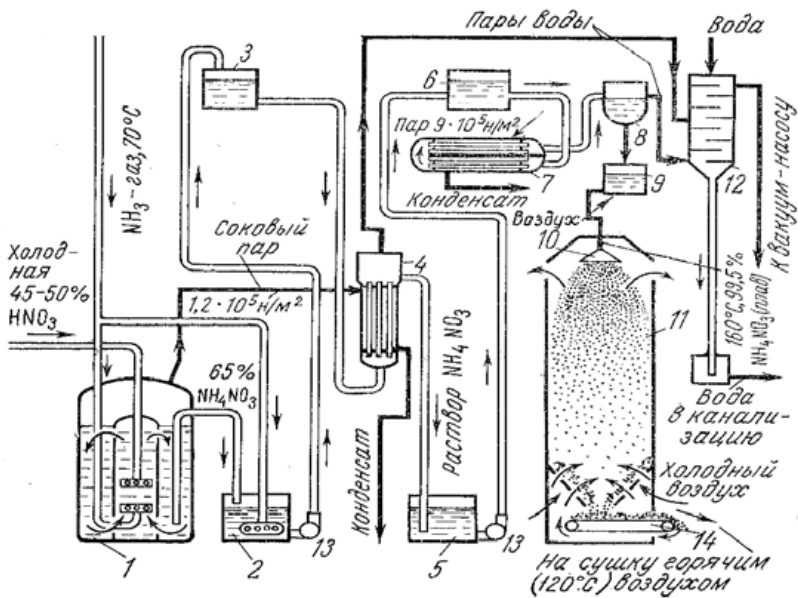


Рис.2. 1. Схема производства аммиачной селитры:

- 1- нейтрализатор ИТН; 2 - донейтрализатор; 3, 5, 6, 9 - сборники;
 4 - выпарной аппарат первой ступени с пароотделителем; 7- выпарной аппарат второй ступени; 8 - пароотделитель; 10 - разбрызгиватель плава; 11 - грануляционная башня; 12 - барометрический конденсатор; 13 - центробежные насосы; 14 - ленточный транспортер

трубам, а греющий пар - в межтрубном пространстве. Необходимо отметить исключительно высокую растворимость нитрата аммония в воде, что позволяет превратить раствор в плав. Выделяющиеся из раствора пары воды поступают в барометрический конденсатор 12, обильно орошаемый водой, и здесь конденсируются, вследствие чего в выпарной системе создается разрежение, облегчающее испарение воды. В барометрической трубе

высота водяного столба должна превышать 10 м для преодоления атмосферного давления. При использовании 58 % кислоты получается 85 % раствор селитры, который упаривают в одну ступень, а из 65 % азотной кислоты получают плав без выпаривания. Окончательно плав упаривается до концентрации 99,5% при стекании по вертикальным пластинам, обдуваемым горячим (180 °С) воздухом.

Гранулируют плав в грануляционной башне 11. Горячий плав поступает в верхнюю часть колонны через разбрызгиватель 10. Навстречу образованным каплям плава в башню вентилятором подается мощный поток холодного воздуха, за счет которого и происходит охлаждение и кристаллизация частиц. Гранулы падают в нижнюю часть башни, представляющую собой бункер, в нижней части которого находится кипящий слой охлаждаемого продукта и ленточный транспортёр 14. Транспортёром продукт подаётся во вращающийся сушильный барабан, где окончательно высушивается нагретым (120°С) воздухом. Выход гранулированной селитры достигает 98%. В настоящее время существуют технологические схемы, в которых вместо грануляционной башни и сушильного барабана используют гранулятор КС.

Нитрат аммония способен слеживаться, т. е. превращаться при хранении в плотные куски, трудно поддающиеся дроблению. Для уменьшения слеживаемости в аммиачную селитру вводят нитраты кальция и магния, добавляя в азотную кислоту небольшое количество раствора, образующегося при обработке азотной кислотой доломита. Хранят нитрат аммония в непроницаемой для воздуха и влаги таре, например, в многослойных битумированных бумажных или полиэтиленовых мешках.

2.1.2. Сульфат аммония

Химическая формула $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$. Чистый продукт содержит 20,8% азота при влажности гранул не более 0,6 %.

Получение сульфата аммония основано на следующей реакции:



В настоящее время промышленное производство сульфата аммония осуществляется рядом основных способов: 1) из аммиака коксового газа, при производстве капролактама и ПХВС; 2) конверсии гипса с возрастающей долей получения синтетического и регенерированного продукта.

В отечественной химической промышленности синтетический сульфат аммония получают «мокрым» и «сухим» способами.

«Мокрые» способы производства сульфата аммония имеют следующие недостатки:

1) невозможность получения на центрифугах совершенно сухого продукта и отсюда необходимость в ряде случаев дополнительного обезвоживания кристаллов сульфата в сушилках;

2) необходимость тщательного соблюдения режима работы сатуратора во избежание закристаллизовывания реакционной массы, как в самом аппарате, так и в отходящих от него трубах;

3) Значительное применение рабочей силы.

Для получения сульфата аммония на основе синтетического аммиака «сухим» способом существует классическая схема Фаузера. Применение этой схемы в производстве позволяет ликвидировать большую часть недостатков «мокрого» способа.

В основе способа Фаузера положена идея использования тепла реакции нейтрализации при взаимодействии распыленной серной кислоты с газообразным аммиаком. В результате реакции каждая капля серной кислоты почти мгновенно реагирует с аммиаком и превращается в твердый кристалл сульфата аммония, испаряемая за счет теплоты реакции вода уносится из

аппарата, а сухие и нейтральные кристаллы падают на дно. Готовый продукт представляет собой сыпучий порошок, содержащий около 0,1 % влаги и до 0,2 % свободной кислоты.

На рисунке (2.2) представлена схема этого процесса. Серная кислота (75-78%) поступает в приемные бачки, где разбавляется водой до концентрации 68-71%. Перемешивание воды и кислоты достигается путем циркуляции жидкости через напорные баки с помощью насоса. Из напорных баков кислота поступает через разбрызгиватель в сатуратор, который служит для улавливания аммиака, выходящего из реакционной камеры.

В сатураторе получается раствор с температурой 135-140°C, содержащий примерно 35% сульфата аммония, 45% серной кислоты и около 20% воды. Этот раствор через мерник струйного бачка поступает в реакционную камеру, где распыливается дисковым распылителем (2900 - 3000 об/мин) по всему сечению аппарата. Газообразный аммиак поступает в камеру по 4 вводам, двигаясь навстречу распыливаемой кислоте. В реакционной камере поддерживается давление 50-70 мм вод ст. Выходящие из него пары имеют температуру 200-300°C и содержат примерно 34 об.% аммиака и 66% водных паров. Образующийся в камере сульфат аммония оседает на дно и скребком выгружается в закрытый шнек, из которого пары воды и аммиака, попадающие в него с сульфатом аммония, отсасываются вентилятором в скруббер. Из шнека сульфат аммония по трубам поступает на ленточные транспортеры, которые подают его на склад. При получении сульфата аммония «сухим» способом на 1 тонну готового продукта расходуется: аммиака 100% - 0,25-0,26 т, серной кислоты 100% - 0,75 т, воды - 1м³, электроэнергии - 18 квт·ч.

Недостатки данной схемы сульфата аммония: небольшая удельная производительность на 1м³ объема аппарата; получение мелкодисперсного продукта; повышенные энергозатраты. В данной схеме реакционная камера может быть заменена гранулятором КС с получением гранулированного продукта.

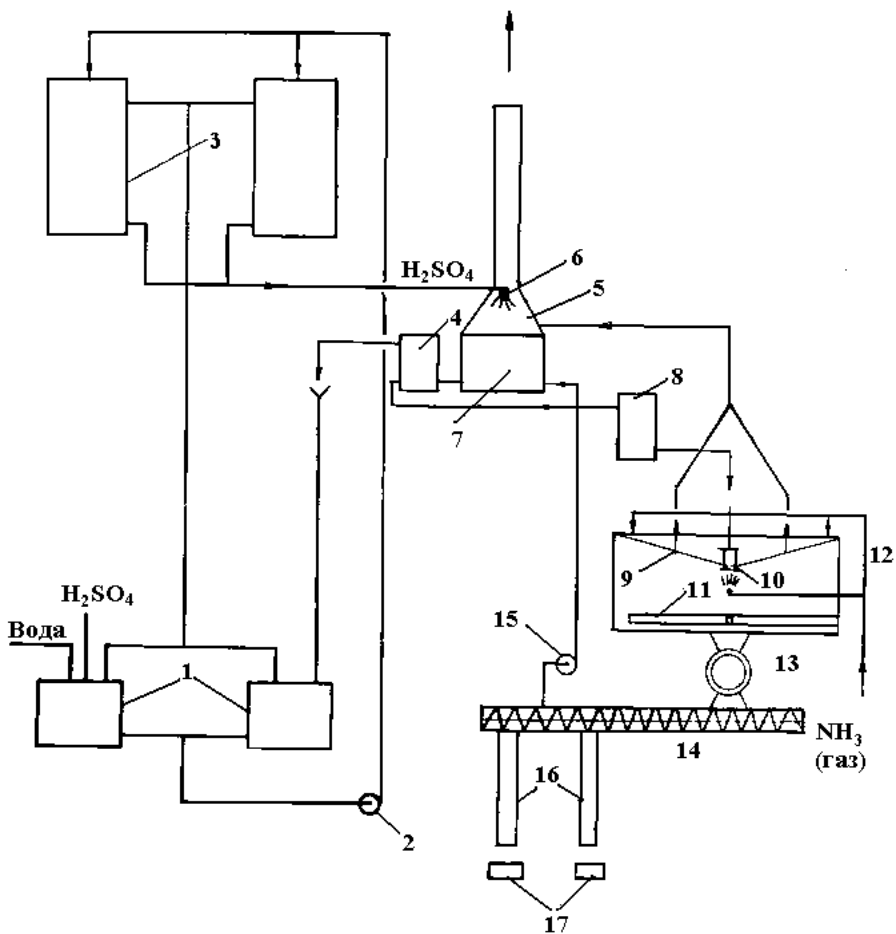
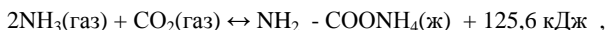


Рис. 2.2. Схема получения сульфата аммония «сухим» способом:

- 1- приемные бачки; 2- насос; 3 - напорные бачки; 4-мерник; 5- скруббер;
 6 - разбрызгиватель, 7 - сатуратор; 8 - струйный бачек; 9 - зонт, 10 -
 распылитель; 11- скребок; 13 - выгрузитель; 14 - шнек; 15 - вентилятор;
 16,17 - транспортёр

2.1.3. Карбамид (мочевина)

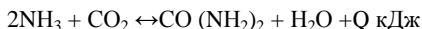
Химическая формула $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$. Он содержит 46,6% азота, не более 0,9% биурета (примесь) и не более 0,25% влаги. Мочевину применяют в качестве удобрения, подкормки скоту, а также в производстве пластмасс, фармацевтических препаратов и т. д. Её получают путем непосредственного синтеза из аммиака и оксида углерода. Процесс протекает по двум обратимым реакциям. В начале происходит быстрое образование карбаминовокислого аммония (карбамата аммония):



который при дегидратации дает мочевины:



В целом процесс можно изобразить уравнением:



Достаточная скорость второй стадии реакции, протекающей в жидкой фазе (состоящей из расплавленных карбамата и мочевины, а также из воды и растворенного в ней NH_3), достигается лишь при 180-200°С. Однако при этих температурах карбамат диссоциирует на аммиак и оксид углерода, поэтому процесс необходимо проводить под давлением $2 \cdot 10^7 \text{ н/м}^2$ (превышающим давление его диссоциации) .

Для увеличения выхода применяют двойное количество аммиака по сравнению с теоретическим и уменьшают объем газовой фазы до минимального. Выход мочевины достигает 60-70%. Для синтеза мочевины используют оксид CO_2 , образующийся в качестве отхода при конверсии оксида CO . Реакцию проводят в колонне синтеза 1 (рис. 2.3), в которой имеются два цилиндра. В колонну подают жидкий аммиак, он поступает вверх в кольцевое пространство между корпусом и наружным цилиндром, а затем вниз между обоими цилиндрами, защищая тем самым корпус от действия реакционной смеси. В колонну из смесителя 2 поступает также смесь NH_3 , CO_2 и водного раствора $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ (карбоната) и NH_4HCO_3

(бикарбоната) аммония. Процесс образования карбамата и мочевины в колонне протекает (за 30-40 мин.) непрерывно и автотермично.

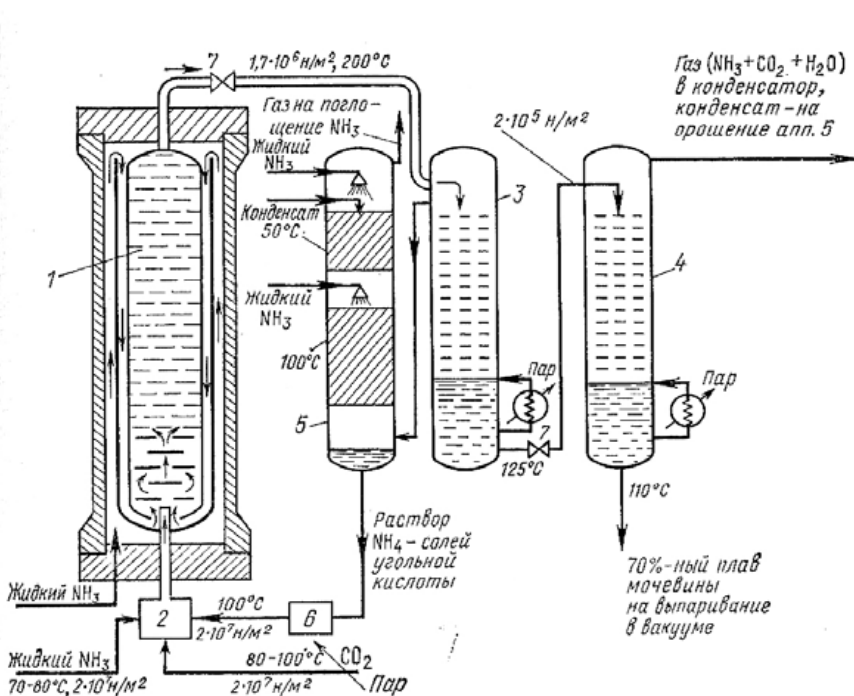


Рис. 2.3. Схема производства мочевины с полным жидкостным рециклом NH_3 и CO_2 :

1 - колонна синтеза; 2 - смеситель; 3, 4 - ректификационные колонны; 5 - промывная колонна; 6 - насос; 7 - дроссельные вентили для снижения давления

Для выделения мочевины плав пропускают последовательно через две ректификационные колонны. В первой колонне 3 с насадкой из колец вследствие снижения давления до $1,7 \cdot 10^6 \text{ н/м}^2$ отгоняется избыточный аммиак и разлагается часть карбамата, а во второй колонне 4 разложение заканчивается. Выходящая из нее газовая смесь при конденсации

превращается в водный раствор $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ и NH_4HCO_3 , который поступает на орошение промывной колонны 5, где улавливается аммиак и оксид углерода из колонны 3. Сюда же для регулирования температуры вводят жидкий аммиак. После сжатия насосом 6 раствор поступает в смеситель 2. Таким путем происходит циркуляция исходных веществ, что повышает выход до 96%. Выходящий из колонны водный раствор мочевины выпаривают в вакууме, после чего 99,5% плав гранулируют. В перспективных технологических схемах гранулированную мочевину получают в грануляторах КС.

2.2. Калийные удобрения

Сырьем для производства калийных удобрений служат калий - содержащие минералы, состоящие из хлоридов , сульфатов , силикатов и примесей минералов пустых пород . Наибольшее значение среди них имеет сильвинит (смесь кристаллов KCl и NaCl ,), содержащийся в Соликамском месторождении, где запасы его, а также карналлита $\text{KCl} \cdot \text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (основной источник для получения магния) достигают нескольких миллиардов тонн. Основным видом калийного удобрения является у нас хлорид калия (KCl) с содержанием K_2O 63,1%. Получают его из сильвинита путем отделения от хлорида натрия ,преимущественно способом флотации.

Флотационное разделение минералов основано на различной способности их поверхности смачиваться водой. Предварительно измельчённую руду взмучивают в воде и через пульпу пропускают воздух, распределяющийся в виде мелких пузырьков. Гидрофобные минералы прилипают к пузырькам воздуха и выносятся на поверхность пульпы в виде пены, которая затем удаляется и фильтруется для выделения твёрдых частиц. Гидрофильные минералы остаются на дне флотационной машины и выводятся через сливное отверстие.

Непрерывный процесс флотации осуществляется при участии следующих видов флотационных реагентов: 1) собиратели- избирательно адсорбируются на поверхности минералов, делая её несмачивающейся;

2) активаторы- улучшают адсорбцию собирателей; 3) пенообразователи- способствуют образованию устойчивой пены; 4) депрессоры – увеличивают смачиваемость минералов, затрудняя их всплывание; 5) регуляторы – изменяют состав и рН жидкой фазы пульпы.

Флотационное обогащение сильвинитовых руд состоит из следующих технологических операций:

- 1) дробление и измельчение руды;
- 2) предварительное удаление глинистого шлама;
- 3) основная флотация с выделением КСl в ценный продукт;
- 4) перемывка глинистого шлама с целью снижения потерь КСl;
- 5) обезвоживание хвостов, шлама и концентрата с возвратом в цикл оборотного раствора.

Схема с предварительной флотацией глинистого шлама в производстве КСl из сильвинитовых руд Верхнекамского месторождения, содержащих не более 2,5% нерастворимого остатка, представлена на рис. 2.4.

Для разъединения сросшихся друг с другом кристаллов обеих солей сильвинит дробят в стержневой мельнице мокрого помола 2 до величины частиц менее 3 мм. Мельница работает в замкнутом цикле с дугowymi ситами 4, мешалками 3 и флотационными машинами 6-9. Флотационные машины служат для разделения сильвинитовой пульпы на концентрат КСl и галитовые хвосты, содержащие частицы NaCl и глинистый шлам. Сгустители 11 и 12 предназначены для отделения нерастворимого остатка (глины) от оборотных растворов КСl и NaCl.

Отделение кристаллов КСl и NaCl от маточных растворов производится соответственно на центрифуге 10 и вакуум-фильтре 13. Сушка кристаллического хлорида калия осуществляется в кипящем слое при температуре дымовых газов на входе в сушилку 750°C. При этом степень извлечения хлорида калия из сильвинита достигает 90%.

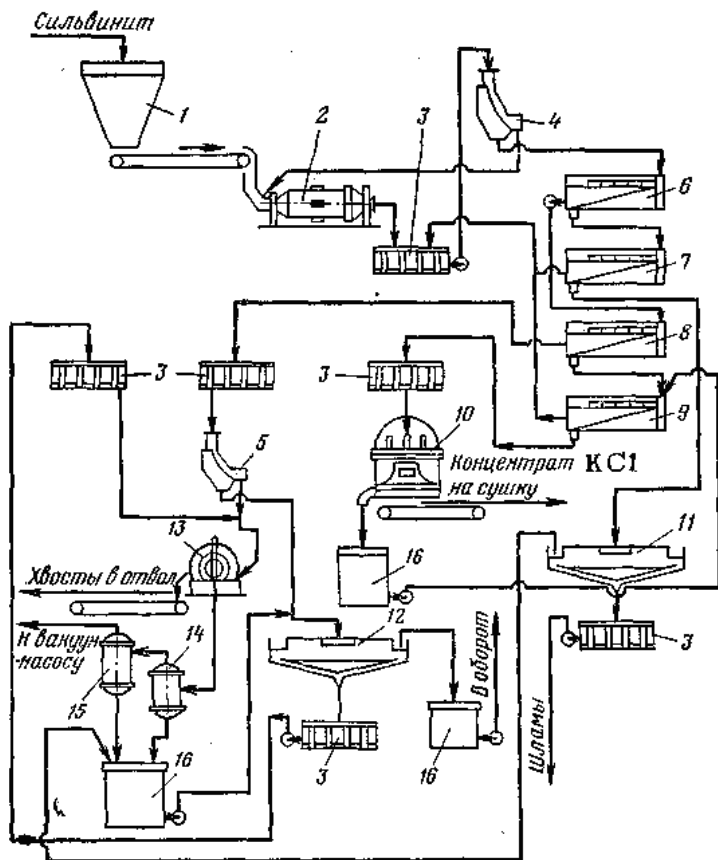


Рис.2. 4. Схема флотационного способа производства хлористого калия из сильвинитовых руд с предварительной флотацией глинистого шлама: 1- бункер; 2 - стержневая мельница; 3 - мешалки; 4,5 - дуговые сита; 6- флотационная машина для шламовой фильтрации; 7 - то же, для перечистки шлама; 8 - то же, для основной флотации сильвинита; 9 - то же, для перечистки концентрата КС1; 10 - центрифуга; 11- сгуститель для шлама; 12 то же, для галитовых хвостов; 13 - вакуум- фильтр для галитовых хвостов; 14 - вакуум- сборник; 15 - ресивер; 16 - сборник оборотного раствора

При большом содержании глины ее не флотируют, а добавляют подаватели $[C_6H_7O_2(OCH_2COONa)_3]_n$ – натриевую соль карбоксиметилцеллюлозы и ССБ (сульфитно - спиртовая барда), а затем проводят непосредственно флотацию хлорида калия.

2. 3. Фосфорные удобрения

Сырьем для производства фосфорных удобрений служат природные фосфаты апатиты и фосфориты, содержащие минерал фторапатит $3Ca_3(PO_4)_2 \cdot CaF_2$. Крупнейшее в мире месторождение апатитов в Хибинских горах содержит их в виде изверженной апатитонефелиновой горной породы. После её измельчения апатит флотируется, образуя апатитовый концентрат с содержанием около 40% P_2O_5 . Хвосты, содержащие алюмосиликат нефелин $N_2O(K_2O) Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$, при повторной флотации с другими флотореагентами образуют нефелиновый концентрат с содержанием до 30% Al_2O_3 , являющийся сырьем для производства алюминия, стекла, керамики и т.д.

Фосфориты - осадочные породы, залегающие в земной коре в виде сплошных пластов (пластовые месторождения) и в виде отдельных камней-желваков (желваковые месторождения) содержащие, помимо фторапатита, примеси доломита, кварца, глины и т. д. Их обогащают грохочением, промывкой и флотацией.

Главная составная часть фосфорных удобрений - простые или двойные соли ортофосфорной кислоты, причем все они, за исключением аммофоса, соли кальция. Водорастворимыми называют удобрения, содержащие легкорастворимые в воде соли аммония (аммофос) или дигидрофосфат кальция $Ca(H_2PO_4)_2$ (простой и двойной суперфосфат). Труднорастворимым удобрением является фосфоритная мука, содержащая фторапатит, которая усваивается лишь на кислых почвах.

2.3.1. Суперфосфат

Суперфосфат - важный вид фосфорного удобрения, основными частями которого являются монокальцийфосфат $\text{Ca}(\text{H}_2\text{PO}_4)_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ и безводный сульфат кальция – ангидрид CaSO_4 . Помимо этого в суперфосфате содержатся некоторые количества свободной фосфорной кислоты H_3PO_4 , фосфатов (железа, алюминия), кремниевой кислоты и др. примесей.

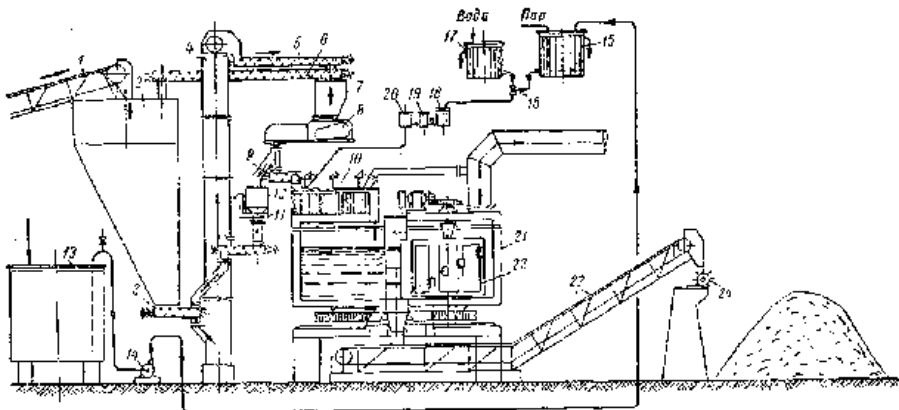


Рис. 2.5. Схема производства суперфосфата по непрерывному способу:

- 1- транспортер для апатитового концентрата; 2 - бункер для апатитового концентрата; 3- шнековый питатель; 4 - ковшовый элеватор; 5 и 9- шнеки; 6 - обратный шнек для апатитового концентрата; 7 - бункер весового дозатора; 8- весовой дозатор; 10 - смеситель; 11- контрольные весы для проверки весового дозатора; 12 - бункер контрольных весов; 13 - резервуар для серной кислоты; 14 - центробежный насос; 15 - напорный бак для кислоты; 16 - кислотный смеситель; 17 - напорный бак для воды; 18 - газодельитель для отделения окислов азота, выделяющихся при разбавлении башенной кислоты; 19 - бачок для измерения концентрации кислоты; 20 - щелевой расходомер кислоты; 21- суперфосфатная камера; 22 - фрезер; 23 - транспортер камерного суперфосфата; 24 - разбрасыватель суперфосфата на складе

Суперфосфат получается по непрерывному или периодическому способу в результате взаимодействия апатитового концентрата или фосфоритной муки с 68-70 % серной кислотой. Схема производства суперфосфата по непрерывному способу представлена на рис.2.5.

Приготовленная в смесителе 10 суспензия поступает в суперфосфатную камеру 21, где по мере протекания химических реакций и кристаллизации из раствора образующихся соединений постепенно загустевает и твердеет («созревает») в сплошную массу, которая после измельчения фрезером 22 является готовым продуктом. Качество суперфосфата оценивается по содержанию в нём усвояемой P_2O_5 . Чем полнее разложение фосфата, тем большее количество P_2O_5 переходит в усвояемую форму. Обычно суперфосфат, изготовленный из апатитового концентрата, содержит 19-20 % усвояемой P_2O_5 .

2.3.2. Нитрофоска

Нитрофоской называется сложное удобрение, содержащее три основных питательных элемента: азот, фосфор и калий. Соотношение питательных веществ в нитрофоске может быть различным в зависимости от требований сельского хозяйства. Наиболее распространенными соотношениями $N : P_2O_5 : K_2O$ являются 1:1:1; 1:1,5:1 и 1:1,5:1,5.

Нитрофоска выпускается в гранулированном виде. Суммарное содержание питательных веществ в ней от 30 до 50%, в зависимости от способа производства и исходного сырья.

Этот вид удобрения производится методом азотнокислой переработки природных фосфатов с последующей аммонизацией полученной пульпы. К смеси фосфатов и нитратов, полученной при такой переработке, добавляется третий питательный элемент - калий в виде хлористого калия. Процесс осуществляется по следующей схеме (рис. 2.6).

Вначале природные фосфаты разлагаются смесью азотной и серной кислот.

Процесс разложения проводится последовательно в нескольких реакторах U-образной формы 5 и 6. Обычно число реакторов бывает 2-4. В первый реактор подаются

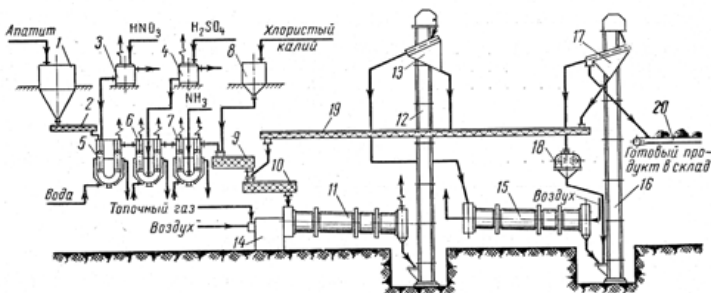


Рис. 2.6. Схема производства нитрофоски сернокислотным способом :

1 - бункер для апатита; 2 - дозатор шнекового типа; 3 - напорный бак для азотной кислоты; 4 - напорный бак для серной кислоты; 5 и 6 - реакторы разложения; 7- реактор аммонизации; 8 - бункер для хлористого калия; 9 - смесительный шнек; 10 - шнек-гранулятор; 11- сушильный барабан; 12 - элеватор; 13 - грохот для горячего продукта; 14- топка ; 15 - охлаждающий барабан; 16 - элеватор; 17 - двухситный грохот для охлаждённого продукта; 18 - валковая дробилка; 19 - шнек для ретура; 20 - ленточный конвейер для готового продукта

фосфаты и азотная кислота, во второй реактор добавляется серная кислота. Объем реакторов определяется по времени, необходимому для разложения фосфатов (1 - 1,5 ч). Температура процесса разложения не превышает 45-50°C. Благодаря низкой температуре разложения в отличие от разложения фосфатов серной кислотой (производство суперфосфата) при азотнокислом разложении фтор в газообразную фазу не выделяется, а остается в пульпе. Процесс разложения проводится при интенсивном перемешивании пульпы (число оборотов мешалки 200-250 в минуту).

Из реакторов разложения пульпа перетекает в реакторы аммонизации 7, в которых проводится вторая стадия процесса - нейтрализация пульпы газообразным

аммиаком. Процесс проводится последовательно в нескольких реакторах такого же типа, как и для разложения. Число последовательно включенных реакторов определяется временем, необходимым для протекания процесса аммонизации (около 2-3 ч). Обычно для аммонизации устанавливается последовательно 7 - 10 реакторов. Газообразный аммиак подается во все реакторы. Процесс аммонизации проводится так же при интенсивном перемешивании и температуре 100-110°C. В процессе аммонизации испаряется около 25% воды из пульпы.

Пульпа из последнего реактора - аммонизатора непрерывно вытекает и поступает в смесительный шнек 9, куда добавляется третий питательный элемент калий в виде хлористого калия. Из смесительного шнека пульпа направляется в шнек - гранулятор 10, в который также поступает ретур (мелкая фракция готового продукта) с целью уменьшения влаги пульпы с 20 - 24 до 5 - 6%. В грануляторе одновременно осуществляется процесс грануляции. Образовавшиеся гранулы сушатся в сушильном барабане 11. Сушка проводится дымовыми газами, поступающими в сушилку из топки 14 с температурой 250°C.

Высушенный продукт рассеивается на грохоте 13. Самая мелкая фракция с размером частиц менее 2 мм возвращается в цикл в качестве ретура. Крупная фракция направляется в охлаждающий барабан 15, в котором охлаждается воздухом до 40 - 50°C и снова на грохоте 17 рассеивается. Готовым продуктом является фракция с размером частиц 2 — 4 мм. Она направляется в склад и на упаковку. Фракция с размером частиц менее 2 мм возвращается в шнек - гранулятор 10 в качестве ретура, а крупная фракция с размером частиц более 4 мм измельчается на дробилке 18 и снова возвращается на рассев.

В данной технологической схеме стадии грануляции и сушки нитрофоски, осуществляемые в шнековом грануляторе и сушильном барабане, можно совместить, заменив их на гранулятор - сушилку КС.

2.3.3. Аммофос

Отечественный и зарубежный опыт в области производства и применения минеральных удобрений показывает, что наиболее эффективными

и в то же время универсальными, пригодными для большинства почв и культур, способов и сроков внесения являются фосфаты аммония, в частности, аммонийфосфат (наименование товарного продукта- аммофос).

Аммофос представляет собой сложное 63% водорастворимое удобрение, содержащее два действующих вещества - азот и фосфор. Оно состоит в основном из моноаммонийфосфата $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$ при небольшом 10% - 20% содержании диаммонийфосфата $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$, а также примесей сульфата аммония, кремнефторида аммония, фосфатов железа и алюминия, гипса, димагнийфосфата $\text{MgHPO}_4 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ и др.

Содержание этих примесей зависит от качества фосфатного сырья и степени загрязнения исходной фосфорной кислоты сульфатами, фтором, железом, алюминием, магнием, кальцием.

Производство аммофоса осуществляется по ретурным и безретурным схемам. В ретурных схемах кратность циркуляции продукта составляет 4÷6 единиц, в безретурных - не более единицы. Основной недостаток ретурных схем производства фосфатов аммония состоит в том, что в процессе циркулирует в 4 - 6 раз больше материала, чем выпускается готового продукта. Это требует значительного увеличения цеховых транспортных средств, дробильно-сортировочного оборудования, повышенных расходов электроэнергии и т.д.

Технологическая схема получения аммофоса, включающая аппарат БГС, представлена на рис. 2.7.

Производство аммофоса по схеме с использованием БГС

Производство аммофоса по данной схеме состоит из нескольких технологических стадий. В трубчатом реакторе 2 за промежуток времени 20÷30 секунд происходит нейтрализация фосфорной или смеси фосфорной и серной кислот жидким аммиаком. Процесс нейтрализации сопровождается разогре -

вом реакционной массы до температуры 90 - 170⁰С. Полученная аммофосная пульпа из реактора 2 под давлением по трубопроводу поступает в форсунку 6, установленную в головной части барабана-гранулятора 1. При вращении аппарата БГС с заданным числом оборотов в зоне загрузки создается завеса частиц из ретура, на которую напыляются распылённые форсункой капли пульпы. В результате взаимодействия трех потоков (капли пульпы, частицы ретура, топочные газы) и одновременно протекающих процессов выпаривания, нейтрализации, сушки, кристаллизации и грануляции (агломерации) происходит укрупнение частиц до требуемого размера (4 – 5 мм).

Сушка продукта осуществляется по всей длине барабана прямококом дымовыми газами, образующимися при сжигании природного газа в циклонной топке 3. Подача первичного и вторичного воздуха на горение топлива и разбавление продуктов сгорания до требуемой температуры осуществляется вентилятором 14.

Высушенный в БГС продукт поступает на грохоты 4, где происходит классификация удобрений на три основных фракции: крупную, товарную и мелкую. Товарная фракция подается в аппарат КС 8 на охлаждение до температуры 40 - 50⁰С, а затем по ленточному конвейеру 16 - в склад готовой продукции. Мелкая фракция в виде ретура возвращается в БГС.

Крупная фракция (более 5 мм) с грохотов 4 поступает в молотковые дробилки 5, измельчается и сортируется на грохотах 7. Товарная фракция подается на охлаждение в аппарат КС, а ретур возвращается в аппарат БГС.

Очистка отходящих газов после БГС, аппарата КС и циклонов 9,17 осуществляется в абсорбере 10. Орошение насадки в абсорбере производится раствором фосфатов аммония, подаваемого насосом 12 в распределительное устройство из сборника 11.

Следует отметить, что одним из основных факторов, влияющих на выход товарной фракции и количество циркулируемого в системе ретура, является содержание влаги в гранулируемой шихте, которая складывается

из влаги пульпы и влаги, вносимой с топочными газами. В свою очередь, содержание влаги в пульпе зависит от концентрации и расхода исходных

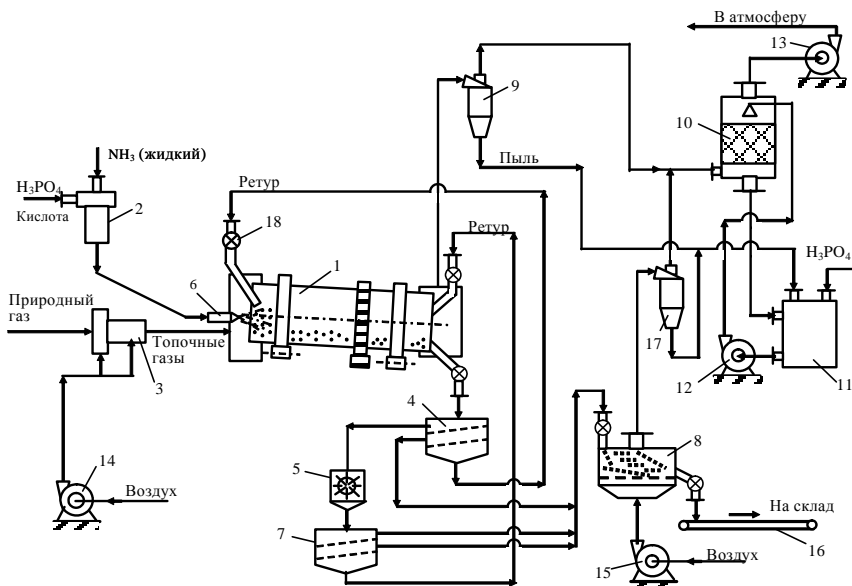


Рис.2.7. Технологическая схема получения аммофоса:

1 – БГС; 2 - трубчатый реактор; 3 – циклонная топка; 4,7 – грохот; 5 - дробилка молотковая; 6 – форсунка; 8 – охладитель КС; 9,17 – циклоны; 10 – абсорбер; 11 – сборник; 12 – насос; 13- вентилятор «хвостовой»; 14 – вентилятор; 15 – вентилятор к аппарату КС; 16 – транспортер; 18 питатель

продуктов и количества воды, образующейся в результате химических превращений веществ, взаимодействующих в трубчатом реакторе.

Производство аммофоса по схеме с использованием гранулятора КС

Одной из перспективных является технологическая схема производства аммофоса с использованием аппарата РКСГ (распылительная сушилка-гранулятор КС). Принципиальная схема производства приведена на рис.2.8.

Температура пульпы после САИ (скоростной аамонизатор – испаритель) за счет теплоты химической реакции достигает 110 - 115⁰С. Полученную пульпу при помощи насоса подают в зону повышенной температуры аппарата РКСГ, где она диспергируется газовым потоком теплоносителя, истекающим из сопла со скоростью до 160 м/с; теплоноситель в эту зону поступает из топки при 600 - 700⁰С. Диспергированная пульпа подсушивается в зоне кипящего слоя аппарата РКСГ, куда от второй топки подают теплоноситель при 180 - 200⁰С. В верхнюю часть кипящего слоя при помощи инжектора вдувают пылевидный аммофос из циклонов. Из кипящего слоя сушилки продукт выводят на охлаждение в холодильник КС.

Охлажденный продукт подают на односитный грохот для отсева крупной фракции > 4 мм, которую направляют на дробление, а измельченный материал возвращают в холодильник КС. Товарную фракцию после грохота направляют на склад. Ее выход из аппарата РКСГ составляет 85 - 95%.

