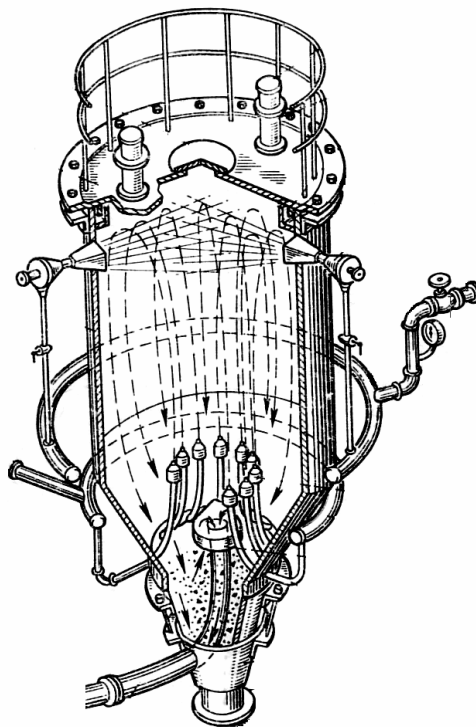


Л.Н. Овчинников, Н.Л. Овчинников

**Примеры расчёта сушильного оборудования
для химической и силикатной промышленности**

Учебное пособие



ИВАНОВО
2015

Министерство образования и науки Российской Федерации
Ивановский государственный химико-технологический университет

Л.Н. Овчинников, Н.Л. Овчинников

**Примеры расчёта сушильного оборудования
для химической и силикатной промышленности**

Учебное пособие

Иваново 2015

УДК 66.047

Овчинников, Л.Н. Примеры расчёта сушильного оборудования для химической и силикатной промышленности / Л.Н. Овчинников, Н.Л. Овчинников; Иван. гос. хим.–технол. ун–т.- Иваново, 2015. – 162 с.
ISBN

В учебном пособии представлены методики расчета барабанной, распылительной, с кипящим слоем и туннельной сушилок для сушки сырьевых материалов и полуфабрикатов в химической и силикатной промышленности. Приведены основы процесса сушки, конструкции сушилок, технологические и конструктивные расчеты сушилок, их узлов и вспомогательного оборудования.

Представлен справочный материал по выбору конструкций сушилок, их узлов, вспомогательного оборудования, топлив, свойств минеральных веществ и теплоносителей.

Предназначено для студентов - технологов и студентов - механиков, обучающихся по направлениям «Материаловедение и технологии материалов», «Химическая технология», «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» при выполнении курсовых проектов и квалификационных работ. Кроме того, оно будет полезно для преподавателей специальных кафедр, осуществляющих консультирование студентов по темам, связанным с изучением процессов сушки материалов и изделий в химической и силикатной промышленности.

Табл. 51

Ил. 49

Библиогр.: 26 назв.

Печатается по решению редакционно-издательского совета ФГБОУ ВО Ивановского государственного химико-технологического университета.

Рецензенты:

кафедра «Гидравлики, теплотехники и инженерных сетей» (Ивановский государственный политехнический университет); доктор технических наук, профессор В.Е. Мизонов (Ивановский государственный энергетический университет).

© Овчинников Л.Н., Овчинников Н.Л, 2015

© ФГБОУ ВО «Ивановский государственный химико-технологический университет», 2015

Оглавление

ВВЕДЕНИЕ	4
Глава 1. Общие положения процесса сушки	5
1.1. Физические основы сушки	5
1.2. Конструкции сушилок	6
1.2.1. Классификация сушилок	6
1.2.2. Требования, предъявляемые к сушилкам	6
1.2.3. Конструкции сушилок и принцип их действия	7
1.2.4. Вспомогательное оборудование к сушилкам	29
Глава 2. Тепловой расчет сушильных установок	46
2.1. Материальный баланс сушилки	46
2.2. Тепловой баланс сушилки	46
Глава 3. Примеры расчета сушильных установок	47
3.1. Расчет барабанной сушилки для сушки кварцевого песка	47
3.2. Расчет барабанного гранулятора - сушилки для сушки аммофоса	64
3.3. Расчет туннельной сушилки для сушки керамического кирпича	79
3.4. Расчет распылительной сушилки для сушки шликера	89
3.5. Расчёт сушилки с кипящим слоем для сушки сульфата аммония подогретым воздухом	104
3.6 Расчёт сушилки с кипящим слоем для сушки кварцевого песка смесью дымовых газов и воздуха	113
3.7 Расчёт пневматической трубы-сушилки для сушки кварцевого песка	125
Библиографический список	139
Приложения	141

ВВЕДЕНИЕ

Большинство основных и вспомогательных производств химической и силикатной промышленности предусматривают сушку влажных материалов.

В химической промышленности сушат минеральные удобрения, соли, органические вещества, химические волокна, ткани, синтетические красители и т.д. Во многих случаях сушка является как первоначальной, промежуточной, так и окончательной стадией технологической схемы производства, определяющей не только качество готовой продукции, но и его технико-экономические показатели.

В силикатной промышленности чаще всего сушат, с одной стороны, исходные материалы, например, песок, комовую глину и т.д., чтобы подготовить их к дальнейшим технологическим процессам: измельчению, просеиванию, смешению, а с другой стороны, керамические изделия для придания им механической прочности, необходимой для укладки на вагонетки и в штабели при последующем обжиге.

Следует отметить, что выбор оптимального типа сушилки для какого-либо материала, который можно сушить разными способами и в различных типах сушилок, представляет собой сложную технико-экономическую задачу, которую можно решить только путём технико-экономического анализа конкурирующих типов сушилок. Например, такое сравнение можно осуществить в рамках дипломного или курсового проектирования.

Методика теплового и конструктивного расчёта сушильного оборудования во многом зависит: от способа подвода тепла, вида теплоносителя, физико – химических свойств высушиваемого материала, типа и конструкции сушилки (камерная, туннельная, ленточная, барабанная, с кипящим слоем, распылительная, пневматическая и т.д.).

В настоящем учебном пособии рассматриваются примеры технологического расчёта только конвективных сушилок, как имеющих наиболее широкое применение в многотоннажных производствах химической и силикатной промышленности.

Глава 1. Общие положения процесса сушки

1.1. Физические основы сушки

Сушкой называется процесс удаления влаги из твердых влажных материалов за счет ее испарения, т.е. переноса влаги тела из жидкого состояния в газообразное с последующим отводом образующихся паров с поверхности тела в окружающую среду.

Движущей силой процесса сушки является разность между давлением водяного пара над поверхностью материала и парциальным давлением водяного пара в окружающей среде.

При сушке материалов тепло подводится к телу различными способами:

- конвекцией от теплого воздуха и дымовых газов;
- лучеиспусканием от нагретых поверхностей;
- теплопроводностью;
- за счет создания в теле электрического поля высокой частоты и другими способами.

Процесс сушки базируется :

- на статике сушильных процессов, характеризующей условия равновесия процесса обезвоживания материала;
- кинетике процесса сушки, определяющей скорость удаления влаги из материала.

Сушка материалов может осуществляться естественным и искусственным путями.

Естественная сушка обычно производится на открытом воздухе под навесом и представляет собой процесс, при котором сушильный агент (воздух), поглотивший пары воды, отводится без применения вентиляторов. Применяется редко.

Искусственная сушка материалов производится в специальных устройствах – сушилках, в которых сушильный агент, поглотивший пары воды, отводится при помощи вентилятора или иного вытяжного устройства. Тепло передается высушиваемому материалу этим же агентом сушки, нагретым в калорифере или полученным при сжигании топлива в топке, или излучением от поверхности нагрева.

В настоящее время в основном влажные материалы и изделия сушат искусственным способом.

1.2. Конструкции сушилок

1.2.1. Классификация сушилок

В химической и силикатной промышленности применяются различные виды сушилок, которые можно классифицировать по следующим признакам [1-3]:

1. По периодичности проведения процесса:

- а) периодические;
- б) непрерывные.

2. По направлению потоков материала и сушильного агента:

- а) прямоточные;
- б) противоточные;
- в) перекрестный ток.

3. По характеру сушильного агента:

- а) воздушные;
- б) дымовыми газами.

4. По давлению, создаваемому в сушилке:

- а) атмосферные;
- б) вакуумные.

5. По способу передачи теплоты:

а) сушилки для простой или контактной сушки: включает сушилки, в которых тепло к высушиваемому влажному материалу передается через твердую непроницаемую перегородку за счет непосредственного контакта материала или изделия и перегородки;

б) сушилки для сушки газовыми теплоносителями: сушка происходит за счет тепла, воспринимаемого влажным материалом при непосредственном контакте от сушильного агента, которым может являться воздух или дымовые газы. Для удаления паров влаги из сушилки используют специальный вентилятор.

1.2.2. Требования, предъявляемые к сушилкам

К сушилкам предъявляется ряд требований, обуславливаемых их назначением и характером производства [1-3].

1. Обеспечение изменения режима в соответствии с безопасностью скорости сушки для определенного сорта изделий, т.е. должны давать возможность легко регулировать температуру, скорость и влажность сушильного агента.

2. Создание условий равномерной сушки изделий по всему объему сушильного пространства и равномерное удаление влаги с поверхности высушиваемого изделия, что очень важно для плоских изделий.

3. Достижение максимальной скорости сушки без нарушения качества изделий.

4. Расход теплоты и электроэнергии на 1 кг испаренной влаги должен быть сведен к минимуму.