Отработанные газы перед выбросом в атмосферу проходят систему сухой и мокрой очистки. Абсорбционную жидкость возвращают на стадию нейтрализации фосфорной кислоты.

К недостаткам аппарата РКСГ можно отнести:

- повышенный пылеунос вследствие подачи пылевидного ретурна и мелкой части внутреннего рецикла, образующегося в газожидкостном факеле струи, вытекающей из форсунки;
- значительные потери аммофоса;
- классификацию готового продукта в выносных грохотах;
- трудности, связанные с регулировкой дисперсности капель, образующихся при распыливании пульпы.

Готовый продукт на склад

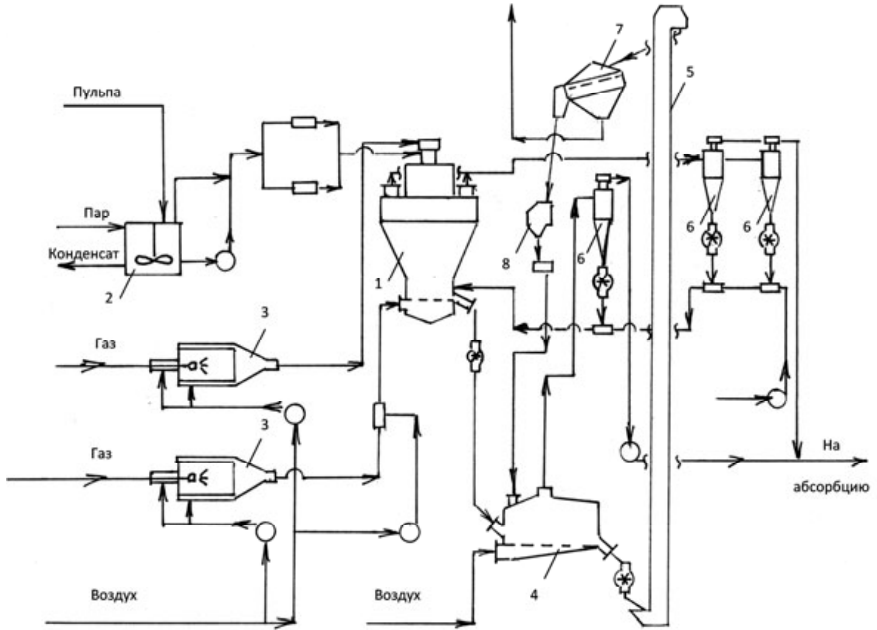


Рис. 2.8. Схема производства аммофоса с аппаратом РКСГ: 1- аппарат РКСГ; 2 - сборник пульпы; 3 - топки; 4 - холодильник КС; 5 - элеватор; 6 - циклоны; 7 - грохот; 8 - дробилка

2.4. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- 1 Марголис Ф.Г., Унанянц Т.П. Производство комплексных удобрений.-М.: Химия, 1968.-204 с.
- 2 Доходова А.Н.,Кармышов В.Ф., Сидорина Л.В. Производство и применение фосфатов аммония.-М.:Химия, 1986.- 256 с.
- 3 Позин М.Е. Технология минеральных удобрений.-Л. : Химия, 1974.- 376 с.
- 4 Белоцветов А.В., Бесков О.Д., Ключников Н.Г. Химическая технология.-

- М.: Просвещение, 1976.- 319 с.
- 5 Кувшинников И.М. Минеральные удобрения. -М.: Химия, 1987.- 256 с.
- 6 Мельников Б.П., Кудрявцева И.А. Производство мочевины.- М.: Химия, 1965.- 168 с.
- 7 Зотов Л.Т. Мочевина.- М.: Госхимиздат, 1963. -174 с.
- 8 Лазорин С.Н., Стеценко Е.Я. Сульфат аммония.- М.: Metallургия, 1973. - 287 с.
- 9 Соколовский А.А., Унанянц Т.П. Краткий справочник по минеральным удобрениям.- М.: Химия, 1977.-376 с.
- 10 Казакова Е.А. Гранулирование и охлаждение в аппаратах с кипящим слоем.-М.: Химия, 1973.-151 с.
- 11 Иванов М.Е., Олевский В.М., Поляков Н.Н. Технология аммиачной селитры.- М.: Химия,1978. -311 с.
- 12 Классен П.В., Гришаев И.Г. Основные процессы технологии минеральных удобрений.- М.: Химия, 1990.-304 с.

Глава 3. Грануляторы со взвешенным слоем для грануляции минеральных удобений

В аппаратах со взвешенным слоем гранулирование осуществляется распыливанием пульпы, растворов или пластов на поверхность кипящих частиц. При этом на частицах откладываются тонкие пленки гранулируемого вещества, где они высушиваются, кристаллизуются, увеличивая тем самым размер гранул до требуемой величины. Другая (незначительная) часть вводимого внутрь слоя раствора высыхает в зоне распыла, образуя мелкие сухие частицы, из которых одни уносятся газовым потоком из аппарата (унос) другие остаются в аппарате в качестве внутреннего ретура (новых центров гранулообразования).

К основным преимуществам данного способа относятся: небольшие габариты и высокая производительность установки; сферическая форма гранул готового продукта; получение продукта требуемого химического и гранулометрического состава; интенсификация тепло- и массообменных процессов за счёт максимальной степени контакта между твёрдыми частицами взвешенного слоя и газовым теплоносителем; автоматизированное управление работой установки.

К недостаткам способа относятся: пылеунос и тщательная очистка отходящего из аппарата газа; различное время пребывания частиц в аппарате.

3.1. Классификация грануляторов со взвешенным слоем

Существующие основные типы грануляторов со взвешенным слоем, рассмотренные в работах [1-9] и представленные на (рис.3.1), можно классифицировать по следующим основным технологическим и конструктивным признакам:

1) по периодичности процесса - периодические, непрерывные;

2) по концентрации гранулируемой жидкой фазы (раствор, пульпа, плав, суспензия), - слабоконцентрированная (большой процент влаги), высококонцентрированная (малый процент влаги);

3) по способу подвода тепла - конвективные, конвективно – кондуктивные;

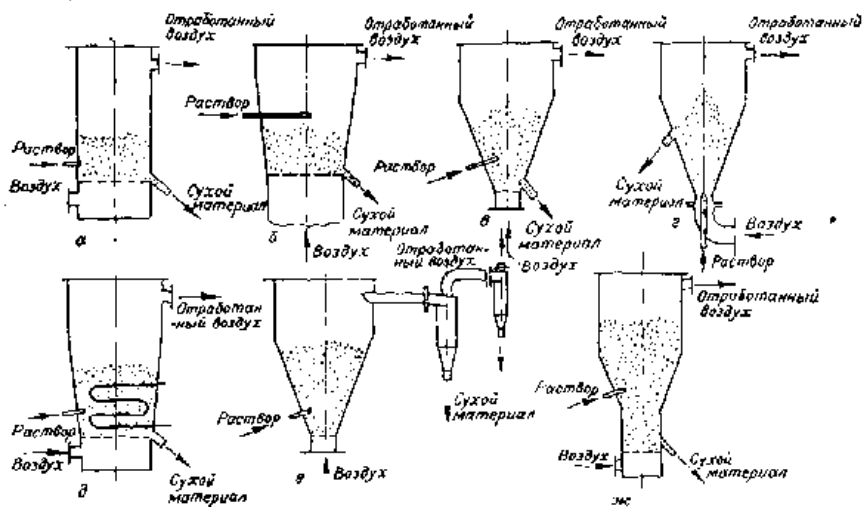


Рис. 3.1.Схемы основных типов грануляторов со взвешенным слоем:

а - аппарат КС и вводом раствора сбоку в слой; б - аппарат КС и вводом раствора сверху над слоем; в - аппарат с фонтанирующим слоем и вводом раствора сбоку; г - аппарат с фонтанирующим слоем и вводом раствора снизу; д - аппарат КС с комбинированным подводом тепла и вводом раствора сбоку; е - аппарат КС для сушки растворов на инертном теплоносителе; ж - аппарат КС с внутренним сепаратором

4) по форме корпуса - цилиндрические, конические, цилиндро - конические, прямоугольные, квадратные;

5) по количеству секций - односекционные, многосекционные;

- 6) по изменению сечения по высоте аппарата - с постоянным, с изменяющимся;
- 7) по месту ввода жидкой фазы через форсунки - сверху, сбоку, снизу, с комбинированным вводом;
- 8) по роду сушильного агента - воздушные, на дымовых газах, на инертных газах, на перегретом водяном паре.

Рассмотрим некоторые конструктивные различия грануляторов со взвешенным слоем : а) - по форме и конфигурации ; б) - по количеству секций в аппарате.

3.1.1. По форме и конфигурации

1. Аппараты цилиндро-конические, если сечение аппарата круглое, или в форме усеченной пирамиды с меньшим основанием внизу, если сечение аппарата прямоугольное. Предпочтение отдается аппаратам круглого сечения, так как в них меньше застойных зон, но для более удобного расположения нескольких распылителей по площади решетки снизу иногда принимают аппараты прямоугольного сечения. Каждая фракция частиц полидисперсной системы зернистого материала имеет свою скорость начала псевдооживления, витания и уноса. В цилиндрическом аппарате скорость псевдооживленного агента одинакова по высоте аппарата, и частицы различного размера могут находиться в состоянии интенсивного псевдооживления или даже витания вверху аппарата, а самые крупные будут находиться в состоянии фильтрующего слоя, на дне аппарата. Чтобы в псевдооживленном слое не происходило сепарации частиц разного размера по высоте слоя, аппарат делают расширяющимся вверх. В таком аппарате с правильно подобранным конусом скорость псевдооживленного агента по высоте слоя различна и сепарации частиц не происходит.

Угол конусности для таких аппаратов рекомендуется принимать 10-16°, для того чтобы вся необходимая часть аппарата была заполнена

равномерно кипящим слоем без застойных зон и зон с медленным движением материалов в плотной фазе. В таком случае площадь нижнего основания конуса может быть рассчитана по скорости начала псевдооживления максимальной частицы слоя, а площадь живого сечения газораспределительной решетки может быть рассчитана по её скорости витания. Площадь верхнего основания может быть рассчитана по скорости витания мелких частиц, которые еще должны оставаться в слое. Эти скорости определяют расчётом или опытным путем.

2. Аппараты с фонтанирующим слоем, когда материал по центру движется в разбавленной фазе вверх с большой скоростью, а по периферии опускается вниз в плотной фазе. В этих аппаратах рекомендуется угол конусности от 35 до 60° и более. Причем диаметр нижнего основания в этом случае должен быть рассчитан по скорости, превышающей скорость витания самых крупных частиц, находящихся в слое, чтобы избежать залегания их на поддерживающей сетке с живым сечением 50-60 %.

3.1.2. По количеству секций

Грануляторы со взвешенным слоем подразделяются на одно - и многосекционные аппараты.

Односекционные грануляторы

Отличительные особенности аппаратов ВНИИГа (рис. 3.2) - подача раствора сверху форсункой грубого распыла, использование высокотемпературного теплоносителя и грануляция на внутреннем рецикле. Площадь газораспределительных решёток 1- 3,5 м², толщина 8 -10 мм со свободным сечением 4 - 6% и диаметром отверстий 5 - 6 мм.

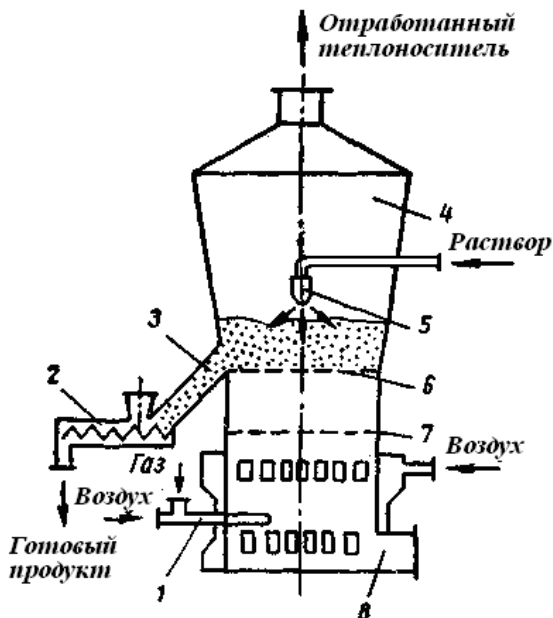


Рис. 3.2. Гранулятор КС конструкции ВНИИГ:

- 1- газовая горелка; 2 - шнековый разгрузитель; 3 - течка; 4 - камера сушки;
- 5 - форсунка; 6 - газораспределительная решётка; 7- колосниковая решётка;
- 8- газовая топка

Сушка гранул осуществляется при температуре газовой смеси под решёткой 600 - 900°C. Производительность по готовому продукту 270 кг/ (м³ ч) или 750 кг/ (м² ч); по испарённой влаге 800 кг/ (м³ ч). Предназначен для грануляции цинкового купороса, двойного суперфосфата и других минеральных солей.

Промышленный гранулятор с псевдооживленным слоем конструкции МГУИЭ (МИХМ), изображённый на рис. 3.3, предназначен для грануляции плава карбамида после колонны дистилляции второй ступени в кипящем слое, продуваемом холодным воздухом.

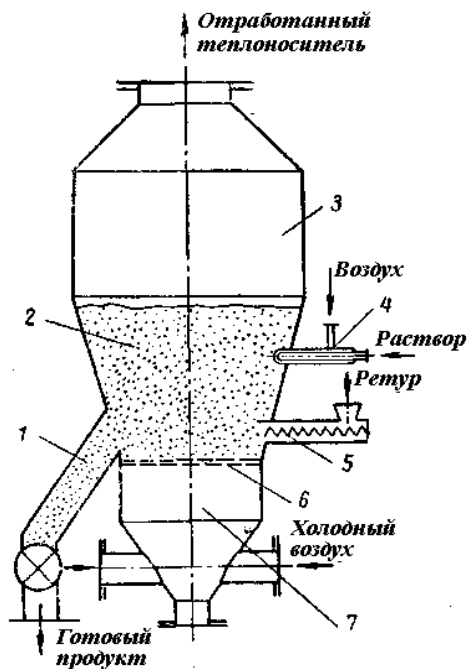


Рис. 3.3. Гранулятор КС конструкции МГУИЭ (МИХМ) :

1 - течка с секторным затвором; 2 - камера сушки; 3 - сепарационная зона;
 4 - форсунка; 5 - шнек для подачи ретур ; 6 – решётка; 7 - воздушная камера

Плав на грануляцию подают в слой сбоку через две или четыре пневматические форсунки, установленные тангенциально по отношению к корпусу аппарата. Площадь решётки 1 м^2 с живым сечением 3 - 4% и диаметром отверстий 2 мм при толщине листа 5 мм. Производительность 1т/ч по готовому продукту.

На рис. 3.4 показан аппарат конструкции НИУИФ для грануляции растворов и пульп минеральных удобрений, представляющий собой сочетание цилиндрической распылительной камеры с коническим аппаратом КС.

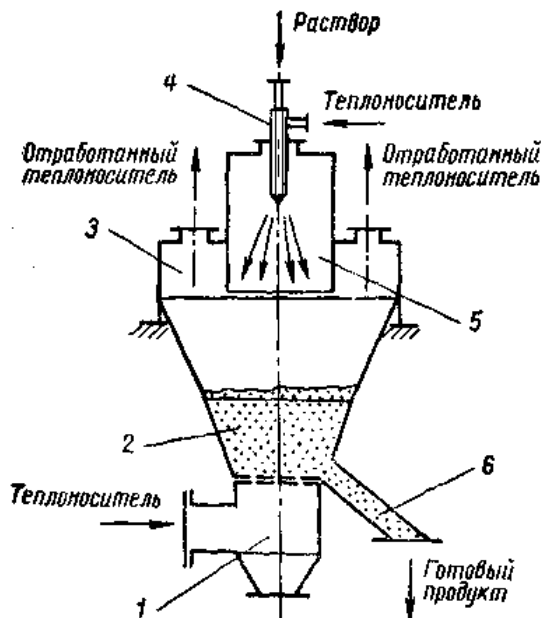


Рис.3.4. Гранулятор РКСГ конструкции НИУИФ:

1- зона подачи теплоносителя; 2- зона кипящего слоя; 3- сепарационная зона; 4 - форсунка; 5 - распылительная камера; 6 - течка выгрузки готового продукта.

Раствор или пульпу подают в распылительную камеру над кипящим слоем с помощью пневматической форсунки, имеющей насадок типа сопла Вентури и рубашку для охлаждения водой центральной трубки. На распыление пульпы в распылитель подают высокотемпературный теплоноситель в количестве 15-20% от общего расхода. Теплоноситель для досушки гранул поступает снизу под решетку аппарата беспровального типа с живым сечением 5-6% и диаметром отверстий 5 мм при толщине листа 4 мм и общей площади 0,5 м². Слой поддерживают в режиме интенсивного кипения со всплесками. В обоих случаях теплоноситель представляет собой топочные газы, разбавленные воздухом до температуры 700-800° С.

В зоне распыла удаляется 60-70% всей влаги раствора. Скорость истечения теплоносителя на распыление 100-120 м/с . Диаметр гранул на выгрузке из аппарата составляет 3 - 4 мм.

При обезвоживании и грануляции 20 - 25% пульпы нитрофоски на данном аппарате была достигнута производительность 400 - 500 кг/(м²ч) по сухому товарному продукту и 35 - 40 кг/(м³ч) по испаренной влаге с единицы объёма сушилки, удельный расход тепла составляет 5400-7500 кДж/кг испарённой влаги.

На рис. 3.5 представлен гранулятор КС с подачей раствора снизу, предназначенный для грануляции растворов и пульп карбамида, аммиачной селитры, сульфата аммония и др. Интенсивно кипящий со всплесками слой создается из частиц высушиваемого материала в конической части аппарата на решетке, имеющей наклон к центру. Решетка представляет собой перфорированную плиту толщиной 10 мм и общей площадью 0,35 м² с живым сечением 5% и диаметром отверстий 5 мм. Раствор или пульпу на распыление и грануляцию подают под давлением до 1 ати с помощью восьми пневматических форсунок, установленных вертикально под решеткой так, что факелы распыла начинаются непосредственно от решетки. На распыление поступает воздух нормальной температуры под давлением 1 ати в количестве 0,5 - 0,3 кг/кг пульпы в кольцевой зазор форсунки. Через боковой штуцер подают высокотемпературный теплоноситель (800-850⁰С) на испарение влаги раствора. При грануляции сульфата аммония были достигнуты следующие показатели : производительность по готовому продукту 800-900кг/(ч·м²) решётки, производительность по влаге 300 - 500 кг/(ч м³) , удельный расход тепла 4100-5000 кДж /кг испарённой влаги.

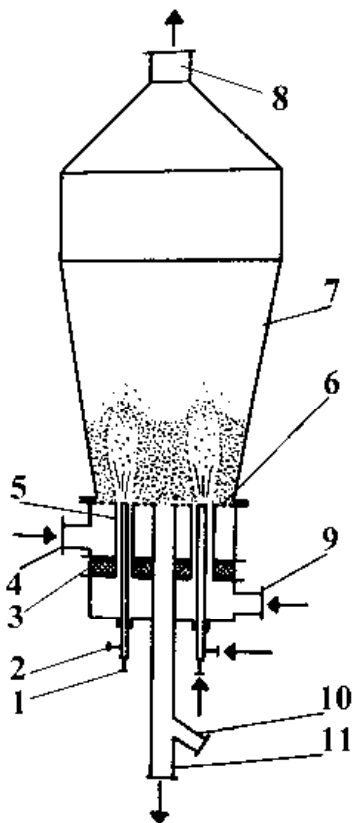


Рис.3.5. Гранулятор КС конструкции Дзержинского филиала НИИхиммаша:
 1 - подача раствора; 2 - подача воздуха на распыление; 3 - теплоизоляция;
 4 - подача теплоносителя на псевдооживление; 5 - форсунка; 6 - решётка с наклоном к центру; 7 - камера сушки; 8 - выхлоп газов; 9 - подача теплоносителя в факел; 10 - подача воздуха для сепарации выгрузки; 11 - выгрузка гранул

На рис.3.6 приведена конструкция аппарата МГУИЭ (МИХМа) . Аппарат вертикальный, диаметром 4 м в нижней части и 6 м в верхней части, высотой 15м. Свободное сечение нижней решетки 50 % (диаметр отверстий 30 мм), верхней 5,5 % (диаметр отверстий 2,5 мм).

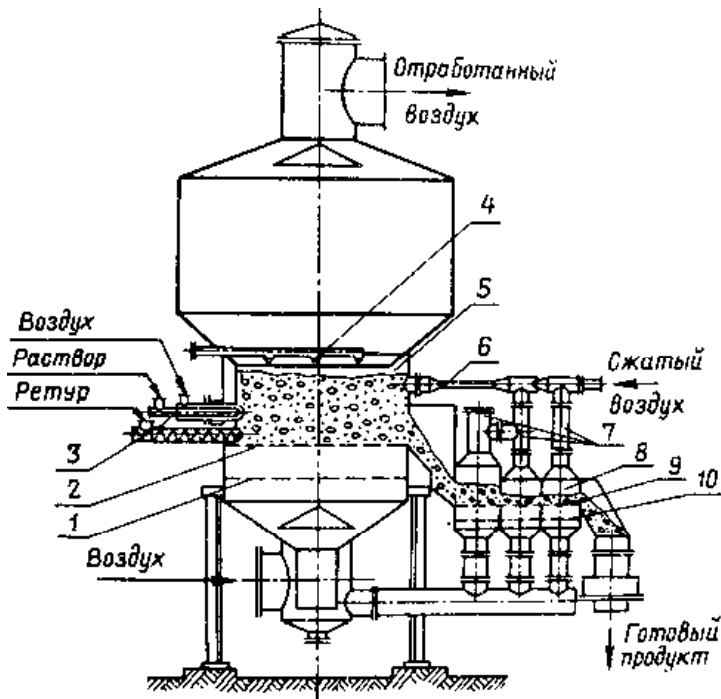


Рис. 3.6. Аппарат конструкции МГУИЭ (МИХМа) для гранулирования аммиачной селитры:

- 1 - подпорная решетка; 2 - газораспределительная решетка; 3 - шнек;
- 4 - механические форсунки; 5 - рабочая камера; 6 - коллектор ретура;
- 7 - штуцеры; 7 - пневматические форсунки; 8 - сепаратор; 9,10 - решетка

Ожижающий агент (воздух) через газораспределительные 2, 9 и подпорные 1,10 решетки подается в грануляционную камеру 5 и сепаратор 8. Гранулируемый продукт вводится в камеру пневматическими или пневмомеханическими форсунками 4, расположенными над слоем, или механическими форсунками 3. Товарный продукт вместе с мелкой фракцией непрерывно отводится в сепаратор для отделения мелких фракций и возврата их в камеру.

Три секции сепаратора 8 соединены между собой переточными устройствами. В первой секции крупные гранулы быстро оседают и перетекают во вторую секцию, а мелкая пыль отдувается и через патрубок 7 и коллектор 6 возвращается в рабочую камеру. Во второй секции, продолжается дальнейшее разделение фракций в слое и, кроме того, осуществляется тонкая сепарация с поверхности псевдоожиженного слоя. Мелкие гранулы уносятся, в гранулятор воздушным потоком, создаваемым эжектором. В третьей секции с поверхности слоя сепарируются более крупные, чем в первых двух секциях фракции, благодаря созданию более мощного потока сепарирующего воздуха. Таким образом, нетоварный мелкий продукт из всех трех секций сепаратора возвращается в гранулятор для участия в процессе гранулирования. Товарный продукт отводится из последней секции сепаратора по течке.

В ЛТИ им. Ленсовета разработана конструкция гранулятора фонтанирующего слоя для растворов с одновременной сепарацией мелких частиц (рис.3.7).

Указанная конструкция имеет некоторые преимущества, т.к. позволяет регулировать степень фракционирования не только расходом воздуха, но и количеством циркулирующего через сепаратор продукта. В этой конструкции аппарата раствор подается при помощи форсунок, помещенных в слой.

Конструкция гранулятора ЛТИ им. Ленсовета может быть применена для гранулирования азотсодержащих удобрений (например, карбамида, карбоаммофоса и т.п.).

Новомосковским ОАО «Азот» и Ивановским Химико-технологическим институтом выполнены исследования и разработана технология получения высококонцентрированных сложных удобрений карбоаммофоса и карбоаммофоски одностадийным способом на опытно-промышленной и промышленной установках с кипящим слоем (рис.3.8 и 3.10).

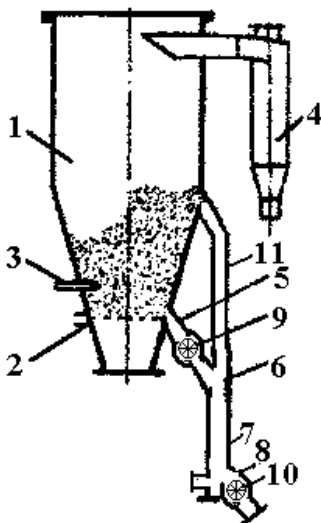


Рис.3.7. Гранулятор КС конструкции СПГТИ(ТУ) (ЛТИ им.Ленсовета):
 1-сушилка; 2- решётка; 3- форсунка; 4- циклон; 5- выгрузной патрубкок;
 6-сепаратор; 7 выгрузка готовых гранул; 8- возврат мелких гранул в сушилку;
 9,10- секторные затворы.

Характеристика гранулятора КС (рис.3.8) :

Производительность, т/сутки	12
Площадь решетки воздухораспределения, м ²	0,5
Температура, °С	
воздуха под решеткой	84-110
распыливающего воздуха	20-50
слоя гранул	68-88
Скорость псевдоожигающего воздуха, м/с	1,9-2,7
Концентрация реагентов, мас. % :	
плава карбамида КД -1 ст.	62-72
ортофосфорной кислоты	60-65

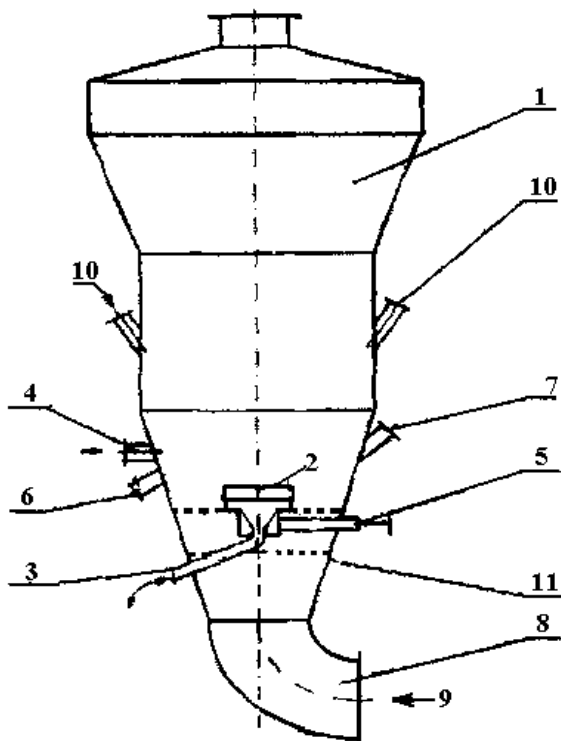


Рис.3.8. Опытно-промышленный гранулятор КС конструкции НХК и ИГХТУ (ИХТИ) для получения простых и сложных минеральных удобрений:

1-корпус гранулятора; 2 - цилиндрическая вставка; 3- точка для выгружаемых гранул товарной фракции; 4- ввод плава; 5-сепаратор гранул; 6 - штуцер; 7-штуцер для ввода хлористого калия; 8,9 – штуцер и вход воздуха под решётку; 10-смотровое окно; 11-распределительная решетка.

Содержание питательных веществ в продукте, мас. %

азота 20-32

Скорость псевдоожижающего воздуха, м/с 1,9-2,7

Концентрация реагентов, мас. % :

плава карбамида КД -1 ст. 62-72

ортофосфорной кислоты 60-65

Содержание питательных веществ в продукте, мас. % :

азота	20-32
фосфора	40-33
Удельная производительность с ед. площади решетки, кг/(м ² ч)	1000-1320
Содержание биурета, мас. %	0,3-0,4
Влажность гранул, мас. %	0,5-0,9
Прочность гранул размером 3 мм, кг/гр.	2,4-4,3
Выход товарных фракций 2 - 4 мм, мас. %	85-90

Работа гранулятора осуществляется следующим образом. Плав карбамида и фосфорная кислота распыливаются внутрь слоя сбоку аппарата с помощью пневмомеханической форсунки (рис 3.9). В результате нейтрали-

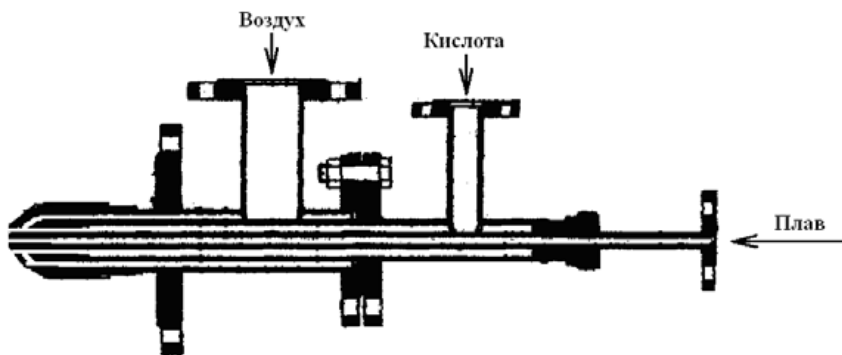


Рис. 3.9. Форсунка пневмомеханическая для распыливания плава карбамида и фосфорной кислоты

зации фосфорной кислоты аммиаком плава карбамида первой ступени, происходит кристаллизация, грануляция и сушка образующихся продуктов. Тепловой эффект реакции нейтрализации фосфорной кислоты используется для испарения воды, поступившей с реагентами, и для разложения аммонийных солей. Дополнительное недостающее количество тепла подводится с псевдоожижающим воздухом, нагретым до температуры 100-110°С.

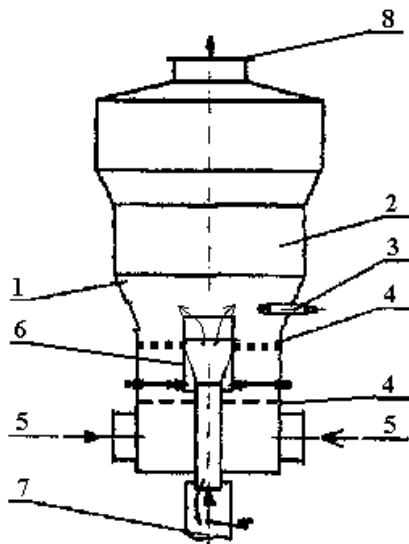


Рис.3.10. Промышленный гранулятор конструкции ИГХТУ и НХК с интенсифицированным кипящим слоем:

- 1- гранулятор (коническая часть); 2 - гранулятор (цилиндрическая часть);
- 3- пневмомеханическая форсунка; 4 - решетка; 5 - воздух на «кс»;
- 6 - сепаратор; 7 - выход продукта; 8 - выход воздуха на очистку

Полученный гранулированный продукт выгружается в бункер через воздушный сепаратор, встроенный в воздухораспределительную решетку гранулятора. Взаимодействие факелов форсунок и воздуха, подаваемого в сепаратор, создаёт интенсивное перемешивание гранул.

Технологический процесс получения карбамид-фосфорных удобрений в грануляторе протекает непрерывно и устойчиво за счет внутренних центров грануляции (внутренний рецикл), образующихся в факеле форсунки и кипящем слое.

На основании выполненных исследований процесса грануляции на модельной установке ИХТИ и опытно-промышленной установке ЦЗЛ Ново-

московского ОАО « АЗОТ» разработаны технология грануляции и конструкции опытно-промышленного (рис.3.8) и промышленного грануляторов (рис. 3.10) для получения карбамид - фосфорных и карбамид-фосфорно-калийных удобрений производительностью 12т продукта в час. Проект промышленного агрегата выполнен Д/ф ГИАП (Россия).

В этих аппаратах грануляцию удобрений можно осуществлять как по ретурным, так и безретурным схемам получения готового продукта. В зависимости от производительности по твёрдой фазе аппараты могут изготавливаться в одно- и многосекционных вариантах.

3.1.2.2. Многосекционные грануляторы

. Многосекционные аппараты имеют ряд преимуществ перед односекционными аппаратами: проведение совмещенных процессов, улучшение однородности псевдооживления, исключение обратного перемешивания частиц, интенсифицирование тепло- и массообменных процессов.

Они подразделяются на аппараты : а) с вертикальным секционированием; б) горизонтальным секционированием.

Известно, что интенсивное движение частиц в псевдооживленном слое приводит к обратному перемешиванию твердой фазы. Поэтому в аппарате без перегородок (рис.3.11,а) температура всего слоя практически одинакова и равна температуре выгружаемого продукта. При наличии перегородок (рис. 3.11,б) обратное перемешивание осуществляется лишь в пределах одной секции, и движение частиц приближается к поршневому режиму. Поэтому падение температуры в слое и движущая сила больше, а тепло- и массообмен интенсивнее. Кроме того, повышается равномерность обработки материала

Для того, чтобы приблизиться к схеме "противотока", используют вертикальное секционирование аппаратов (рис. 3.12.), число вертикальных секций в этом случае не превышает 3 - 4, поскольку дальнейшее секционирование малоэффективно, а габариты аппарата и суммарное гидродинамическое сопротивление быстро возрастают.

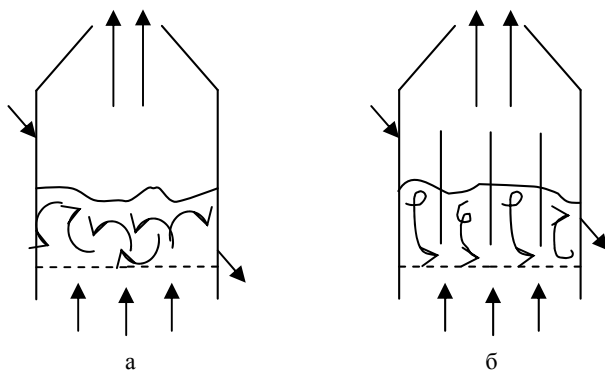


Рис. 3.11. Схема движения потоков в аппарате без перегородок (а) и с перегородками (б)

При вертикальном секционировании возрастают как среднее значение движущей силы процесса, так и равномерность обработки твердых частиц, а при горизонтальном секционировании только равномерность обработки.

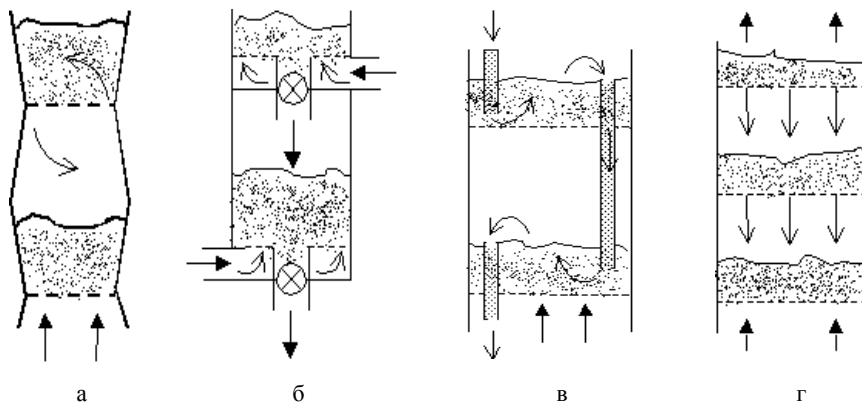


Рис. 3.12. Способы перетока материала в противоточных колонных аппаратах: а – тарелки закреплены шарнирно; б – переток с помощью секторных дозаторов; в – переток через переточные трубы; г – переток через отверстие провального типа

В ступенчато - противоточных аппаратах влажный материал подают в верхнюю секцию аппарата и выводят снизу, тогда как горячий газ вводят противотоком. Колонна разделена сетчатыми тарелками на несколько секций. Переток материала с тарелки на тарелку осуществляется либо через

переточные трубы, либо в результате "проваливания" через отверстия.

На рисунке 3.12, а показан аппарат, работающий в полунепрерывном режиме, по истечении определенного времени шарнирно закрепленные тарелки поворачиваются, и материал высыпается на нижележащую полку. На рисунке 3.12,б переток материала осуществляется с помощью секторных дозаторов; на рисунке 3.12,в высушиваемый материал движется по переточным трубам, а на рисунке 3.12,г - через отверстия провальной перфорированной решетки.

Практика показала, что самое простое - горизонтальное секционирование с расположением камер, разделенных перегородками, на одном уровне.

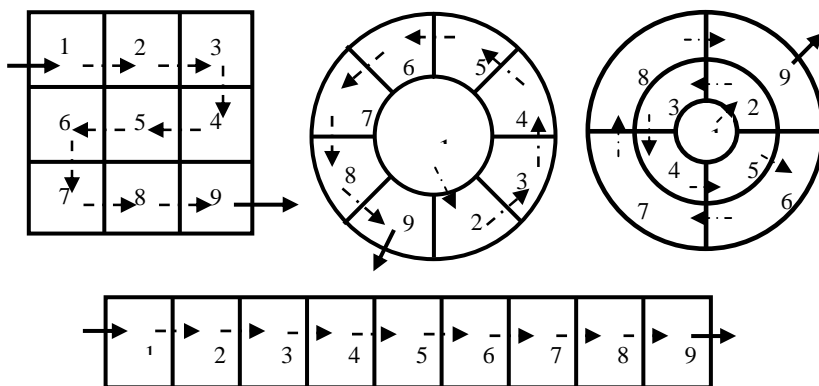


Рис.3.13. Схемы движения материала в многосекционных аппаратах КС

В связи с этим, рассмотрим предпочтительные схемы движения материала в аппарате, секционированном на одном уровне и имеющем прямоугольное, квадратное или круглое сечение (рис. 3.13). Такие аппараты применяются в промышленности для совмещения ряда технологических стадий, например, сушки, смешения, увлажнения, агломерации, капсулирования, окрашивания продуктов и т.д

На рис.3.13. стрелками отмечены направления движения гранул в кипящем слое в следующем порядке: 1 – сушка одного или нескольких исходных материалов; 2 – досушка и смешивание с дополнительными

сухими и сходными продуктами; 3 – увлажнение гранулируемой смеси жидкостью, содержащей связующее, агломерация смеси; 4 – сушка агломератов и введение небольшого количества компонентов путем распыливания растворов или суспензий; 5 – дальнейшее увлажнение частиц слоя растворителем, содержащим связующее, и дальнейшее гранулирование; 6 – сушка гранул; 7 – капсулирование гранул (покрытие защитной оболочкой); 8 – окрашивание гранул; 9 – досушка гранулированного продукта.