5. Количество испаренной влаги в кг/час м³ рабочего пространства сушилки должно быть возможно больше, с целью снижения стоимости сооружения сушилки.

6. Механизация и автоматизация технологического оборудования с целью сокращения длительности вспомогательных операций и облегчения обслуживания сушилки.

7. Современные сушильные установки необходимо оснащать приборами КИП и автоматическими регуляторами температуры, влажности, давления и т.д. для достижения наивысшей интенсификации процесса и получения однородной и качественной продукции.

8. При соблюдении указанных требований сушилка должна обладать сравнительно простой конструкцией и простотой в обслуживании и регулировании.

9. Стоимость сооружения и обслуживания сушилок на 1 кг испаренной влаги должна быть минимальная.

10. Сушилка должна удовлетворять санитарным нормам.

Рассмотрим основные конструкции и принцип действия непрерывных конвективных сушилок, используемых в химической и силикатной промышленности.

1.2.3. Конструкции сушилок и принцип их действия

Барабанные сушилки

Барабанные сушилки применяются для сушки сыпучих материалов. Благодаря надежности в работе, простоте конструкции и высокой производительности, они нашли широкое применение в промышленности для сушки минеральных солей, песка, глины, известняка, мела, угля и других материалов.

На рис. 1.1 показана прямоточная барабанная сушилка без рециркуляции газов [4].

Сварной барабан 4 установлен с небольшим уклоном (3-5°) в сторону выгрузочного конца. На барабан насажены бандажи 8 и 9, каждый из которых опирается на пару опорных роликов 10 и 11. Для предотвращения смещения барабана вдоль наклонной оси устанавливаются две пары упорных роликов.

Привод барабана осуществляется от электромотора через редуктор и пару цилиндрических шестерен, большая из которых 12 жестко насажена на кожух барабана. Барабан обычно делает 4 – 6 об/мин. С обоих концов барабана имеются уплотнительные устройства, посредством которых он соединяется с газовой и разгрузочной камерой.

Загрузка материала в барабан производится из бункера 1 с помощью дозирующего механизма. По течке материал поступает в барабан. Высушенный

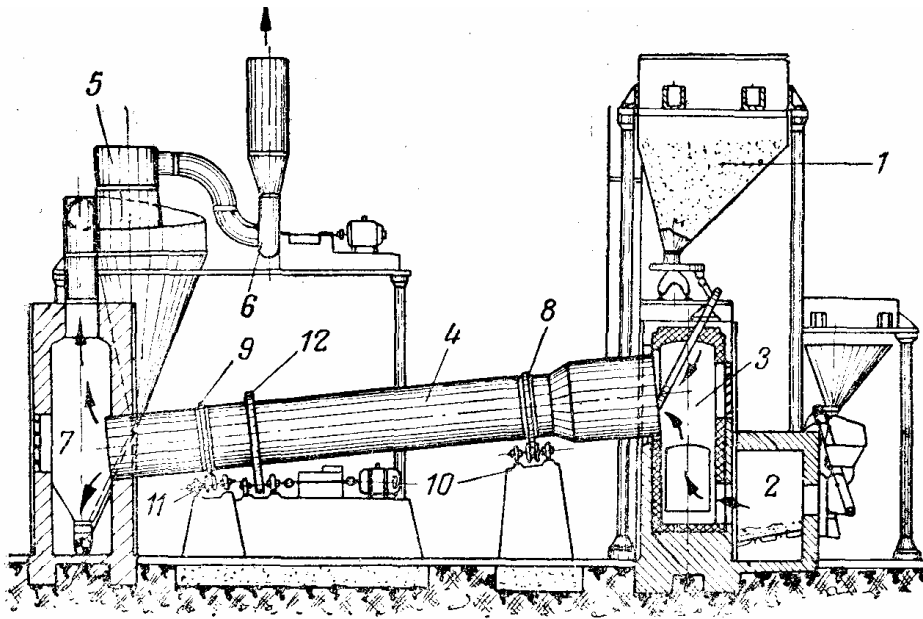


Рис. 1.1. Барабанная сушилка

материал высыпается в бункер, находящийся в разгрузочной камере 7 и шнеком удаляется наружу. Сушильные барабаны могут работать как на дымовых газах, так и на горячем воздухе. Чаще всего они работают на дымовых газах.

Дымовые газы поступают из топки 2 в смесительную камеру 3, где они смешиваются с отработанными рециркулирующими газами или воздухом. Из смесительной камеры газы, имеющие требуемую температуру, поступают в сушильный барабан. Отработанные газы удаляются из разгрузочной камеры с помощью вентилятора 6, предварительно пройдя циклон 5 для очистки от пыли. Часть отработанных газов удаляется наружу, а часть может идти на рециркуляцию в смесительную камеру. Хотя сушилки с рециркуляцией газов и более экономичны, но они не получили большого распространения вследствие засорения пылью соединительных трубопроводов.

В зависимости от рода и свойств высушиваемого материала, внутри барабана (рис. 1.2) устраивают различные насадки (лопасти или ячейки), обеспечивающие хорошее перемешивание и перемещение материала вдоль оси барабана, а также увеличивающие поверхность соприкосновения материала с горячими газами. Таким образом, эти устройства способствуют равномерной и ускоренной сушке материала.

Насадки типа *a* применяют для крупнокусковых материалов склонных к налипанию внутри барабана. Насадки типа *г* и *в* применяют для сыпучих, мелкокусковых материалов. Насадка *б*, образующая в барабане четыре отдельных сектора, применяется для крупнокускового материала, обладающего большим удельным весом или малой сыпучестью.

Насадка *з* применяется для мелких материалов, обладающих большим пылевыведением (песок, зола).

Для уменьшения потерь тепла барабанные сушилки имеют двойные стенки с воздушной прослойкой, или их изолируют снаружи.

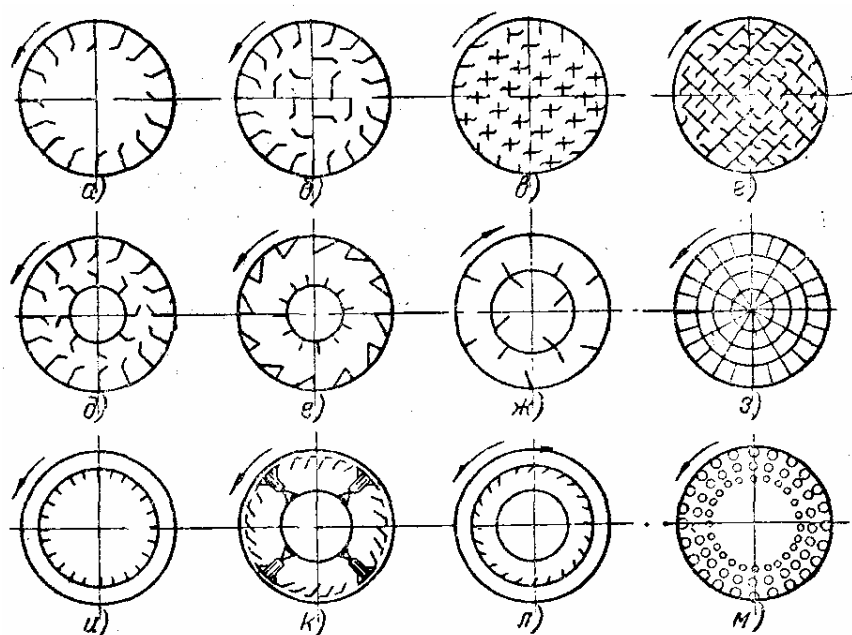


Рис. 1.2. Системы насадок барабанных сушилок

Изготавливают сушильные барабаны следующих размеров: диаметр барабана $D = 1,0 \div 2,8$ м; длина $L = 5 \div 14$ м, толщина стенки $S = 8 \div 14$ мм. Соотношение между длиной и диаметром $L/D = 5 \div 9$. Потребная мощность мотора для привода барабана составляет $6 \div 25$ кВт.

Производительность барабанных сушилок можно характеризовать напряженностью барабана по влаге, т. е. количеством влаги, испаряемой в 1 м^3 пространства барабана в час — q_w , $\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{ч}$.

При сушке дымовыми газами в прямоточной барабанной сушилке песка от $W_{\text{нач}} = 7 \div 15$ % до $W_{\text{кон}} = 0,3 \div 3,0$ % (температура газов, входящих в барабан, $t_1 = 800 \div 900$ °С и выходящих $t_2 = 100 \div 150$ °С) напряженность барабана по влаге равна $q_w = 100 \div 120$ $\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{ч}$. Температура песка не превышает 90 °С.

При сушке в той же сушилке комовой глины и каолина (куски 20 – 30 мм) от $W_{\text{нач}} = 20 - 30$ % до $W_{\text{кон}} = 3 - 5$ % ($t_1 = 700 - 800$ °С, $t_2 = 60 - 100$ °С) напряженность барабана по влаге равна $q_w = 50 - 65$ $\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{ч}$. Температура глины не превышает 100 °С.

Расход тепла на 1 кг испаренной влаги зависит от рода материала и температуры газов, поступающих в сушилку. С повышением температуры поступающих газов удельный расход тепла уменьшается. В рассматриваемых сушилках расход тепла на 1 кг влаги колеблется в пределах $q = 3560 - 4600$ кДж/кг влаги.

Для повышения производительности и снижения удельного расхода тепла на 1 кг влаги следует работать с более высокими, допустимыми температурами и скоростями движения газов в барабане. Для предотвращения засорения трубопроводов следует устанавливать очистительные устройства из пылевых камер и циклонов. Вытяжные устройства нужно снабжать мощными вентиляторами (дымососами).