Для сложных удобрений в МИХМе разработан двухкамерный гранулятор (рис.3.14). Камеры аппарата разделены перегородкой 4, имеющей переточную щель. Внизу каждой камеры смонтирован газораспределительный короб 1 с наклонным днищем и с двумя решетками - подпорной 3 (размер отверстий 20 мм) и газораспределительной 2 (размер отверстий 3 мм). Сушильный агент вводится через штуцера 5 и поддерживает кипящий слой, а пульпа распыляется механическими форсунками 6 с обдувом. Изнутри форсунки футерованы фторопластом с целью предотвращения налипания пульпы и зарастания выходного сопла.

Техническая характеристика двухкамерного гранулятора

Производительность, т/ч	10
Свободное сечение, %:	
подпорной решетки	50
газораспределительной решетки	5
Размер гранул, мм:	
в первой камере	до 1,2
во второй камере	1 - 3

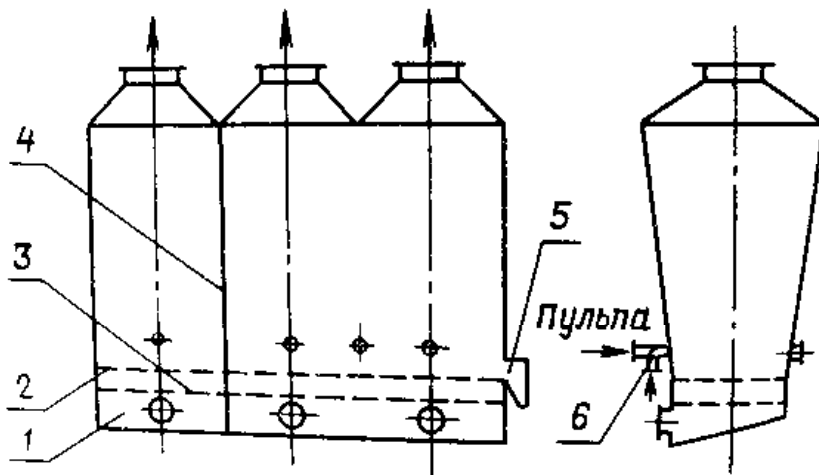


Рис.3.14. Двухкамерный гранулятор КС конструкции МГУИЭ (МИХМ)

По сравнению с гранулированием в барабанных аппаратах себестоимость переработки нитроаммофоски в двухкамерном грануляторе на 18% ниже за счет экономии электроэнергии и снижения удельных капитальных затрат на 1 т удобрений. Аппарат пригоден также для получения других комплексных удобрений, например, двухслойных гранул карбоаммофоски - в первой камере получают гранулы мочевины, а во второй их опыливают пульпой аммофоса и хлористого калия.

На рис. 3.15 изображён многосекционный аппарат КС конструкции ИГХТУ (ИХТИ). Аппарат предназначен для проведения процессов агломерации, грануляции, сушки, перемешивания, модифицирования и охлаждения сыпучих продуктов. Сущность работы аппарата состоит в следующем. В газораспределительную часть аппарата через штуцеры 4 в каждую секцию подают псевдоожижающий агент, например, воздух, соответствующих параметров. Исходный материал подают через патрубок в одну из секций. Жидкая фаза подается через форсунку 3. Материал через ловушки перетекает из одной секции в другую до той секции, в которой на внешней трубе имеется щелевидное отверстие. Поворотом рычага

разгрузительного устройства 6 совмещают отверстия на его внутренней и внешней трубе.

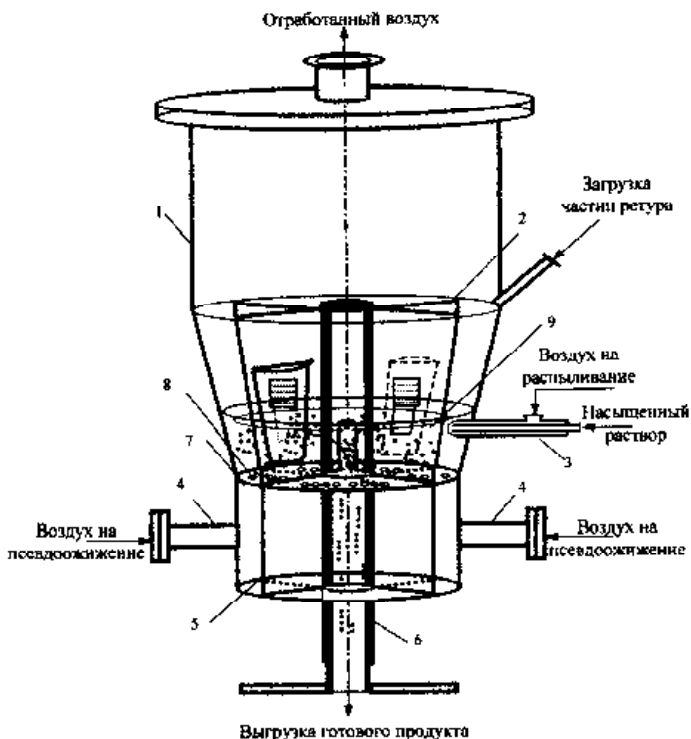


Рис. 3.15. Многосекционный гранулятор КС конструкции ИГХТУ (ИХТИ):

1- цилиндрикоконический корпус; 2 - радиальные разделительные перегородки с ловушками; 3 - форсунка; 4 - штуцеры; 5 - перегородки для разделения псевдоожижающего агента; 6 - разгрузочное устройство; 7 - газораспределительная решетка; 8 - отверстия в решетке; 9 - псевдоожижающие частицы

Поскольку последняя радиальная перегородка не имеет отверстия и ловушки, материал из активной части аппарата начинает выгружаться по разгрузительному устройству. Высоту кипящего слоя и качество псевдоожижения в каждой секции регулируют расходом псевдоожижающего

агента и поверхностью сечений отверстий в радиальных перегородках, а также степенью совмещения щелевидных отверстий в разгрузительном устройстве. Изменяя эти параметры, можно регулировать производительность аппарата по твердой фазе.

Схема применения секционированного аппарата КС для получения минеральных удобрений на основе аммофоса, включающая стадии агломерации (I), модифицирования (II) и охлаждения (III, IV) готового продукта, изображена на рисунке 3.16.

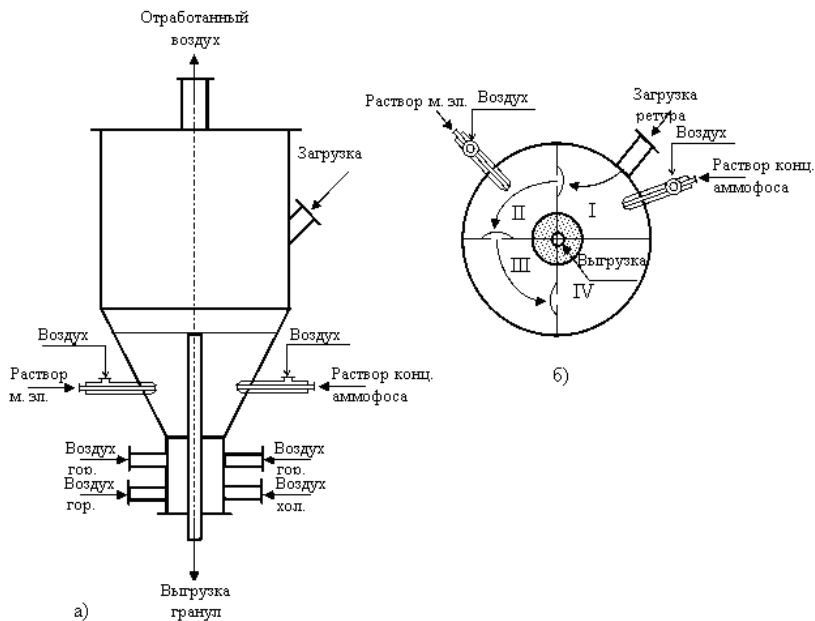


Рис. 3.16. Секционированный аппарат КС в технологической схеме, совмещающей стадии агломерации, модифицирования и охлаждения аммофоса:

Схема аппарата КС включает два вида: а – сбоку (рис. 3.16, а); б - сверху (рис. 3.16, б). Римскими цифрами обозначены номера ячеек, на которые разделена рабочая зона аппарата. Стрелками обозначено направление движения материальных потоков в аппарате. Следует отметить, что количество секций, на которые может быть поделен аппарат, определяется

технологическим заданием. Оптимальное количество секций в установке находится расчетным путем с учетом экспериментальных исследований той или иной стадии получения минеральных удобрений.

3.2. Основные узлы грануляторов со взвешенным слоем

3.2.1. Распыливающие устройства

Процесс гранулообразования и сушки гранул в значительной степени зависит от способа распыления и места ввода раствора или суспензии в аппарат для грануляции. Для распыления растворов и суспензий в аппаратах 'кипящего слоя' применяют в основном форсунки двух типов: механические и пневматические [8].

В механических форсунках (рис.3.17, в, г) жидкость распыливается за счет собственного напора и центробежного завихрения струи. Однако факел распыла, создаваемый такой форсункой, может быть получен с требуемой конфигурацией только в свободном воздушном объеме, так как не обладает достаточной силой и упругостью, и при погружении в кипящий слой сыпучих твердых частиц он легко гасится, что приводит к залипанию слоя или образованию комков в слое.

Механические форсунки применяют только для распыла растворов и суспензий сверху, на зеркало кипения псевдооживленного слоя. Но температура теплоносителя на поверхности слоя наименьшая и поэтому на зеркале кипения слоя возникают худшие условия теплообмена. Этот недостаток несколько сглаживается в том случае, когда под решетку можно подавать высокотемпературный теплоноситель и перепад температур над слоем и под слоем становится относительно небольшим. С помощью механической форсунки, помещенной в кипящий слой, невозможно регулировать поверхность орошения гранул раствором, кроме того, механическая форсунка имеет склонность к забиванию завихряющего канала. Более широкое применение в технике распыла растворов в кипящий слой нашли пневматические форсунки.

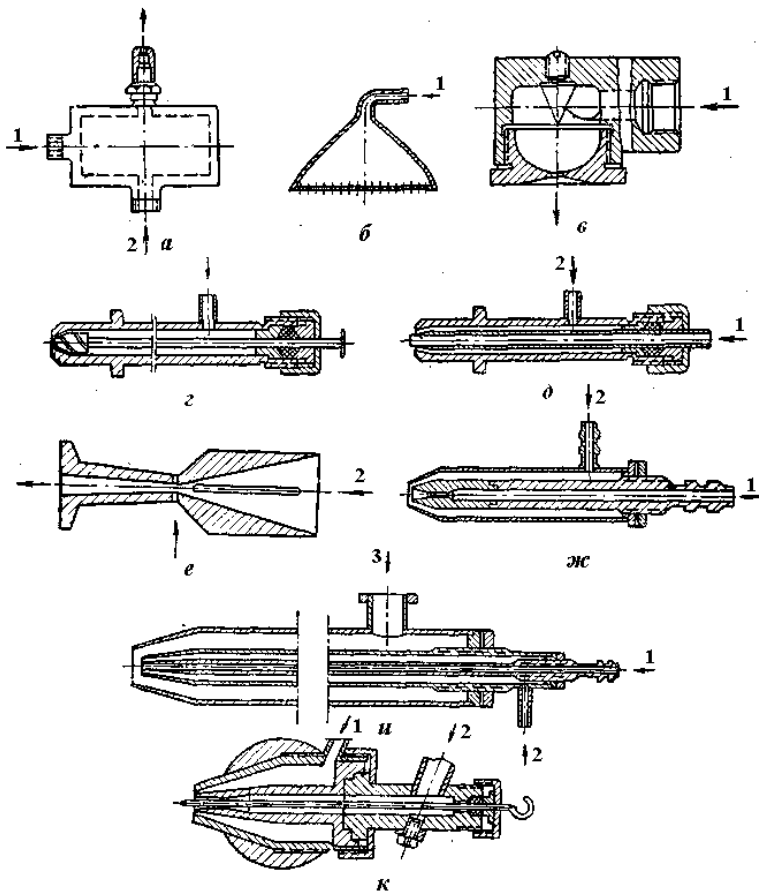


Рис. 3.17 Схемы форсунок:

а - форсунка сферодайзера; б- душевой разбрызгиватель; в - механическая с камерой завихрения; г - механическая с завихряющим насадком; д - пневматическая эжекционная; е – насадок - сопло Вентури; ж - пневматическая с соплом Вентури; и - пневматическая; к - пневматическая с шаровым шарниром; 1- подча раствора; 2 - подача воздуха на распыл; 3 - подача теплоносителя

В пневматических форсунках (рис. 3.17, ж, д, и, к) жидкость распыливается силой струи воздуха, подаваемого под давлением в кольцевой зазор сопла (рис. 3.17, и, д) или в центральное отверстие сопла (рис. 3.17, е).

Жидкость также подается под небольшим давлением (до 1,5 атм), изменяя которое можно регулировать расход раствора или пульпы, оставляя расход воздуха на распыление постоянным. Факел пневматической форсунки устойчив как в свободном объеме воздуха, так и в стесненном объеме кипящего слоя твердых частиц. Изменяя расход воздуха на распыление, а также внутренние параметры сопла, можно менять объем и форму факела распыла. Кроме того, пневматическая форсунка позволяет подавать в факел дополнительно высокотемпературный теплоноситель в любых требуемых количествах и, таким образом, создать наиболее благоприятные условия теплообмена в факеле.

Конструкция форсунки (рис. 3.17, и) позволяет исключить контакт теплоносителя с трубкой, по которой подается раствор.

Большое значение для проведения процесса грануляции имеет место установки распылителя в аппарате.

Аппарат с распылением жидкости непосредственно в слой (сбоку) имеет две области теплообмена. Первая область лежит непосредственно над решеткой и распространяется на небольшую высоту. Это область интенсивного теплообмена частиц и теплоносителя. Вторая-это область распространения факела, где распыляется жидкая фаза и между сухими частицами слоя и распыленными частицами жидкости происходит интенсивный теплообмен. Таким образом, в слое непосредственно над решеткой сыпучий материал нагревается теплоносителем и, попадая в область действия форсунки, отдает тепло распыленным частицам жидкости. При этом необходимо интенсивное перемешивание частиц слоя, играющих роль теплоносителя.

Если в форсунку подается небольшое количество воздуха, рассчитанное только на распыление раствора (обычно от 0,2 до 0,5 кг воздуха/кг раствора), то тепла этого воздуха оказывается часто недостаточно (при грануляции слабых растворов) для испарения влаги, поданной с раствором. Поэтому наиболее рациональное местоположение форсунки в этом случае в зоне

наиболее интенсивного теплообмена, т.е. установка форсунки снизу вертикально под решёткой.

3.2.2. Газораспределительные устройства

На гидродинамику в аппарате кипящего слоя оказывает большое влияние не только форма аппарата, но и конструкция газораспределительного устройства. Обычно функцию газораспределительного устройства выполняет поддерживающая слой решётка.

Различают два основных типа решёток: провальные и беспровальные (рис. 3. 18)

Провальная решетка (рис.3.18,а) представляет собой одинарную перфорированную плиту (толщиной от 4 до 15 мм в зависимости от диаметра аппарата) со свободным сечением от 3 до 8%, на котором материал удерживается во время работы благодаря скоростному напору теплоносителя снизу.

Для создания равномерно кипящего слоя необходимо, чтобы сопротивление решётки составляло 50-80 % и более от сопротивления слоя. С этой целью живое сечение решётки выбирают 2-10 % от её площади, а диаметр и число отверстий решётки рассчитывают, исходя из выбранного значения живого сечения.

Практика эксплуатации промышленных аппаратов показала, что при грануляции растворов диаметр отверстий решёток колеблется от 2 до 5 мм в зависимости от размера гранул, высоты кипящего слоя и размера решётки.

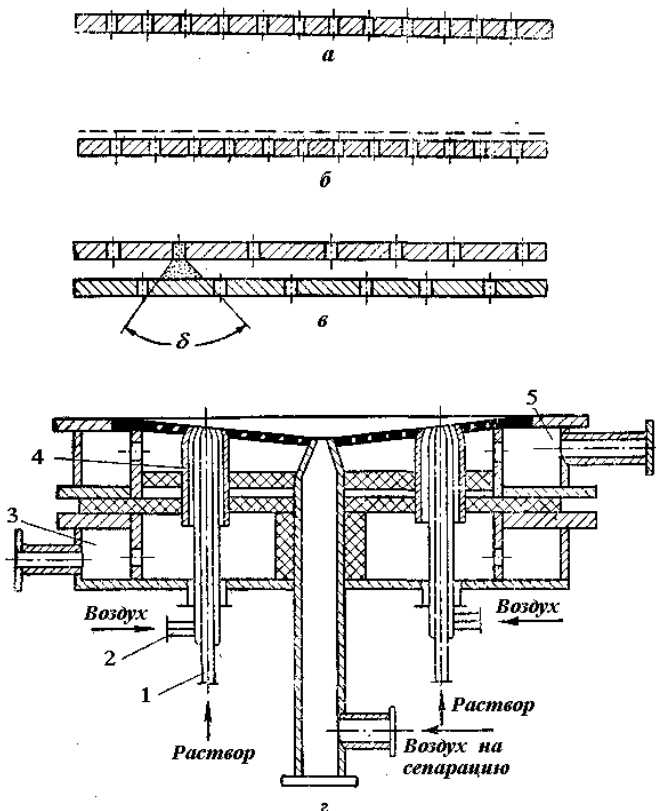


Рис. 3.18. Схемы газораспределительных решёток: а-провальная решётка; б- беспровальная ршётка с плетёной сеткой; в- беспровальная свдоенная; г- провальная с сепарационной выгрузкой и теплообменными соплами

3.2.3. Выгрузные устройства

Выгрузка материала из аппарата кипящего слоя при грануляции растворов и суспензий производится как сверху слоя, так и непосредственно над решеткой (рис. 3.19, а).

Нижнюю выгрузку над решеткой применяют в том случае, если в слое возможно комкообразование, так как комки и крупные частицы часто не

могут подняться на поверхность слоя. Регулировка количества выгружаемого материала производится в этом случае с помощью либо турникета, либо транспортирующего шнека. Иногда предусматривают одновременно и верхнюю и нижнюю выгрузки (рис. 3.19, б).

При интенсивно кипящем слое в коническом аппарате безразлично, где расположено выгрузное отверстие по высоте слоя: в любом случае в него будут попадать частицы различного диаметра от самых мелких до самых крупных. Регулировать выгрузку гранул по дисперсности возможно только каким-либо специальным устройством (рис. 3.19, в). Такое устройство позволяет выгружать также и образующиеся агломераты.

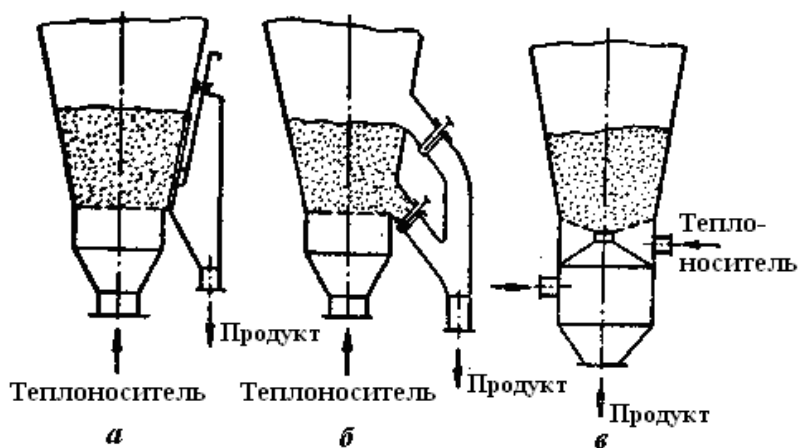


Рис.3.19. Схемы выгрузных устройств:

а - переточное с регулируемой высотой порога; б - тетка с нижней и верхней выгрузкой; в- для сепарационной выгрузки гранул

3.3. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Кочетков В.Н. Гранулирование минеральных удобрений. - М.: Химия, 1975. - 224 с.
2. Романков П.Г., Рашковская Н.Б. Сушка во взвешенном состоянии. Изд. 2-е, пер. - Л.: Химия, 1968. - 204 с.
3. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. - М.: Химия, 1970. - 429 с.
4. Классен П.В., Гришаев И.Г. Основы техники гранулирования. - М.: Химия, 1982. - 272 с.
5. Сажин Б.С. Основы техники сушки. - М.: Химия, 1984. - 320 с.
6. Бувич Ю.А., Минаев Г.А. Струйное псевдооживление. - М.: Энергия, 1984. - 133 с.
7. Классен П.В., Гришаев И.Г. Основные процессы технологии минеральных удобрений. - М.: Химия, 1990. - 304 с.
8. Соколовский А.А. Обезвоживание и грануляция растворов и суспензий в аппаратах кипящего слоя / А.А.Соколовский, Н.М.Плотникова, А.С.Безруков под ред. Б.С. Сажина // ; ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ. Сер. ХМ-1. Техника сушки во взвешенном слое .Вып. 1. , М., 1965.- 64с.
9. Овчинников Л.Н. и др. Интенсификация тепловых и массообменных процессов в гетерофазных средах: монография под ред. А.Г. Липина; Иван. гос.хим. технол. ун.-т. Иваново, 2009.- 164 с.

Глава 4. Основные закономерности гидродинамики взвешенного слоя

Многие технологические процессы предусматривают взаимодействие твёрдых зернистых частиц с газами и жидкостями. Существуют следующие разновидности зернистого слоя:

А. Неподвижный слой: осуществляется в аппаратах с решётками или противнями, на которых располагается неподвижный зернистый слой.

Б. Разрыхляемый (полувзвешенный слой): осуществляется с помощью пересыпания во вращающихся барабанах, аппаратах со скребковыми мешалками и т.д.

В. Кипящий (псевдооживленный) слой – смесь зернистого материала и газа (жидкости) в состоянии псевдооживления.

Псевдооживление – явление, наблюдающееся при взаимодействии газа и слоя сыпучего мелкозернистого материала, при котором восходящий поток газа, продуваемый через слой, приводит зернистый материал в легкоподвижное (подобное жидкости) состояние.

Г. Пневматический транспорт – перемещение газом (жидкостью) мелкозернистого материала по трубам и каналам.

4.1. Неподвижный слой

4.1.1. Структура неподвижного слоя твёрдых частиц

Основными характеристиками мелкозернистого материала являются: размер, форма, удельная поверхность, порозность неподвижного слоя частиц, а также их шероховатость, насыпная, кажущая и истинная плотность.

Сыпучие материалы, применяемые в химико-технологических процессах, обычно состоят из частиц неодинакового размера. Слой, состоящий из частиц одинакового размера, называется монодисперсным, а слой, состоящий из частиц разного размера, называется полидисперсным. При проведении газодинамических расчётов приходится оперировать с величиной диаметра частицы. Известно несколько методов вычисления среднего диаметра частицы. Эти методы основаны на том, что слой разделяется на

несколько фракций путём просеивания через ряд сит с последовательно уменьшающимся размером отверстий. Существует несколько систем для характеристики размера отверстий в ситах [1].

Средний диаметр частиц узких фракций рассчитывается по формулам:

а) среднеарифметическое значение

$$d_{\text{cp}} = \frac{d_1 + d_2}{2}, \quad (4.1)$$

б) среднегеометрическое значение

$$d_{\text{cp}} = \sqrt{d_1 d_2}, \quad (4.2)$$

где d_1, d_2 – диаметры отверстий проходного и непроходного сит.

Средний диаметр полидисперсной смеси равен:

$$d_{\text{cp}} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}}, \quad (4.3)$$

где X_i - массовая доля в смеси зерен диаметром d_i .

Поверхность частицы произвольной формы f_q всегда больше поверхности равного по объему шара $f_{\text{ш}}$. Это различие учитывается коэффициентом формы частицы :

$$\varphi = \frac{f_{\text{ш}}}{f_q}. \quad (4.4)$$

Отношение поверхности частицы f_q к её объему V_q характеризует удельную поверхность :

$$a_q = \frac{f_q}{V_q}. \quad (4.5)$$

На гидродинамические и теплообменные характеристики зернистого материала заметное влияние оказывает состояние поверхности частиц, их

шероховатость. В частности, от шероховатости частиц зависит порозность слоя и насыпная плотность частиц.

Долю пустот в объеме V , занимаемом зернистым материалом, характеризует его порозность ε_0 :

$$\varepsilon_0 = \frac{V - \sum V_{\text{ч}}}{V}, \quad (4.6)$$

где $\sum V_{\text{ч}}$ - объем частиц в слое.

Порозность неподвижного слоя зависит от формы, гранулометрического состава и шероховатости частиц, а для аппаратов небольшого диаметра также от соотношения диаметра частицы и диаметра аппарата. Порозность неподвижного слоя существенно зависит от способа засыпки материала в аппарат. Механическое воздействие (постукивание по аппарату, утрамбовывание слоя зерен и т.п.) приводит к уменьшению порозности.

Отношение массы частиц к объему их слоя называется насыпной плотностью слоя частиц; отношение массы частицы к её объему называют кажущейся плотностью частицы; отношение массы частицы к её объему за вычетом объема пор называют истинной плотностью материала.

Порозность может быть выражена через насыпную плотность слоя ρ_n и кажущуюся плотность материала ρ_k :

$$\varepsilon_0 = \frac{G/\rho_n - G/\rho_k}{G/\rho_n} = 1 - \frac{\rho_n}{\rho_k}. \quad (4.7)$$

Поперечное сечение каналов слоя характеризуют эквивалентным диаметром каналов d_s , который определяется следующим образом.

Пусть поперечное сечение аппарата с зернистым слоем составляет S , а высота слоя H_0 . Объем слоя

$$V = S H_0, \quad (4.8)$$

а объем зернистого материала составит:

$$\sum V_{\text{ч}} = S H_0 (1 - \varepsilon_0). \quad (4.9)$$

Поверхность частиц будет равна:

$$\sum f_{\text{ч}} = S H_0 \cdot \sum a_{\text{ч}} (1 - \varepsilon_0). \quad (4.10)$$

Средняя длина канала слоя составит:

$$l = H_0 \alpha, \quad (4.11)$$

где α - коэффициент кривизны канала.

Смоченный периметр свободного сечения слоя Π вычисляют путем деления общей поверхности частиц слоя на среднюю длину канала

$$\Pi = \frac{\sum f_{\text{ч}}}{l} = \frac{S H_0 (1 - \varepsilon_0) \sum a_{\text{ч}}}{H_0 \alpha} = \frac{S \sum a_{\text{ч}}}{\alpha} (1 - \varepsilon_0). \quad (4.12)$$

Свободное сечение слоя равно:

$$S_{\text{св}} = \frac{V - \sum V_{\text{ч}}}{l} = \frac{S \varepsilon_0}{\alpha}. \quad (4.13)$$

Тогда эквивалентный диаметр канала слоя составит:

$$d_3 = \frac{4 S_{\text{св}}}{\Pi} = \frac{4 \frac{S \varepsilon_0}{\alpha}}{\frac{S \sum a_{\text{ч}}}{\alpha} (1 - \varepsilon_0)} = \frac{4 \varepsilon_0}{\sum a_{\text{ч}} (1 - \varepsilon_0)} = \frac{4 \varepsilon_0}{a}. \quad (4.14)$$

Эквивалентный диаметр канала может быть выражен через размер частиц, составляющих слой. Пусть в 1 м^3 , занимаемом слое, имеется n частиц. Объем частиц равен $(1 - \varepsilon_0)$, а их удельная поверхность составляет $a_{\text{ч}}$.

Средний объем одной частицы равен:

$$V_{\text{ч}} = \frac{1 - \varepsilon_0}{n} = \frac{\pi d^3}{6}, \quad (4.15)$$

а её поверхность –

$$f_{\text{ч}} = \frac{\sum a_{\text{ч}}}{n} = \frac{\pi d^2}{\phi}, \quad (4.16)$$

где d – диаметр эквивалентного шара, имеющего тот же объем, что и зерно.

Отношение поверхности частицы к её объему равно:

$$a_{\text{ч}} = \frac{a}{1 - \varepsilon_0} = \frac{6}{\varphi d} . \quad (4.17)$$

Следовательно, удельная поверхность слоя составит:

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon_0)}{\varphi d} . \quad (4.18)$$

Из уравнений (4.14) и (4.18) имеем:

$$d_3 = \frac{2 \varphi d \varepsilon_0}{3 (1 - \varepsilon_0)} . \quad (4.19)$$

4.1.2. Гидравлическое сопротивление неподвижного слоя

Движение жидкости или газа через зернистый слой составляет смешанную задачу гидродинамики, поскольку поток, заполнив свободное пространство между частицами, обтекает все элементы слоя и одновременно движется внутри каналов неправильной формы. При решении внешней задачи за определяющий размер выбирается эквивалентный диаметр частицы. Рассматривая течение жидкости в слое как внутреннюю задачу, в качестве определяющего линейного размера вводится эквивалентный диаметр канала слоя.

В основе различных теоретических подходов по определению гидравлического сопротивления неподвижного слоя зернистого материала лежит уравнение Дарси:

$$\Delta P = \lambda \frac{1}{d_3} \frac{\rho_r W_{\text{н}}^2}{2} , \quad (4.20)$$

где λ - общий коэффициент сопротивления в канале слоя; l - длина канала слоя; ρ_r - плотность среды; $W_{\text{н}}$ - истинная скорость жидкости в канале слоя.

Для расчета коэффициента гидравлического сопротивления газа при всех режимах его движения через неподвижный слой частиц применимо уравнение:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}} + 2,34, \quad (4.21)$$

где

$$\text{Re} = \frac{W_{\text{и}} d_3 \rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}} = \frac{2}{3} \frac{W_{\text{и}} \varphi d \varepsilon_0 \rho_{\text{г}}}{1 - \varepsilon_0 \mu_{\text{г}}}. \quad (4.22)$$

Используя уравнения (1.19 – 1.20), получим:

$$\Delta P = \left(\frac{133}{\text{Re}} + 2,34 \right) \frac{H_0 \alpha}{d} \frac{3}{2} \frac{1 - \varepsilon_0 \rho_{\text{г}} W_{\text{и}}^2}{\varphi \varepsilon_0}. \quad (4.23)$$

4.2. Псевдооживленный слой

4.2.1. Общие понятия

В промышленности получил применение процесс взаимодействия газа или жидкости с твердым зернистым материалом, при проведении которого зерна приобретают подвижность друг относительно друга за счет обмена энергией с взвешивающим потоком. Такое состояние зернистого материала получило название псевдооживленного вследствие внешнего сходства с поведением жидкостей. Псевдооживленный слой принимает форму аппарата, поверхность слоя (без учета всплесков) горизонтальна. Обнаруживаются и другие свойства, аналогичные свойствам жидкости – текучесть, вязкость, поверхностное натяжение. Тела, имеющие меньшую плотность, чем псевдооживленный слой, всплывают в нем, а большую – тонут.

Широкое применение метода псевдооживления в промышленности обусловлено рядом важных его преимуществ. Твердый зернистый материал в псевдооживленном состоянии вследствие текучести можно перемещать по трубам, что позволяет многие периодические процессы с применением зернистого материала осуществлять непрерывно. Гидравлическое сопротивление псевдооживленного слоя невелико. Оно не возрастает в процессе работы вследствие отсутствия отложения пыли в слое. Это дает, в свою очередь, возможность использовать в промышленных процессах мелкие зерна. Применение мелких частиц приводит к увеличению поверхности их контакта с потоком и снижает сопротивление диффузии внутри частиц при

взаимодействии между газовой и твердой фазами. В результате возрастает скорость протекания многих гетерогенных процессов.

Благодаря интенсивному перемешиванию материала в псевдооживленном слое практически выравнивается поле температур в нем; устраняя возможность значительных локальных перегревов и связанных с этим нарушений нормальных режимов ряда технологических процессов.

Псевдооживленному слою присущи и недостатки. Так, вызванное интенсивным перемешиванием материала выравнивание температур и концентраций в слое приводит к уменьшению движущей силы процесса. Возможность проскока непрореагировавшего газа с пузырями также уменьшает выход целевого продукта. К недостаткам метода псевдооживления следует отнести истирание зерен, эрозию аппаратуры, накопление статического электричества, необходимость очистки газа от пыли после кипящего слоя.

4.2.2. Механизм псевдооживления

Гидродинамическая сущность процесса псевдооживления заключается в следующем. Если через слой зернистого материала, лежащего на газораспределительной решётке аппарата, проходит поток оживающего агента, то состояние слоя оказывается различным в зависимости от скорости этого потока. При плавном увеличении скорости потока от нуля до некоторого первого критического значения происходит обычный процесс фильтрации, зерна слоя остаются неподвижными, его плотность и порозность не меняются.

На рис.4.1, представляющем зависимость перепада давления в слое зернистого материала от скорости оживающего агента, процессу фильтрации соответствует восходящая ветвь ОА на кривой 1.

Переход от режима фильтрации к состоянию псевдооживления соответствует на графике точке В, называемой критической скоростью W_1 .

В момент начала псевдооживления вес материала слоя уравнивается силой гидравлического сопротивления слоя :

$$\Delta P = \frac{G_{\text{сл.}}}{S_{\text{реш}}}, \quad (4.24)$$

где $G_{\text{сл.}}$ – вес материала слоя, кг; $S_{\text{реш}}$ – поперечное сечение аппарата на уровне решётки, м².

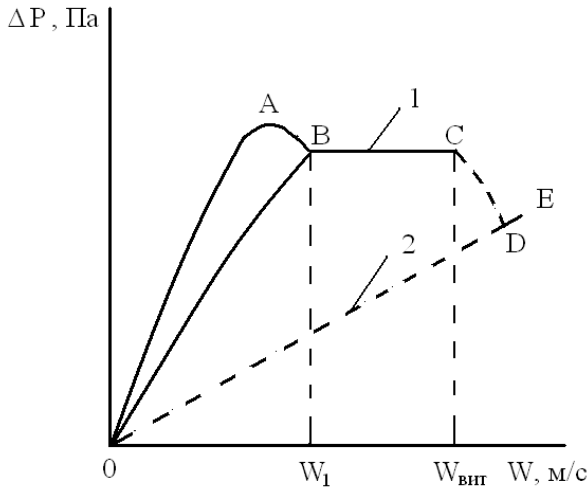


Рис 4.1. Зависимость перепада давления ΔP от скорости газа W в слое зернистого материала :

1- сопротивление слоя; 2- сопротивление пустого аппарата

Выше скорости начала псевдооживления сопротивление слоя сохраняет практически постоянное значение, и зависимость $\Delta P = f(W)$ выражается прямой линией BC, параллельной оси абсцисс. Постоянство перепада давления соблюдается для всей области существования псевдооживленного слоя (линия BC). Точке C соответствует скорость $W_{\text{внт}}$, при которой начинается унос частиц из аппарата потоком газа. Эту скорость называют скоростью уноса, или скоростью свободного витания. Условия витания частиц в восходящем потоке идентичны условиям равномерного

осаждения в неподвижной среде. Поэтому скорость витания частицы можно определять по той же методике, что и скорость осаждения.

В случае уменьшения скорости потока после псевдооживления слоя наблюдается явление гистерезиса: зависимость $\Delta P = f(W)$ выражается не линией ОАВС, а линией СВО. Это связано с тем, что порозность неподвижного слоя по окончании псевдооживления становится несколько выше, чем до псевдооживления. Если вновь начать подачу газа в слой, то при увеличении скорости получается зависимость, соответствующая линии ОВС, и явление гистерезиса не наблюдается.

Перепад давления в слое, соответствующий точке А, т.е. непосредственно перед началом псевдооживления, несколько больше величины, необходимой для поддержания слоя в псевдооживленном состоянии. Это объясняется действием сил сцепления между частицами.

Резкий переход от неподвижного к псевдооживленному состоянию характерен только для монодисперсных слоев. Для полидисперсных слоев характерна целая область скоростей псевдооживления, в которой начинается и завершается переход слоя из неподвижного состояния в псевдооживленное.

Отношение рабочей скорости $W_{\text{раб}}$ к скорости начала псевдооживления W_1 называется числом псевдооживления

$$K_w = \frac{W_{\text{раб}}}{W_1} \cdot \quad (4.25)$$

Число псевдооживления характеризует состояние слоя зернистого материала. Для зерен размером 0,5 – 2,5 мм при $K_w \leq 1,3$ происходит спокойное псевдооживление с незначительными пульсациями зерен около среднего положения. При $1,3 \leq K_w \leq 2$ отмечается значительное усиление продольного и поперечного перемещения частиц и оживающего агента. При $K_w > 2$ слой переходит в режим интенсивного псевдооживления с равномерным распределением материала по сечению.

На рис. 4.2 представлены возможные состояния слоя зернистого материала при прохождении через него оживающего агента.

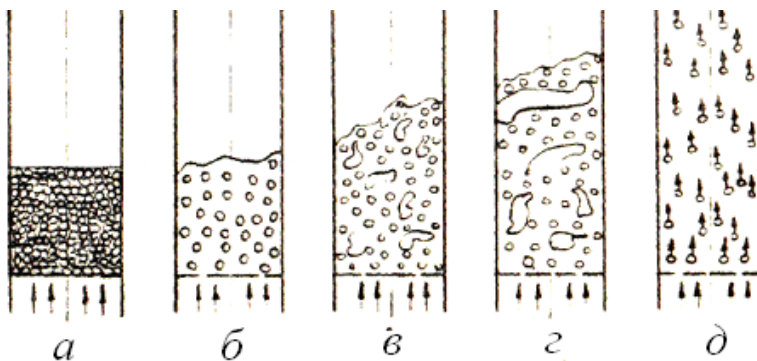


Рис.4.2. Движение газа через слой частиц:

а – неподвижный слой; б – однородное псевдооживление; в – неоднородное псевдооживление; г – слой с барботажем пузырей; д – унос частиц

Равномерность распределения материала по объему аппарата находится в зависимости от свойств оживающего агента и оживающего материала.

Однородное псевдооживление практически возможно лишь при псевдооживлении твердых частиц потоком жидкости. При увеличении скорости жидкости расстояние между частицами увеличивается постепенно, а жидкость движется между ними сплошным потоком.

В промышленности чаще всего используют процессы псевдооживления в системе газ - твердый материал. Для этой системы псевдооживление, как правило, является неоднородным: часть газа движется через слой в виде пузырей, размер которых зависит от скорости потока.

В реальных условиях поведение слоя во многом зависит от отношения насыпной высоты слоя H_0 к диаметру аппарата $D_{\text{ап}}$. При больших отношениях $H_0/D_{\text{ап}}$ пузыри газа, сливаясь по мере подъема, образуют сплошные газовые “пробки” (поршни), размер которых равен диаметру аппарата. Поршневой режим нежелателен, при нем ухудшается равномерность контакта между газом и частицами и наблюдается большой выброс материала из слоя.

При малых отношениях $H_0/D_{\text{ап}}$ в аппаратах с перфорированными газораспределительными решётками могут возникать сквозные каналы, по которым устремляется основная часть газового потока (струйное течение). При этом в аппарате образуются застойные зоны.

Основными гидродинамическими характеристиками псевдооживленного слоя зернистого материала являются перепад давления в слое, скорость начала псевдооживления, скорость витания, высота псевдооживленного слоя, а также качество структуры слоя, характеризующее равномерность распределения материала слоя по его сечению.

4.2.3. Перепад давления в псевдооживленном слое

Для поддержания в псевдооживленном состоянии слоя твердых частиц требуется непрерывный обмен энергией между ними и оживающим агентом. Энергия, отдаваемая оживающим агентом, затрачивается на преодоление трения между частицами газа об их поверхность, на изменение кинетической энергии газа и расширение слоя, а также на трение частиц и газа о стенки аппарата. Основные зависимости для расчёта сопротивления кипящего слоя в аппаратах различной формы представлены в таблице 4.1.

Зависимости ΔP от условий псевдооживления

Условия псевдооживления	Расчетная зависимость
Псевдооживление в поле сил тяжести в аппаратах постоянного сечения; в аппаратах переменного поперечного сечения	$\Delta P = (\rho_k - \rho_r)g(1 - \varepsilon)H$
Конический аппарат (рис.1.3,а) Пирамидальный аппарат (рис.1.3,б) Конический и пирамидальный вершиной вверх (рис.1.3,в)	$\Delta P = \frac{3G}{f_0 + \sqrt{f_0 f_b} + f_b}$
Призматический аппарат (рис.2.3,г) Сферический аппарат (рис.2.3,д)	$\Delta P = \frac{2G}{f_0 + f_b}$ $\Delta P = \frac{6G}{\pi(3r_0^2 + 3r_b^2 + H^2)}$

На рис. 4.3. представлены аппараты различной формы, наиболее часто употребляемые в лабораторной и производственной практике.

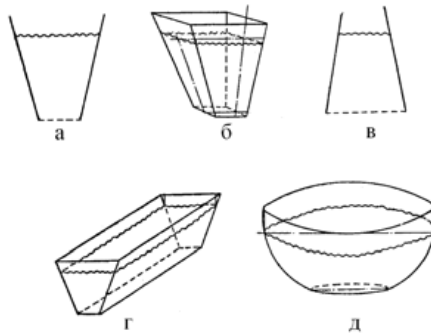


Рис.4.3. Схемы аппаратов КС различной формы:

а – конический; вершиной вниз; б – пирамидальный; вершиной вниз; в – конический (пирамидальный), вершиной вверх; г – призматический; д – сферический

4.2.4. Скорость начала псевдооживления

Известен ряд зависимостей для вычисления W_1 , полученных на основе различных уравнений для расчета гидравлического сопротивления псевдооживленного слоя. Критическая способность газа W_1 , соответствующая началу псевдооживления мелкозернистого материала, является наиболее важным параметром псевдооживленного слоя. Взаимосвязь между критической скоростью газа и размером частиц твердого материала определяет конструктивные размеры аппарата, его производительность и другие показатели технологического процесса.

Для слоев, состоящих из зерен, форма которых близка к шарообразной, средняя насыпная порозность может быть принята равной $\varepsilon \approx 0,4$. В этом случае скорость начала псевдооживления W_1 можно определить по формуле:

$$Re_{кр1} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}, \quad (4.26)$$

где Ar – критерий Архимеда, $Re_{кр1}$ - критерий Рейнольдса, соответствующий началу псевдооживления частиц.

При расчете скорости начала псевдооживления с помощью этого уравнения вычисляется значение критерия Архимеда по выражению

$$Ar = \frac{g d_q^3}{\nu_r^2} \frac{\rho_m - \rho_r}{\rho_r},$$
 затем находят величину $Re_{кр1}$ и по ней рассчитывают

величину W_1 :

$$W_1 = \frac{Re_{кр1} \cdot \mu_r}{d_q \cdot \rho_r} \quad (4.27)$$

Уравнение (4.27) позволяет достаточно точно определить критическую скорость W_1 при однородном псевдооживлении слоя жидкостями.

При неоднородном псевдоожигении твердого материала газами уравнение (4.27) дает погрешность $\pm 30\%$.

4.2.5. Скорость витания (уноса)

Скорость газового потока, при которой гидродинамическое давление, создаваемое потоком на поверхности единичной твёрдой частицы, становится равным её весу, называется скоростью витания. Когда скорость потока превысит скорость витания, начинается совместное восходящее движение газового потока и твёрдой частицы. При достижении порозности слоя $\varepsilon \approx 1$ частицы уносятся из аппарата, т.е. наступает режим пневмотранспорта зернистого материала.

Пневмотранспорт по трубам и каналам нашёл широкое применение в различных технологических процессах для осуществления циркуляции мелкозернистых масс. Одной из наиболее важных характеристик пневмотранспорта является концентрация транспортируемого мелкозернистого материала. Подробные характеристики и методы расчёта систем пневматического транспорта приведены ниже в разделе 4.3.

Для расчета скорости осаждения (витания) может быть использована зависимость, связывающая критерии Re и Ag для всех гидродинамических режимов:

$$Re = \frac{Ag}{18 + 0,575\sqrt{Ag}}. \quad (4.28)$$

При малых значениях Ag вторым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и уравнение (4.28) превращается в зависимость:

$$Re = \frac{Ag}{18}, \quad (4.29)$$

соответствующую области действия закона Стокса (вязкостная зона). При больших значениях критерия Ag можно пренебречь первым слагаемым в знаменателе, и уравнение (4.28) превращается в уравнение (4.30), отвечающее инерционной области:

$$Re = 1,74\sqrt{Ag}. \quad (4.30)$$

Скорость уноса (осаждения) частиц неправильной формы меньше, чем скорость уноса (осаждения) шарообразных зерен. Для расчета скорости уноса частиц неправильной формы необходимо учитывать коэффициент формы ϕ . Кроме того, в соответствующее уравнение при расчете скорости витания нешаровых частиц следует подставлять эквивалентный диаметр шара.

Приведенный расчет скорости витания или уноса относится к условиям, в которых частицы практически не оказывают влияния друг на друга, т.е. имеет место свободное движение зерен. При значительной концентрации твердых частиц в среде происходит их стесненное движение, скорость которого меньше, чем свободного, вследствие трения и соударения между частицами.

4.2.6. Высота псевдооживленного слоя

При проектировании аппаратов с псевдооживленным слоем твердого материала необходимо знать высоту слоя при рабочих параметрах процесса. Точное определение высоты псевдооживленного слоя особенно необходимо учитывать при проектировании аппаратов, когда полезное использование внутреннего объема аппарата должно быть максимальным.

Движение газа через слой зернистого материала со скоростью выше первой критической вызывает его расширение, и высота кипящего слоя в общем случае может быть рассчитана по уравнению:

$$H = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}, \quad (4.31)$$

где H – высота псевдооживленного слоя;

ε - порозность псевдооживленного слоя.

4.2.7. Гидравлическое сопротивление установки с кипящим слоем

Общее гидравлическое сопротивление установки с кипящим слоем рассчитывается по уравнению:

$$\Delta P_{\text{общ}} = \Delta P_{\text{к.с.}} + \Delta P_{\text{реш}} + \Delta P_{\text{ц}} + \Delta P_{\text{сопр}}, \quad (4.32)$$

где $\Delta P_{\text{к.с.}}$, $\Delta P_{\text{реш}}$, $\Delta P_{\text{ц}}$, - соответственно сопротивления кипящего слоя, газораспределительной решётки, циклона, и прочие сопротивления и динамические потери, Па.

Сопротивление кипящего слоя

$$\Delta P_{\text{к.с.}} = \frac{G_{\text{сл}}}{S_{\text{реш}}}, \quad (4.33)$$

где $G_{\text{сл}}$ – вес слоя; $S_{\text{реш}}$ – площадь поперечного сечения аппарата на уровне газораспределительной решетки.

Сопротивление газораспределительной решётки определяют по формуле (4.35) и зависимости $\Delta P_{\text{реш}} - W$, представленной на рис. 4.4 :

$$\Delta P_{\text{реш}} = \frac{0,503 \rho_{\text{г}} W_{\text{отв}}^2 (1 - \varphi^2)}{C^2}, \quad (4.34)$$

где φ - доля живого сечения решетки;

$W_{\text{отв}}$ - скорость газа в отверстии решетки;

C – коэффициент сопротивления решетки, зависящий от отношения диаметра к толщине решетки $d_{\text{отв}}/\delta_{\text{р}}$ и определяемый по рис.4.4.

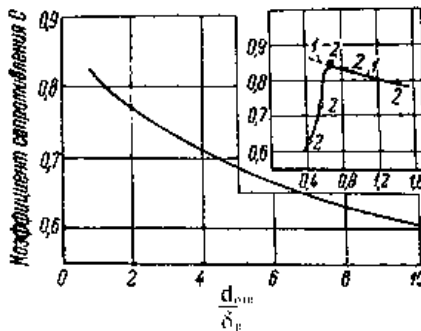


Рис.4.4. Зависимость коэффициента сопротивления решетки от $d_{\text{отв}}/\delta_{\text{р}}$

4.3. Пневматический транспорт

4.3.1. Общие понятия

Пневматический транспорт широко используется в различных отраслях промышленности для транспортировки массовых грузов. Этим способом транспортировки перемещают пылевидные, зернистые, кусковые, а иногда мелкие штучные грузы.

Необходимым условием пневматического транспорта является неравенство, при котором скорость газового потока во много раз больше скорости витания частицы.

В зависимости от относительной массовой концентрации твёрдых частиц μ различают следующие виды пневматического транспорта (ПТ):

- в разреженной фазе $\mu < 40$ кг материала/кг воздуха;
- в плотной фазе $40 < \mu < 400$ кг материала/кг воздуха;
- гравитационный пневматический транспорт.

При небольшой длине транспортирования (до 100 м) и большом числе точек забора материала целесообразно применять всасывающие установки, отличающиеся простотой заборных устройств и воздуходувных машин.

При большой длине транспортирования грузов обычно применяют нагнетательные установки.

4.3.2. Основные характеристики пневматического транспорта

Пневматический транспорт характеризуется следующими основными параметрами.

Концентрация

μ – относительная массовая концентрация материала, равная отношению

массы транспортируемого материала G_M к массе транспортирующего потока G_G , кг/кг :

$$\mu = \frac{G_M}{G_G} \cdot \quad (4.35)$$

μ' – относительная объёмная концентрация материала, равная отношению объёмных расходов твёрдого материала V_M и транспортирующего потока V_G , M^3/M^3 :

$$\mu' = \frac{V_M}{V_G} = \mu \frac{\rho_G}{\rho_M} \quad (4.36)$$

где ρ_G и ρ_M – соответственно плотности газового потока и материала, кг/ M^3 .

k - концентрация материала на 1 M^3 трубы, кг/ M^3

$$k = \frac{G}{3600 W_{cp}^T F_{тр}} \quad (4.37)$$

где W_{cp}^T – средняя скорость частиц в трубе, м/с;

$F_{тр}$ – площадь поперечного сечения трубы, M^2 .

Определение величины k затруднено из-за сложности расчёта W_{cp}^T .

Поэтому в некоторых случаях величину k рассчитывают приближённо по формуле, кг/ M^3 :

$$k = \frac{\Delta p}{H} \quad (4.38)$$

где Δp – перепад давления, кг/ M^2 ;

H – высота той части подъёмника, на которой перепад равен Δp , м.

При низкой концентрации материала (до 1,5 кг/кг) воздух подают в трубу под давлением до 1000 мм вод ст, при высокой – до 100 кг/кг и выше используют сжатый воздух. Как правило, сушилки работают при низких концентрациях материала ($\mu \leq 1$).

Скорость движения газа и материала

При расчёте пневматического транспорта используют следующие

значения скоростей потоков: W_{Γ} – скорость газового потока, м/с; $W_{\text{ВИТ}}$ – скорость витания частицы, м/с.

Для определения скорости витания $W_{\text{ВИТ}}$ можно использовать зависимости $Ly_{\text{в}} = f(\text{Ar})$, $Ly_{\text{в}} = f(\text{Ar}, \epsilon)$. Графики этих зависимостей для шарообразных частиц представлены на рисунках 4.5 и 4.6.

По величине критерия Ar находят значение критерия $Ly_{\text{в}}$, а затем рассчитывают скорость витания:

$$W_{\text{ВИТ}} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{\text{в}} v_{\Gamma} (\rho_{\text{м}} - \rho_{\Gamma})}{\rho_{\Gamma}}} . \quad (4.39)$$

Влияние стеснения потока стенками трубы на скорость витания определяют по уравнению:

$$W'_{\text{ВИТ}} = W_{\text{ВИТ}} \left[1 - \left(\frac{d_{\text{ч}}}{D_{\text{тр}}} \right)^2 \right], \quad (4.40)$$

где $W'_{\text{ВИТ}}$ – скорость витания в стеснённых условиях, м/с;

$d_{\text{ч}}$ и $D_{\text{тр}}$ – соответственно диаметры частицы и трубы, м.

Влияние концентрации твёрдого материала при перемещении частиц в трубе на снижение скорости витания $W_{\text{ВИТ}}$ выражают зависимостью:

$$\frac{W'_{\text{ВИТ}} d_{\text{ч}}}{v_{\Gamma}} = \frac{\text{Ar} (1 - k)^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{\text{Ar} (1 - k)^{4,75}}}, \quad (4.41)$$

где k – концентрация твёрдого материала в 1 м³ объёма трубы ($k = 1 - \epsilon$, м³/м³); ϵ – порозность восходящего взвешенного потока зернистого материала.

Тогда критерий Рейнольдса ($\text{Re}_{\text{в}}^{\text{ст}}$) для стеснённых условий с учётом скорости витания принимает вид :

$$\text{Re}_{\text{в}}^{\text{ст}} = \frac{\text{Ar} (1 - k)^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{\text{Ar} (1 - k)^{4,75}}}. \quad (4.42)$$

При определении скорости витания влияние концентрации можно не учитывать лишь при очень малых её значениях. При концентрации около 0,05 м³/м³ скорость витания примерно на 15 – 20 % ниже, чем скорость витания

одиночной частицы в неограниченном пространстве. При дальнейшем повышении концентрации эта разница увеличивается ещё больше.

Для установившегося движения в пневматической трубе, т.е. когда сила тяжести частицы материала уравновешена подъёмной силой сопротивления газового потока, идущего снизу вверх, скорость витания частиц можно определить по формуле, м/с:

$$W_{\text{вит}} = \frac{3,62}{\sqrt{\zeta}} \sqrt{\frac{d_{\text{ч}} \rho_{\text{м}}}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (4.43)$$

где ζ - коэффициент сопротивления, зависящий от формы частицы и от характера движения газового потока, определяемого критерием Re газового потока.

При $Re > 1000$ значения коэффициента $\zeta = 0,28 - 0,32$, тогда формула для определения скорости витания частиц шаровой формы имеет вид, м/с :

$$W_{\text{вит}} = (6,4 \div 6,85) \sqrt{\frac{d_{\text{ч}} \rho_{\text{м}}}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (4.44)$$

При сушке материалов приходится иметь дело с частицами неправильной формы, поэтому значения коэффициента сопротивления $\zeta = 0,48$. В этом случае скорость газового потока, увеличенная на 10 – 20 % по отношению к скорости витания частиц, будет равна, м/с

$$W_{\text{г}} = 5,7 \sqrt{\frac{d_{\text{ч}} \rho_{\text{м}}}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (4.45)$$

Кроме того, скорость газового потока на участке с давлением, близким к атмосферному, можно определить по эмпирическому уравнению, которое учитывает изменение объёмной массы воздуха, м/с :

$$W_{\text{г}} = a \sqrt{\rho_{\text{м}}} + B L_{\text{пр}}^2, \quad (4.46)$$

где a – опытный коэффициент, учитывающий свойства материала и схему трубопровода ; B – коэффициент, учитывающий изменение плотности

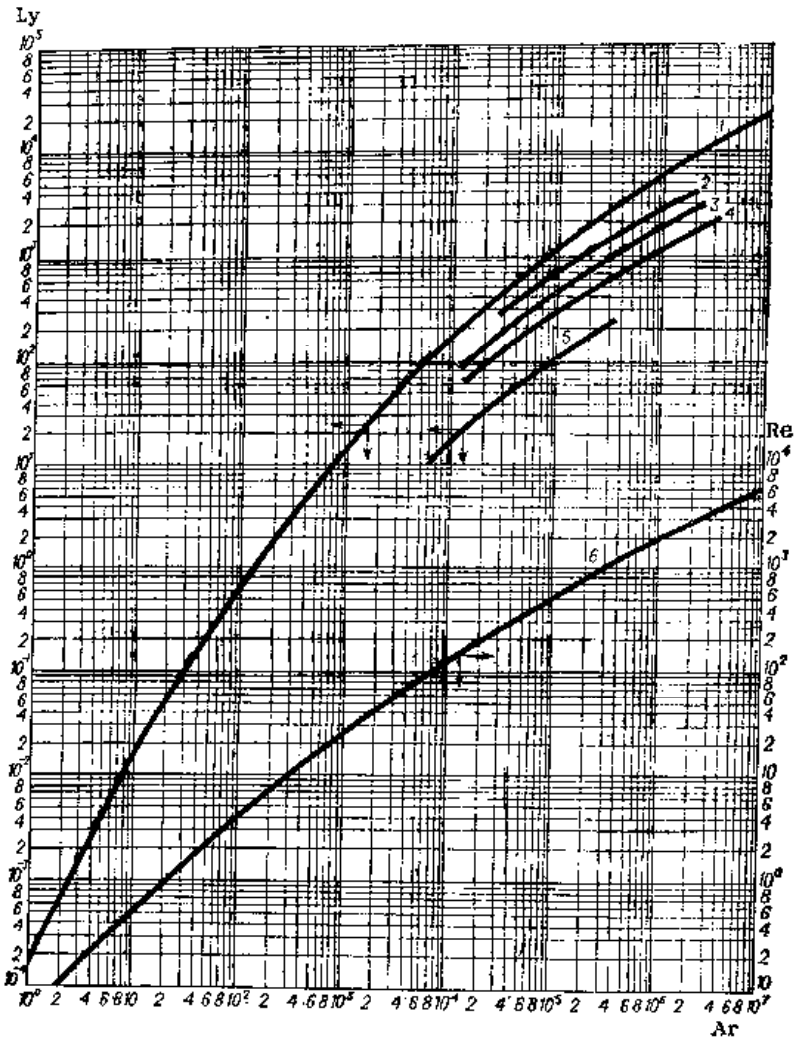


Рис.4.5. Зависимость критерия Ly от критерия Ar

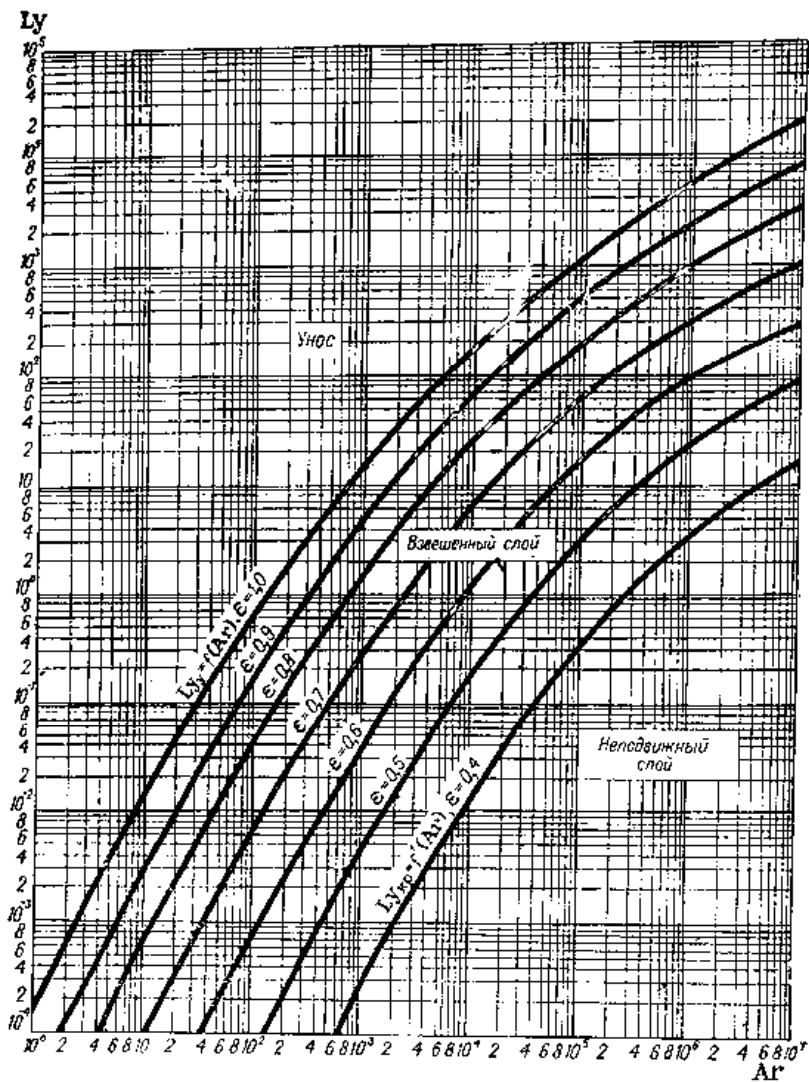


Рис.4.6. Зависимость критерия Ly от критерия Ar и порозности ϵ слоя

воздуха, принимается равным $(2\div 5) \cdot 10^{-5}$; $L_{пр}$ – приведённая длина транспортирования, м.

Следует отметить, что при движении газа в трубе происходит изменение состава, температуры и давления теплоносителя. Обычно в конце трубы, вследствие падения температуры и давления газа, скорость уменьшается и при одном и том же диаметре сушильной трубы она может быть меньше скорости витания $W_{вит.}$

Поэтому трубу сужают сверху и при цилиндрической форме диаметр трубы подсчитывают по скорости газа в конце её.

Кроме того, в процессе сушки также изменяется плотность сушильного материала, вследствие изменения его влажности. Расчёт плотностей газового потока и высушиваемого материала приводится в соответствующем учебном пособии кафедры ПиАХТ ИГХТУ [11].

Если скорость потока $W_{г.}$, а скорость витания $W_{вит.}$, то равновесная скорость частицы $W_{м}$ при низкой концентрации твёрдой фазы в конце участка определённой длины равна

$$W_{м} = W_{г.} - W_{вит.} \quad (4.47)$$

Приведённая (расчётная) длина транспортирования

Транспортирование мелкодисперсных материалов по трубопроводам осуществляется в основном по четырём схемам, изображённым на рис. 4.7.

Схема №1 – вертикальный трубопровод.

Схема №2 – вертикальный трубопровод, заканчивающийся небольшим горизонтальным участком $L_{г.}$

Схема №3 – трубопровод состоит из двух горизонтальных и одного вертикального участков. Схема характеризуется в сравнении с предыдущими повышенным расходом воздуха и снижением концентрации смеси.

Схема №4 – трубопровод имеет произвольную трассу. Применяется для установок длиной 100 – 1000 м.

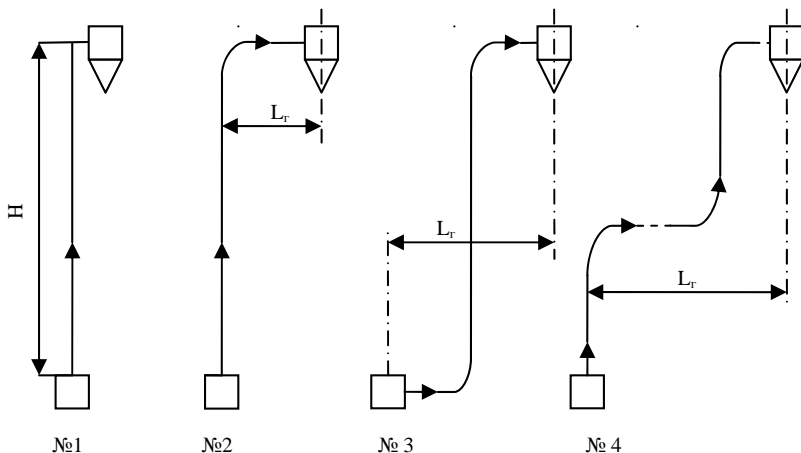


Рис.4.7. Схемы пневмотранспортных трубопроводов

Наиболее предпочтительной с экономической точки зрения является схема №1.

В общем случае с учётом вертикальных и горизонтальных участков транспортирования приведённую длину трубопровода можно рассчитать по формуле, м :

$$L_{\text{пр}} = \Sigma L_{\text{г}} + \Sigma L_{\text{в}} + \Sigma L_{\text{эк}} + \Sigma L_{\text{эп}}, \quad (4.48)$$

где $L_{\text{пр}}$ – приведённая длина транспортирования, м; $\Sigma L_{\text{г}}$ – сумма длин горизонтальных участков, м; $\Sigma L_{\text{в}}$ – сумма длин вертикальных участков; $\Sigma L_{\text{эк}}$ – сумма длин, эквивалентных коленам, м; $\Sigma L_{\text{эп}}$ – сумма длин, эквивалентных переключателям, м.

Средние значения длин, эквивалентных коленам и переключателям, приводятся в справочной литературе .

Производительность и диаметр трубопровода

При непрерывной загрузке расчётная производительность $G_{\text{рас}}$ по твёрдому материалу в зависимости от заданной производительности G_3 составит, кг/с :

- для однокамерного подъёмника с ручным управлением

$$G_{\text{рас}} = (1,6 \div 2) G_3 ; \quad (4.49)$$

- для однокамерного подъёмника с автоматическим управлением

$$G_{\text{рас}} = (1,35 \div 1,5) G_3 ; \quad (4.50)$$

- для двухкамерных подъёмников с автоматическим управлением

$$G_{\text{рас}} = (1,05 \div 1,1) G_3 . \quad (4.51)$$

Внутренний диаметр трубопровода:

$$D_{\text{тр}} = \sqrt{\frac{V}{0,785 W_r}} , \quad (4.52)$$

где V – расход воздуха в транспортном трубопроводе $V = G_{\text{рас}} / \mu \rho_r$; μ – относительная концентрация смеси, кг мат./кг воз.; ρ_r – плотность газа при стандартных условиях, кг/м³.

Общая потеря давления в трубопроводе

Гидравлическое сопротивление пневмотрубы-сушилки рассчитывается по уравнению, Па :

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 , \quad (4.53)$$

где $\Delta p_1, \Delta p_2, \Delta p_3, \Delta p_4$ - потери давления на трение газового потока о стенки трубы и местные сопротивления, на подъём массы материала в трубе, на разгон частиц и на трение частиц материала о стенки трубы соответственно.

Значение Δp_1 вычисляется по формуле :

$$\Delta p_1 = \left(\lambda_{\text{тр}} \frac{L_{\text{тр}}}{d_{\text{тр}}} + \Sigma \zeta \right) \rho_r \frac{W_r^2}{2} , \quad (4.54)$$

где $\lambda_{\text{тр}}$ – коэффициент гидравлического трения, значение которого выбирается в зависимости от режима течения газа ($\lambda_{\text{тр}} = f(\text{Re}_r)$) и от шероховатости стенок труб или каналов (рис.4.8); ζ – коэффициент местного сопротивления (при повороте на 90° можно принять $\zeta = 0,17$).

На рис. 4.8 $d_{\text{тр}}$ – внутренний диаметр трубы, м; e – средняя высота выступов шероховатости на внутренней поверхности трубы, м.

Значение Δp_2 определяется по уравнению:

$$\Delta p_2 = (\rho_m - \rho_g) L_{\text{тр}} G_{\text{рас}} g / 0,785 D_{\text{тр}}^2 \rho_m W_g. \quad (4.55)$$

Потери давления на разгон частиц

$$\Delta p_3 = G_{\text{рас}} W_{\text{отн}} / 0,785 D_{\text{тр}}^2, \quad (4.56)$$

где $W_{\text{отн}} = 0,95(W_g - W_{\text{внт}})$.

Величиной Δp_4 для промышленных труб-сушилок, в которых концентрации твёрдого вещества невелики, можно пренебречь.

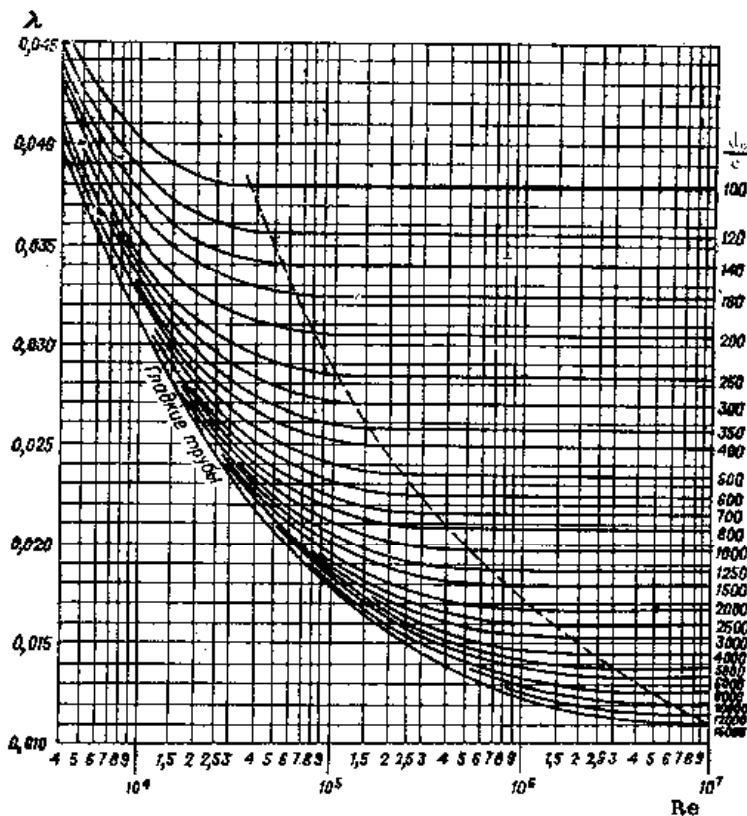


Рис.4.8. Зависимость коэффициента трения λ от критерия Рейнольдса и степени шероховатости трубы $d_{\text{тр}}/e$

Вспомогательное оборудование установки с пневматической трубой-сушилкой (вентилятор, циклон и рукавный фильтр) подбирается по найденным расходам сушильного агента, степени запылённости газа и общему гидравлическому сопротивлению установки .

На практике наиболее распространённой является установка с вертикальной трубой-сушилкой, схема которой приведена на рис. 4.9.

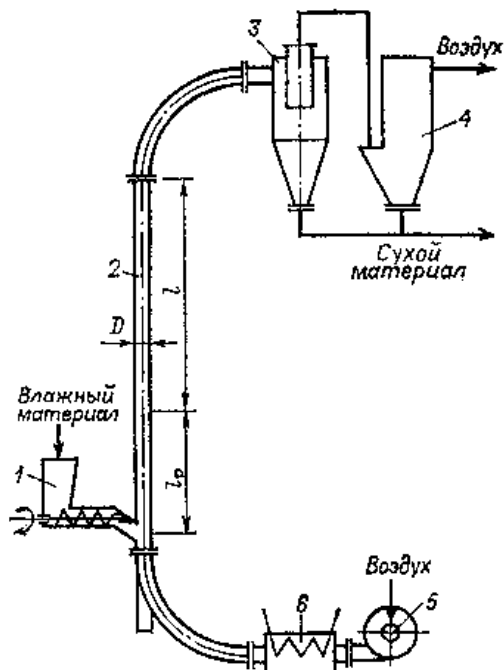


Рис. 4.9. Схема пневмотранспортной сушильной установки:

1 – питатель; 2 – труба-сушилка; 3 – циклон-пылеотделитель; 4 – рукавный фильтр; 5 – вентилятор; 6 – калорифер

Длину трубы-сушилки без учёта участка с нестационарным режимом движения можно найти по уравнению :

$$L = (W_{\Gamma} - W_{\text{внт}}) \tau, \quad (4.57)$$

где τ – время пребывания материала в трубе на рассматриваемом участке, с.

Скорость газового потока, исходя из опытных данных, можно принять равной

$$W_{\Gamma} = (1,5 \div 2) W_{\text{вит}}. \quad (4.58)$$

Тогда общая длина вертикальной трубы-сушилки с учётом участка на разгон частиц составит

$$L_{\text{общ}} = L + L_p, \quad (4.59)$$

где L_p – длина сушилки, необходимая для разгона частиц материала, м.

Ориентировочно этот участок можно определить по зависимости

$$L_p \approx W_{\Gamma} d_{\text{cp}}, \quad (4.60)$$

где d_{cp} – средний размер частиц.

4.4. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Сырометников Н.И., Волков В.Ф. Процессы в кипящем слое. - Свердловск: Metallurgizdat, 1959. - 248 с.
2. Романков П.Г., Рашковская Н.Б. Сушка во взвешенном состоянии. Изд. 2-е, пер. - Л.: Химия, 1968. - 204 с.
3. Забродский С.С. Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленном (кипящем) слое. - М.: ГЭИ, 1963. - 203 с.
4. Основы техники псевдооживления / Н.И. Гельперин, В.Г. Айнштейн, В.Б. Кваша. - М.: Химия, 1967. - 664 с.
5. Псевдооживление / пер. с англ.; под ред. И.Дэвидсона и Д.Харрисона. - М.: Химия, 1974. - 728 с.
6. Кунии Д., Левеншпиль О. Промышленное псевдооживление / пер. с англ. - М.: Химия, 1976. - 448 с.
7. Матур К., Эпегайн Н. Фонтанирующий слой / пер. с англ. - Л.: Химия, 1978. - 288 с.
8. Аэров М.Э., Тодес О.М., Наринский Д.А. Аппараты со стационарным зернистым слоем. Гидравлические и тепловые основы работы. - Л.: Химия, 1979. - 176 с.

9. Протодяконов И.О., Чесноков Ю.Г. Гидродинамика псевдооживленного слоя. - Л.: Химия, 1982. - 264 с.
10. Разумов И.М. Псевдооживление и пневмотранспорт сыпучих материалов. - М.: Химия, 1964, 160 с.
11. Овчинников Л.Н., Овчинников Н.Л. Сушка во взвешенном слое: учеб. пособие / ГОУ ВПО Иван.гос.хим.-техн. ун.-т.Иваново, 2006.-104с.

Глава 5. Закономерности формирования гранулометрического состава при грануляции технологических продуктов во взвешенном слое

5.1. Современные представления о кинетике гранулообразования

При обезвоживании и грануляции различного рода растворов в аппаратах кипящего слоя происходит непрерывное изменение размеров частиц. Эти изменения обуславливаются рядом явлений:

- ростом гранул за счет отложения на их поверхности твердой фазы гранулируемого продукта;
- ростом гранул за счет явлений агрегирования;
- уменьшением размера гранул за счет истирания и дробления.

Преобладание тех или иных явлений зависит от свойств гранулируемого продукта, режима грануляции, а также аппаратного оформления.

К настоящему времени для математического описания кинетики гранулообразования накоплен значительный теоретический и экспериментальный материал [1- 35]. Однако в этих работах не имелось четкой классификации кинетических уравнений, отсутствие которой затрудняет правильное понимание процесса, а в ряде случаев приводит к противоречивым выводам. Первая попытка классификации кинетических зависимостей была рассмотрена автором в работе [36].

Здесь кинетические уравнения разбиваются на два вида.

Кинетические уравнения, описывающие скорость роста отдельной частицы. Такие уравнения характеризуют качественную сторону процесса, т.е. выражают зависимость скорости роста отдельной частицы от ее размера. Эти уравнения могут быть как нулевого, так и более высокого порядка. В случае нулевого порядка ($\frac{dr}{d\tau} = \text{const}$) можно говорить о соблюдении принципа независимости роста частиц от их диаметра; при

уравнениях первого и более высокого порядков рост частиц зависит от их размера. В этих уравнениях размер по физическому смыслу является размером одиночной частицы.

Кинетические уравнения, описывающие скорость роста эквивалентного размера частиц слоя. Данные уравнения описывают количественную сторону процесса, т.е. характеризуют скорость роста всех частиц слоя во времени. Размер, входящий в эти уравнения, по физическому смыслу является средним текущим размером частиц слоя. Эти уравнения могут быть как нулевого, так и более высокого порядка. В том случае, если на рост частиц лимитирующее воздействие оказывают явления отложения гранулируемого продукта, то кинетика гранулообразования описывается уравнениями нулевого порядка. При значительном влиянии вторичных явлений (агрегирование, истирание, раскалывание и т.д.) рост частиц подчиняется уравнениям более высокого порядка.

В последнее время, наряду с кинетическими уравнениями, оценивающими скорость роста отдельной частицы или скорость роста их среднего диаметра, **кинетика гранулообразования описывается изменением функции распределения частиц по размерам.** Этот подход является более общим, поскольку характеризует как качественную, так и количественную сторону явления.