Туннельные сушилки

Туннельные сушилки широко применяют в керамической промышленности для сушки изделий строительной керамики и огнеупоров [5]. Для сушки изделий пластического формования (кирпича, керамических камней, черепицы) широко распространены противоточные туннельные сушилки с горизонтально-продольным направлением теплоносителя. Такие сушилки относятся к сушилкам непрерывного действия.

Туннельные сушилки работают на горячем воздухе или дымовых газах. Если на заводе имеются туннельные печи, целесообразно использовать горячий воздух зоны охлаждения печи. Там, где невозможно использовать горячий воздух из обжигательных печей, рациональнее строить сушилки, работающие непосредственно на дымовых газах.

Каждый туннель противоточной сушилки (рис. 1.3, 1.4) представляет собой камеру 1 длиной 30 – 36 м, высотой 1,4 – 1,7 м, шириной 1,15 – 1,40 м. В туннеле расположен узкоколейный рельсовый путь 2 для передвижения вагонеток с кирпичом-сырцом. На концах туннелей сделаны одно- или двустворчатые двери 5. Двери могут быть также одностворчатыми, механически открывающимися.

Туннельные противоточные сушилки просты по устройству и конструктивно различаются лишь схемами подвода и отвода теплоносителя, которые бывают нижними или верхними; либо подвод нижний, а отвод верхний, или наоборот, сосредоточенный из одного отверстия или распределенный через ряд отверстий.

Теплоноситель подводят и отводят через отверстия, расположенные в конце туннеля со стороны выгрузки кирпича-сырца, а отбирают его в противоположном конце туннеля со стороны загрузки вагонеток.

На рис. 1.3, 1.4 показана сушилка с сосредоточенным нижним подогревом и отводом теплоносителя. Горячий воздух поступает из подводящего приточного канала 3 при открытом положении заслонки 4 и отводится с противоположного конца при открытой заслонке 6 в вытяжной канал 7, ведущий к отсасывающему вентилятору. Сушильные вагонетки периодически перемещаются в туннеле в направлении, противоположном направлению движения теплоносителя, поэтому сушилка называется противоточной.

Туннели объединяют в блоки по 10 – 20 туннелей. В каждом блоке установлены приточный и вытяжной вентиляторы. Вдоль фронта туннелей на их выгрузочных и загрузочных сторонах расположены приточные и вытяжные каналы. Их делают постоянного или переменного сечения.

Кроме основных каналов для подвода и отвода теплоносителя в противоточных туннельных сушилках иногда делают каналы для подачи в определенную зону туннеля или в смесительную камеру рециркулируемого отработавшего теплоносителя.

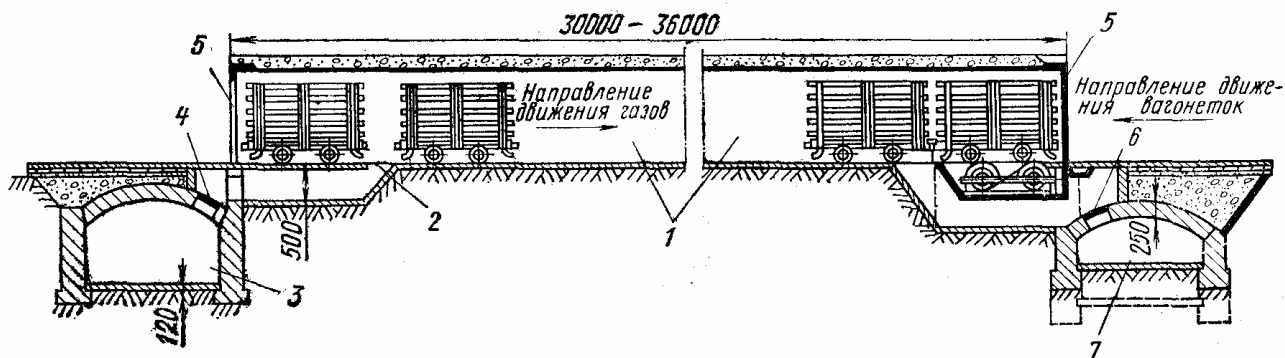


Рис. 1.3. Противоточная туннельная сушилка. Продольный разрез:
 1 – камера, 2 – узкоколейный путь, 3 – приточный канал, 4, 6 – заслонки, 5 –
 двери, 7 – вытяжной канал

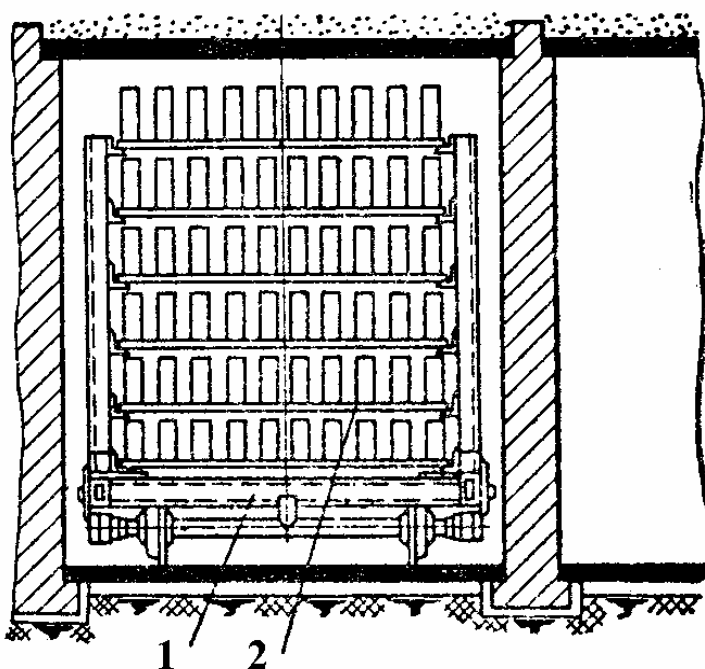


Рис. 1.4. Туннельная сушилка. Поперечный разрез:
 1 – вагонетка, 2 – полки с кирпичом-сырцом

На рис. 1.5 показана схема рециркуляции в противоточной сушилке с переменным режимом сушки по длине туннеля с разделением зон усадки и досушки. В наиболее ответственную зону сушки, где возможна усадка материала, подводят сверху рециркулирующий теплоноситель с высокой влажностью. Образую смесь с основным теплоносителем, поступающим в эту зону, он создает условия для безопасной допустимой скорости сушки.

В зависимости от чувствительности изделий к сушке и критической их влажности, т.е. конца усадки, зону с рециркулирующим теплоносителем увеличивают на $\frac{1}{3} - \frac{1}{2}$ длины туннеля.

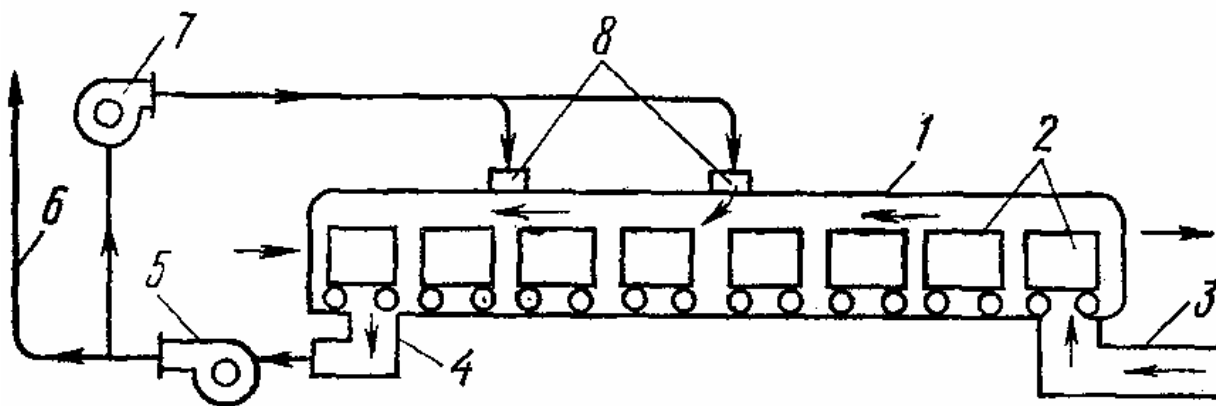


Рис. 1.5. Схема рециркуляции в противоточной туннельной сушилке с переменным режимом:

1 – туннель сушилки, 2 – вагонетки, 3 – подвод горячего теплоносителя, 4 – отвод теплоносителя, 5 – вытяжной вентилятор, 6 – выброс в атмосферу, 7 – вентилятор для рециркуляции теплоносителя, 8 – места подвода рециркулирующего теплоносителя

Относительная влажность теплоносителя в самом начале зоны усадки поддерживается на уровне 85–90 %, а в конце зоны усадки — 70 – 75 % при температуре на выходе до 30 – 45 °С.

В зоне досушки устанавливают режим с высокой интенсивностью сушки путем повышения температуры теплоносителя на выходе в туннель до 110 – 140°С. При этом средние скорости агента сушки в живом сечении туннеля повышаются, особенно в зоне усадки, что требует увеличения мощности вентиляторов.

Туннельные сушилки загружают и выгружают путем заталкивания вагонеток со свежепрессованным кирпичом-сырцом при передвижении всего поезда вагонеток и выталкивания вагонеток с высушенным кирпичом-сырцом с противоположного конца туннеля.

Туннельные сушилки отличаются рядом преимуществ. Сушка в них идет при установившемся режиме, без регулирования; создаются более благоприятные условия для сушки – свежепрессованный кирпич-сырец попадает в среду влажного с небольшой температурой теплоносителя. По мере высыхания кирпича-сырца и продвижения вагонеток к выгрузочному концу кирпич-сырец встречает теплоноситель с более высокой температурой и менее насыщенный влагой, что снижает неравномерность сушки.

Сокращение времени сушки кирпича-сырца достигается лишь при условии правильного подбора и температуры, влажности, скорости и количества теплоносителя, а также наиболее рациональной укладки высушиваемых изделий на вагонетках.

В туннельных сушилках кирпич - сырец сушат за 12 – 50 ч при температуре теплоносителя 50 – 80 °С и более, температуре отработанного

теплоносителя 25–40 °С и расходе теплоносителя на один туннель 3000 –10 000 м³/ч.

В противоточных сушилках причинами неравномерной сушки изделий по поперечному сечению туннелей являются следующие:

- наличие в поперечном сечении туннелей пространств, не заполненных кирпичом-сырцом, — подвагонеточного, пристеночного и подпотолочного;
- неодинаковая температура теплоносителя по высоте туннеля — сверху более высокая температура, а внизу — более низкая.

Между вагонетками получаются не заполненные кирпичом-сырцом пространства, которые являются причиной их неравномерной сушки по длине вагонеток.

На верхних полках (рамках) кирпич-сырец высыхает быстрее, а на нижних медленнее. Кирпич-сырец, расположенный в конце вагонетки (по направлению движения теплоносителя), высыхает хуже, чем тот, который находится в начале вагонетки. В середине поперечного сечения вагонетки кирпич-сырец высыхает медленнее и хуже, чем кирпич-сырец, расположенный по периметру.

Для выравнивания степени сушки на нижние полки часто устанавливают изделия с большими зазорами между ними, чем на верхних полках. Иногда в средней части поперечного сечения вагонетки делают большие зазоры между изделиями.

Распылительные сушилки

Распылительные сушилки относятся к аппаратам для обезвоживания во взвешенном состоянии под действием горячих газов суспензий, распыляемых различными способами в специально устраиваемых вертикальных башнях, заканчивающихся в нижней части усеченным конусом [6]. Распылительные сушилки получили широкое распространение в химической, парфюмерной, пищевой и керамической промышленности при производстве облицовочных плиток и плиток для полов. Кроме того, в производстве вяжущих строительных материалов распылительные сушилки нашли применение в качестве запечных теплоутилизаторов цементных вращающихся печей, работающих по мокрому способу.

Сушка суспензий (шламов) во всех распылительных сушилках состоит из трех этапов: 1) распыление исходного материала до капель размером в несколько десятков микрометров; 2) смешение капель с сушильными газами; 3) испарение влаги материала с выпадением из газового потока зерен сухого материала в нижнюю часть сушильной камеры. Распылительные сушилки отличаются одна от другой только способами распыления суспензии, которое осуществляется при помощи механических (реже пневматических) форсунок и быстро вращающихся дисков. Форсунки могут устанавливаться в верхней, или нижней части камеры сушилки.

На рис. 1.6,а приведена сушилка с форсунками, расположенными в центре нижней части сушильной камеры. Капли шлама вылетают из форсунок снизу в виде расходящихся струй и заполняют собой основную часть

сушильного пространства. Сушильный агент из топки направляется по газоходу в верхнюю часть сушильной камеры и движется внутри нее сверху вниз навстречу движению струи материала по противоточной тепловой схеме. По мере движения вверх капли материала под влиянием сил тяжести и аэродинамического торможения теряют скорость до нуля, после чего направление их движения изменяется на противоположное, и они начинают падать вниз. Высушенные твердые частицы материала скапливаются в нижней конусной части сушильной камеры и выгружаются из нее через газоплотный затвор на конвейер. Отработанный сушильный агент вместе с выделившимися водяными парами отводится из нижней части сушильной камеры в циклонный пылеосадитель или скруббер, а затем выбрасывается в атмосферу. Непрерывное движение сушильного агента и водяных паров обеспечивается и регулируется при помощи центробежного вентилятора.

Корпус сушильной камеры изготавливают из нержавеющей стали. По наружной его поверхности укладывают теплоизоляцию из диатомитового кирпича или минеральной ваты, обтянутую снаружи оцинкованной сталью или алюминиевыми листами. Механические форсунки (рис. 1.6,б) работают под давлением 1,2 – 2 МПа. Диаметр их сопла 2 – 5 мм.

Суспензия (шлам) поступает под давлением через штуцер в канал форсунки, по нему подводится к сопловым завихрителям, при помощи которых струя шлама перед истечением закручивается вокруг оси сопла.

Сушилки с центробежным дисковым распылением (рис. 1.7,а) применяют в цементном производстве в качестве утилизаторов тепла отходящих газов вращающихся печей, работающих по мокрому способу.

Горячие газы из вращающейся печи направляют в сушилку снизу вверх, а шлам подается на распыливающий диск 4, расположенный в центре верхней части сушилки, в связи с чем капли шлама в падении движутся навстречу потоку газов. Отработанный сушильный агент вместе с выделившимися водяными парами по двум каналам 3, расположенным радиально вокруг камеры 11, отводится в циклонные пылеосадители 7, из них газы направляются для вторичной пылеочистки в электрофильтр, а затем дымососом выбрасываются в атмосферу. Высушенные твердые частицы материала и пыль, уловленную в циклонах и электрофильтре, загружают во вращающуюся печь. Применение сушилок этого типа позволяет держать температуру отходящих газов на уровне 130 — 150 °С, на входе в сушилку – около 600 — 800° С.

Шлам равномерно поступает на диск диаметром 200 – 250 мм, вращающийся с частотой 2500 — 8000 об/мин. По окружности кольца диска (рис. 1.7,б) установлено восемь сопел диаметром 15 — 18 мм. Шлам, проходящий через сопла, выталкивается из них центробежной силой с большой скоростью в виде струй, распыленных на мельчайшие капли.

Они могут работать на более вязких суспензиях без существенного изменения дисперсности распыленной струи. Дисковый распыляющий аппарат более надежен в работе по сравнению с механическими форсунками (отсутствие засорения).

На рис. 1.8 изображена распылительная сушилка НИИСтройкерамики (технические характеристики приведены в прилож.16), применяемая в

производстве облицовочных плиток. Распылительная сушилка состоит из теплоизолированной башни 15, сваренной из стальных листов, крыша 16 которой выполнена в виде пологого теплоизолированного корпуса с отверстием в центре диаметром 1,6 м, закрытым плоской крышкой 17. В крыше имеется еще два отверстия, над которыми крепятся трубы 18 со взрывобезопасными клапанами 19.

К нижней части башни приварен усеченный конус с поясом. Через этот пояс проходят двенадцать отростков — трубок 8, которые одним концом приварены к кольцевому массопроводу 6, а на другом конце имеют распылительные форсунки 5 с выходными отверстиями диаметром 2,1 мм. Форсунки внутри сушилки расположены на расстоянии 5430 мм от потолка по окружностям диаметром 600 мм (восемь форсунок) и диаметром 320 мм (четыре форсунки). Над форсунками в стенках башни по окружности смонтировано двенадцать инжекционных газовых горелок 20 производительностью 14 – 16 м³/ч. В горелки подается природный газ. Сушилка оборудована газорегулирующей аппаратурой. При работе горелок пространство внутри сушилки нагревается до 560 °С под потолком, в середине – 350 – 400 и внизу – до 160 °С.

Суспензия мембранным насосом под давлением до 1,2 МПа (12 атм) подается в систему питания сушилка через отростки 8 к форсункам 5. Система питания обеспечивает постоянную циркуляцию суспензии в кольцевом массопроводу 6 и исключает возможность его закупоривания. Оптимальное давление распыления – 1 – 1,2 МПа (10 – 12 атм). При давлении большем 14 атм порошок будет налипать на потолок, а при 8 атм размер гранул увеличивается. Выбрасываемая через форсунки суспензия с влажностью 40 – 50 %, пролетая вверх, а затем вниз между факелами огня, за время нахождения в сушильной камере образует разнообразные по величине и подобные по форме гранулы, составляющие порошок с влажностью примерно 7%. Порошок с температурой 76 °С через центральное отверстие в нижнем конусе 9, имеющем затвор, высыпается на транспортер 4, который доставляет его к элеватору 3. Элеватор подает порошок в бурат 2, установленный над бункерами 1, в которых порошок вылеживается, и в нем равномерно распределяется влага. Из бункеров порошок с влажностью 7% подается в бункера прессов, предварительно пройдя магнитную сепарацию.

Отработанный и увлажненный газ из сушилка отсасывается через вытяжную трубу 10, над которой между отростками 8 смонтирован зонд 7. Вытяжная труба проходит через нижний съемный конус 9 и соединяется с вводом малогабаритного циклона-промывателя 12. Вентилятор 13 создает в системе разрежение, необходимое для поступления газа с частицами суспензии в циклон. Частицы суспензии вместе с газом получают в циклоне вращательное движение, теряют скорость, выпадают и удаляются по трубе 11 в сливной сборник.