Данлоп с сотрудниками [33], исследуя процесс коксования тяжелых нефтяных остатков на твердом теплоносителе в аппарате кипящего слоя, пришел к выводу, что рост отдельных частиц не зависит от их размера и подчиняется уравнению:

$$D = D_0 + k\tau, \quad (5.1)$$

где D , D_0 - соответственно текущий и первоначальный размер частиц, м; τ - время, с; k - константа скорости, имеющая одинаковое значение для всех частиц.

Наряду с Данлопом, Ли с сотрудниками [34], изучая процесс обезвоживания растворов азотнокислого алюминия, получили уравнение, аналогичное выражению (5.1).

При этом константа скорости, по их мнению, зависит от ряда факторов: расхода и физико-химических свойств раствора, скорости псевдооживления, конструкции форсунки и т.д.

Гриммет [35], приняв, что гранулометрический состав слоя постоянен, каждая частица слоя проведет в зоне действия форсунки одинаковое время, для процесса кальцинации в кипящем слое получил уравнение:

$$\frac{d D_i}{d \tau} = \frac{2(P/\rho)}{\sum_{i=1}^{i=\infty} A_i N_i}, \quad (5.2)$$

где P - расход твердой фазы гранулируемого продукта; ρ - плотность твердой фазы гранулируемого продукта; A_i - поверхность частицы, размер которой находится в i -м интервале, N_i - число частиц i -го размера.

В некоторых случаях, считая, что длительность пребывания частиц в зоне орошения зависит от их размера, Гриммет предлагает скорость роста отдельной частицы определить по выражению:

$$\frac{d D_i}{d \tau} = \frac{2(P/\rho)}{\sum_{i=1}^{i=\infty} A_i N_i} (a + b D_i), \quad (5.3)$$

где a и b - эмпирические константы.

Следует предполагать, что эмпирические константы “ a ” и “ b ” могут иметь знак как “плюс”, так и “минус”, а для аппаратов идеального перемешивания должно выполняться условие $a + b D_i = 1$.

Таким образом, Данлоп, Ли и Гриммет придерживаются точки зрения независимости скорости роста отдельных частиц от их размера. Совершенно противоположной точки зрения придерживается Н.А.Шахова [3]. Рассматривая слой, состоящий из гранул различного размера, Н.А.Шахова

предполагает, что за период грануляции τ среднее время пребывания гранул диаметром D_i в зоне орошения равно τ_{op_i} .

При этом справедливо соотношение:

$$\frac{\tau_{op_i}}{\tau} = \frac{G_{op_i}}{G_{сл}}. \quad (5.4)$$

За период $\Delta\tau_{op_i}$ в зоне орошения побывает n_{op_i} гранул i -й фракции и их масса увеличится в соответствии с уравнением:

$$G_M d\tau_{op_i} = n_{op_i} dG_{r_i}, \quad (5.5)$$

где G_{r_i} - масса гранулы i -й фракции, кг.

При бесконечно малом приращении диаметра гранулы увеличение ее объема можно считать равным $F_{r_i} \frac{dD_i}{2}$.

Тогда изменение массы гранулы будет:

$$dG_{r_i} = F_{r_i} \gamma_M \frac{dD_i}{2}, \quad (5.6)$$

где F_{r_i} - поверхность гранулы i -й фракции, m^2 .

Подставив (5.6) в (5.5) получим:

$$\frac{dD_i}{d\tau_{op_i}} = \frac{2G_M}{F_{r_i} \gamma_M n_{op_i}} = \frac{2G_M}{F_{op_i} \gamma_M}, \quad (5.7)$$

Далее, после подстановки (5.4) в (5.7) и соответствующих преобразований, имеем выражение для расчета мгновенной скорости роста отдельной гранулы в полидисперсном слое:

$$\frac{dD_i}{d\tau} = \frac{1}{3} \frac{G_M}{G_{сл}} D_i. \quad (5.8)$$

Из уравнения (5.8) следует, что мгновенная скорость роста гранул в полидисперсном слое возрастает с увеличением ее размера.

Это положение, выдвинутое Н.А.Шаховой, является спорным. Дело в том, что уравнения (5.4) и (5.5) предполагают рассмотрение роста частиц i -й фракции в своей индивидуальности. То есть они предполагают, что в зону

орошения поступают лишь частицы i -й фракции, а не весь ансамбль. Поэтому выражение (5.7) является уравнением роста частиц монодисперсного слоя или, что то же самое, уравнением роста среднего диаметра частиц слоя.

В том случае, если распределение твердой фазы гранулируемого продукта на частицах всех фракций пропорционально их поверхности, что более естественно, то уравнение (5.5) должно быть записано в виде:

$$\frac{F_i}{F_{\text{сл}}} G_M d\tau = n_i dG_{r_i}, \quad (5.9)$$

где F_i , $F_{\text{сл}}$ - поверхность частиц i -й фракции и слоя, м^2 ; G_M - расход твердой фазы гранулируемого продукта, кг ; τ - текущее время, с ; n_i - число частиц i -й фракции; G_{r_i} - масса частиц i -й фракции, кг .

Тогда, согласно уравнению

$$dG_{r_i} = F_i \gamma_M \frac{dD_i}{2}, \quad (5.10)$$

имеем

$$\frac{F_i}{F_{\text{сл}}} G_M d\tau = n_i F_i \gamma_M \frac{dD_i}{2} = F_i \gamma_M \frac{dD_i}{2}. \quad (5.11)$$

Откуда

$$\frac{dD_i}{d\tau} = \frac{G_M}{\gamma_M F_{\text{сл}}}. \quad (5.12)$$

Таким образом, приходим к противоположному выводу, а именно, мгновенная скорость роста частиц не зависит от их размера и зависит от общей поверхности слоя и массового расхода твердой фазы гранулируемого вещества. Это утверждение, естественно, имеет место лишь для процесса с "нормальным" ростом частиц, т.е. при отсутствии таких явлений, как агломерация, раскалывание, истирание и т.д. В том случае, если "вторичные" явления оказывают существенное влияние на закономерности кинетики гранулообразования, что может иметь место при различных скоростях роста частиц отдельных фракций, то, в зависимости от условий ведения процесса, крупные частицы могут расти быстрее, чем мелкие и, наоборот, мелкие

быстрее, чем крупные. Точное установление закономерностей кинетики роста частиц для таких случаев возможно лишь при использовании экспериментальных данных.

Рассмотрим закономерности кинетики роста эквивалентного диаметра частиц слоя. Значительный вклад в этот вопрос был внесен Н.А.Шаховой [1,20]. Исследуя процесс кристаллизации плава мочевины в псевдооживленном слое Н.А.Шахова и А.И.Рычков установили, что рост эквивалентного размера частиц при грануляции в периодическом процессе подчиняется уравнению:

$$D = D_0 \exp \frac{1}{3} \frac{G_m}{G_{cl}} \tau, \quad (5.13)$$

где D , D_0 - текущий и первоначальный размер частиц, м; G_m - массовый расход твердой фазы гранулируемого продукта, $\text{кг} \cdot \text{с}^{-1}$; G_{cl} - масса слоя, кг; τ - время, с.

При отклонении от "нормального" механизма роста Н.А.Шахова в кинетическое уравнение скорости роста гранул вводит опытный коэффициент K .

$$\frac{dD}{d\tau} = K \frac{2 G_m}{\gamma_m F_{cl}} D. \quad (5.14)$$

Коэффициент K в (5.14) характеризует долю выделяемого продукта на поверхности существующих гранул, идущего на вновь возникающие частицы.

$$\frac{G_p / r_p^3 + (1 - K)G / r_{p0}^3 - G + G_p / r^3}{G_p / r_p^3 + (1 - K)G / r_{p0}^3 - G + G_p / r_0^3} = \exp\left(-\frac{G + G_p}{G_{cl}}\right) \tau, \quad (5.15)$$

где G, G_p - производительность по сухому продукту и расход рецикла, $\text{кг} \cdot \text{с}^{-1}$; r_0, r, r_p, r_{p0} - эквивалентный радиус гранул начальный, текущий, внешнего и внутреннего рецикла, м.

В настоящее время значительное внимание уделяется разработке методов расчета функции распределения гранулометрического состава частиц. В этой области исследований следует прежде всего отметить работы

Шаховой Н.А., Минаева Г.А., Классена П.В., Бахтина Л.Л., Тодеса О.М., Налимова С.П., Романкова П.Г., Рашковской Н.Б., Флисюка О.М., Бабенко В.Е., Волкова В.Ф., Иванова А.Б. и др.

О.М.Тодес и С.П.Налимов показали, что в общем случае при обезвоживании растворов имеет место “нормальный” рост гранул, истирание и образование новых центров грануляции. Уравнение, учитывающее изменение гранулометрического состава, имеет следующий вид:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial (\lambda \rho)}{\partial R} = K(\rho), \quad (5.16)$$

где ρ - счетная функция распределения частиц по размерам; λ - линейная скорость роста частиц, $\text{м} \cdot \text{с}^{-1}$; R - радиус частиц, м ; $K(\rho)$ - функция, учитывающая явление агломерации, образование новых центров и т.д.

Рассматривая бессепарационный рецикловый процесс грануляции, С.П. Налимов уравнение для стационарного процесса приводит к виду:

$$\rho = \frac{N}{\lambda} \exp \left[-\frac{K}{\lambda} (r - r^*) \right] \quad (5.17)$$

при $\lambda(r) = \text{const}$,

$$\rho = \frac{N}{a} (r^*)^{\frac{K}{a}} r^{-\left(\frac{K}{a} + 1\right)} \quad (5.18)$$

при $\lambda(r) = a \cdot r$,

$$\rho = \frac{N}{a r^m} \exp \left\{ -\frac{K}{a} \left[r^{1-m} - (r^*)^{1-m} \right] \right\} \quad (5.19)$$

при $\lambda(r) = a r^m$,

где N - удельная подача рецикла; r^* - радиус рецикла.

Развивая идеи расчета гранулометрического состава, С.П. Налимов находит решение с равномерно распределенным рециклом, а также с рециклом, распределенным по закону Пуассона.

Г.А. Минаев и сотрудники [45-47] при исследовании статических режимов процесса грануляции в псевдоожиженном слое разработали

математическую модель, позволяющую определить гранулометрический состав продукта, плотности распределений влагосодержаний и температур гранул. При этом плотность распределения радиусов частиц на выходе из гранулятора авторы предполагают определять по выражению:

$$\rho(r) = \frac{\gamma_c}{(1 - K_y)\lambda} \int_{r_{0\min}}^r P \left[\frac{r - r_0}{(1 - K_y)\lambda}, Q_{np} \right] \varphi(r_0) dr_0, \quad (5.20)$$

где γ_c - плотность суспензии; K_y - безразмерный коэффициент; λ - скорость роста гранул; r, r_0 - радиус гранул продукта и частиц ретурра соответственно; Q_{np} - поток продукта; $\varphi(r_0)$ - плотность распределения радиусов ретурра; $P(\tau, Q_{np})$ - плотность распределения времени пребывания частиц в грануляторе.

О.М. Флисюк [53] при рассмотрении безрециклового процесса обезвоживания раствора динатрийфосфата и принимая, что источником новых центров гранулообразования является объемное дробление гранул, предполагает следующее уравнение для расчета плотности функции распределения частиц псевдооживленного слоя в стационарном режиме, протекающем без агрегирования и истирания продукта:

$$\frac{d}{dx} U \varphi + \left[\frac{1}{\tau} + P(x) \right] \varphi(x) = \int_x^\infty q(S, S - x, x) \varphi(S) dS, \quad (5.21)$$

где $P(x)$ - вероятность дробления частицы массой (объемом) x на два осколка $x - S$ и S за единицу времени; $q(S, S - x, x)$ - плотность вероятности дробления частицы массой x ; U - скорость роста частиц в слое; τ - среднее время пребывания частиц в аппарате.

Решения уравнения (5.21) показывают, что плотность функции распределения частиц слоя имеет одномодальный характер.

В.Е. Бабенко [2], предполагая, что распределение по размерам может быть заменено распределением по значениям критерия Архимеда, получил следующее общее выражение, описывающее изменение функции $f(A_r, \tau)$:

$$\frac{\partial f(A_r, \tau)}{\partial \tau} - \frac{\partial}{\partial A_r} \left[f(A_r, \tau) \frac{\partial A_r}{\partial \tau} \right] - \frac{M}{N} \varphi(A_r, \tau) + \frac{G}{N} \psi(A_r, \tau) = 0, \quad (5.22)$$

где N - число частиц в слое; G - число частиц, выгружаемых в единицу времени; M - число частиц, регенерированных в слое в единицу времени; $f(A_r, \tau)$, $\varphi(A_r, \tau)$, $\psi(A_r, \tau)$ - распределение в слое, регенерированных и выгружаемых частиц.

Н.А. Шахова, базируясь на выражении (5.8) и предполагая, что функция распределения диаметров частиц равна функции распределения их времени пребывания, предложила рассчитывать гранулометрический состав в бессепарационном процессе с внешним рециклом по уравнениям:

$$F(D_i) = 1 - \exp\left(-\frac{3G_p}{G_m} \ln \frac{D_i}{D_{оп}}\right) \quad (5.23)$$

- для монодисперсного рецикла,

$$F_S(D_i) = \sum F(D_i D_{ок}) P_k \quad (5.24)$$

- для полидисперсного рецикла,

где P_k - вероятностное значение частиц в интервале диаметров $D_i \div D_{ок}$.

В.Ф.Волков [5] для анализа роста гранул при обезвоживании растворов в псевдооживленном слое, приняв ряд допущений, получил для процесса с монодисперсным рециклом следующие уравнения:

$$G(r) = \frac{F\rho\beta}{r_0^3 G_p \left(\frac{G_p}{G_{p\beta\Box}} + 1 \right)} \int_0^r r^3 \exp\left(\frac{(r-r_0) F\rho\beta}{G_p}\right), \quad (5.25)$$

$$q(r) = \frac{F\rho}{G_p} \left(\frac{r}{r_0} \right)^3 \frac{1}{\frac{G_p}{G_{пет}} + 1} \exp\left[\frac{F\rho\beta}{G_p} (r_0 - r) \right]. \quad (5.26)$$

В уравнениях (5.25) и (5.26): G_p - расход твердой фазы гранулируемого раствора; $G_{пет}$ - расход ретура; $G_{сл}$ - масса слоя; F - поверхность частиц слоя; ρ - плотность твердой фазы гранулируемого

продукта; $\beta = \frac{G_p + G_{\text{ре т.}}}{G_{\text{с л}}}$, $G(r)$, $q(r)$ - распределение частиц по массе и

размерам.

Следует отметить, что в первой части уравнений (5.25) и (5.26) стоит величина поверхности частиц слоя, зависящая от их распределения по размерам, в связи с чем, использование этих трансцендентных выражений на практике представляет большие трудности.

Рассматривая стационарный процесс грануляции двухслойных гранул, Бахтин Л.А. [14,15] получил следующие уравнения для расчета весового и численного распределения частиц по размерам:

$$G(r) = \frac{G_p}{G_p + G_{\text{пр}}} \frac{r_p^3 (\gamma_p - \gamma) + \gamma_2^3}{\gamma_p r_0^3 W \tau_0} \exp\left(-\frac{r - r_p}{W \tau_0}\right), \quad (5.27)$$

$$N(r) = \frac{3}{4\pi} \frac{G_p}{G_p + G_{\text{пр}}} \frac{1}{\gamma_p r_0^3 W \tau_0} \exp\left(-\frac{r - r_p}{W \tau_0}\right), \quad (5.28)$$

где G_p , $G_{\text{пр}}$ - расходы рецикла и твердой фазы гранулируемого продукта; γ_p , γ - удельный вес частиц и продукта; τ_0 - среднее время пребывания; r_p , r - радиусы частиц рецикла и слоя; W - скорость роста частиц.

Данлоп для расчета вероятности числа частиц i -го размера получил следующее уравнение [33] :

$$P_i = 100 - \frac{100}{(1-Q) \exp\left[\left(\frac{D}{D_0} - 1\right) \frac{m}{n}\right]} \left[\left(\frac{D}{D_0} - 1\right)^3 \right] + 3 \left(\frac{m}{n} + 1\right) \left(\frac{D}{D_0} - 1\right)^3 + \frac{Q}{m/n} \left(\frac{D}{D_0} - 1\right) + 1 + Q, \quad (5.29)$$

где $Q = 6 \left(\frac{m}{n}\right)^3 + 6 \left(\frac{m}{n}\right)^2 + 3 \frac{m}{n}$; $m = \frac{K}{D_0}$; $n = \frac{G_{\text{сл}}}{G_m}$; K - константа

скорости.

Неудобство применения уравнения (5.29) в практических расчетах состоит в определении константы скорости, величина которой обычно бывает неизвестна.

Проведенный анализ работ в области кинетики гранулообразования показывает, что те или иные методы расчета гранулометрического состава имеют как свои преимущества, так и свои недостатки.

К основным недостаткам следует отнести: отсутствие информации о гранулометрии слоя, наличие сложного математического аппарата, необходимость в котором связана с решением дифференциального уравнения баланса частиц; трудность в определении некоторых величин, например, скорости роста частиц в стационарном режиме, поверхности частиц слоя и т.д., входящих в конечные уравнения; отсутствие конечных решений для процессов с произвольным рециклом; трансцендентность полученных уравнений и т.д.

Таким образом, несмотря на достигнутые успехи в области создания методов расчета гранулометрического состава в аппаратах с кипящим слоем, эта разработка пока отстает от запросов практики. В связи с этим, нами предлагаются следующие методы расчета кинетики гранулообразования применительно к процессу получения простых и сложных минеральных удобрений, позволяющие рассчитать гранулометрический состав готового продукта и состав слоя. Получение информации о гранулометрическом составе слоя не менее важно, чем о грансоставе готового продукта, поскольку именно она определяет значения рабочей скорости псевдоожижающего агента, поверхности контакта фаз и т.д.

Следует отметить, что в соответствии с работами автора [36,44] все процессы грануляции можно классифицировать по следующим признакам: 1) периодические и стационарные; 2) рецикловые и безрецикловые; 3) бессепарационные и сепарационные.

Под периодическим процессом грануляции следует понимать процесс, который ограничивается во времени. В этом случае на первоначальную навеску материала, загруженного в кипящий слой, распыляется гранулируемый раствор, твердая фаза которого, осаждаясь на

частицах слоя, обеспечивает их укрупнение. Для периодического процесса характерно отсутствие выгрузки получаемого продукта, что, естественно, приводит как к укрупнению частиц, так и к увеличению массы слоя. При этом справедливы следующие системы уравнений:

- для процесса грануляции без вторичных явлений

$$\frac{dr}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{d\rho(D)}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} = 0; \quad (5.30)$$

- для процесса грануляции, сопровождающегося агломерацией, истиранием и т.д.

$$\frac{dr}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{d\rho(D)}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0 \quad (5.31)$$

где r - средний размер частиц; $\rho(D)$ - плотность распределения частиц слоя по размерам; $G_{\text{сл}}$ - масса слоя; $N_{\text{сл}}$ - число частиц слоя.

Некоторые исследователи под периодическим процессом понимают процесс, сопровождающийся выгрузкой материала из слоя, равного массе твердой фазы гранулируемого раствора ($\frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} = 0$). На наш взгляд, такой

процесс целесообразнее считать переходным режимом, который предшествует стационарному процессу. Действительно, если в этом случае имеют место явления раскалывания или истирания частиц слоя, что приводит к образованию новых центров грануляции, при достижении определенного времени такой режим может перейти в стационарный процесс. В частном случае, когда при осуществлении процесса грануляции с выгрузкой продукта новых центров в слое не образуется, такой процесс можно считать периодическим. Таким образом, периодические процессы следует классифицировать на процессы :

- 1) с постоянной массой слоя - $\frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} = 0$;
- 2) с постоянным числом частиц - $\frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} = 0, \quad \frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0$.

Под стационарным процессом грануляции следует понимать процесс, который может протекать бесконечно долго. При этом основные характеристики слоя (r - средний размер частиц, $\rho(D)$ - плотность распределения частиц слоя по размерам, $G_{\text{сл}}$ - масса слоя, $N_{\text{сл}}$ - число частиц слоя) остаются неизменными во времени, то есть в этом случае имеет место система уравнений:

$$\frac{dr}{d\tau} = 0, \frac{d\rho(D)}{d\tau} = 0, \frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} = 0, \frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} = 0. \quad (5.32)$$

Любому стационарному процессу всегда предшествует переходный период. Этот период в зависимости от организации выхода на стационарный процесс может быть описан следующими уравнениями:

$$\frac{d\rho(D)}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} = 0, \quad \frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0; \quad (5.33)$$

$$\frac{d\rho(D)}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} = 0; \quad (5.34)$$

$$\frac{d\rho(D)}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0, \quad \frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} \neq 0. \quad (5.35)$$

Система (5.33) характеризует переходный режим с постоянной массой слоя, система (5.34) с постоянным числом частиц, а система (5.35) - режим, для которого как масса слоя, так и число частиц изменяются во времени.

С практической точки зрения наиболее простым в своем осуществлении является переходный режим с постоянной массой слоя. Однако следует отметить, что он является менее целесообразным, поскольку до выхода на стационарный режим в данном случае приходится выводить из аппарата нетоварную фракцию. Более того, в сепарационных процессах возникают дополнительные трудности в настройке классификатора.

Понятие бессепарационные и сепарационные, рецикловые и безрецикловые процессы следует относить только к стационарным режимам грануляции.

Бессепарационный процесс - это процесс, в котором гранулометрический состав выгружаемого продукта соответствует гранулометрическому составу слоя. Сепарационный процесс осуществляется в аппарате, снабженном различного рода классификационным устройством (сепаратором). Здесь происходит селективная выгрузка частиц продукта. При этом крупная фракция составляет готовый продукт, а мелочь возвращается в аппарат с кипящим слоем. Для получения продукта с однородным гранулометрическим составом следует использовать сепарационные процессы.

Осуществление стационарного процесса грануляции требует, наряду с укрупнением гранул, постоянного наличия в аппарате и мелких частиц. С этой точки зрения различают рецикловые и безрецикловые процессы. В рецикловом процессе (процесс с внешним рециклом) в аппарат, наряду с гранулируемым раствором, постоянно вводят извне твердую дисперсную фазу получаемого продукта. Эти твердые частички являются центрами грануляции, обеспечивающими стационарность процесса. В безрецикловых процессах новые центры грануляции образуются непосредственно внутри аппарата за счет вторичных явлений - термического дробления, истирания, потерь сил адгезии распыленными каплями гранулируемого продукта и т.д.

Наличие вторичных явлений, к которым следует отнести не только процессы, обеспечивающие образование новых центров грануляции, но и такие, как коагуляция (агломерация) частиц, может в значительной степени влиять на кинетику гранулообразования. Однако во многих случаях, при правильной организации процесса, механизм гранулообразования подчиняется так называемому "нормальному" росту частиц, что говорит о необходимости его детального изучения.

5.2. Кинетика гранулообразования при "нормальном" росте частиц

В настоящее время наибольшую информацию о гранулометрическом составе слоя и получаемого продукта дают методы расчета плотности распределения гранул по размерам. Оценку этих параметров через средний

диаметр частиц нельзя назвать удовлетворительной. Однако рассмотрение этого вопроса является необходимым, поскольку именно он дает ответ о численном значении скорости роста гранул, которая используется в методах расчета плотности распределения частиц.

5.2.1. Изменение эквивалентного размера частиц в периодическом процессе грануляции

Выше было показано, что изменение эквивалентного диаметра частиц в периодическом процессе с постоянной массой слоя может быть описано уравнением (5.13). Однако это выражение справедливо лишь в том случае, когда плотность частиц и твердой фазы гранулируемого раствора одинаковы. При грануляции минеральных удобрений имеют место процессы, когда эти плотности различны.

В общем случае изменение текущего диаметра частиц монодисперсного слоя (D_τ) может быть выражено уравнением:

$$\frac{dD_\tau}{d\tau} = \frac{2G_{np}}{\rho_{np} F_\tau}, \quad (5.36)$$

где текущая поверхность частиц слоя может быть записана как:

$$F_\tau = \pi D_\tau^2 N_{cl}. \quad (5.37)$$

Рассмотрим изменение диаметра частиц в периодическом процессе при постоянной массе слоя. В этом случае $G_{cl} = G_0 = \text{const}$, $N_{cl} \neq N_0 \neq \text{const}$.

Текущее число частиц (N_τ) может быть определено по выражению:

$$N_{\tau} = \frac{G_0}{G_r \tau}. \quad (5.38)$$

Текущая масса частицы рассчитывается по уравнению :

$$G_{r\tau} = \frac{\pi D_{\tau}^3}{6} \cdot \rho_{\tau}. \quad (5.39)$$

В свою очередь, текущая плотность частицы определится как

$$\rho_{\tau} = \frac{\frac{\pi D_0^3}{6} \rho_0 + \left(\frac{\pi D_{\tau}^3}{6} - \frac{\pi D_0^3}{6} \right) \rho_{np}}{\frac{\pi D_{\tau}^3}{6}}. \quad (5.40)$$

После соответствующих подстановок и преобразований уравнение (5.36) можно представить в виде равенства:

$$\frac{dD_{\tau}}{d\tau} = \frac{1}{3} \frac{G_{\bullet p} \left[D_{\tau}^3 \rho_{np} + D_0^3 (\rho_0 - \rho_{np}) \right]}{D_{\tau}^2 G_0 \rho_{np}}. \quad (5.41)$$

Решение этого уравнения относительно D_{τ} имеет следующий вид:

$$D_{\tau} = D_0 \left[\frac{\rho_0}{\rho_{np}} \exp \frac{G_{np}}{G_0} \tau - \left(\frac{\rho_0}{\rho_{\bullet p}} - 1 \right) \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (5.42)$$

Рассмотрим периодический процесс, в котором соблюдается постоянство числа частиц. В этом случае $N_{\text{сч}} = N_0$ и $G_{\text{сч}} \neq G_0$.

Так как для периодического процесса с постоянным числом частиц справедливо выражение :

$$N_{\tau} = N_0 = \frac{G_0}{\frac{\pi D_0^3}{6} \rho_0}. \quad (5.43)$$

то уравнение (5.36) в этом случае принимает вид:

$$\frac{dD_{\tau}}{d\tau} = \frac{G_{np} D_0^3 \rho_0}{3 G_0 D_{\tau}^2 \rho_{np}}. \quad (5.44)$$

Решая выражение (5.44) относительно D_τ , получаем:

$$D_\tau = D_0 \left(\frac{G_{np}}{G_0} \frac{\rho_0}{\rho_{np}} \tau + 1 \right)^{\frac{1}{3}}. \quad (5.45)$$

Для полидисперсных слоев, состав которых задан рядом распределения, уравнения (5.37) и (5.39) должны быть записаны в виде:

$$F_\tau = \pi N_\tau \sum D_{\tau i}^2 P_i, \quad (5.46)$$

$$N_\tau = \frac{G_{сн}}{\frac{\pi}{6} \rho_\tau \sum D_{\tau i}^3 P_i}, \quad (5.47)$$

где P_i - массовая доля частиц i -го размера.

В связи с этим, при расчете изменения среднего диаметра частиц полидисперсного слоя по уравнениям (5.42) и (5.45) в последние необходимо ввести поправочный коэффициент K , который может быть представлен выражением :

$$K = a_1 a_2, \quad (5.48)$$

где

$$a_1 = \frac{D_{\tau_{ср}}}{\sum D_{\tau i}^2 P_i}, \quad a_2 = \frac{\sum D_{\tau i}^3 P_i}{D_{\tau_{ср}}}.$$

Коэффициент K в данном случае учитывает различия в представлении результатов расчета поверхности (коэффициент a_1) и числа частиц (коэффициент a_2) с помощью значений среднего диаметра частиц и ряда распределения их по размерам. С учетом коэффициента K уравнения (5.42) и (5.45) принимает вид:

$$D_\tau = D_0 \left[\frac{\rho_0}{\rho_{np}} \exp K \frac{G_{np}}{G_0} \tau - \left(\frac{\rho_0}{\rho_{np}} - 1 \right) \right]^{\frac{1}{3}}, \quad (5.49)$$

$$D_{\tau} = D_0 \left[K \frac{G_{\text{пр}}}{G_0} \frac{\rho_0}{\rho_{\text{пр}}} \tau + 1 \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (5.50)$$

Расчеты показывают, что если первоначальный диаметр полидисперсного слоя определен по ряду распределения, шаг которого не превышает 0,25 мм, то коэффициенты a_1 и a_2 близки к единице и изменяются для интервала размеров частиц от 0,5 до 3 мм в пределах $a_1=0,965 \div 1,02$, $a_2=1,0 \div 1,07$. Это говорит о том, что в большинстве практических случаев можно пользоваться уравнениями (5.42) и (5.45).

5.2.2. Изменение эквивалентного размера частиц в переходном режиме стационарного процесса

Рассмотрим прежде кинетику гранулообразования в бессепарационном процессе, переходный режим которого осуществляется при постоянной массе слоя $\frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} = 0$.

В этом случае имеет место следующий баланс изменения числа частиц в слое:

$$dN_{\text{сл}} = N_{\text{р}} d\tau - N_{\text{выгр}} d\tau. \quad (5.51)$$

Число частиц рецикла ($N_{\text{р}}$), выгрузки ($N_{\text{выгр}}$) и слоя ($N_{\text{сл}}$) можно выразить следующим образом:

$$N_{\text{р}} = \frac{6G_{\text{р}}}{\pi D_{\text{р}}^3 \rho_{\text{р}}}, \quad (5.52)$$

$$N_{\text{выгр}} = \frac{6G_{\text{выгр}}}{\pi D_{\text{в}}^3 \rho_{\text{выгр}}}, \quad (5.53)$$

$$N_{\text{сл}} = \frac{6G_{\text{р}}}{\pi D_{\text{сл}}^3 \rho_{\text{сл}}}. \quad (5.54)$$

Так как рассматриваемый процесс является бессепарационным, то плотности частиц выгрузки, слоя и их размеры являются одинаковыми, т.е.

$$\rho_{\text{выг}} = \rho_{\text{сл}}, \quad D_{\text{в}} = D_{\text{сл}}.$$

Продифференцировав выражение (5.54), получим:

$$dN_{\text{сл}} = -\frac{18G_{\text{сл}}}{\pi D_{\text{сл}}^4 \rho_{\text{сл}}} dD_{\text{сл}}. \quad (5.55)$$

Подстановка выражений (5.52), (5.53) и (5.55) в (5.51) дает:

$$-\frac{3G_{\text{сл}}}{D_{\text{сл}}^4 \rho_{\text{сл}}} dD_{\text{сл}} = \frac{G_{\text{п}}}{D_{\text{п}}^3 \rho_{\text{п}}} d\tau - \frac{G_{\text{пп}} + G_{\text{п}}}{D_{\text{сл}}^3 \rho_{\text{сл}}} d\tau, \quad (5.56)$$

где $G_{\text{пп}} - G_{\text{п}} = G_{\text{выг}}$, так как в рассматриваемом случае $\frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} = 0$.

Текущую плотность частиц слоя можно выразить:

$$\rho_{\text{сл}} = \rho_{\text{выгр}} = \frac{D_{\text{п}}^3 \rho_{\text{п}} + (D_{\text{сл}}^3 - D_{\text{п}}^3) \rho_{\text{пп}}}{D_{\text{сл}}^3}. \quad (5.57)$$

После подстановки (5.57) в (5.56) получим:

$$\frac{3G_{\text{сл}} dD_{\text{сл}}}{[D_{\text{п}}^3 \rho_{\text{п}} + (D_{\text{сл}}^3 - D_{\text{п}}^3) \rho_{\text{пп}}] D_{\text{сл}}} = \frac{(G_{\text{п}} + G_{\text{п}})}{D_{\text{п}}^3 \rho_{\text{п}} + (D_{\text{сл}}^3 - D_{\text{п}}^3) \rho_{\text{пп}}} - \frac{G_{\text{п}} d\tau}{D_{\text{п}}^3 \rho_{\text{п}}}. \quad (5.58)$$

Интегрирование уравнения (5.58) и последующее решение относительно $D_{\text{сл}}$ приводит к выражению:

$$D_{\text{сл}} = D_{\text{п}} \left[\frac{a + b}{b + a \exp(-(a + b)\tau)} \right]^{\frac{1}{3}}, \quad (5.59)$$

$$\text{где} \quad a = \frac{G_{\text{пп}}}{G_{\text{сл}}}, \quad b = \frac{G_{\text{п}} \cdot \rho_{\text{пп}}}{G_{\text{сл}} \cdot \rho_{\text{п}}}.$$

Уравнение (5.59) описывает изменение эквивалентного диаметра частиц в период выхода на стационарный режим. Анализ этого уравнения показывает, что при $\tau = 0$ $D_{\text{сл}} = D_{\text{п}}$, при $\tau = \infty$

$$D_{\text{сл}} = D_{\text{п}} \left[\frac{a + b}{b} \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (5.60)$$

При $\tau = \infty$ и $\rho_p = \rho_{пр}$ выражение (5.59) принимает вид:

$$D_{сл} = D_p \left[\frac{G_{пр} + G_p}{G_p} \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (5.61)$$

Из уравнений (5.60) и (5.61) следует, что в стационарном процессе средний размер частиц не зависит от их среднего времени пребывания в слое. Он зависит лишь от размера частиц рецикла, а также расходов твердой фазы гранулируемого раствора и рецикла.

Рассмотрим далее бесепарационный процесс с переходным режимом при постоянном числе частиц. Постоянство числа частиц можно регулировать выгрузкой или подачей рецикла. Для процесса с регулируемой выгрузкой справедливо следующее балансное уравнение изменения массы слоя:

$$dG_{сл} = (G_p + G_{пр})dt - G_{выг}dt. \quad (5.62)$$

Так как выгружаемые частицы здесь компенсируются частицами рецикла, то имеет место равенство:

$$G_{выг} = G_p \frac{D_{сл}^3 \rho_{сл}}{D_p^3 \rho_p}. \quad (5.63)$$

Текущую массу слоя можно выразить уравнением:

$$G_{сл} = G_0 \frac{D_{сл}^3 \rho_{сл}}{D_p^3 \rho_p}. \quad (5.64)$$

Дифференцируя уравнение (5.64), получаем:

$$dG_{сл} = 3G_0 \frac{D_{сл}^2 \cdot \rho_{сл}}{D_p^3 \cdot \rho_p} dD_{сл}. \quad (5.65)$$

Подстановка уравнений (5.63) и (5.64) в (5.62) дает:

$$3G_0 \frac{D_{сл}^2 \rho_{сл}}{D_p^3 \rho_p} dD_{сл} = \left(G_p + G_{пр} - G_p \frac{D_{сл}^2 \rho_{сл}}{D_p^3 \rho_p} \right) dt. \quad (5.66)$$

Учитывая, что плотность частиц слоя меняется во времени, уравнение (5.66) может быть записано:

$$\frac{3G_0 [D_p^3 \rho_p + (D_{сл}^3 - D_p^3) \rho_{пп}]}{D_p^3 \rho_p} dD_{-} = \left(G_{пп} - G_p \cdot \left[\frac{D_{сл}^3 \rho_{п \cdot p}}{D_p^3 \rho_p} - \frac{\rho_{пп}}{\rho_p} \right] \right) d\tau \quad (5.67)$$

Сделав некоторые преобразования и введя обозначения:

$$\alpha = 3G_0 \left(1 - \frac{\rho_{пп}}{\rho_p} \right), \quad \beta = \frac{3G_0 \rho_{пп}}{D_p^3 \rho_p},$$

$$\gamma = G_{пп} + G_p \frac{\rho_{пп}}{\rho_p}, \quad z = -G_p \frac{\rho_{пп}}{D_p^3 \rho_p}.$$

решение уравнения (5.67) можно получить в виде:

$$\left[\frac{D_{сл}^3 (\gamma + z D_p^3)}{D_p^3 (\gamma + z D_{сл}^3)} \right]^{\frac{\alpha}{\gamma}} = \left(\frac{\gamma + z D_p^3}{\gamma + z D_{сл}^3} \right)^{\frac{\beta}{z}} \exp \tau. \quad (5.68)$$

В том случае, если плотность частиц рецикла и твердой фазы гранулируемого продукта одинаковы, то решение уравнения (5.67) значительно упрощается и может быть выражено равенством:

$$D_{сл} = D_p \left[\frac{G_{пп} + G_p - G_{пп} \cdot \exp\left(-\frac{G_p}{G_0} \cdot \tau\right)}{G_p} \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (5.69)$$

В стационарном процессе при $\tau = \infty$ выражение (5.69) принимает вид:

$$D_{сл} = D_p \left[\frac{G_{пп} + G_p}{G_p} \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (5.70)$$

Рассмотрим переходный процесс с постоянным числом частиц, для которого это постоянно осуществляется регулированием подачи рецикла. В этом случае имеет место уравнение:

$$G_p = G_{\text{выгр}} \frac{D_p^3 \rho_p}{D_{\text{сл}}^3 \rho_{\text{сл}}}. \quad (5.71)$$

Тогда согласно выражениям (5.62) и (5.66) получим

$$3G_0 \frac{D_{\text{сл}}^2 \cdot \rho_{\text{сл}}}{D_p^3 \cdot \rho_p} dD_{\text{сл}} = \left(G_{\text{выгр}} \frac{D_p^3 \cdot \rho_p}{D_{\text{сл}}^3 \cdot \rho_{\text{сл}}} - G_{\text{выг}} + G_{\text{пр}} \right) d\tau. \quad (5.72)$$

Интегрируя (5.72) при $\rho_{\text{пр}} = \rho_p$, приходим к

выражению:

$$D_{\text{сл}}^3 - D_p^3 - \frac{G_{\text{выг}}}{G_{\text{выг}} - G_{\text{пр}}} D_p^3 \ln \frac{G_{\text{выг}} D_p^3 + (G_{\text{пр}} - G_{\text{выг}}) D_{\text{сл}}^3}{G_{\text{выг}} D_p^3 + (G_{\text{пр}} - G_{\text{выг}}) D_p^3} = \left(\frac{G_{\text{пр}} - G_{\text{выг}}}{G_0} \right) D_p^3 \tau \quad (5.73)$$

Перепишем уравнение (5.73) в виде:

$$\frac{G_{\text{выг}} D_p^3 + (G_{\text{пр}} - G_{\text{выг}}) D_{\text{сл}}^3}{G_{\text{выг}} D_p^3 + (G_{\text{пр}} - G_{\text{выг}}) D_p^3} = \exp \left(- \frac{\left| \frac{G_{\text{пр}} + G_{\text{выг}}}{G_0} D_p^3 \tau - D_p^3 + D_{\text{сл}}^3 \right|}{\frac{G_{\text{выг}}}{G_{\text{выг}} - G_{\text{пр}}}} \right). \quad (5.74)$$

Из уравнения (5.74) нетрудно видеть, что при $\tau \rightarrow \infty$ получаем выражение: $G_{\text{выг}} - G_{\text{пр}} < 0$

$$(G_{\text{пр}} - G_{\text{выг}}) D_{\text{сл}}^3 \rightarrow \infty. \quad (5.75)$$

Это говорит о том, что при $G_{\text{выг}} - G_{\text{пр}} < 0$ выход на стационарный процесс невозможен.