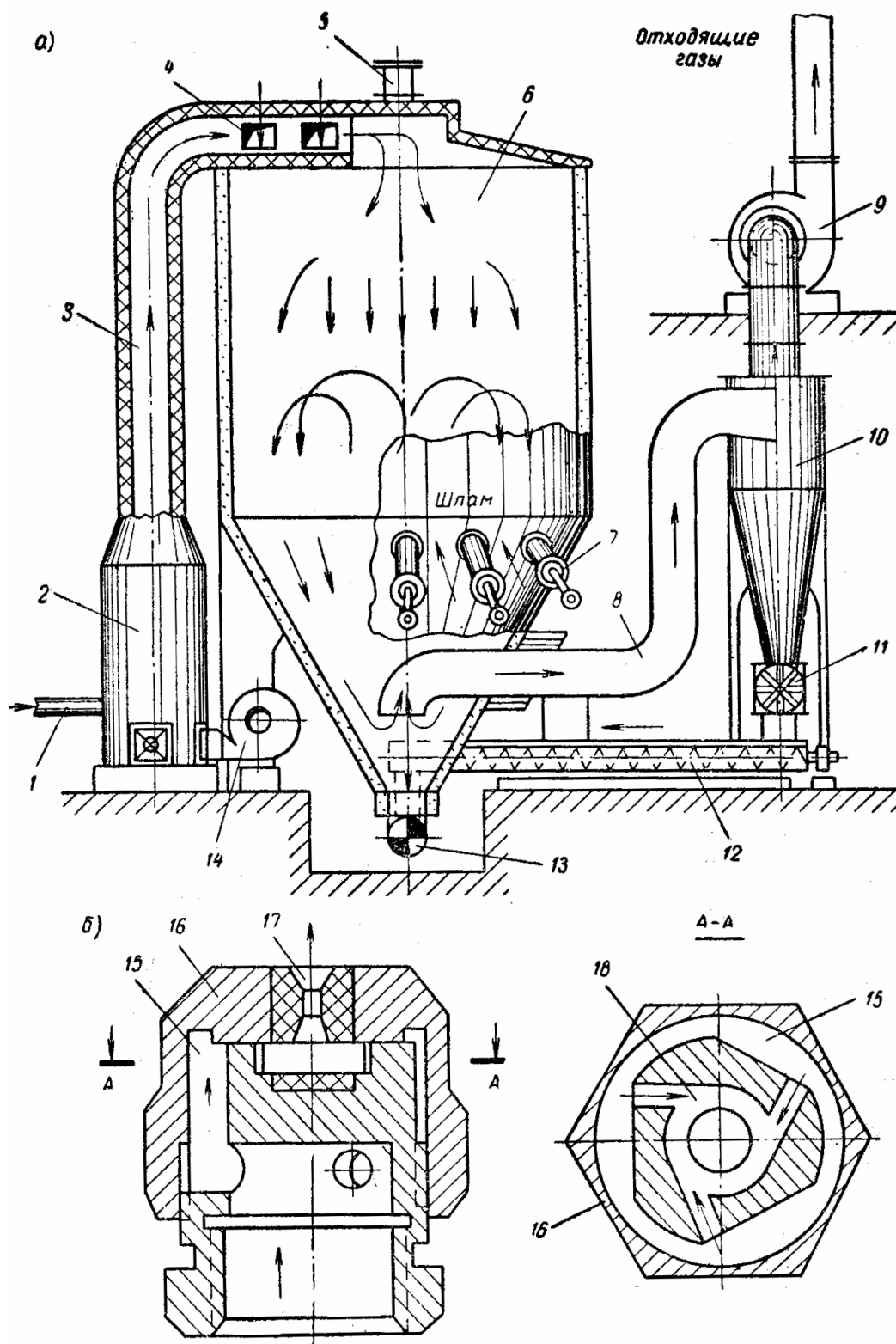


Рис. 1.6. Распылительная сушилка с форсуночным распылением:
 а – схема; б – механическая форсунка; 1 – подача топлива; 2 – топка; 3 – газоход горячих газов; 4 – подсос окружающего воздуха; 5 – предохранительный клапан; 6 – сушильная камера; 7 – распылительная механическая форсунка; 8 – газоход отходящих газов; 9 – дымомос; 10 – пылеосадитель; 11 – уплотнитель-загрузчик; 12 – конвейер пыли; 13 – конвейер готового продукта; 14 – дутьевой вентилятор; 15 – распределитель; 16 – накидная гайка; 17 – сопло; 18 – завихритель

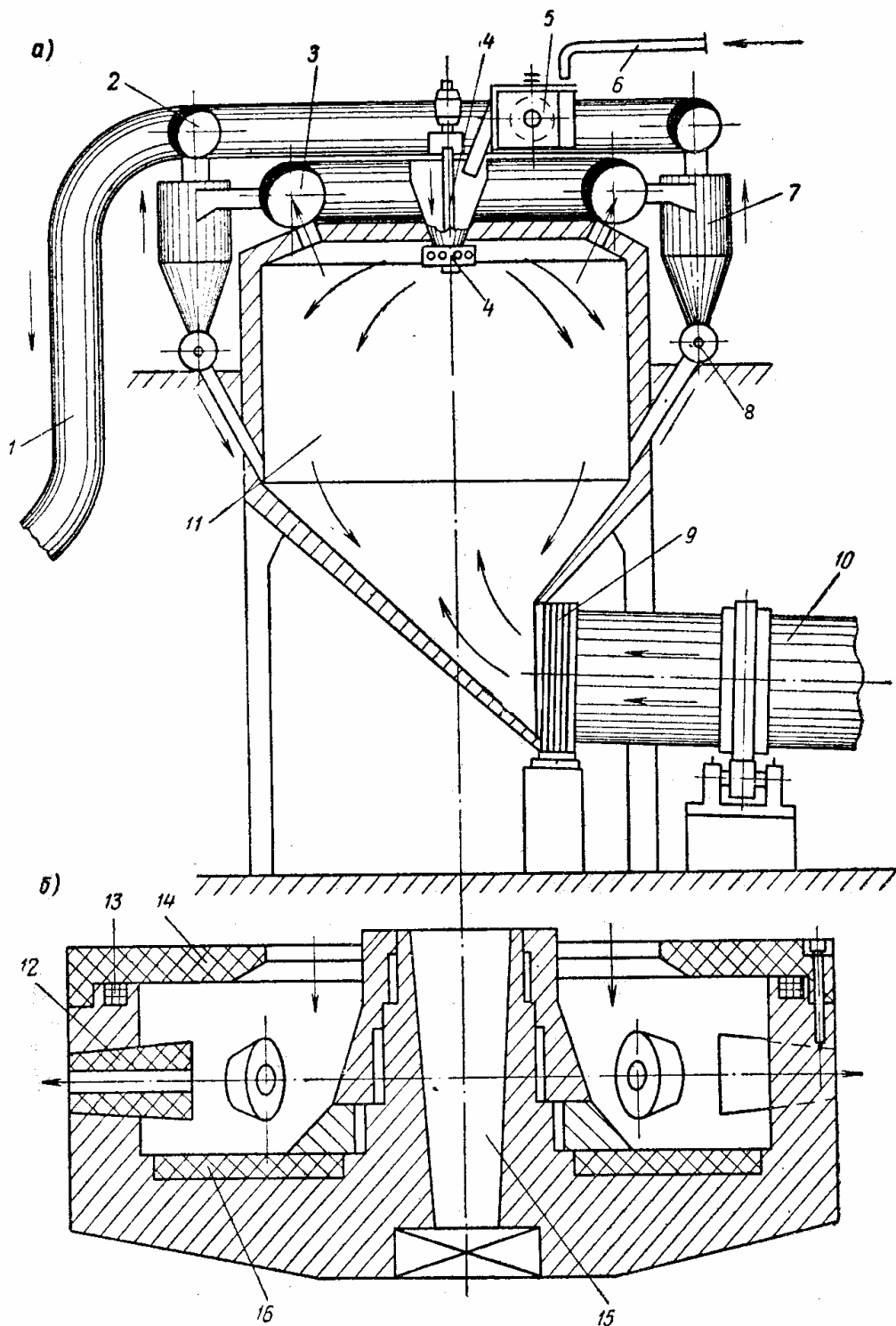


Рис. 1.7. Распылительная сушилка с дисковым центробежным распылением:
 а – схема; б – распылительный диск; 1 – отвод газа в электрофильтр; 2 – газоход после циклонов; 3 – газоход перед циклонами; 4 – распределительный диск; 5 – питатель шлама; 6 – шламопровод; 7 – пылесадительный циклон; 8 – уплотнитель-разгрузатель; 9 – уплотнение холодного конца печи; 10 – вращающаяся печь; 11 – сушильная камера; 12 – распределительное сопло; 13 – прокладочное уплотнение; 14 – верхняя крышка диска; 15 – проточка для вала диска; 16 – днище диска