В этом случае как масса слоя, так и средний размер частиц стремятся к бесконечности.

При $G_{\text{выг}} - G_{\text{пр}} > 0$ и $\tau \rightarrow \infty$ имеем:

$$D_{\text{сл}} = D_p \left[\frac{G_{\text{выг}}}{G_{\text{выг}} - G_{\text{пр}}} \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (5.76)$$

В стационарном процессе масса слоя, как и любой параметр, остается постоянной. В связи с этим имеет место равенство:

$$G_{\text{выг}} = G_{\text{пр}} + G_p \cdot \quad (5.77)$$

Подставляя (5.77) в (5.76) получим:

$$D_{\text{сл}} = D_p \left[\frac{G_{\text{пр}} + G_p}{G_p} \right]^{\frac{1}{3}}. \quad (5.78)$$

Сопоставляя (5.61), (5.70) и (5.78) приходим к выводу, что средний размер частиц в стационарном периоде не зависит от вида переходного процесса. Он может быть определен при $\rho_p = \rho_{\text{пр}}$ по (5.78), а при

$\rho_p \neq \rho_{\text{пр}}$ по выражению:

$$D_{\text{сл}} = D_p \left[\frac{\frac{G_{\text{пр}}}{G_{\text{сл}}} + \frac{G_p}{G_{\text{сл}}} \frac{\rho_{\text{пр}}}{\rho_p}}{\frac{G_p}{G_{\text{сл}}} \frac{\rho_{\text{пр}}}{\rho_p}} \right]. \quad (5.79)$$

Проведем анализ сепарационного процесса. Этот процесс проводится с селективной выгрузкой, т.е. с выводом узкой фракции частиц, которую называют товарной. В этом случае анализ переходного режима удобнее провести, рассматривая не изменение среднего размера частиц слоя, а изменение доли товарной фракции $\eta_{\text{тф}}$.

Рассмотрим переходный режим сепарационного процесса при постоянной массе слоя. Для такого процесса справедливо выражение:

$$\eta_{\text{тф}} G_{\text{выг}} = G_{\text{пр}} + G_p \cdot \quad (5.80)$$

Учитывая выражение (5.80), баланс изменения числа частиц может быть записан в виде:

$$\frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} = \frac{\eta_{\text{тф}} G_{\text{выг}} G_{\text{пр}}}{\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p} - \frac{\eta_{\text{тф}} G_{\text{выг}}}{\frac{\pi}{6} D_{\text{т}}^3 \rho_{\text{т}}}, \quad (5.81)$$

где D_t и ρ_t - соответственно диаметр и плотность частиц твердой фракции.

Вводя далее коэффициент степени роста $A = \frac{D_t^3 \rho_t}{D_p^3 \rho_p}$ и учитывая, что

в стационарном режиме $\frac{dN_{сл}}{d\tau} = 0$, получим для установившегося процесса

$$A(\eta_{тф} G_{выг} - G_{пр}) - \eta_{тф} G_{выг} = 0. \quad (5.82)$$

Откуда

$$\eta_{тф} = \frac{AG_{пр}}{(A-1)G_{выг}}. \quad (5.83)$$

Уравнение (5.83) дает численное значение доли товарной фракции в стационарном режиме при выходе с постоянной массой слоя.

В переходном процессе с постоянным числом частиц справедливо выражение:

$$\frac{\eta_{тф} G_{выг}}{\frac{\pi}{6} D_t^3 \rho_t} = \frac{G_p}{\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p}. \quad (5.84)$$

В этом случае имеет место изменение массы слоя, которое может быть выражено:

$$\frac{dG_{сл}}{d\tau} = G_{пр} + \frac{\eta_{тф}}{A} G_{выг} - \eta_{тф} G_{в}. \quad (5.85)$$

Учитывая, что в стационарном режиме $\frac{dG_{сл}}{d\tau} = 0$, из уравнения

(5.85) получим

$$\eta_{тф} = \frac{AG_{пр}}{(A-1)G_{выг}}. \quad (5.86)$$

Сопоставляя уравнения (5.83) и (5.86), приходим к выводу, что численное значение доли товарной фракции в стационарном сепарационном процессе не зависит от вида переходного периода.

Независимость эквивалентного диаметра частиц слоя и доли товарной фракции от режима переходного периода позволяет утверждать, что и вид функции распределения частиц по размерам не зависит от способа выхода на стационарный режим. Это свойство формирования функции распределения частиц по размерам предполагает, что метод расчета, разработанный на основе анализа любого переходного режима, может быть использован для определения гранулометрического состава частиц слоя в стационарном процессе.

Ниже приводится метод (общий случай) расчета плотности распределения частиц слоя в стационарном процессе, разработанный нами на основе анализа переходного процесса с произвольным рециклом и сепарируемой выгрузкой готового продукта. Этот метод обладает определенной новизной и позволяет избежать некоторых условностей, принимаемых рядом авторов, работающих в данной области научных исследований.

5.2.3. Расчет гранулометрического состава получаемого продукта и продукта, находящегося в слое

При расчете процесса грануляции минеральных удобрений в аппарате кипящего слоя вопросом первостепенной важности является расчет функции распределения гранулометрического состава слоя и частиц выгружаемого продукта.

Рассмотрим процесс грануляции с произвольным рециклом и сепарируемой выгрузкой готового продукта.

Пусть распределение частиц рецикла (внешнего или внутреннего) и первоначальное распределение частиц слоя заданы в виде ряда чисел с равномерным шагом Δh , который может быть как угодно малым.

$$\left. \begin{array}{l} \Gamma_0, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma_i, \dots, \Gamma_k \\ m_0, m_1, m_2, \dots, m_i, \dots, m_k, \end{array} \right\} \quad (5.87)$$

$$\left. \begin{array}{l} R_0, R_1, R_2, \dots, R_i, \dots, R_n \\ P_0, P_1, P_2, \dots, P_i, \dots, P_n \end{array} \right\} \quad (5.88)$$

где r_i , R_i - размер частиц рецикла и слоя;

m_i, P_i – вероятностные значения частиц данного размера.

При условии нормального роста все гранулы за некоторый промежуток времени $\Delta\tau_1$ увеличатся в размере на одинаковую величину Δh .

Тогда новый ряд распределения запишется в виде:

$$\left. \begin{array}{l} R_0, R_1, R_2, \dots, R_i, \dots, R_n, R_{n+1} \\ P'_0, P'_1, P'_2, \dots, P'_i, \dots, P'_n, P'_{n+1} \end{array} \right\} \quad (5.89)$$

где $P'_0 = 0; \dots P'_1 = P_0; P'_2 = P_1$ и т.д.

Скорость роста частиц слоя за данный промежуток времени определится как

$$\lambda(r, \tau_1) = \frac{G_{\text{пр}} \sum_{i=0}^{n+1} R_i^3 P'_i}{3 G_{\text{сло}} \sum_{i=0}^{n+1} R_i^2 P'_i}, \quad (5.90)$$

а величина этого промежутка

$$\Delta\tau_1 = \frac{\Delta h}{\lambda(r, \tau_1)}. \quad (5.91)$$

Масса слоя в момент времени $\Delta\tau_1$ выразится следующим образом:

$$G_{\text{сл}}^1 = G_{\text{сл},0} + G_{\text{пр}} \Delta\tau_1. \quad (5.92)$$

Число частиц, находящихся в слое в это время, рассчитывается по уравнению

$$N_{\text{сл},0} = \frac{G'_{\text{сл}}}{4/3 \cdot \pi \cdot \rho_r \sum_{i=0}^{n+1} R_i^3 P'_i}. \quad (5.93)$$

За этот же промежуток времени в сепаратор на разделение поступит некоторая масса частиц, определяемая выражением :

$$G_{\text{сеп}} = \pi d_c h_{\text{ш}} (1 - \varepsilon) \rho_m U_m \Delta\tau_1 = G'_{\text{сл},0} \varphi(G_{\text{сл}}) \Delta\tau_1, \quad (5.94)$$

где $\varphi(G_{\text{сл}})$ - массовая доля частиц, поступивших в сепаратор за единицу времени.

Число частиц в сепараторе определяется следующим образом:

$$N_{\text{сеп}} = \frac{G_{\text{сеп}}}{4/3 \pi \rho_r \sum_{i=0}^{n+1} R_i^3 P'_i} \quad (5.95)$$

В сепараторе происходит разделение поступивших гранул на готовый продукт и частицы, возвращаемые в слой. При этом количество частиц i -й фракции, попавших в готовый продукт, может быть рассчитано по выражению:

$$N_{i,\text{выг}} = N_{\text{сеп}} P'_i \Phi(r_i), \quad (5.96)$$

где $\Phi(r_i)$ – степень разделения сепаратора.

Степень разделения сепаратора определяется по экспериментальному уравнению, полученному нами при проектировании и создании встроенного в аппарат воздушного классификатора :

$$\Phi(r_i) = \text{Ar}^{0,3} \text{Ly}^{-1,13} \left(\frac{1}{d_c} \right)^{0,6} \left(\frac{d_c}{h_{\text{ш}}}} \right)^{-0,67} \left(\frac{U_r}{U_{\text{кв}}} \right)^{-0,48} \quad (5.97)$$

В бессепарационном процессе $\Phi(r_i) = 1$.

Полное количество выгружаемых гранул и их масса определяются с помощью уравнений:

$$N_{\text{выг}} = \sum_{i=0}^{n+1} N_{i,\text{выгр}}; \quad (5.98)$$

$$G_{\text{выгр}} = 4/3 \pi \rho_r \sum_{i=0}^{n+1} N_{i,\text{выгр}} R_i^3 \cdot \quad (5.99)$$

Наряду с выгрузкой готового продукта за время $\Delta\tau_1$ произойдет загрузка в слой частиц рецикла:

$$N_{\text{рец}} = \frac{G_{\text{рец}} \Delta\tau_1}{4/3 \pi \rho_r \sum_{i=0}^k r_i^3 m_i} \quad (5.100)$$

С учетом выгрузки товарной фракции и загрузки в слой частиц рецикла новое значение числа частиц в слое составит:

$$N'_{сл} = N_{сл,0} - N_{выгр} + N_{рец} \quad (5.101)$$

При этом новая масса слоя определится следующим образом:

$$G'_{сл} = G_{сл,0}^1 - G_{выгр} + G_{рец} \Delta\tau_1 \quad (5.102)$$

Новое значение числа частиц i -й фракции в слое будет:

$$N'_{сл,i} = N_{сл}^0 P'_i - N_{i,выгр} + N_{рец} m_i \quad (5.103)$$

С учетом уравнений (5.98), (5.99), (5.101) и (5.103) выражение для расчета функции распределения гранулометрического состава слоя и частиц выгружаемого продукта принимают вид:

$$P'_i = \frac{N'_{сл,i}}{N'_{сл}} \quad (5.104)$$

$$P_{i,выгр} = \frac{N_{i,выгр}}{N_{выгр}} \quad (5.105)$$

Таким образом, новый ряд распределения, который сформируется в слое через промежуток времени $\Delta\tau_1$, будет иметь вид:

$$\left. \begin{array}{l} R_0, R_1, R_2, \dots, R_i, \dots, R_n, R_{n+1}, \\ P''_0, P''_1, P''_2, \dots, P''_i, \dots, P''_n, P''_{n+1}. \end{array} \right\} \quad (5.106)$$

Имея новый ряд распределения, определяют новое значение скорости роста частиц и аналогичным образом рассчитывают ряды распределения, которые сформируются в слое через промежуток времени $\Delta\tau_n$. Расчет распределения считается законченным, когда функция распределения частиц слоя и выгрузки перестает изменяться во времени.

При необходимости знать массовое распределение можно воспользоваться формулой:

$$X_i = \frac{P''_i R_i^3}{\sum_{i=0}^{n+1} P''_i R_i^3} \quad (5.107)$$

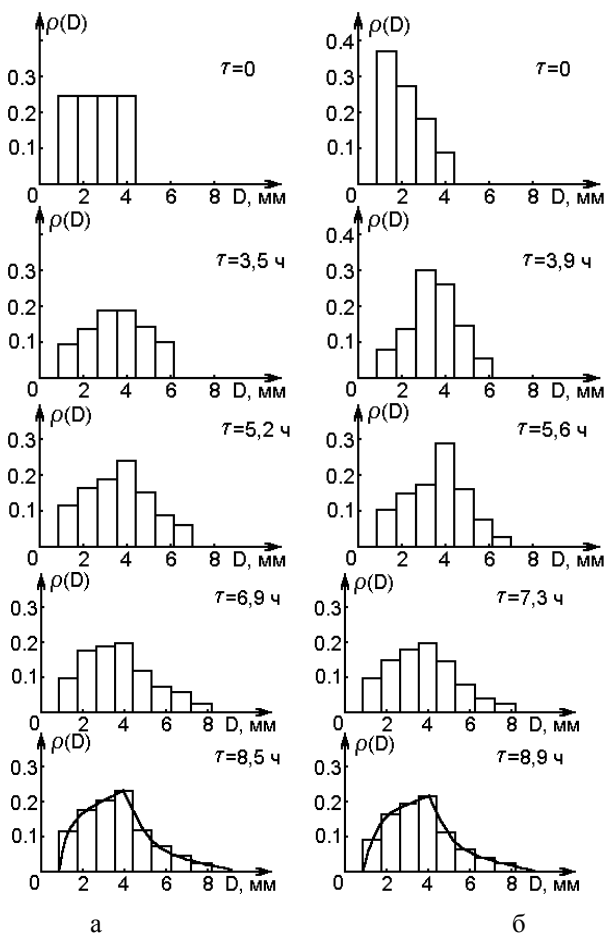


рис. 5.4. Изменение распределения частиц слоя по размерам во времени переходного процесса

$$G_{\text{сл } 0}=5\text{кг}; G_{\text{пр}}=2\text{кг/ч}; G_{\text{ред}}=0,5\text{кг/ч}; \varphi(G_{\text{сл}})=0,5.$$

Предложенный способ позволяет рассчитать время переходного периода, гранулометрический состав слоя и готового продукта, массу слоя и количество продукта, поступающего в сепаратор в стационарном процессе.

На рис.5.4 приведена иллюстрация формирования плотности распределения частиц по размерам в беспарационном $\Phi(D_i) = 1$ переходном режиме для двух случаев. В первом случае первоначальная загрузка слоя подчинялась равномерному распределению (рис.5.4,а), во втором - распределение частиц слоя при $\tau = 0$ было неравномерным (рис.5.4,б).

Из рис.5.4 видно, что длительность переходного режима составляла более восьми часов. При этом установлено, что плотность распределения частиц в стационарном режиме для рассматриваемых случаев величина одинаковая и не зависит от её вида в исходной загрузке.

5.3. Закономерности вторичных явлений при грануляции в аппаратах с псевдооживленным слоем

К вторичным явлениям, имеющим место при грануляции расплавов и растворов в аппаратах с псевдооживленным слоем, относят процессы агрегирования частиц и образования внутреннего рецикла. В связи с этим, рассмотрим некоторые особенности агрегирования мелкодисперсных частиц в аппаратах с кипящим слоем при получении минеральных удобрений.

5.3.1. Кинетика агломерации минеральных удобрений

Под процессом агрегирования мелкодисперсных частиц следует понимать их коагуляцию, т.е. слипание друг с другом. При грануляции минеральных удобрений это явление обуславливается неоднородностью псевдооживления, влиянием статического электричества, наличием в слое зон повышенной влажности и температуры. Отметим, что в большинстве случаев интенсивный процесс агломерации является нежелательным. Он приводит к нарушению гидродинамического режима (вплоть до осаждения всего слоя на решетке) и получению продукта с недостаточно высокими механическими свойствами. Изучение процесса агрегирования частиц требует определенной

количественной величины, с помощью которой можно оценить интенсивность его протекания.

Рассмотрим процесс агломерации с выходом на стационарный режим при постоянной массе слоя, т.е.

$$\frac{dG_{\text{сл}}}{d\tau} = \text{const}; \quad \frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} \neq \text{const}; \quad \frac{d\rho(D)}{d\tau} \neq \text{const} \quad (5.108)$$

В этом случае изменение числа частиц слоя в переходный период происходит за счет непрерывного ввода ретур, вывода частиц из аппарата с готовым продуктом, а также за счет явлений агломерации, приводящих к коагуляции частиц друг с другом. При этом можно считать, что скорость изменения числа частиц за счет агломерации, как и в любом кинетическом процессе, пропорциональна их концентрации или их числу в единице массы слоя. Учитывая это, общее балансное изменение числа частиц в переходном процессе может быть записано в виде:

$$\frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} = \frac{G_p}{\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p} - \frac{G_{\text{выг}}}{\frac{\pi}{6} D_{\text{сл}}^3 \rho_{\text{сл}}} - K_{\text{аг}} \frac{G_{\text{сл}}}{\frac{\pi}{6} D_{\text{сл}}^3 \rho_{\text{сл}}} \quad (5.109)$$

В уравнении (5.109) первый член правой части характеризует изменение числа частиц за счет ввода рецикла размером D_p и расходом G_p , второй член учитывает изменение числа частиц за счет вывода готового продукта размером $D_{\text{сл}}$ и расходом $G_{\text{сл}}$, третий член характеризует изменение числа частиц за счет явлений агломерации. Величина $K_{\text{аг}}$, входящая в выражение (5.109), является коэффициентом пропорциональности, который учитывает скорость изменения числа частиц за счет агломерационных явлений и может быть пока определен только экспериментальным путем для конкретного агломерируемого продукта.

Далее, выражая изменение числа частиц через

$$\frac{dN_{\text{сл}}}{d\tau} = - \frac{18G_{\text{сл}}}{\pi D_{\text{сл}}^4 \rho_{\text{сл}}} dD_{\text{сл}} \quad (5.110)$$

уравнение (5.109) можно представить как

$$\frac{3G_{\text{сл}}}{D_{\text{сл}}^4 \rho_{\text{сл}}} dD_{\text{сл}} = - \left(\frac{G_{\text{п}}}{D_{\text{п}}^3 \rho_{\text{п}}} - \frac{G_{\text{выг}}}{D_{\text{сл}}^3 \rho_{\text{сл}}} - K_{\text{ар}} \frac{G_{\text{сл}}}{D_{\text{сл}}^3 \rho_{\text{сл}}} \right) d\tau. \quad (5.111)$$

Интегрируя выражение (5.111), получим

$$D_{\text{сл}} = D_{\text{п}} \left\{ \frac{G_{\text{выг}} + K_{\text{ар}} G_{\text{сл}}}{G_{\text{п}}} \cdot \left[\frac{1}{1 - \frac{G_{\text{п}} - G_{\text{выг}} - K_{\text{ар}} G_{\text{сл}}}{G_{\text{п}} \cdot \exp\left(\frac{G_{\text{выг}} + K_{\text{ар}} G_{\text{сл}}}{G_{\text{сл}}}\right) \cdot \tau}} \right] \right\}^{\frac{1}{3}}. \quad (5.112)$$

Выражение (5.112) характеризует изменение размера частиц за счет явлений агломерации в переходном режиме. Для стационарного процесса при $\tau = \infty$

$$D_{\text{сл}} = D_{\text{п}} \cdot \left(\frac{G_{\text{выг}} + K_{\text{ар}} G_{\text{сл}}}{G_{\text{п}}} \right)^{\frac{1}{3}}. \quad (5.113)$$

Наиболее полной информацией, по сравнению с той, которую несет уравнение (5.113), являются сведения о плотности распределения частиц в агломерационном процессе.

В связи с этим, базируясь на подходах расчета гранулометрического состава продукта в процессах измельчения [48-52], введем две вспомогательные функции - вероятностную $\gamma(D)$ и распределительную $\rho(D)$. В нашем случае под вероятностной функцией i -й фракции понимается доля частиц, перешедших в результате агломерационных явлений за рассматриваемый промежуток времени в более крупные классы. Под распределительной функцией следует понимать плотность распределения вероятностной функции по классам крупности. Отметим, что в отличие от вероятностной функции распределительная должна обладать свойством нормировки.

Рассмотрим общий случай процесса агрегирования, характеризующийся непрерывной подачей рецикла и раствора, а также непрерывной сепарационной выгрузкой продукта из аппарата. Проследим вначале закономерности изменения массы наименьшего класса частиц за

выбранный промежуток времени $\Delta\tau$. После промежутка $\Delta\tau$ масса данного класса частиц может быть выражена:

$$g_1 = g_1^0 + G_p j_1 \Delta\tau - G_c P_1^0 \Phi_1 \Delta\tau - \left(g_1^0 + G_p j_1 \Delta\tau - G_c P_1^0 \Phi_1 \Delta\tau \right) \gamma_1, \quad (5.114)$$

где g_1^0 - первоначальная масса частиц данного класса крупности, кг.

Второй член правой части уравнения (5.114) характеризует изменение массы данной фракции за счет ввода рецикла, третий член этого уравнения характеризует изменение массы за счет вывода продукта и, наконец, последний - за счет агломерационных явлений.

Для второго класса крупности уравнение баланса массы частиц может быть представлено

$$g_2 = g_2^0 + G_p j_2 \Delta\tau - G_c P_2^0 \Phi_2 \Delta\tau - \left(g_1^0 + G_p j_1 \Delta\tau - G_c P_1^0 \Phi_1 \Delta\tau \right) \gamma_1 \rho_{1-2} - \left[g_2^0 + G_p j_2 \Delta\tau - G_c P_2^0 \Phi_2 \Delta\tau + \left(g_1^0 + G_p j_1 \Delta\tau - G_c P_1^0 \Phi_1 \Delta\tau \right) \gamma_1 \rho_{1-2} \right] \gamma_2. \quad (5.115)$$

В уравнении (5.115) второй, третий и последний члены правой части по физическому смыслу аналогичны членам выражения (5.114). Четвертый член правой части (5.115) характеризует приход агломерированных частиц из первого класса крупности.

Введя обозначения:

$$A_n = g_n^0 + G_p j_n \Delta\tau - G_b P_n^0 \Phi_n \Delta\tau, \quad (5.116)$$

систему уравнений баланса частиц для любого класса крупности в процессе агломерации за промежуток времени можно представить в виде:

$$\begin{aligned}
g_1 &= A_1(1-\gamma_1), \\
g_2 &= \left(A_2 + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-2} \right) (1-\gamma_2), \\
g_3 &= \left(A_3 + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-3} + \frac{g_2}{1-\gamma_2} \gamma_2 \rho_{2-3} \right) (1-\gamma_3), \\
&\text{-----}, \\
g_n &= \left(A_n + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-n} + \frac{g_2}{1-\gamma_2} \gamma_2 \rho_{2-n} + \dots + \frac{g_{n-1}}{1-\gamma_{n-1}} \gamma_{n-1} \rho_{(n-1)-n} \right) (1-\gamma_n) \quad (5.117)
\end{aligned}$$

Система уравнений (5.116,5.117) составляет алгоритм расчета процесса агломерации частиц. При известных функциях $\Phi(D)$, $\gamma(D)$, $\rho(D)$ она реализуется с помощью ЭВМ.

Для периодического процесса $G_p = 0$, $G_n = 0$ и, следовательно,

$$A_n = g_n^0.$$

В этом случае система уравнений (5.117) принимает следующий вид:

$$\begin{aligned}
g_1 &= g_1^0(1-\gamma_1), \\
g_2 &= \left(g_2^0 + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-2} \right) (1-\gamma_2), \\
g_3 &= \left(g_3^0 + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-3} + \frac{g_2}{1-\gamma_2} \gamma_2 \rho_{2-3} \right) (1-\gamma_3), \\
&\text{-----}, \\
g_n &= \left(g_n^0 + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-n} + \frac{g_2}{1-\gamma_2} \gamma_2 \rho_{2-n} + \dots + \frac{g_{n-1}}{1-\gamma_{n-1}} \gamma_{n-1} \rho_{(n-1)-n} \right) (1-\gamma_n) \quad (5.118)
\end{aligned}$$

Рассмотрим далее стационарный процесс. Для стационарного процесса масса каждой фракции не изменяется во времени, т.е. выполняется условие:

$$g_i = g_i^0. \quad (5.119)$$

При выполнении равенства (5.119) система уравнений, характеризующая гранулометрический состав слоя, записывается следующим образом:

$$\begin{aligned}
 g_1 &= A_1 \left(\frac{\gamma_1}{1-\gamma_1} \right), \\
 g_2 &= \left(A_2 + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-2} \right) \left(\frac{\gamma_2}{1-\gamma_2} \right), \\
 g_3 &= \left(A_3 + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-3} + \frac{g_2}{1-\gamma_2} \gamma_2 \rho_{2-3} \right) \left(\frac{\gamma_3}{1-\gamma_3} \right), \\
 &\text{-----}, \\
 g_n &= \left(A_n + \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-n} + \frac{g_2}{1-\gamma_2} \gamma_2 \rho_{2-n} + \dots + \frac{g_{n-1}}{1-\gamma_{n-1}} \gamma_{n-1} \rho_{(n-1)-n} \right) \left(\frac{\gamma_n}{1-\gamma_n} \right) \quad (5.120)
 \end{aligned}$$

$$\text{где } A_n = \left(G_p \cdot j_n - G_c \cdot P_n^0 \cdot \Phi_n \right) \cdot \bar{\tau}. \quad (5.121)$$

В выражении (5.121) $\bar{\tau}$ - среднее время пребывания частиц в аппарате.

Система уравнений (5.120, 5.121) характеризует стационарный процесс агломерации с сепарационной выгрузкой. В бессепарационном процессе $\Phi_n=1$. Кроме того, для этого процесса справедливо равенство:

$$\bar{\tau} = \frac{G_{\text{сл}}}{G_p} = \frac{G_{\text{сл}}}{G_c}. \quad (5.122)$$

Учитывая это, система (5.120) для бессепарационного стационарного процесса может быть представлена:

$$\begin{aligned}
g_1 &= A_1(1 - \gamma_1), \\
g_2 &= \left(A_2 + \frac{g_1}{1 - \gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-2} \right) (1 - \gamma_2), \\
g_3 &= \left(A_3 + \frac{g_1}{1 - \gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-3} + \frac{g_2}{1 - \gamma_2} \gamma_2 \rho_{2-3} \right) (1 - \gamma_3), \\
&\text{-----}, \\
g_n &= \left(A_n + \frac{g_1}{1 - \gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-n} + \frac{g_2}{1 - \gamma_2} \gamma_2 \rho_{2-n} + \dots + \frac{g_{n-1}}{1 - \gamma_{n-1}} \gamma_{n-1} \rho_{(n-1)-n} \right) (1 - \gamma_n) \quad (5.123)
\end{aligned}$$

где $A_n = G_p j_n \bar{c}$. (5.124)

Отметим, что реализация предложенных алгоритмов расчета агломерационных процессов может осуществляться с помощью ЭВМ. Однако это имеет место, если известны функциональные зависимости вероятностной и распределительной функций, которые могут быть найдены лишь экспериментальным путем. С целью разработки наиболее простого метода их определения нами выдвигается предположение. Согласно которому значения $\gamma(D)$ и $\rho(D)$ в периодическом процессе агломерации те же самые, что и в непрерывном, стационарном процессе. При этом среднее время пребывания частиц в аппарате при стационарном процессе должно быть равным длительности периодического процесса. В этом случае функциональные зависимости вероятностной и распределительной функций от регулируемых параметров процесса могут быть найдены из результатов исследования периодического режима, что значительно упрощает решение задачи. Сущность предлагаемой методики определения функциональных зависимостей $\gamma(D)$ и $\rho(D)$ в периодическом процессе базируется на соответствующей обработке системы уравнений (5.118). Эта система в своей обособленности является незамкнутой. Так если мы оперируем с тремя классами крупности, то при известных g_1, g_2, g_3 в систему из трех уравнений входят 6 неизвестных - $\gamma_1, \gamma_2, \gamma_3, \rho_{1-2}, \rho_{1-3}, \rho_{2-3}$.

В качестве замыкающих уравнений могут служить, во-первых, выражения, характеризующие свойства нормировки распределительных функций:

$$\begin{aligned} \rho_{1-2} + \rho_{1-3} + \rho_{1-4} + \dots + \rho_{1-n} &= 1 \\ \rho_{2-3} + \rho_{2-4} + \rho_{2-5} + \dots + \rho_{2-n} &= 1 \end{aligned} \quad (5.125)$$

Кроме того, учитывая, что массовые потоки частиц, поступающие в n -ю фракцию из меньших классов крупности, пропорциональны их весовым долям в общей массе частиц, переходящих в данную фракцию, можно записать следующие системы уравнений:

$$\frac{g_n}{1-\gamma_n} \frac{g_{n-1}}{\sum_{i=1}^{n-1} g_i} = \frac{g_{n-1}}{1-\gamma_{n-1}} \gamma_{n-1} \rho_{(n-1)-n}, \quad (5.126)$$

$$\left. \begin{aligned} \frac{g_n}{1-\gamma_{n-1}} \frac{g_{n-2}}{\sum_{i=1}^{n-1} g_i} &= \frac{g_{n-2}}{1-\gamma_{n-2}} \gamma_{n-2} \rho_{(n-2)-n}, \\ \frac{g_{n-1}}{1-\gamma_{n-1}} \frac{g_{n-2}}{\sum_{i=1}^{n-2} g_i} &= \frac{g_{n-2}}{1-\gamma_{n-2}} \gamma_{n-2} \rho_{(n-2)-(n-1)}, \end{aligned} \right\} \quad (5.127)$$

$$\begin{aligned} \frac{g_n}{1-\gamma_n} \frac{g_1}{\sum_{i=1}^{n-1} g_i} &= \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-n} \\ \frac{g_{n-1}}{1-\gamma_{n-1}} \frac{g_1}{\sum_{i=1}^{n-2} g_i} &= \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-(n-1)} \end{aligned} \quad (5.128)$$

$$\frac{g_2}{1-\gamma_2} \frac{g_1}{\sum_{i=1}^{n-(n-1)} g_i} = \frac{g_1}{1-\gamma_1} \gamma_1 \rho_{1-2}.$$

Система уравнений (5.118) совместно с (5.125)-(5.128) является замкнутой и позволяет рассчитать значения вероятностных и

распределительных функций в периодическом процессе. При этом дополнительно необходимо иметь информацию о функции распределения частиц по размерам в периодическом процессе после времени τ , вид разделительной функции и для классификаторов с нерегулируемой подачей твердой фазы - зависимость массы частиц, поступающих в единицу времени на разделение.

Имея эти данные, из систем уравнений (5.118), (5.125), (5.112)-(5.114) можно найти распределительную и вероятностную функции, значения которых могут быть использованы для расчета гранулометрического состава как в стационарном бессепарационном, так и в сепарационном процессах.

5.4. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Шахова Н.А., Рычков А.И. Кристаллизация плава мочевины в псевдооживленном слое с получением гранулированного продукта // Хим. пром.-ть.- 1963. №11. - С. 856-859.
2. Бабенко В.Е. Сушка растворов в кипящем слое/ В.Е. Бабенко ,П.Г.Романков, Н.Б.Рашковская // Сб. труд. Применение кипящего слоя в хим. промышленности .-Л.,1965.- С.73-85.
3. Шахова Н.А. Кинетика гранулообразования в псевдооживленном слое // Хим.пром.-ть. 1967. №6. - С. 459-462.
4. Обезвоживание растворов в псевдооживленном слое/ Ю.Я. Каганович , А.Г.Злобинский , С.П. Налимов С.П. // Хим.пром.-ть.- 1967, №6. - с. 447-451.
5. Волков В.Ф. Рост гранул при обезвоживании растворов в псевдооживленном слое // Хим. пром.-ть. 1967.- №6. - С.452-456.
6. Исследование динамики гранулометрического состава при обезвоживании растворов в кипящем слое/ С.П. Налимов, Ю.Я.Каганович , А.Г. Злобинский // ЖПХ. -1967. Т.40, №5. - С.1043-1052.
7. К расчету процессов обезвоживания и грануляции в псевдооживленном слое с рециклом / О.М. Тодес, Ю.Я. Каганович, В.А. Себалло, С.П. Налимов // Хим.пром.-ть. -1968. № 6. – С.434-437.

8. Грануляция бихромата натрия в псевдооживленном слое на безретурном режиме / В.Ф. Волков, В.В. Ухлов, Г.И. Шишкин // Хим.пром-ть. -1968.- №6. - С.449-451.
9. Налимов С.П. Исследование механизма гранулообразования при обезвоживании растворов в аппаратах с кипящим слоем. - Дисс.... канд.техн.наук, Л., ЛТИ, 1968. - 185 с.
10. Себалло В.А. Исследование кинетики роста гранул при обезвоживании растворов в аппаратах с кипящим слоем. - Дисс.... канд.техн.наук, Л., ЛТИ, 1968. - 187 с.
11. Шахова Н.А., Евдокимов В.Г. Расчет гранулообразования в многосекционном аппарате взвешенного слоя / ТОХТ. -1969.Т.4, №4. - С.544-550.
12. Бабенко В.Е. Математическая модель процесса обезвоживания и грануляции растворов во взвешенном слое / ТОХТ. -1969.Т.3, №6. - С. 837-845.
13. Налимов С.П. Исследование динамики изменения гранулометрического состава при обезвоживании растворов в кипящем слое / ЖПХ. -1970.Т.43, №3. - С.581-586.
14. Бахтин Л.А. Переходный и установившийся процесс в грануляторах с псевдооживленным слоем / ТОХТ. -1970.Т.4, №3. - С.352-356.
15. Бахтин Л.А. Распределение размеров гранул и времени их пребывания в грануляторе с псевдооживленным слоем / ТОХТ. -1970.Т.4, №6. - С.882-892.
16. Бахтин Л.А. Рост двухслойных гранул в псевдооживленном слое / Хим. пром-ть . -1970/ №3. - С.200-208.
17. Получение гранул заданного размера при обезвоживании растворов хлористого калия в фонтанирующем слое / Е.Г. Никушин, Н.Б. Рашковская, И.А. Таганов, П.Г. Романков // ЖПХ. -1971.Т.44, №9. - С.2001-2009.

18. Математический анализ процесса обезвоживания растворов в аппаратах с псевдооживленным слоем и сепарируемой выгрузкой / О.М. Тодес, П.Г. Караськов, Д.И. Фридман // ТОХТ. -1971.Т.5, №6. - С.877-884.
19. Обезвоживание растворов в кипящем слое / О.М. Тодес, Ю.Я. Каганович, С.П. Налимов.- М.: Металлургия, 1973. - 288 с.
20. Шахова Н.А., Гришаев И.Г. К расчету гранулометрического состава двухслойных удобрений, получаемых в псевдооживленном слое // ТОХТ.- 1973, №5. - С. 781-784.
21. Расчет гранулометрического состава при обезвоживании и грануляции растворов в псевдооживленном слое / О.М. Тодес , В.В. Козловский, С.И. Родин //ТОХТ. -1973.Т.7, №1. - С. 126-129.
22. Фридман Д.И. Исследование условий устойчивости работы аппаратов для грануляции из растворов в кипящем слое: дис.... канд.техн.наук, Л., ЛТИ, 1973. - 179 с.
23. Математическое описание процесса сушки растворов с получением гранулированного продукта в аппаратах вихревого слоя / Е.О. Сульг, П.Г. Романков, Н.Б. Рашковская / ТОХТ. -1973.Т.7, №4. - С.518-523.
24. Шахова Н.А., Михайлов В.В. Исследование кинетики гранулообразования аммиачной селитры в аппарате с псевдооживленным слоем. // Материалы Всесоюзн. отрасл. совещ. по процессам гранулообразования хим. продуктов. М., 1974. - С.98-103.
25. Рост гранул при обезвоживании растворов в кипящем слое / С.П Налимов , О.М Розанов , С.И Родин // ЖПХ. -1974.Т.47, №11. - С.2457-2463.
26. Анализ математической модели обезвоживания растворов в аппаратах с псевдооживленным слоем / С.П. Налимов , О.М Тодес , С.И. Родин С.И.// ТОХТ. -1975.Т.9, №4. - С.511-517.
27. Шахова Н.А., Михайлов В.В. Расчет гранулятора для получения пористых гранул нитрата аммония // Хим. и нефт.машиностроение. -1975.- №6. - С.18-20.

28. Шахова Н.А., Михайлов В.В. Математическая модель процесса образования пористых гранул аммиачной селитры в аппаратах с псевдооживленным слоем // Хим.пром.-ть. -1975.- №2. - С.127-129.
29. Анализ устойчивости процессов грануляции в аппаратах кипящего слоя / О.М.Тодес, С.И. Родин , С.П. Налимов // ЖПХ.- 1975.Т.48, №10. - С.2230-2237.
30. Налимов С.П. Механизм массопередачи и дробления гранул при обезвоживании растворов в псевдооживленном слое // ЖПХ. -1977.Т.50, №8. - С. 1756-1760.
31. Теоретическое и экспериментальное исследование процесса укрупнения гранул за счет мелкой фракции / О.М. Флисюк, Н.В. Пеньков, Н.Б. Рашковская, В.М. Белов// ЖПХ.- 1985.Т.58, №6. - С.1431.
32. Пеньков Н.В., Флисюк О.М. Математическая модель процесса роста крупных частиц за счет мелкой фракции в аппаратах периодического и непрерывного действия // ЖПХ. -1985.Т.58, №9. - С.2157-2161.
33. Dunlop D.D., Griffin L.I., Moser I.F. Particale size control in fluid coking / Chem. Eng. Progr.- 1958.V.54, №8. -P. 39-43.
34. Lee B.S., Chu I.I., Jonke A.A., Lawroski S. Kinetics of particale growth in a fluidized calciner / AJCHE Jornal.- 1962.V.8, №1. - p. 53-58.
35. Grimmert E.S. Kinetics of particale growth in the fluidezed bed calcination process / AJCHE Jornal.- 1964.V.10, №5. - p.717-722.
36. Овчинников Л.Н. Исследование процесса грануляции двойных азотно-фосфорных удобрений в псевдооживленном слое: дис... канд.техн.наук. - Иваново, Иван. хим.- техн. ин -т, 1971. - 165 с.
37. Кисельников В.Н. Исследование грануляции минеральных удобрений и комбинированных методов сушки во взвешенном слое: дисс...докт.техн.наук. - Иваново, Иван. хим.- техн. ин -т, 1972. - 290 с.
38. Круглов В.А. Исследование процесса грануляции тройных удобрений в псевдооживленном слое: дис... канд.техн.наук. - Иваново, Иван. хим.- техн. ин -т , 1972. - 167 с.