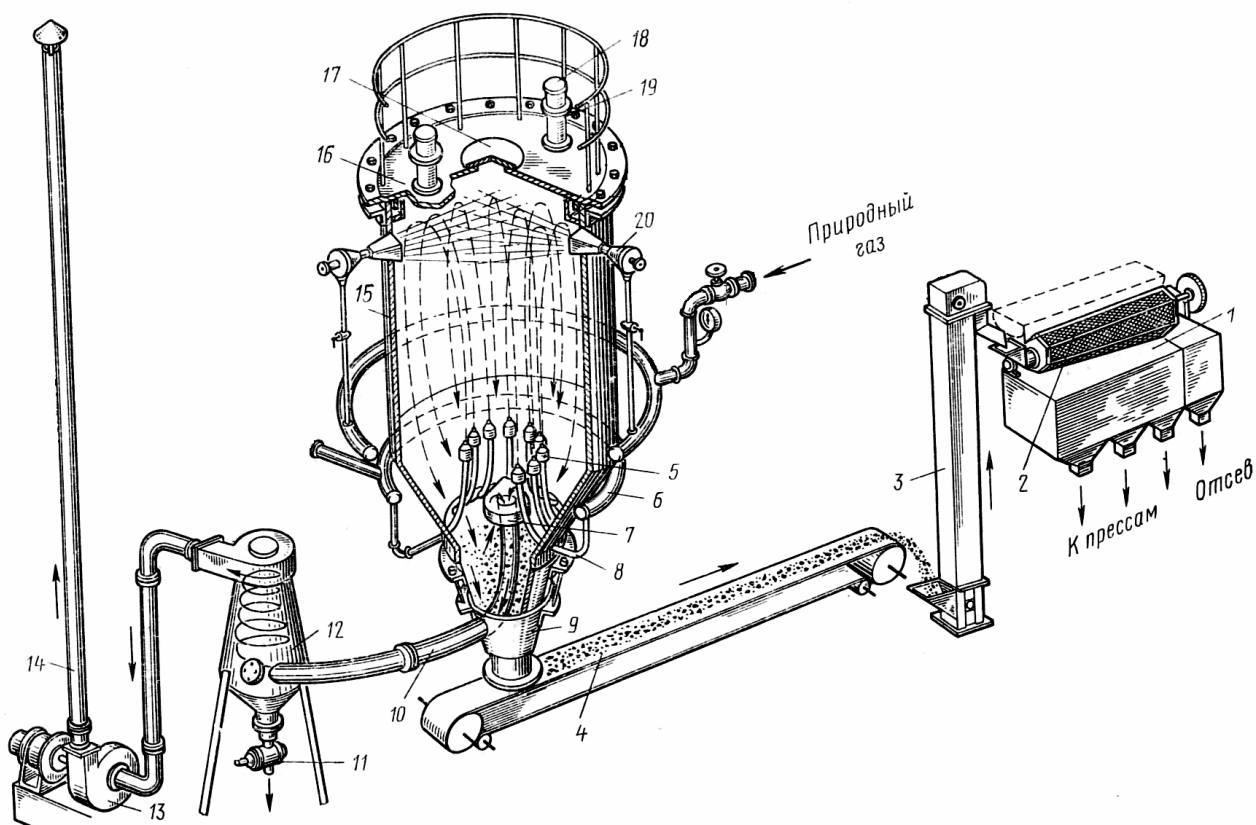


Рис. 1.8. Распылительная сушилка НИИСтройкерамики

Очищенный от частиц суспензии газ поступает в вентилятор 13, который выбрасывает его в атмосферу по трубе 14. Отходы суспензии после циклона-промывателя и грохота поступают в резервуар, оборудованный пропеллерной мешалкой. Из резервуара суспензия откачивается насосом и используется в процессе производства.

Основные технические характеристики распылительных сушилок приведены в прилож. (табл.4.14) или в [20].

СУШИЛКИ СО ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ

Однокамерные сушилки

Однокамерные непрерывнодействующие сушилки [7] различаются: по форме сечения (постоянного и переменного сечения); по направлению движения материала и газового теплоносителя; аппараты с внутренними механическими устройствами.

На рис. 1.9 дана схема установки с цилиндрической сушильной камерой. Такие установки можно использовать для сушки известковых материалов (известняка, доломита, цементного мергеля, карбонатов кальция и магния), угля, полимерных материалов (полиэтилена, полипропилена, поливинилхлорида).

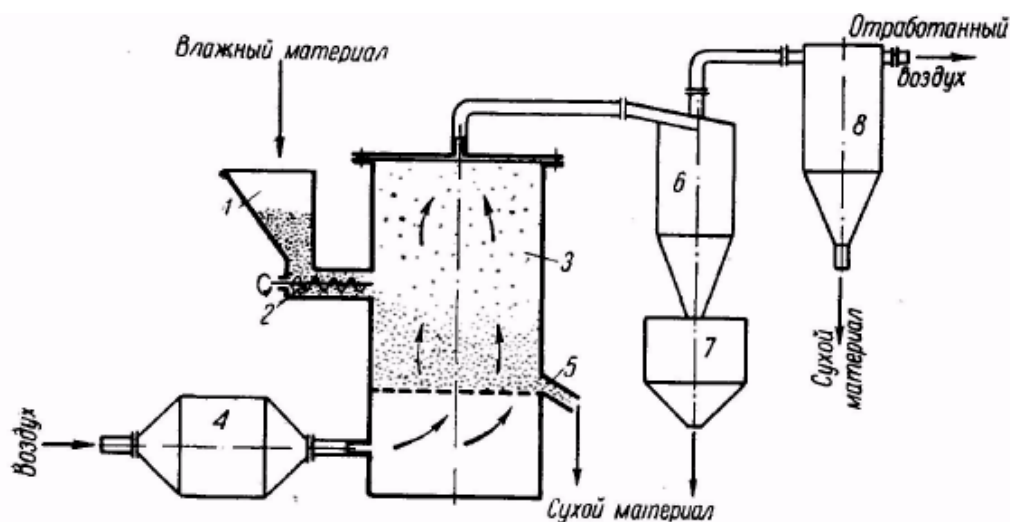


Рис 1.9. Схема сушильной установки с цилиндрической сушилкой: 1 – бункер; 2 – питатель; 3 – сушильная камера; 4 – топка; 5 – патрубок для выгрузки продукта; 6 – циклон; 7 – бункер циклона; 8 – фильтр

Влажный материал из бункера 1 питателем 2 непрерывно подается в сушильную камеру 3 в слой «кипящего» материала. Топочные газы из топки 4 смешиваются с воздухом в смесительной камере и затем подаются с помощью турбогазодувки или вентилятора под опорную решетку.

Разгрузка высушенного продукта производится через патрубок 5, расположенный непосредственно над решеткой, со стороны, противоположной загрузке. Отработавшие запыленные газы направляются в циклон 6 с бункером 7, где выделяется основная часть унесенного газами сухого материала; окончательная очистка газов происходит в рукавном фильтре 8.

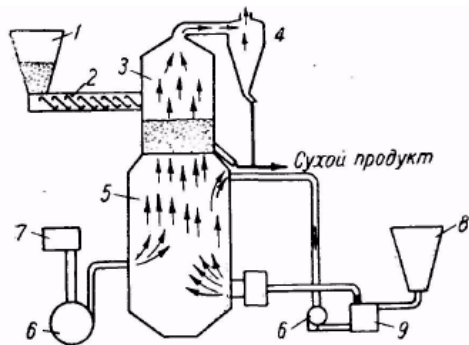


Рис.1.10. Схема промышленной установки для сушки угля в кипящем слое:

1 – бункер; 2 – питатель; 3 – сушилка; 4 – циклон; 5 – топка; 6 – газодувки; 7 – воздушный фильтр; 8 – бункер для угля; 9 – измерительная установка

Эти сушилки, как правило, работают с невысокими слоями материала (300—400 мм), обеспечивают большой влагосъем (до 2000 кг влаги с 1 м² решетки в час) и поэтому широко применяются в многотоннажных производствах. Топочные газы получают при сжигании мазута, газа или угля.

На рис. 1.10 приведена аналогичная конструкция, используемая для сушки угля. Отличие состоит в вертикальной компоновке топки и сушильной камеры, а также в том, что для сжигания в топке используется часть высушенного угля, который предварительно измельчается.

Для сушки органических материалов, в том числе пластмасс, и других чувствительных к нагреву продуктов используют установки, изображенные на рис. 1.11. Специфические свойства этих материалов

требуют увеличения объема слоя, применения коррозионностойких конструкционных материалов (аппарат изготавливают из нержавеющей стали или алюминия).

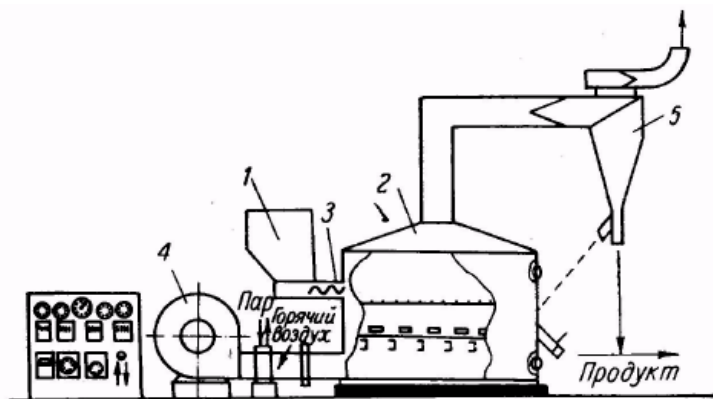


Рис. 1.11. Схема сушильной установки для органических материалов:
1 – бункер; 2 – сушилка; 3 – питатель; 4 – вентилятор; 5 – циклон

Сушку минеральных продуктов, в которых материал обезвоживается в одной камере круглого или прямоугольного сечения, можно осуществлять в сушильных установках, изображённых на рис. 1.12 – 1.15.

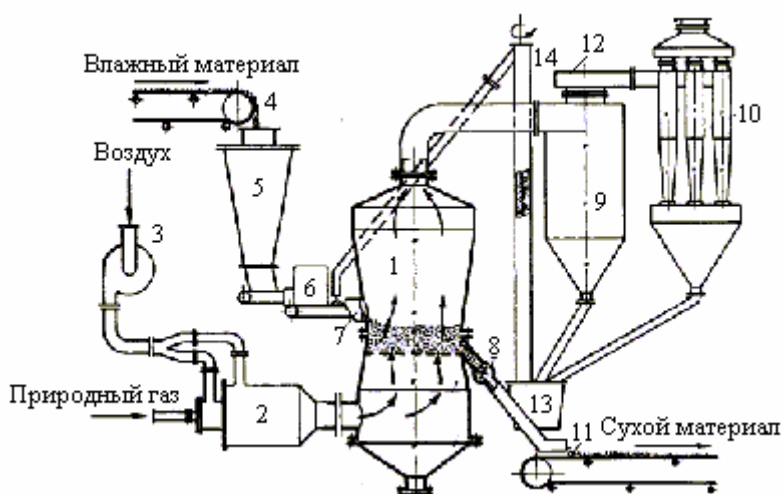


Рис. 1.12. Схема сушильной установки для хлористого калия:
1 – камера; 2 – топка газовая; 3 – вентилятор дутьевой; 4 – транспортер ленточный; 5 – бункер приемный; 6 – питатель; 7 – весоизмеритель; 8 – питатель лопастной; 9 – циклон ЛИОТа; 10 – циклон НИИОГа (ЦН-15); 11 – конвейер разгрузочный; 12 – вентилятор вытяжной; 13 – сборник пыли; 14 – шнек вертикальный

С целью снижения пылеуноса и застойных зон сечение сепарационной части аппарата над решёткой сверху расширяется до 11^0 . Площадь сечения аппарата на уровне решётки до 2 м^2 ; решетка выполнена из перфорированного стального листа толщиной 20 мм с отверстиями диаметром 6 мм и долей жи-

вого сечения 8%. Особенностью этой схемы является применение встроенной топки, работающей на природном газе.

Схема сушильной установки с вынесенной топкой представлена на рис.1.13.

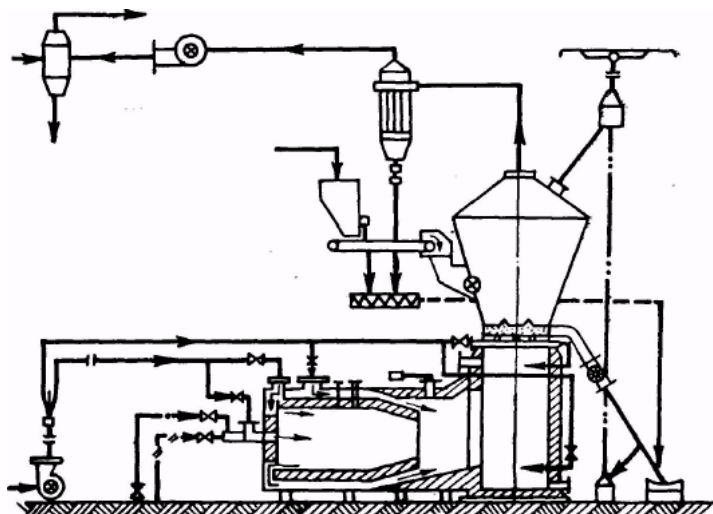


Рис. 1.13. Схема сушильной установки с вынесенной топкой для сушки флотационного хлористого калия

В схеме используют сушилку круглого сечения с площадью решётки 8 м². Живое сечение решетки, выполненной из жаростойкой стали толщиной 30 мм и диаметром отверстий 5 мм, составляет 5%.

В ряде случаев аппараты имеют прямоугольное сечение. Сушильная установка с аппаратом прямоугольного сечения (3 × 1,2 м) показана на рис. 1.14.

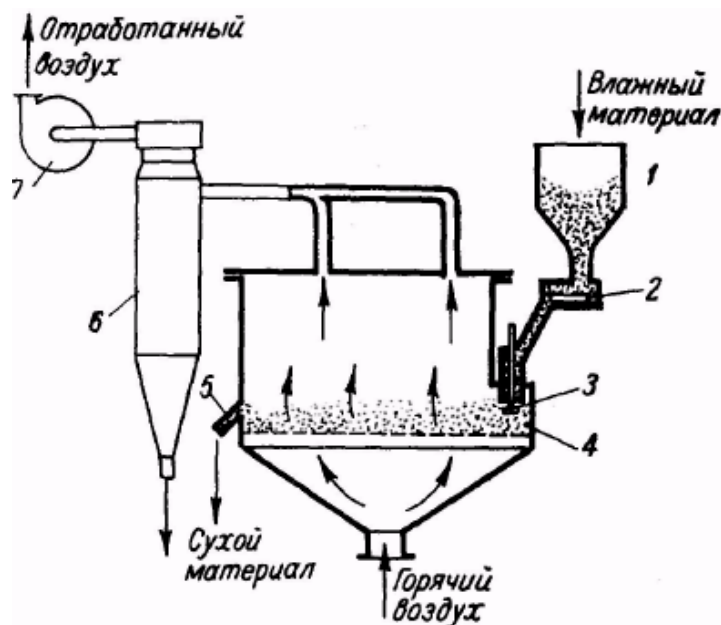


Рис. 1.14. Схема прямоугольной установки для сушки песка: 1 – бункер; 2 – дисковый клапан; 3 – загрузочный клапан; 4 – камера; 5 – патрубок для выгрузки песка; 6 – циклон; 7 – вентилятор

Материал из бункера 1 через дисковый клапан 2 и загрузочный клапан 3 поступает в сушильную камеру 4. Под решетку подаются дымовые газы. Высушенный материал через патрубок 5 поступает в бункер, из которого автоматически подается на ленточный транспортер. Отработанные газы отсасываются вентилятором типа ВВД. Сушилка работает с высотой слоя 300 мм. Высота надслоевого пространства 1,5 м.

Такие прямоугольные сушилки также применяются для сушки нефелинового концентрата производительностью до 15 т/ч. Площадь сечения решетки 6 м² (2 × 3 м), топка выносная, работает на мазуте.

Для обеспечения более равномерного высушивания материала широко применяются однокамерные сушилки кипящего слоя с направленным перемещением высушиваемого продукта. Схема такой сушилки представлена на рис.1.15. Сушилки подобных конструкций могут использоваться при сушке минеральных удобрений (например, сульфата аммония и др.).

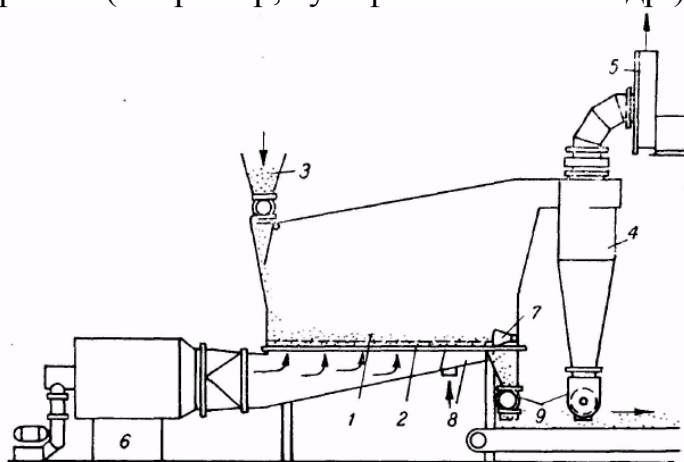


Рис. 1.15. Схема сушилки для сушки минеральных продуктов с направленным движением материала: 1 – псевдооживленный слой; 2 – продуваемое днище; 3 – питатель; 4 – циклон; 5 – вентилятор; 6 – нагревательное устройство; 7 – перегорodka; 8 – зона охлаждения; 9 – разгрузочное устройство

Аэрофонтанные сушилки

Сушилки данных конструкций используют для сушки продуктов, скорость витания частиц которых уменьшается при высушивании (монодисперсные продукты). Как правило, эти аппараты (рис.1.16 а) работают при значительной порозности слоя и с выносом высушенного материала. С целью увеличения времени пребывания влажного материала в зоне сушки используют многоконусные сушилки. Схема такой многоступенчатой аэрофонтанной сушилки изображена на рис.1.16 б.

Аэрофонтанные сушилки могут применяться в комбинации с другими типами аппаратов.