39. Шилов А.В. Исследование процесса абсорбции аммиака кислотами при получении минеральных удобрений в псевдооживленном слое: дисс... канд. техн.наук. - Иваново, Иван. хим.- техн. ин -т, 1976. - 177 с.
40. Федосов С.В. Исследование процесса грануляции минеральных удобрений с использованием внутреннего рецикла в аппаратах псевдооживленного слоя: дисс... канд.техн.наук. - Иваново, ИХТИ, Иван. хим.- техн. ин -т, 1978. - 179 с.
41. Богдяж А.В. Грануляция фосфатов аммония из растворов слабой фосфорной кислоты: дис... канд.техн.наук. - Иваново, Иван. хим.- техн. ин-т, 1982. - 178 с.
42. Осипов В.А. Грануляция сульфата аммония из отходов производств органического синтеза: дис...канд.техн.наук. - Иваново, Иван. хим.- техн. ин -т, 1986. - 139 с.
43. Широков С.Г. Исследование процесса переработки плава мочевины в псевдооживленном слое: дис... канд.техн.наук. - Иваново, Иван. гос. хим.-техн. ун-т , 1966. - 162 с.
44. Овчинников Л.Н. Разработка эффективных технологических процессов гранулирования и модифицирования минеральных удобрений в аппаратах взвешенного слоя: Дисс... докт.техн.наук. - Иваново, Иван. хим.- техн. ин.-т ИГХТУ, 1998. - 411 с.
45. Бодров В.Н., Минаев Г.А., Иньков В.Н. Математическая модель статических режимов процесса грануляции / Изв. вузов. Химия и хим. технология. -1983.- N.26, №2. - С. 2424-248.
46. Бодров В.И., Иньков В.Н., Субботин К.А. Исследование статических режимов работы гранулятора с псевдооживленным слоем // Тез.докл. 2 всесоюз. совещ. М., 1983. - С.159-160.
47. Иньков В.Н. Математическое моделирование и оптимизация статических режимов процесса грануляции в псевдооживленном слое: - автореф.... дис. канд.техн.наук. – Тамбов: ТИХМ, 1984. - 183 с.
48. Стрельцов В.В. Исследование и разработка метода расчета некоторых процессов основной химической технологии, осуществляемых в

псевдооживленном слое: - дисс.... докт.техн.наук. - Иваново, Иван. хим.- техн. ин -т, 1969. - 362 с.

49. Методика исследований явлений агрегирования частиц при кристаллизации из растворов в псевдооживленном слое/ Стрельцов В.В., Стрижов Н.Г., Разумовский Л.А.//Сб.труд.: Гидродинамика, тепло- и массообмен в псевдооживленном слое. Иваново.- 1971. - С. 43-45.

50. Блиничев В.Н. Разработка оборудования и методов его расчета для интенсификации процессов тонкого измельчения материалов и химической реакции в твердых телах: дисс.... докт.техн.наук. - Иваново, ИХТИ, 1975. - 342 с.

51. Мизонов В.Е . Формирование дисперсного состава и массопотоков сыпучих материалов в технологических системах измельчения: дис... докт.техн. наук. - М.: МИХМ, 1985. - 326 с.

52.Флисюк О.М. Гранулирование и нанесение покрытий на дисперсные частицы в псевдооживленном слое: дис. докт. техн. наук.- Л.:ЛТИ, 1988.- 356 с.

Глава 6. Технологические схемы получения минеральных удобрений с применением грануляторов КС (ИГХТУ), разработанные кафедрой ПиАХТ

В настоящее время остро стоит задача по разработке гибких технологических схем, дающих возможность на одном и том же оборудовании выпускать различные виды минеральных удобрений, которые требуются для конкретного региона. Кроме того, развитие индивидуальных хозяйств, арендных отношений приводит к необходимости выпуска партий удобрений по заказу потребителя.

В связи с этим, одними из наиболее эффективных минеральных удобрений становятся комплексные удобрения, содержащие несколько питательных компонентов (в количестве до 70 %), находящихся в полностью усвояемой растениями форме.

Кроме того, качественные минеральные удобрения должны обладать требуемым химическим и гранулометрическим составом. По нашему мнению, одним из наиболее эффективных способов получения гранулированных удобрений является применение аппаратов с псевдооживленным слоем. Как уже отмечалось, этот метод позволяет совместить ряд стадий процесса гранулообразования в одном аппарате с получением продукта заданных составов. При применении в качестве исходного сырья кислых растворов или кислот здесь удастся наиболее полно использовать теплоту химической реакции.

Рассмотрим некоторые технологические схемы, которые разрабатывались на кафедре процессов и аппаратов ИГХТУ при получении минеральных удобрений с применением аппаратов взвешенного слоя рис.3.10, рис.3.15 .

6.1. Классификация технологических схем получения минеральных удобрений

Технологические схемы получения минеральных удобрений с применением грануляторов КС можно классифицировать по следующим видам:

- получаемого продукта : а-двойные NP-, NS-, NK-; б-тройные NPK-; г-простые (N-,P-,K -) минеральные удобрения;
- гранулируемых растворов : а- нейтральные , б- кислые ;
- подачи ретур : а- внутренний, б- внешний;
- распыливания жидкой фазы: а-сбоку; б- сверху; в- снизу.

Рассмотрим некоторые возможные технологические варианты организации производства гранулированных минеральных удобрений с применением аппаратов КС.

6.1.1. Технологические схемы грануляции удобрений в кипящем слое

При получении двойных и тройных минеральных удобрений в качестве исходного сырья могут использоваться: аммонизированные растворы фосфата аммония, фосфорная кислота, газообразный аммиак, плав мочевины после колонны дистилляции первой или второй ступени, гранулированный карбамид, аммиачная селитра, калиевая селитра, серная кислота, сульфат аммония, соли калия и др.

В соответствии с этим рассмотрим технологические схемы, которые могут быть использованы в промышленных условиях при получении минеральных удобрений в кипящем слое.

6.1.1.1. Схемы грануляции NP-удобрений

Согласно технологической схеме № 1(рис. 6.1) при стационарном ведении процесса в аппарат кипящего слоя непрерывно подается гранулированный карбамид.

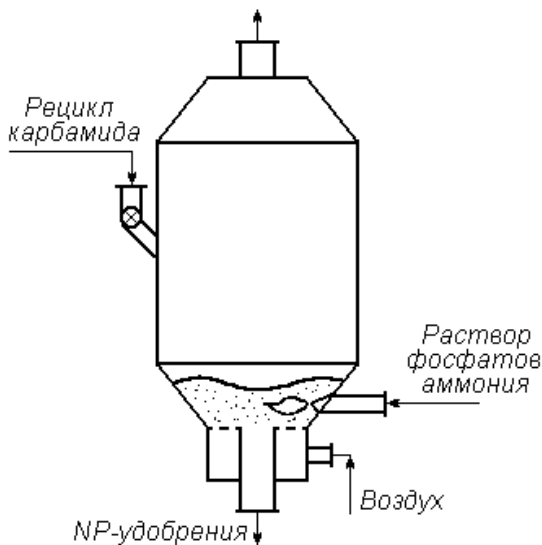


Рис. 6.1. Технологическая схема №1 грануляции NP-удобрений на базе аммонизированных растворов фосфатов аммония и гранулированного карбамида

Аммонизированный раствор фосфатов вводится в аппарат с помощью пневматической форсунки. Для ожижения гранул под решетку аппарата подается подогретый воздух, который в данном случае служит как псевдоожижающим агентом, так и теплоносителем. Преимуществом данной схемы является практическое отсутствие аммиака в отходящих газах. Недостатком - повышенные энергозатраты.

По технологической схеме № 2 (рис. 6.2), как и в предыдущей, в аппарат КС непрерывно подается гранулированный карбамид. С помощью форсунки в слой кипящих гранул распыливается (50÷80 %) фосфорная кислота. Для нейтрализации капель фосфорной кислоты используется газообразный аммиак, который подается в аппарат в смеси с псевдоожижающим агентом.

Использование теплоты химической реакции, которое имеет место в данной схеме, значительно сокращает энергозатраты. Кроме того, данная

схема может включать аппарат распылительного типа для предварительного концентрирования слабой (30 %) фосфорной кислоты.

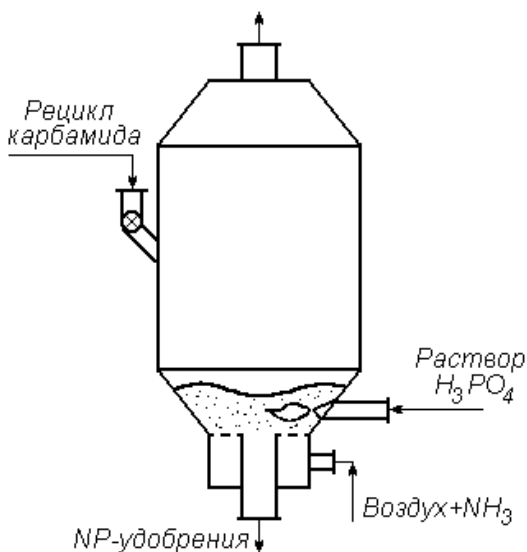


Рис. 6.2. Технологическая схема №2 грануляции NP-удобрений с применением фосфорной кислоты, газообразного аммиака и гранулированного карбамида

В схеме № 3 (рис. 6.3) в качестве нейтрализующего агента фосфорной кислоты служит аммиак, входящий в состав плава мочевины колонны дистилляции первой ступени. Раствор фосфорной кислоты, как и плав мочевины, подается в аппарат с помощью распыливающего устройства. Гранулированный карбамид, являющийся внешним ретуром, непрерывно подается в аппарат дозатором. В зависимости от состава получаемого продукта по питательным компонентам гранулированный карбамид может не подаваться (процесс с внутренним рециклом). По заказу потребителя в схеме предусмотрена подача растворов с микроэлементами.

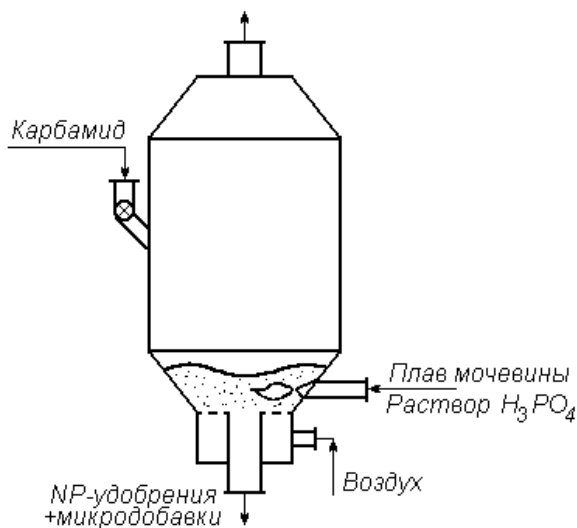


Рис. 6.3. Технологическая схема №3 грануляции NP-удобрений с использованием фосфорной кислоты, плава мочевины после колонны дистилляции первой ступени и гранулированного карбамида

6.1.1.2. Схемы грануляции тройных NPK-удобрений

Процесс получения тройных удобрений принципиально можно осуществлять в технологических схемах, предназначенных для производства NP-удобрений, т.е. по схемам, изображенным на рис. 6.1 - 6.3. Отличие заключается лишь в дополнительном вводе в аппарат калийсодержащего сырья в твердом виде или в виде насыщенного раствора. Некоторые возможные схемы (1а-3а;1б-3б) производства NPK-удобрений представлены на рис.6.4.

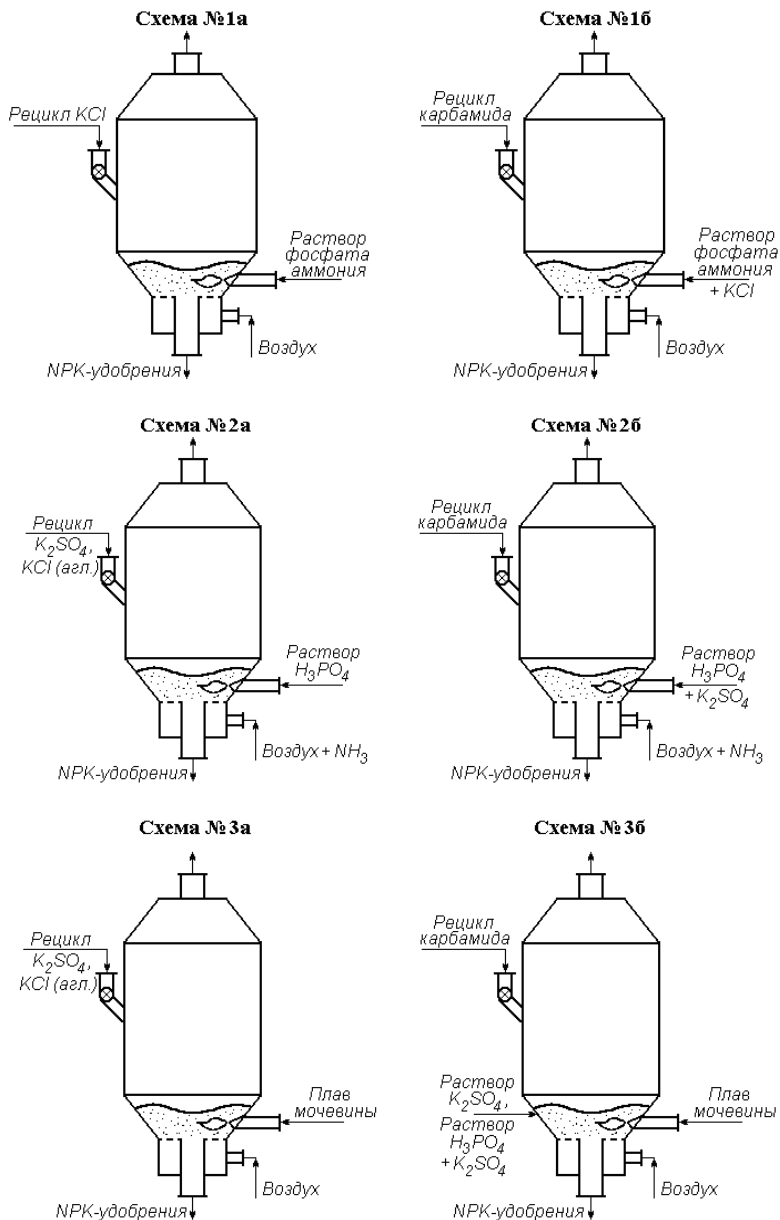
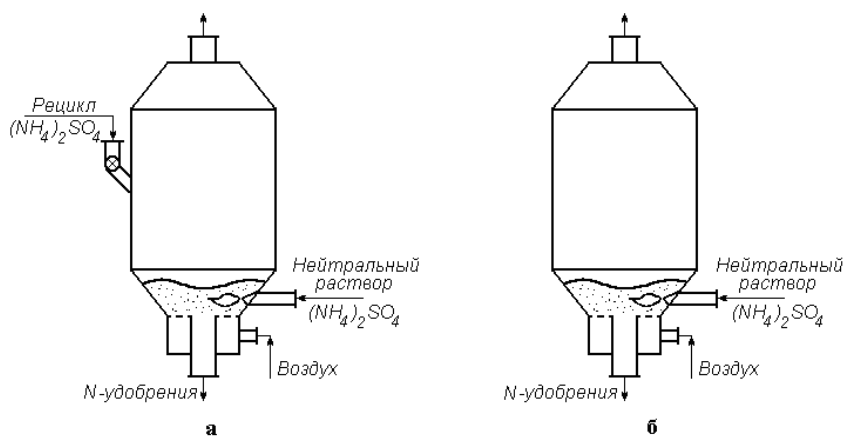


Рис. 6.4. Технологические схемы грануляции NPK-удобрений в кипящем слое

6.1.1.3. Схемы грануляции сульфата аммония

Сульфат аммония относится к азотным удобрениям, содержащим один питательный компонент азот (N). В настоящее время доля производства синтетического и регенерированного сульфата аммония, являющегося побочным продуктом химических производств, значительно больше, чем коксохимического. Существующие технологические схемы производства сульфата аммония имеют ряд существенных недостатков: многостадийность, получение мелкокристаллического продукта и т.д. Указанных недостатков можно избежать, если совместить ряд стадий (нейтрализацию, выпарку, кристаллизацию, сушку, грануляцию продукта) в одном аппарате с кипящим слоем. С целью усовершенствования технологии производства сульфата аммония нами разработаны схемы его получения с применением грануляторов КС, представленные на рис.6.5.



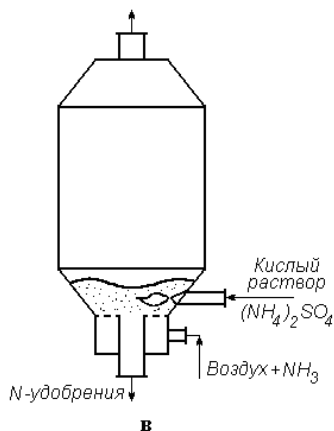


Рис. 6.5. Схемы грануляции сульфата аммония в аппаратах "КС".

(а) - с внешним рециклом; (б), (в) - с внутренним рециклом.

Следует отметить, что все рассмотренные технологические схемы получения минеральных удобрений исследовались на лабораторных, модельных и опытно-промышленных установках. Одна из базовых лабораторных схем изображена на рис. 6.6.

На лабораторных установках исследовался процесс грануляции N - , NP-, NPK-, NS-, NK- удобрений, а также удобрений модифицированных микроэлементами, стимуляторами роста растений и их смесями с защитными плёнками мочевино-формальдегидных соединений.

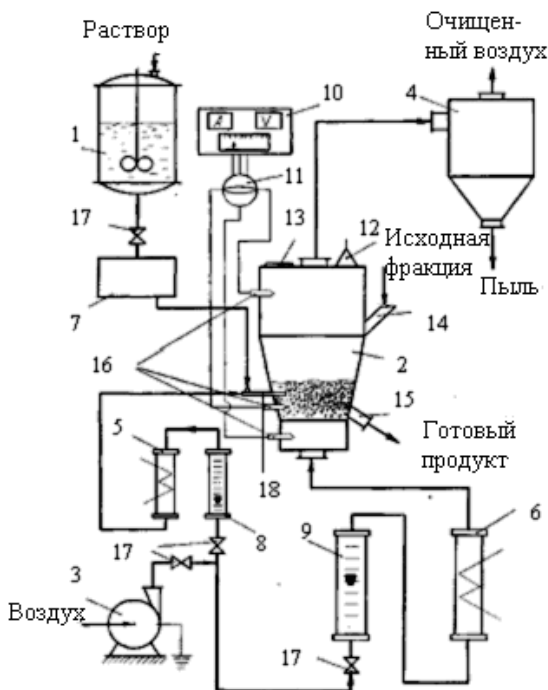


Рис.6.6. Схема лабораторной установки кипящего слоя для грануляции минеральных удобрений :

1 – напорный бак; 2 – цилиндроконический аппарат; 3 – газодувка; 4 – циклон; 5, 6 – электрокалориферы; 7 – микродозатор; 8, 9 – ротаметры; 10 – потенциометр; 11 – переключатель; 12 – окно подсветки; 13 – смотровое окно; 14 – штуцер для подачи исходного материала; 15 – штуцер для выгрузки продукта; 16 – термопары; 17 – вентили; 18 - пневматическая форсунка

6.2. Теоретические основы расчёта технологических схем получения минеральных удобрений с применением техники взвешенного слоя

Общий инженерный метод [15-19] расчета технологических схем получения минеральных удобрений включает :

- 1) расчет расходов сырья при заданном соотношении питательных компонентов в получаемых удобрениях и производительности аппаратов.
- 2) определение температурных режимов процесса грануляции и расчёт энергозатрат.
- 3) расчет гранулометрического состава получаемого продукта и продукта, находящегося в слое (приводится в главе 5).
- 4) расчет тепло-массообмена при грануляции минеральных удобрений.

6.2.1. Расчет расходов сырья

Как уже отмечалось, соотношение основных питательных компонентов (N, P₂O₅, K₂O₅) в уравновешенных удобрениях согласно агротехническим требованиям может быть самым различным и зависит от вида выращиваемой культуры и свойств почвы. Однако не все технологические схемы позволяют получить продукт в широком диапазоне соотношений питательных компонентов. Поэтому получение удобрений с приведенным или заданным химическим составом необходимо рассматривать конкретно для каждой технологической схемы совместно с условиями проведения процесса грануляции в аппарате.

В общем случае масса вещества, отложившаяся при грануляции из раствора на частице взвешенного слоя, может быть рассчитана по уравнению:

$$G_{\text{ТФ}} = \left(\frac{\pi D_{\tau}^3}{6} - \frac{\pi D_0^3}{6} \right) \rho_{\text{ТФ}} , \quad (6.1)$$

где $G_{\text{ТФ}}$ - масса твердой фазы, отложившейся на частице размером D_0 , кг;

D_{τ} , D_0 - текущий и первоначальный диаметры частиц, м;

$\rho_{\text{ТФ}}$ - плотность отложившейся твердой фазы, кг/м³.

Если рост частиц слоя происходит за счет введения в аппарат двух или более гранулируемых компонентов, плотность продукта может быть выражена зависимостью:

$$\rho_{\text{ТФ}} = \frac{\sum_1^n \rho_i \cdot V_i}{\sum V_i}, \quad (6.2)$$

где ρ_i , V_i - плотность и объем компонента, осаждающегося на частицах слоя.

В этом случае имеем равенство:

$$G_{\text{ТФ}} = \sum_1^n G_i \cdot g_i, \quad (6.3)$$

где g_i - массовая доля компонента.

Массовая доля компонента в массе отложившегося вещества пропорциональна расходу раствора или расплава, содержащих данный компонент, и поэтому может быть рассчитана по выражению:

$$g_i = \frac{C_i \cdot G_i}{\sum_1^n C_i \cdot G_i}, \quad (6.4)$$

где G_i - часовой расход раствора или расплава, кг/ч;

C_i - концентрация твердой фазы в растворе.

Таким образом, соотношения между питательными компонентами в гранулах комплексного или сложного удобрения зависят от первоначальных и конечных размеров частиц, а также соотношения часовых расходов растворов или расплавов.

В связи с этим для разработки гибких технологических схем получения комплексных и сложных удобрений, пригодных для выпуска различных видов продукции с требуемым соотношением питательных компонентов, предлагаются следующие методики расчета расходов сырья на

примере схем получения комплексных НК- и сложных NPK-удобрений. При этом будем иметь в виду, что с точки зрения математического описания рассматриваемой проблемы процесс получения NP-удобрений является частным случаем по отношению к процессу производства NPK-удобрений.

6.2.1.1. Расчёт расходов сырья для получения НК- удобрений

Для получения комплексных НК- удобрений в качестве исходного сырья используют насыщенный раствор калиевой селитры и мелкодисперсный ретур карбамида. Насыщенный раствор KNO_3 подаётся в аппарат с помощью форсунок. Для ожижения и сушки гранул используется нагретый газовый теплоноситель. В результате одновременно протекающих в аппарате процессов сушки и грануляции происходит отложение на гранулах карбамида калийсодержащего сырья, что приводит к изменению химического и гранулометрического состава готового продукта.

В соответствии с агрохимическими требованиями химический состав НК-удобрений можно задавать в виде: $N : K = 1 : \varphi$, где φ - коэффициент, принимающий значения 0,25; 0,5 и т.д. Следовательно, в общем случае расчёт химического состава комплексного удобрения сводится к нахождению дополняющих друг друга зависимостей φ от размера гранул $[\varphi = f_1(D_0, D_\tau)]$ и от часовых расходов материальных потоков в стационарном режиме грануляции, т.е. $[\varphi = f_2(G_1, G_2, \dots, G_i)]$.

В явном виде зависимость $[\varphi = f_1(D_0, D_\tau)]$ можно получить из уравнения (6.5), характеризующего соотношение между количеством G_{K_2O} в отлагающемся продукте и количеством общего азота $G_N^{общ}$ в образующейся грануле, т.е.

$$\varphi = \frac{G_{K_2O}}{G_N^{общ}} = \frac{g_{K_2O}^{KNO_3} \left(\frac{\pi D_\tau^3}{6} - \frac{\pi D_0^3}{6} \right) \rho_{KNO_3}}{g_N^{кар} \frac{\pi D_0^3}{6} \rho_k + g_N^{KNO_3} \left(\frac{D_\tau^3}{6} - \frac{D_0^3}{6} \right) \cdot \rho_{KNO_3}} \quad (6.5)$$

Решая (6.1), относительно D_τ , имеем:

$$D_{\tau} = D_0 \left[1 + \frac{g_N^{\text{кар}} \rho_{\text{к}} \varphi}{(g_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{KNO}_3} - g_N^{\text{KNO}_3} \varphi) \rho_{\text{KNO}_3}} \right]^{1/3}. \quad (6.6)$$

После определения текущего размера гранулы D_{τ} для соответствующего значения φ , связывающего также расходы материальных потоков в установившемся процессе грануляции (6.7) можно по (6.8) - (6.10) рассчитать расходы ретур карбамида, раствора калиевой селитры и производительность установки по твёрдой фазе.

$$\varphi = \frac{G_{\text{K}_2\text{O}}}{G_N^{\text{общ}}} = \frac{G_{\text{KNO}_3}^{\text{p-p}} C_{\text{KNO}_3}^{\text{тф}} g_{\text{K}_2\text{O}}}{G_{\text{кар}} g_N^{\text{кар}} + G_{\text{KNO}_3}^{\text{p-p}} C_{\text{KNO}_3}^{\text{тф}} g_N^{\text{KNO}_3}}, \quad (6.7)$$

$$G_{\text{кар}} = \frac{G_{\text{KNO}_3}^{\text{p-p}} C_{\text{KNO}_3}^{\text{тф}} (g_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{KNO}_3} - g_N^{\text{KNO}_3} \varphi)}{\varphi g_N^{\text{кар}}}, \quad (6.8)$$

$$G_{\text{пр}} = G_{\text{KNO}_3}^{\text{p-p}} C_{\text{KNO}_3}^{\text{тф}} + G_{\text{кар}} C_{\text{кар}}, \quad (6.9)$$

$$G_{\text{KNO}_3}^{\text{p-p}} = \frac{G_{\text{пр}}}{G_{\text{KNO}_3}^{\text{тф}} \left[1 + \frac{g_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{KNO}_3} - g_N^{\text{KNO}_3} \varphi}{\varphi g_N^{\text{кар}}} \right]} \quad (6.10)$$

Для расчёта соотношений между питательными компонентами (N: K₂O) в получаемом продукте можно использовать следующие зависимости:

$$D_{\tau} = D_0 \left(\frac{G_{\text{тф}} \rho_{\text{кар}}}{G_{\text{сл}} \rho_{\text{KNO}_3}} \tau + 1 \right)^{1/3}, \quad (6.11)$$

$$N_{\text{общ}} (\text{мас. \%}) = \frac{D_0^3 \rho_M b_N^M + [(D_{\tau}^3 - D_0^3) \rho_{\text{см}}] C_{\text{кк}} b_N^{\text{кк}}}{D_0^3 \rho_M + (D_{\tau}^3 - D_0^3) \rho_{\text{см}}}, \quad (6.12)$$

$$N_M (\text{мас. \%}) = \frac{(D_{\tau}^3 - D_0^3) \rho_{\text{см}} C_{\text{см}} b_N^M}{D_0^3 \rho_M + (D_{\tau}^3 - D_0^3) \rho_{\text{см}}}, \quad (6.13)$$

$$K_2O(\text{мас. \%}) = \frac{(D_\tau^3 - D_0^3) \rho_{\text{см}} C_{\text{кк}} b_{\text{кк}}}{D_0^3 \rho_{\text{м}} + (D_\tau^3 - D_0^3) \rho_{\text{см}}}, \quad (6.14)$$

$$\rho_{\text{см}} = \rho_{\text{м}} C_{\text{м}} + \rho_{\text{кк}} C_{\text{кк}}, \quad (6.15)$$

$$C_i = \frac{G_i}{\sum_1^n G_i}, \quad (6.16)$$

Уравнения (6.11) – (6.14) соответственно характеризуют изменение: (6.11)-среднего диаметра гранул при постоянном числе частиц в слое, (6.12)-содержания общего азота, (6.13) – содержания карбамидного азота, (6.14)-содержания K_2O ; уравнения (6.15) – (6.16) характеризуют: (6.15) – плотность смеси гранулируемых продуктов, (6.16) – массовая доля компонента в продукте.

В стационарном процессе грануляции при $\tau \Rightarrow \infty$ текущий размер гранулы равен:

$$D_\tau = D_0 \left(\frac{G_{\text{тф}} + G_{\text{к}}}{G_{\text{к}}} \right)^{1/3}, \quad (6.17)$$

Экспериментальные исследования по изменению гранулометрического и химического состава проводились на лабораторной установке с кипящим слоем (рис. 6.6) в оптимальном режиме грануляции НК-удобрений.

Некоторые результаты расчётно-экспериментальных исследований по получению НК – удобрений на основе карбамида и раствора калиевой селитры представлены на рис. 6.7 и 6.8 в виде графиков, выражающих зависимость изменения размера гранул и их химического состава от времени в периодическом процессе грануляции при постоянном числе частиц.

Как видно из этих рисунков, расчётные и опытные данные хорошо согласуются. Среднее отклонение между опытными и расчётными величинами не превышает 5-7%.

Обозначения: G_{K_2O} , $G_N^{ОБЩ}$, $G_{КАР}$, $G_{ТФ}$, $G_{KNO_3}^{P-P}$ - соответственно расходы: калия, общего азота, карбамида, твёрдой фазы гранулируемого продукта и раствора калиевой селитры;
 $g_{K_2O}^{KNO_3}$, $g_N^{КАР}$, $g_N^{KNO_3}$ – соответственно содержания : калия в отлагающемся продукте, азота в исходной навеске карбамида, азота в отлагающемся продукте;
 D_t и D_0 – текущий и первоначальный размер гранул.

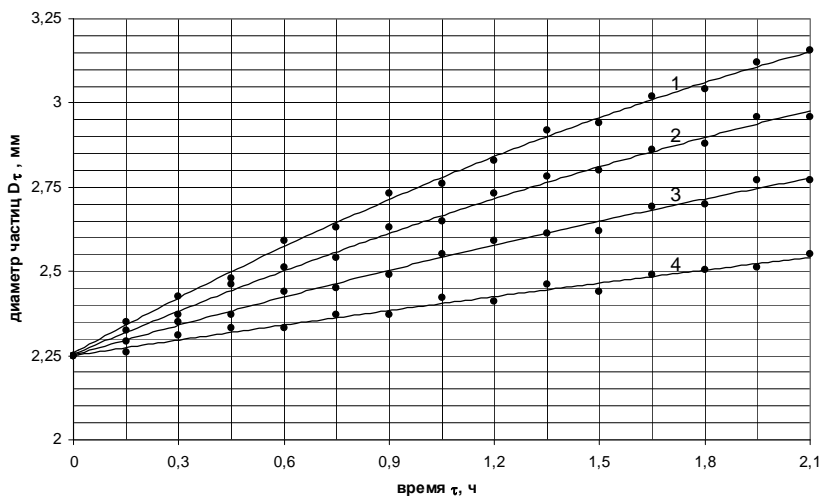


Рис. 6.7. Зависимость диаметра гранул НК- удобрений от времени в процессе грануляции. Производительность установки по твердой фазе $G_{тф}$ (кг/час):
 1 – 0,4; 2 – 0,3; 3 – 0,2; 4 – 0,1. Линии – расчет, точки – эксперимент

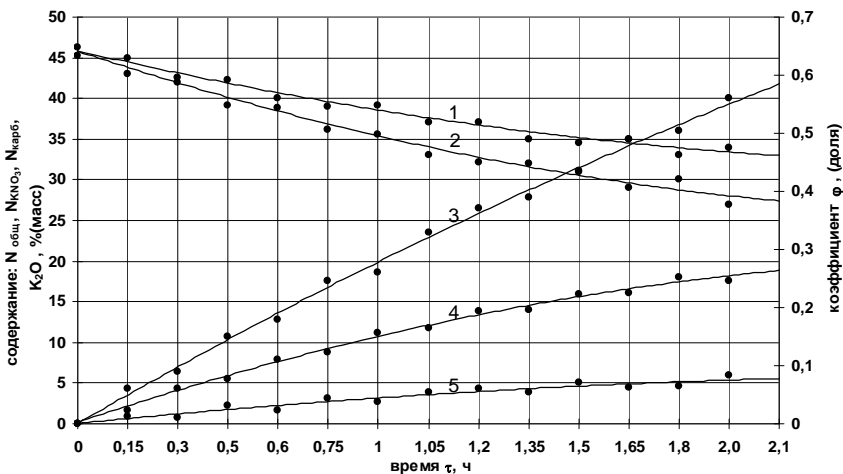


Рис. 6.8. Зависимость химического состава гранул НК-удобрений от времени в процессе грануляции. Производительность установки по твердой фазе $G_{\text{тв}}=0,4$ кг/ч, 1 - $N_{\text{общ}}$, 2 - $N_{\text{карб}}$, 3 - ϕ , 4 - K_2O , 5 - N_{KNO_3} . Линии – расчет, точки - эксперимент

00

6.2.1.2. Расчет расходов сырья для получения NPK и NP – удобрений

Отметим, что требуемое соотношение $N : P_2O_5 : K_2O$ в получаемом продукте зависит не только от расходов исходных компонентов, но и от условий проведения процесса грануляции, в частности, от таких параметров, как температура процесса и степень аммонизации фосфорной кислоты (α_a), которая характеризует отношение диаммонийфосфата к моноаммонийфосфату в получаемом продукте.

Обоснование этой методики рассмотрим на трех основных схемах получения сложных удобрений. При этом будем иметь в виду, что с точки зрения математического описания рассматриваемой проблемы процесс получения NP-удобрений является частным случаем по отношению к процессу производства NPK-удобрений. Примем соотношение между питательными

компонентами в NPK-удобрении в виде P_2O_5 : ψN : ϕK_2O . Здесь ψ и ϕ -коэффициенты, имеющие любое значение, например, 0,5; 1,0; 1,5; и т.д. Для схемы с использованием аммонизированных растворов фосфатов аммония, карбамида и калийсодержащего сырья массы P_2O_5 , и K_2O , вводимые в аппарат, могут быть соответственно выражены:

$$m_{P_2O_5} = G_{\text{ФАМ}}^{\text{p-ра}} \left[\alpha_a C_{P_2O_5}^{\text{дф}} + C_{P_2O_5}^{\text{мф}} \right], \quad (6.18)$$

$$m_N = G_{\text{кар}} b_2 C_N^{\text{кар}} + G_{\text{ФАМ}}^{\text{p-p}} b_1 \left[\alpha_a C_N^{\text{дф}} + (1 - \alpha_a) C_N^{\text{мф}} \right], \quad (6.19)$$

$$m_{K_2O} = G_{K_2O}^{\text{p-ра}} b_3 C_{K_2O}. \quad (6.20)$$

Массовые расходы P_2O_5 и K_2O , выходящие из аппарата с получаемым продуктом, будут равны входным. Несколько иначе дело обстоит с массовым расходом азота. Поскольку над растворами фосфата аммония существует некоторое равновесное давление паров аммиака, зависящее от температуры и степени аммонизации, то часть азота, вводимого в аппарат с солями аммония, выделится и будет унесена псевдоожигающим агентом.

Количество удаляемого с псевдоожигающим агентом аммиака можно рассчитать по формуле:

$$G'_{NH_3} = \frac{G_b \rho_{NH_3}}{P_a \rho_{\text{воз}}} \exp \left[4,26 (1 + \alpha_a)^2 - 7,47 (1 + \alpha_a) + 30,41 - \frac{9845}{T} \right]. \quad (6.21)$$

Таким образом, массовый расход азота в получаемом продукте будет равен

$$m'_N = m_N - G'_{NH_3} C_N^{\text{ам}}. \quad (6.22)$$

Запишем материальный баланс по твердой фазе для аппарата в целом.

$$G_{\text{пр}} = G_{\text{фам}}^{\text{p-p}} b_1 + G_{\text{кар}} b_2 + G_{K_2O}^{\text{p-p}} b_3 - G'_{NH_3}, \quad (6.23)$$

где b - концентрация твердой фазы в используемом сырье, доля.

Задаваясь производительностью аппарата $G_{\text{пр}}$ и требуемым соотношением питательных компонентов $\psi = m_{P_2O_5} / m'_N$, $\phi = m_{P_2O_5} / m_{K_2O}$, получим

уравнения, характеризующие необходимые расходы сырья.

$$G_{\text{ФАМ}}^{\text{p-p}} = \frac{G_{\text{пр}} + G'_{\text{NH}_3} (1 - C_{\text{N}}^{\text{ам}} b_2)}{b_1 \left\{ 1 + \left[\alpha_a C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{дф}} + (1 - \alpha_a) C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{мф}} \right] \left(\frac{1}{\psi C_{\text{N}}^{\text{кар}}} - \frac{1}{C_{\text{N}}^{\text{кар}}} - \frac{1}{\varphi C_{\text{K}_2\text{O}}} \right) \right\}}, \quad (6.24)$$

$$G_{\text{кар}} = \left(\frac{G_{\text{ФАМ}}^{\text{p-p}} b_1}{C_{\text{N}}^{\text{кар}} b_2} \right) \left\{ \frac{1}{\psi} \left[\alpha_a C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{дф}} + (1 - \alpha_a) C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{мф}} \right] - \right. \\ \left. - \left[\alpha_a C_{\text{N}}^{\text{дф}} + (1 - \alpha_a) C_{\text{N}}^{\text{мф}} \right] \right\} + G'_{\text{NH}_3} C_{\text{N}}^{\text{ам}}, \quad (6.25)$$

$$G_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{p-p}} = G_{\text{ФАМ}}^{\text{p-p}} b_1 \left[\alpha_a C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{дф}} + (1 - \alpha_a) C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{мф}} \right] / \varphi b_3 C_{\text{K}_2\text{O}}. \quad (6.26)$$

Для технологической схемы получения NPK-удобрений, в которой сырьем является гранулированный карбамид, фосфорная кислота, газообразный аммиак и калийсодержащий компонент, запишем уравнения массовых расходов N, P₂O₅ и K₂O, выводимых из аппарата с готовым продуктом:

$$m_{\text{N}} = G_{\text{кар}} b_2 C_{\text{N}}^{\text{кар}} + G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 \left[\alpha_a \frac{2M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} + (1 - \alpha_a) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} \right] C_{\text{N}}^{\text{ам}}, \quad (6.27)$$

$$m_{\text{P}_2\text{O}_5} = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{H}_3\text{PO}_4}, \quad (6.28)$$

$$m_{\text{K}_2\text{O}} = G_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{p-pa}} b_3 C_{\text{K}_2\text{O}}. \quad (6.29)$$

По аналогии с расчетом первой технологической схемы, записывая уравнение баланса по твердой фазе для установки, задаваясь ее производительностью и принимая требуемые значения коэффициентов ψ и φ ,

получаем следующие уравнения, позволяющие рассчитать требуемые расходы сырья:

$$G_{\text{H}_3\text{PO}_4} = \frac{G_{\text{пр}}}{b_1} \left/ \left[1 + \frac{C_{\text{H}_3\text{PO}_4}^{\text{H}_3\text{PO}_4}}{\psi C_{\text{N}}^{\text{кар}}} + \frac{C_{\text{H}_3\text{PO}_4}^{\text{P}_2\text{O}_5}}{\varphi C_{\text{K}_2\text{O}}} + \left(1 - \frac{C_{\text{N}}^{\text{ам}}}{C_{\text{H}_3\text{PO}_4}^{\text{P}_2\text{O}_5}} \right) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} (1 + \alpha_a) \right] \right., \quad (6.30)$$

$$G_{\text{кар}} = \frac{G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1}{b_2 C_{\text{N}}^{\text{кар}}} \left[\frac{C_{\text{H}_3\text{PO}_4}^{\text{H}_3\text{PO}_4}}{\psi} - (1 + \alpha_a) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{TM}_4}} C_{\text{N}}^{\text{ам}} \right], \quad (6.31)$$

$$G_{\text{K}_2\text{O}} = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{H}_3\text{PO}_4} / \varphi b_3 C_{\text{K}_2\text{O}}, \quad (6.32)$$

$$G_{\text{NH}_3} = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 (1 + \alpha_a) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} + G'_{\text{NH}_3}. \quad (6.33)$$

При расчете расходов сырья для технологической схемы получения НРК-удобрений с использованием гранулированного карбамида, фосфорной кислоты, плава мочевины после колонны дистилляции первой ступени и калийсодержащего компонента определим вначале связь между расходами фосфорной кислоты ($G_{\text{H}_3\text{PO}_4}$) и плава мочевины ($G_{\text{пл}}$), при которых достигается наиболее полное использование аммиака. При наиболее полном использовании NH_3 он должен расходоваться только на нейтрализацию фосфорной кислоты до заданной степени аммонизации - α_a и на поддержание равновесного давления аммиака в аппарате.

В этом случае получаем уравнение

$$G_{\text{пл}} b_5 (b_6 + b_7 C_{\text{NH}_3}^{\text{кб}}) = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 (1 + \alpha_a) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} + G'_{\text{NH}_3} \quad (6.34)$$

При выполнении равенства (6.34) имеет место следующая система уравнений:

$$m_N = G_{\text{кар}} b_2 C_N^{\text{кар}} + G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 (1 + \alpha_a) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} + G_{\text{пл}} b_8 C_N^{\text{кар}}, \quad (6.35)$$

$$\frac{m_{\text{P}_2\text{O}_5}}{m_N} = \psi = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{H}_3\text{PO}_4} / m_N, \quad (6.36)$$

$$\frac{m_{\text{P}_2\text{O}_5}}{m_{\text{K}_2\text{O}}} = \varphi = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{H}_3\text{PO}_4} / G_{\text{K}_2\text{O}} b_3 C_{\text{K}_2\text{O}}, \quad (6.37)$$

$$G_{\text{пр}} = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 + G_{\text{кар}} b_2 + G_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{P-P}} b_3 + G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 (1 + \alpha_a) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}}. \quad (6.38)$$

Решая систему уравнений (6.35) ÷ (6.38), получаем выражения для требуемых расходов сырья при известной производительности установки $G_{\text{пр}}$ и заданных коэффициентах ψ и φ :

$$G_{\text{H}_3\text{PO}_4} = \frac{G_{\text{пр}}}{b_1} \left/ \left[1 + \frac{C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{H}_3\text{PO}_4}}{\psi \cdot C_N^{\text{кар}}} + \frac{C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{H}_3\text{PO}_4}}{\varphi \cdot C_{\text{K}_2\text{O}}} + \left(1 - \frac{C_N^{\text{ам}}}{C_N^{\text{кар}}} \right) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} (1 + \alpha_a) \right] \right., \quad (6.39)$$

$$G_{\text{кар}} = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 \left[\frac{C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{H}_3\text{PO}_4}}{\psi b_2 C_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{кар}}} (1 + \alpha_a) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} \left(C_N^{\text{ам}} + \frac{b_8}{b_9 b_2} \right) \right] - \frac{b_8}{b_9 b_2} G'_{\text{NH}_3}, \quad (6.40)$$

$$G_{\text{K}_2\text{O}} = G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 C_{\text{P}_2\text{O}_5}^{\text{H}_3\text{PO}_4} / \varphi b_3 C_{\text{K}_2\text{O}}, \quad (6.41)$$

$$G_{\text{пл}} = \left[G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 (1 + \alpha_a) \frac{M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{H}_3\text{PO}_4}} + G'_{\text{NH}_3} \right] \left/ \left(b_8 + b_7 C_{\text{NH}_3}^{\text{кб}} \right) \right., \quad (6.42)$$

где $b_9 = b_6 + b_7 C_{\text{NH}_3}^{\text{кб}}$ - общее содержание аммиака в плаве карбамида.

При расчете технологических схем, предназначенных для получения NP-удобрений, необходимо расход калийсодержащего сырья принимать равным нулю, а коэффициент ϕ равным бесконечности ($G_{K_2O} = 0, \phi = \infty$).

6.2.2. Определение температурных режимов процесса грануляции минеральных удобрений и расчет энергозатрат

Обоснование температурных режимов процесса грануляции минеральных удобрений и расчет энергозатрат, которые определяются расходом псевдоожижающего агента, его температурой под решеткой и на выходе из аппарата, базируется на тепловых балансах установки.

Для технологической схемы получения NP- и NPK-удобрений на базе аммонизированных растворов фосфатов аммония, карбамида и калийсодержащего сырья тепловой баланс примет вид:

$$\begin{aligned}
 & G_B C_{\text{воз}}^T (t_{\text{сл}} - t_B^H) + G'_{\text{NH}_3} q + G_{\text{пр}} C_{\text{пр}}^T t_{\text{сл}} + G_{\text{H}_2\text{O}} t_{\text{сл}} C_{\text{H}_2\text{O}}^T + G_{\text{H}_2\text{O}} r^* + \\
 & + G'_{\text{NH}_3} C_{\text{NH}_3}^T t_{\text{сл}} - G_B^\Phi C_{\text{воз}}^T (t_{\text{вф}} - t_{\text{сл}}) - G_{\text{ФАМ}}^{p-p} t_{\text{ФАМ}}^{p-p} [(1 - b_1) C_{\text{H}_2\text{O}}^T + \\
 & + b_1 \alpha_a C_{\text{дф}}^T + b_1 (1 - \alpha_a) C_{\text{мф}}^T] - G_{\text{K}_2\text{O}}^{p-p} t_{\text{K}_2\text{O}} [(1 - b_3) C_{\text{H}_2\text{O}}^T + b_3 C_{\text{K}_2\text{O}}^T] - \\
 & - G_{\text{кар}} t_{\text{кар}} [(1 - b_2) C_{\text{H}_2\text{O}}^T + b_2 C_{\text{кар}}^T] = 0.
 \end{aligned} \tag{6.43}$$

Составим тепловой баланс для технологической схемы с использованием фосфорной кислоты, карбамида, калийсодержащего и газообразного аммиака.

$$\begin{aligned}
 & G_B C_{\text{воз}}^T (t_B^H - t_{\text{сл}}) - [G_{\text{H}_3\text{PO}_4} (1 - b_1) + G_{\text{кар}} (1 - b_2) + G_{\text{K}_2\text{O}} (1 - b_3)] \times \\
 & \times (r + t_{\text{сл}} C_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{III}}) - G'_{\text{NH}_3} C_{\text{NH}_3}^T t_{\text{сл}} - G_{\text{K}_2\text{O}} b_3 t_{\text{сл}} - G_{\text{кар}} b_2 C_{\text{кар}}^T t_{\text{сл}} - \\
 & - G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 [1,34 \alpha_a C_{\text{дф}}^T + 1,17 (1 - \alpha_a) C_{\text{мф}}^T] t_{\text{сл}} + G_{\text{H}_3\text{PO}_4} t_{\text{H}_3\text{PO}_4}^H \times \\
 & \times [b_1 C_{\text{H}_3\text{PO}_4}^T + (1 - b_1) C_{\text{H}_2\text{O}}^T] + G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 [\alpha_a q + (1 - \alpha_a) q_{\text{мф}}] +
 \end{aligned}$$

$$+ G_a^\phi C_{\text{воз}}^T (t_{\text{вф}} - t_{\text{сл}}) + G_{\text{NH}_3} C_{\text{NH}_3}^T t_{\text{NH}_3}^H = 0. \quad (6.44)$$

Запишем тепловой баланс для технологической схемы получения сложных удобрений, в которой используют фосфорную кислоту, гранулированный карбамид, плав карбамида и калийсодержащее сырье.

$$\begin{aligned} & G_B C_{\text{воз}}^T (t_{\text{сл}} - t_B^H) + [G_{\text{H}_3\text{PO}_4} (1 - b_1) + G_{\text{кар}} (1 - b_2) + G_{\text{K}_2\text{O}} (1 - b_3) \times \\ & + G_{\text{пл}} b_4^{\text{H}_2\text{O}}] (r + t_{\text{сл}} C_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пл}}) + G_{\text{пл}} b_6 q_{\text{дис}} + G_{\text{пл}} b_6 q_{\text{рkb}} + G'_{\text{NH}_3} C_{\text{NH}_3}^T t_{\text{сл}} + \\ & + 0,564 G_{\text{пл}} b_7 C_{\text{K}_2\text{O}}^T + G_{\text{K}_2\text{O}} b_3 C_{\text{K}_2\text{O}}^T t_{\text{сл}} + (G_{\text{K}_2\text{O}} b_3 + G_{\text{пл}} b_8) C_{\text{кар}}^T t_{\text{сл}} + \\ & + 1,34 \alpha_a b_1 G_{\text{H}_3\text{PO}_4} C_{\text{дф}}^T t_{\text{сл}} + 1,173 b_1 G_{\text{H}_3\text{PO}_4} (1 - \alpha_a) l + 1,173 C_{\text{мф}}^T t_{\text{сл}} - \\ & - G_{\text{пл}} b_5 q_{\text{кр}} - G_{\text{пл}} b_5 \alpha_a q_{\text{дф}} - G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 (1 - \alpha_a) q_{\text{мф}} - G_{\text{H}_3\text{PO}_4} b_1 \times \\ & \times C_{\text{H}_3\text{TO}_4}^T t_{\text{H}_3\text{PO}_4}^H - G_{\text{H}_3\text{PO}_4} (1 - b_1) \cdot C_{\text{H}_2\text{O}}^T \cdot t_{\text{H}_3\text{PO}_4}^H - G_{\text{K}_2\text{O}} b_3 C_{\text{K}_2\text{O}}^T t_{\text{K}_2\text{O}}^H - \\ & - G_{\text{K}_2\text{O}} (1 - b_3) \cdot C_{\text{K}_2\text{O}}^T t_{\text{K}_2\text{O}}^H - G_{\text{кар}} b_2 C_{\text{кар}}^T t_{\text{кар}}^H - G_{\text{кар}} (1 - b_2) \cdot C_{\text{H}_2\text{O}}^T \cdot t_{\text{кар}}^H - \\ & - G_{\text{пл}} b_7 C_{\text{кб}}^{\text{пл}} t_{\text{пл}} - G_{\text{пл}} b_6 i_{\text{NH}_3}^{\text{пл}} - G_{\text{пл}} b_4 C_{\text{H}_2\text{O}}^T t_{\text{пл}} - G_B^\phi C_{\text{воз}}^T (t_{\text{вф}}^H - t_{\text{сл}}) = 0. \quad (6.45) \end{aligned}$$

Из тепловых балансов для любой технологической схемы получения минеральных удобрений определяют требуемую температуру воздуха под решеткой аппарата КС по уравнению

$$t_B^H = t_{\text{сл}} - \frac{\sum_{i=1}^n Q_i - \sum_{i=1}^n Q'_i}{G_B C_{\text{воз}}^T}, \quad (6.46)$$

где $\sum_{i=1}^n Q_i$, $\sum_{i=1}^n Q'_i$ - соответственно статьи прихода и расхода теплоты в тепловых балансах, кВт.

Следует отметить, что при расчете процессов получения NP-удобрений, в тепловых балансах (6.43) ÷ (6.45) расход калийсодержащего сырья следует принять равным нулю ($G_{K_2O} = 0$).

Обозначения к 6.2.1

G_{K_2O} , $G_N^{ОБЩ}$, $G_{КАР}$, $G_{ТФ}$, $G_{KNO_3}^{P-P}$ - соответственно расходы: калия, общего азота, карбамида, твёрдой фазы гранулируемого продукта и раствора калиевой селитры; $g_{K_2O}^{KNO_3}$, $g_N^{КАР}$, $g_N^{KNO_3}$ – соответственно содержания: калия в отлагающемся продукте, азота в исходной навеске карбамида, азота в отлагающемся продукте; D_t и D_0 – текущий и первоначальный размер гранул; $G_{фам}^{P-P}$, $G_{кар}$, G_{K_2O} , $G_{H_3PO_4}$, G_{NH_3} , $G_{пл}$ - массовые расходы фосфата аммония, гранулированного карбамида, калийсодержащего сырья, фосфорной кислоты, газообразного аммиака, плава мочевины, кг/с; $C_{P_2O_5}^{ДФ}$, $C_{P_2O_5}^{МФ}$, $C_{H_3PO_4}^{P_2O_5}$, $C_N^{кар}$, $C_N^{ам}$, $C_{NH_3}^{кб}$, C_{K_2O} - соответственно содержание P_2O_5 в ДАФ, моноаммонийфосфате, фосфорной кислоте, азота в карбамиде, газообразном аммиаке, аммиака в карбамиде, K_2O в калийсодержащем сырье, доля; $b_1, b_2, b_3, b_4^{H_2O}$, b_5, b_6, b_7, b_8, b_9 - соответственно концентрация твёрдой фазы в используемом сырье, воды в плаве, общая карбамида и карбамата в плаве, свободного аммиака, карбамата, мочевины и общая аммиака в плаве карбамида.

6.3.3. Расчет тепло-массообмена при грануляции минеральных удобрений

6.3.3.1. Общие положения

Развитие теории и техники сушки со взвешенным слоем, изложенное в работах [1-19], требует расчётных уравнений, позволяющих определить длительность процесса и основные габаритные размеры аппарата. Аналитическое решение этой задачи, например, с помощью системы нелинейных дифференциальных уравнений весьма затруднительно, поскольку в неё вхо-

дят коэффициенты влаго- и теплопереноса, которые в настоящее время определяются в основном только экспериментальными методами для конкретных условий сушки. Кроме того, расчёт процессов сушки во взвешенном слое затрудняется из-за сложной гидродинамической обстановки около поверхности влажной частицы.

В связи со сложностью механизма процесса сушки, в котором тепло- и массообмен неразрывны, наиболее простым является тепловой метод расчёта сушилок со взвешенным слоем, т.е. когда кинетику этого сложного процесса можно характеризовать с помощью коэффициента теплоотдачи α . В этом случае подразумевается, что коэффициент теплоотдачи отражает влияние диффузионных явлений.

6.3.3.2. Тепло-и массообмен во взвешенном слое

Теплообмен между оживающим агентом и частицами взвешенного слоя описывается уравнением:

$$Q = \alpha F \Delta t, \quad (6.47)$$

где α – коэффициент теплоотдачи от оживающего агента к твёрдой частице (или наоборот), Вт/(м² град.); F – поверхность теплообмена (принимается равной поверхности твёрдых частиц в слое), м²; Δt – разность температур оживающего агента и твёрдых частиц, град.; Q – количество тепла, переданного в единицу времени от оживающего агента к твёрдым частицам, Вт.

Техника псевдоожижения обычно оперирует с твёрдыми частицами малого размера. Это позволяет в большинстве случаев пренебречь неравномерностью температурного поля внутри отдельной частицы и ввести в расчёт некоторую температуру твёрдой частицы постоянную по всему её объёму. Благодаря большой поверхности частиц процесс теплообмена между ними и оживающим агентом протекает очень интенсивно и значения Δt соответственно малы. Следствием этого является быстрое выравнивание температуры оживающего агента уже вблизи газораспределительной решётки.

Величины критерия Био $Bi = \alpha R / \lambda$, отражающего отношение

термических сопротивлений внутри и снаружи частицы, как правило, бывают невелики. Предельное значение Bi , позволяющее пренебречь градиентом температур внутри частицы, оценивается в пределах до 3÷4 [4].

При определении средней разности температур, наряду с уравнением (6.47), используют уравнение теплового баланса:

$$Q = G c (t_n - t_k), \quad (6.48)$$

где G - расход псевдоожигающего агента, кг/ с;

c - теплоёмкость псевдоожигающего агента, Дж/(кг гр.)

t_n, t_k – соответственно начальная и конечная температуры псевдоожигающего агента, $^{\circ}C$.

Применительно к бесконечно малому вертикальному участку слоя dZ с поверхностью частиц dF уравнение (6.47) можно записать следующим образом:

$$dQ = \alpha (t - t_q) dF = - G c dt, \quad (6.49)$$

где t_q – температура твёрдых частиц, град.

Деля почленно левые и правые части уравнений (6.48) и (6.49), получим:

$$\frac{\alpha(t - t_q)dF}{Q} = \frac{-Gcdt}{Gc(t_n - t_k)}. \quad (6.50)$$

Из уравнения (6.50) следует:

$$Q = \alpha F \frac{t_n - t_k}{\int_{t_n}^{t_k} \frac{dt}{t - t_q}} = \alpha F \Delta t_{cp}. \quad (6.51)$$

Если температуру частиц на высоте слоя можно принять постоянной, то уравнение (6.51) принимает вид:

$$Q = \alpha F \frac{t_n - t_k}{\ln \frac{t_n - t_q}{t_k - t_q}} \quad (6.52)$$

и тогда:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{t_n - t_k}{\ln \frac{t_n - t_q}{t_k - t_q}} \quad (6.53)$$

Другой, не менее важной величиной, входящей в уравнение (6.47), является коэффициент теплоотдачи α . Коэффициент теплоотдачи характеризует интенсивность подвода тепла и по физическому смыслу является количеством тепла, отданным псевдоожижающим агентом единице поверхности частиц в единицу времени при разности температур между ними в один градус.

Определение коэффициентов тепло- и массоотдачи представляет значительные трудности и в настоящее время возможно лишь экспериментальным путём. Обработка результатов экспериментальных исследований проводится на основе теории подобия и представляется в виде обобщённых критериальных уравнений тепло- и массообмена :

$$\text{Nu} (\text{Nu}') = f (\text{Re}, \text{Pr}, \text{Pr}_m, \text{Ar}, \text{Lu}, L_1/L_2 \dots). \quad (6.54)$$

В теории тепло- и массообмена принято, что поле температур подобно полю давлений пара, т.к. в условиях развитого турбулентного режима толщины пограничного слоя полей температуры и скорости одинаковы рис.(6.9). Следовательно, Nu (тепловой) эквивалентен Nu' (массообменному), и тогда зависимости между теплообменом и массообменом выразятся следующим образом:

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Pr}, \dots) \quad \text{и} \quad \text{Nu}' = f(\text{Re}, \text{Pr}_m, \dots), \dots,$$

$$\mathbf{q} = \alpha (t - t_q) = c_p \gamma V' (t - t_q), \quad (6.55)$$

$$m = \beta (p_n - p_c) = V' (p_n - p_c). \quad (6.56)$$

Разделив почленно соотношения (6.55) и (6.56), получим:

$$\frac{\alpha}{\beta} = c_p \gamma \quad (6.57)$$

т.е. отношение коэффициента теплообмена к коэффициенту массообмена

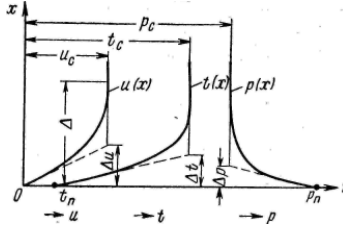


Рис. 6.9. Кривые распределения скорости, температуры и парциального давления в пограничном слое

равно объемной изобарной теплоемкости жидкости. Это соотношение известно под названием формулы Льюиса.

При значительных перепадах температуры и парциального давления паров жидкости в формулу Льюиса вводится поправка на переносные свойства:

$$\frac{\alpha}{\beta} = c_p \gamma \frac{p - p_n}{p} \quad (6.58)$$

где p - общее давление; p_n - парциальное давление паров жидкости.

При парциальном давлении паров жидкости $p_n = 0$ можно считать, что $\frac{\alpha}{\beta}$ равно отношению коэффициентов теплопроводности и диффузии:

$$\frac{\alpha}{\beta} = \frac{\lambda}{D} \quad (6.59)$$

В нижеприведенной таблице представлены критериальные зависимости тепло – и массообмена; полученные разными авторами в процессе экспериментальных исследований сушки дисперсных материалов в кипящем слое .

Таблица 6.1.

Критериальные зависимости тепло – и массообмена [4]

Автор	Критериальная зависимость	Re _г
Кинард, Малкин	$Nu' = 2 + 0,45 Re^{0,5} Pr_m^{0,33} + 0,043 Re^{0,5} Pr^{0,33}$	1 - 16000
Ранц, Маршалл	$Nu' = 2 + 0,6 Re^{0,5} Pr^{0,33}$	2 - 20
Фресслинг	$Nu' = 2 + 0,55 Re^{0,5} Pr^{0,33}$	1 - 70000
Кинцер, Ганн	$Nu' = 2 + 0,57 Re^{0,5} Pr^{0,33}$	1 - 2500
Д.Н. Вырубов	$Nu' = 2 + 0,52 Re^{0,5} Pr^{0,33}$ $Nu' = 2 + 0,54 Re^{0,67}$	100 - 500 200 - 3000
А.П. Сокольский, Ф.А. Тимофеева	$Nu' = 2 + 0,16 Re^{0,67}$	0,7 - 200
Фрейдлан - дер	$Nu' = 2 + 0,5 Re^{0,25} Pr^{0,22}$	0 - 10
Е.В. Балашов	$Nu' = 2 + 0,54 Re^{0,36} Pr^{0,33}$ $Nu' = 2 + 0,31 Re^{0,63} Pr^{0,3}$	1 - 10 10 - 3000
Майзель, Шервуд	$Nu' = 2 + 0,65 Re^{0,5} Pr^{0,33}$	20 - 48000
Гарнер, Тойбен	$Nu' = 2 + 0,6 Re^{0,5} Pr^{0,33}$	20 - 500

Определение поверхности теплообмена F, как и коэффициента теплоотдачи, связано с некоторыми трудностями. Это, в особенности, относится к полидисперсным слоям. В случае определения поверхности полидисперсного слоя целесообразно использовать уравнение :

$$F_{\text{сл}} = \sum_{i=1}^{i=n} \frac{6G_{\text{сл}} \rho_i}{\rho_{\text{ч}} d_i} , \quad (6.60)$$

где $G_{\text{сл}}$ – масса слоя, кг; ρ_i – массовая доля частиц i - ой фракции; d_i - диаметр частиц i - ой фракции.

6.3.3.3. Методика расчёта сушки влажных материалов

во взвешенном слое

Процессы тепло – и массообмена, протекающие при сушке минеральных удобрений в аппаратах КС, можно описать следующими дифференциальными и опытными уравнениями [16], характеризующими:

скорость удаления влаги из материала в первом периоде сушки:

$$\frac{dG_{H_2O}}{d\tau} = \beta \frac{M_{H_2O} \cdot F_M}{R (273 + t_B)} (P_{H_2O}^M - P_{H_2O}^B); \quad (6.61)$$

нестационарный тепловой баланс частицы в этом же периоде:

$$m_M c_M \frac{dt_M}{d\tau} = \alpha F_M (t_B - t_M) - r \frac{dG_{H_2O}}{d\tau}; \quad (6.62)$$

изменение температуры газа по высоте слоя:

$$-G_{BO3} c_B dt_B = \alpha F_{n=1} (t_B - t_M) dz; \quad (6.63)$$

материальный баланс по влаге в целом для аппарата:

$$G_H U_H - \Delta P \beta F - G_K U_K = 0; \quad (6.64)$$

нестационарный тепловой баланс частицы для второго периода сушки:

$$F_M \alpha (t_B - t_M) = m_M [c_M + c_{ж} U(t_M)] \frac{dt_M}{d\tau} - m_M r \frac{d[U(t_M)]}{d\tau}. \quad (6.65)$$

В уравнение (6.65) входит зависимость влагосодержания материала от его температуры в слое $U = f(t_M)$. Принимается, что вид этой функции не зависит от гидродинамической обстановки в слое. Анализ зависимостей между влажностью U и температурой тела t_M , представленных в монографии А.В.Лыкова [1], позволяет предположить, что наиболее вероятной из них применительно ко второму периоду сушки может быть функция вида:

$$U = A e^{-bt_M}, \quad (6.66)$$

где A и b экспериментальные коэффициенты.

Обработка экспериментальных данных по исследованию процесса сушки гранулированных минеральных удобрений, полученных на

лабораторной установке КС (рис.6.10), позволила получить зависимость (6.66) в виде:

$$U = 2,981 e^{-0,024t_m} . \quad (6.67)$$

Критериальное уравнение тепло- и массообмена, полученное автором при исследовании сушки гранул минеральных удобрений размером 2,5-3 мм и значениях критерия Рейнольдса по газовой фазе $Re_r = 250-350$ имеет вид:

$$Nu = 0,018 Re_r^{0,991} . \quad (6.68)$$

Тепловой баланс установки:

$$\begin{aligned} G_{\text{воз}} [(c_b + x_H c_{ж}) t_b^H + x_H r] + G_M^H c_M^H t_M^H = \\ = G_{\text{воз}} [(c_b + x_K c_{ж}) t_b^K + x_K r] + G_M^K c_M^K t_M^K \end{aligned} \quad (6.69)$$

При решении математической модели сушки минеральных удобрений в кипящем слое, включающей систему (6.61) - (6.69), используются следующие вспомогательные уравнения:

Средняя разность парциальных давлений водяного пара, Па

$$\Delta P_{\text{ср}} = \frac{(P_H - P_B^H) - (P_H - P_B^K)}{\ln \frac{P_H - P_B^H}{P_H - P_B^K}}, \quad (6.70)$$

$$\text{где } P_H = 623 e^{\frac{17,25 t_{\text{MT}}}{238 + t_{\text{MT}}}} \text{ Па,} \quad (6.71)$$

$$P_B^H = P_{\text{АП}} \frac{x_H}{0,622 + x_H} \text{ Па,} \quad (6.72)$$

$$P_B^K = P_{\text{ан}} \cdot \frac{x_K}{0,622 + x_K} \text{ Па.} \quad (6.73)$$

Конечные значения влагосодержания и температуры воздуха на выходе из аппарата без учёта теплотеря в аппарате

$$x_K = \frac{(c_b + c_{ж} x_H) t_b^H + r x_H - c_b t_b^K}{c_{ж} t_b^K + r}, \quad (6.74)$$

$$t_B^K = t_{MT} + (t_B^H - t_{MT}) e^{-\frac{\alpha F_{H_2O}}{G_n c_n} H} . \quad (6.75)$$

Здесь t_{MT} – температура мокрого термометра, равная

$$t_{MT} = 19,5 + 300 x_{cp} - 0,125 t_{cл} . \quad (6.76)$$

Среднее влагосодержание газового теплоносителя в аппарате:

$$x_{cp} = x_n + \frac{G_{H_2O}}{2G_{воз}} . \quad (6.77)$$

Кроме того, из уравнений (6.61) и (6.65) можно найти зависимости для расчёта времени обезвоживания частиц в различные периоды их сушки:

-для первого периода

$$\tau_1 = \frac{G_{H_2O}}{\beta M_{H_2O} F_M \Delta P_{CP}} \cdot \frac{1}{R (273 + t_{B..})} , \quad (6.78)$$

- второго периода

$$\tau_2 = \frac{m_M}{\alpha F_M} \left[C_B \ln \left(\frac{t_{CPB} - t_M^H}{t_{CPB} - t_M^K} \right) - A (C_{ж} + b r) e^{-bt_{CPB}} \right] * \quad (6.79)$$

$$* \left[\ln \left(\frac{t_{CPB} - t_M^K}{t_{CPB} - t_M^H} \right) + \sum_{n=1}^{10} \frac{b^n (t_{CPB} - t_M^K)^n}{n n!} - \sum_n \frac{b^n (t_{CPB} - t_M^H)^n}{n n!} \right]$$

Таким образом, система (6.61)- (6.79) позволяет найти общее время сушки частиц ($\tau_{общ} = \tau_1 + \tau_2$).

С другой стороны, среднее время пребывания материала в слое равно:

$$\tau_{CP} = \frac{G_{cл}}{G_{ТФ}} ,$$

откуда можно рассчитать массу слоя высушиваемого продукта, а также основные габаритные размеры аппарата КС.

Экспериментальные исследования по нахождению в явном виде зависимости влагосодержания материала от его температуры $u = f(t_M)$ и опытному подтверждению математической модели сушки проводились на

лабораторной установке КС с частицами минеральных удобрений. Схема установки изображена на рис. 6.10.

Методика проведения экспериментов состояла в следующем. Перед началом опытов устанавливались стационарные гидродинамические и температурные режимы сушки кипящего слоя частиц. Затем, в аппарат 1

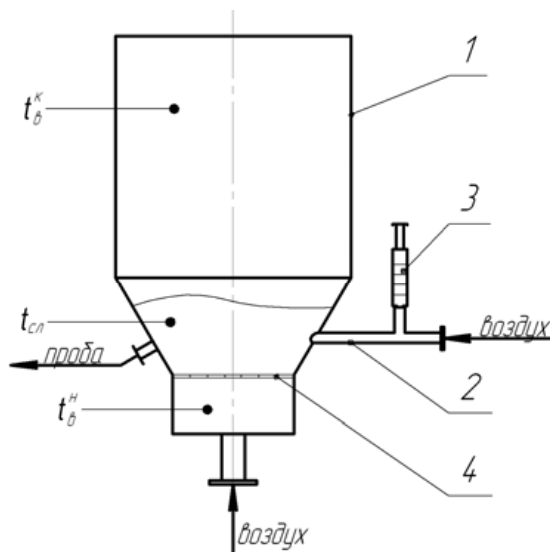


Рис. 6.10. Схема лабораторной установки для сушки минеральных удобрений:

1 - аппарат КС; 2 - форсунка; 3 - дозатор; 4 - решетка

дозатором 3 вводилось заданное количество воды, не нарушающее структуры псевдооживления гранул. Через несколько секунд после ввода воды в аппарат, происходило падение температуры в слое до какого – то минимального значения. С этого момента, через заданные промежутки времени, отбирались пробы гранул для определения влагосодержания материала, а по электронному потенциометру фиксировались значения температур воздуха под решеткой, в слое и над решеткой. В опытах исследовалась сушка гранулированного сульфата аммония, карбамида и НК-удобрения.

На рис.6.11 представлены результаты теоретических и экспериментальных исследований по сушке гранул сульфата аммония в кипящем слое. Сравнение расчётных и экспериментальных зависимостей по кинетике сушки проводилось с использованием компьютерной среды

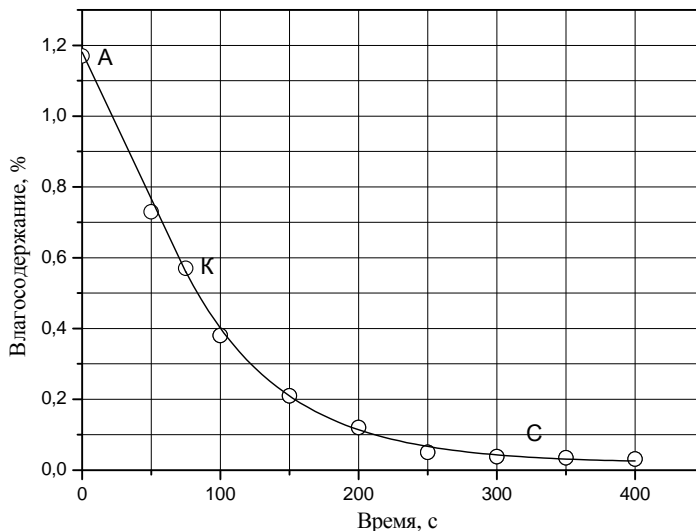


Рис.6.11. Зависимость влажности гранул от времени сушки. Температура воздуха под решёткой 100⁰С. Линия АК характеризует первый период, линия КС второго периода сушки. Точки – эксперимент, кривая - расчёт

Mathcad. Из рис.6.11 следует, что хорошее совпадение результатов моделирования и экспериментальных исследований (до пяти процентов), позволяет считать методику вполне адекватной и применять её при расчёте процесса сушки гранул минеральных удобрений во взвешенном слое.

Обозначения к 6.3.3

G_{H_2O} - расход испаренной влаги; β - коэффициент массоотдачи; M_{H_2O} - молекулярная масса воды; F_M - поверхность частицы; $P_{H_2O}^M, P_{H_2O}^B$ - парциальное давление паров воды над поверхностью гранулы и в окружающем её воздухе; R - универсальная газовая постоянная; m_M - масса гранулы; c_M - теплоемкость материала гранулы; α - коэффициент теплоотдачи; t_B, t_M - соответственно температуры окружающего гранулу воздуха и материала гранулы; r - скрытая теплота парообразования; $G_{воз}$ - расход воздуха; $t_{срв}$ - средняя температура воздуха в аппарате; G_H, G_K - начальный и конечный вес материала; U_H, U_K - начальное и конечное влагосодержание материала; $\Delta P_{ср}$ - средняя разность парциальных давлений; F - поверхность массообмена; $t_{м.т.}$ - температура мокрого термометра, $c_B, c_{ж}$ - теплоемкость воздуха и воды соответственно; x_H, x_K - начальное и конечное влагосодержание воздуха; $t_{воз}^H, t_{воз}^K$ - начальная и конечная температура воздуха; G_M^H, G_M^K - производительность по влажному и сухому материалу; C_M^H, C_M^K - начальная и конечная теплоемкость материала; t_M^H, t_M^K - начальная и конечная температура материала; P_H, P_B^H, P_B^K - соответственно давления водяного пара над поверхностью испарения при температуре мокрого термометра, в воздухе до и после сушки; $P_{ап}$ - давление в аппарате.

6.4. СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Лыков А. В. Теория сушки. - М.: Энергия, 1968.- 472 с.
2. Плановский А.Н., Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. -М.: Химия, 1979.- 287 с.
3. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твёрдой фазой. М: -Химия, 1980- 248 с.
4. Сажин Б.С. Основы техники сушки. -М.: Химия, 1984.- 320 с.

5. Гельперин Н.И., Айнштейн В.Г., Кваша В.Б. Основы техники псевдооживления. - М., Химия, 1967.- 664 с.
6. Романков П.Г., Рашковская Н.Б. Сушка во взвешенном состоянии. Изд 3-е перераб и доп. - Л.: Химия, 1979. - 272 с.
7. Баскаков А.П. Процессы тепло – массообмена в псевдооживленном слое. - М.: Металлургия, 1978.- 248 с.
8. Забродский С.С. Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленных слоях.- Л: Госэнергоиздат, 1963 - 488 с.
9. Лыков А.В. Теплообмен: (справ.). Изд. 2-е, перераб. и доп. – М.: Энергия, 1978. – 480с.
10. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. - М.: Химия, 1970.- 432 с.
11. Массообменные процессы химической технологии / РоманковП.Г., Рашковская Н.Б., Фролов В.Ф. -Л.: Госэнергоиздат, 1975.- 336 с.
12. Лыков А.В., Михайлов Ю.А. Теория тепло- и массопереноса. -М.: Госэнергоиздат, 1963. – 274 с.
13. Лыков А.В. Явления переноса в капиллярно - пористых телах.- М.: Госэнергоиздат, 1954. – 231 с.
14. Лыков А.В. Тепло - и массообмен в процессах сушки.- М.: Госэнергоиздат, 1956.- 461с.
15. Аэров М.Э., Тодес О.М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. - М.: Химия, 1968.- 512 с.
16. Овчинников Л.Н. Моделирование процесса сушки минеральных удобрений во взвешенном слое // Изв. вузов. Химия и хим.технология.- Иваново, 2009, Т.52, вып.7.- С.122-124.
17. Овчинников Л.Н. Математическая модель по регулированию химического состава гранул НК-удобрений // Изв. вузов. Химия и хим.технология - Иваново, 2008, Т.51, вып.3 - С.96-98.
18. Овчинников Л.Н. Разработка эффективных технологических процессов

гранулирования и модифицирования минеральных удобрений в аппаратах взвешенного слоя: дис... докт.техн.наук. - Иваново, Иван. гос.хим. – технол. ун-т, 1998. - 411 с.

19. Овчинников Л.Н. и др. Интенсификация тепловых и массообменных процессов в гетерогенных средах :монография / под ред. гл. р. А.Г.Липина; Иван.гос.хим.- технол. ун.-т.- Иваново, 2009. –164 с.