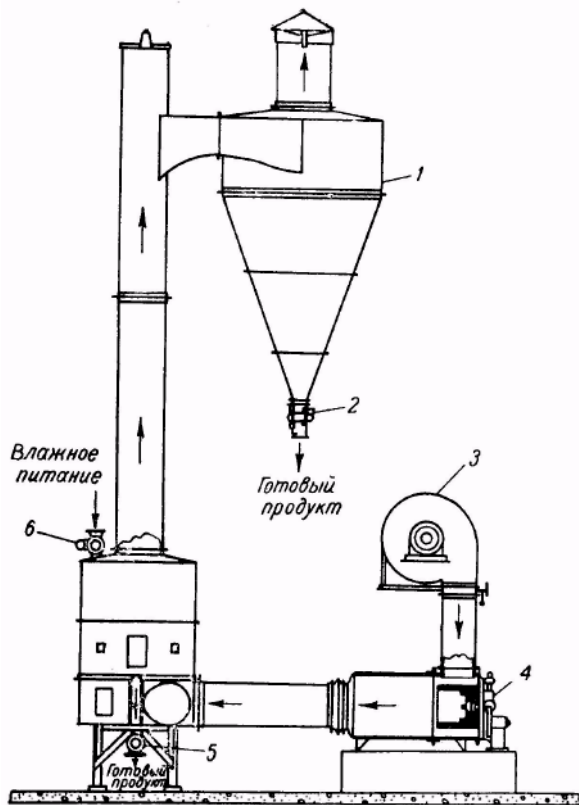


Рис. 1.16 а. Сушилка Раймонд с частичным выносом продукта:
1 – циклон; 2 – затвор; 3 – подогреватель воздуха; 4 – топка; 5 – разгрузочный затвор; 6 – затвор-питатель

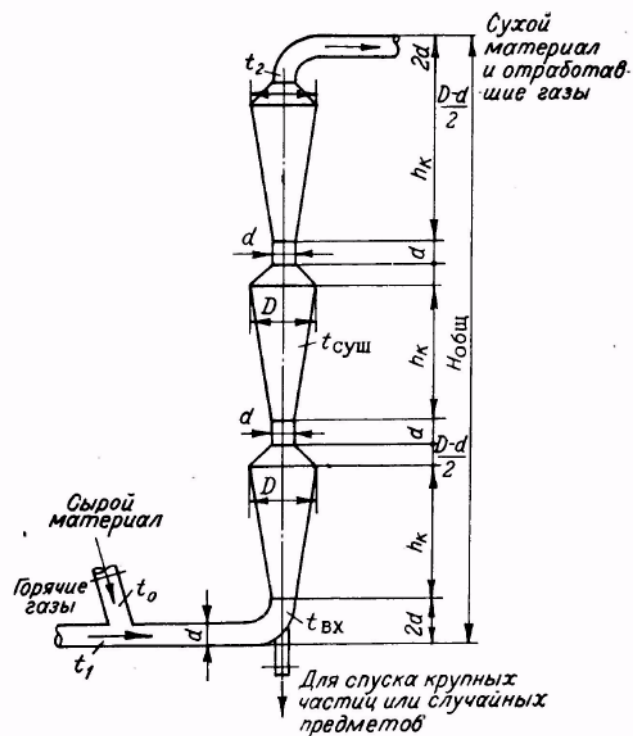


Рис. 1.16 б. Схема газовой аэрофонтанной трехконусной сушилки

Комбинированные сушилки

При глубокой сушке материалов с получением однородного по влажности продукта иногда применяют комбинированные сушилки, состоящие, как правило, из двух ступеней.

В первой ступени сушилки удаляется из материала поверхностная влага, во второй ступени – внутридиффузионная влага. В качестве первой ступени могут быть использованы следующие типы сушилок: труба-сушилка, аэрофонтанная, кипящего или фонтанирующего слоя, циклонная; в качестве второй ступени сушилки с регулируемым временем пребывания частиц используются аппараты фонтанирующего и кипящего слоя.

Один из вариантов промышленной комбинированной сушилки приведён на рис.1.17. Сушилка работает по следующей схеме: пневмопитателем влажный материал загружается в циклон, в котором идет подсушка влажного материала за счет тепла отработанного сушильного агента. Одновременно снижается пылеунос, так как влажные частицы покрываются пылевидными частицами. Подсушенный материал направляется в сушилку, работающую при интенсивном гидродинамическом режиме, — пневмо-сушилку, аэрофонтанную или циклонную, в которых удаляется поверхностная влага. Досушка материала происходит в сушилке кипящего слоя, в которой, из-за

возможности регулирования времени пребывания, материал досушивается до низкой конечной влажности, т.е. в этой последней ступени удаляется внутридиффузионная влага. Такие комбинированные сушилки обладают рядом преимуществ перед существующими установками: переменные режимы сушки позволяют удалять поверхностную и внутридиффузионную влагу при оптимальных условиях; используется тепло отработанного теплоносителя и снижается пылеунос, легко также осуществить рециркуляцию сушильного агента и высушенного материала; конструкция установок проста и компактна; установки могут работать без применения механических питателей; технико-экономические показатели процесса повышены по сравнению с обычными сушилками кипящего слоя.

Другие комбинации сушильных аппаратов для сушки сыпучих материалов приведены на рис.1.18,а и 1.18,б.

Здесь первой ступенью подсушивателем – является сушилка кипящего слоя, из которой продукт выносится с отработанным теплоносителем во вторую ступень – аэрофонтанную (рис. 1.18,а) или циклонную (рис. 1.18,б) сушилку.

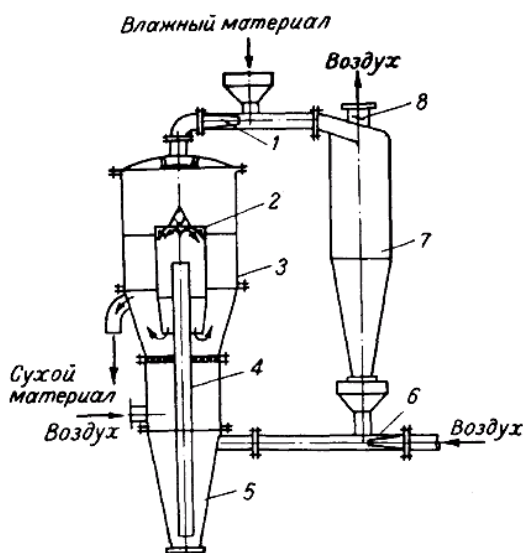


Рис. 1.17. Схема комбинированной сушилки для сушки сыпучих материалов: 1 – пневмопитатель влажного материала; 2 – стакан; 3 – сушилка с кипящим слоем; 4 – пневмотруба; 5 – циклонная сушилка; 6 – пневмопитатель подсушенного материала; 7 – циклон; 8 – заслонка

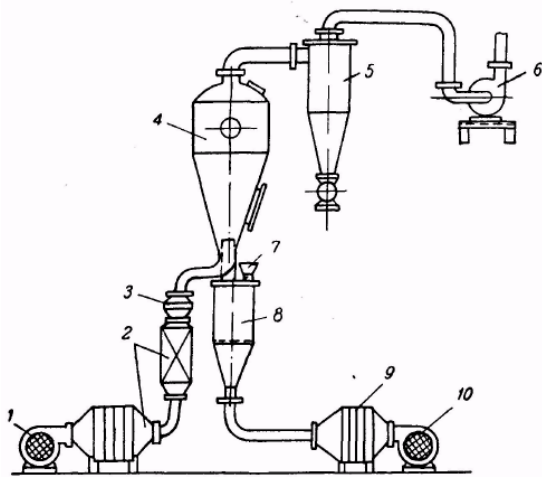


Рис. 1.18,а. Схема комбинированной аэрофонтанной сушилки двухкамерного типа:

1 – нагнетающий вентилятор основного воздуховода; 2 – калорифер; 3 – искрогаситель; 4 – сушильная камера; 5 – циклон; 6 – отсасывающий вентилятор; 7 – загрузочный бункер; 8 – камера; 9 – калорифер; 10 – нагнетающий вентилятор питающего канала

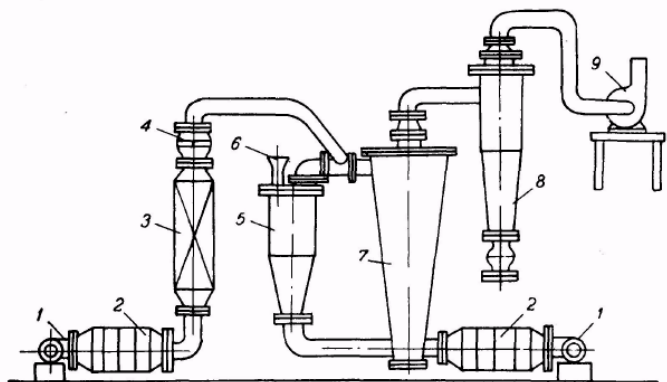


Рис. 1.18,б. Схема комбинированной циклонной сушилки для сыпучих материалов:

1 – нагнетающие вентиляторы; 2 – калориферы; 3 – электрические; 4 – искрогаситель; 5 – подсушиватель; 6 – загрузочный бункер; 7 – циклонная камера; 8 – циклон; 9 – отсасывающий вентилятор

Пневматические сушилки

В пневматических сушилках материал сушат во взвешенном состоянии с целью интенсивного удаления свободной влаги. При этом линейная скорость воздуха в сушильной трубе должна быть больше скорости уноса высушиваемых частиц. Сушилка тем экономичнее, чем мельче частицы и чем больше они содержат свободной влаги. При сушке материалов в трубах – сушилках целесообразно иметь размер частиц, не превышающий 10 мм, начальную температуру газов не выше 500°C , конечную 100°C , концентрацию 0,5 – 1,5 кг материала на 1 кг газа и скорость газов 10 – 40 м/с. Такие сушилки, иногда называемые трубами-сушилками, применяются для сушки дроблёного угля, фрезерного торфа, кристаллических и других измельчённых материалов. Продолжительность сушки в пневмосушилках определяется секундами, поэтому их можно применять только для сушки мелкокусковых материалов.

На рис.1.19 изображена компоновка пневматической сушилки наиболее часто используемой в промышленности.

Зернистый или кристаллический материал подаётся через питатель 1 (см. рис.1.20) в вертикальную трубу 6 длиной 10 – 20 м, в которую вентилятором 3 снизу нагнетается воздух, нагретый в подогревателе 2. Материал увлекается потоком воздуха и выбрасывается высушенным в сборник-амортизатор 8. В циклоне 5 высушенный материал отделяется от воздуха и удаляется через

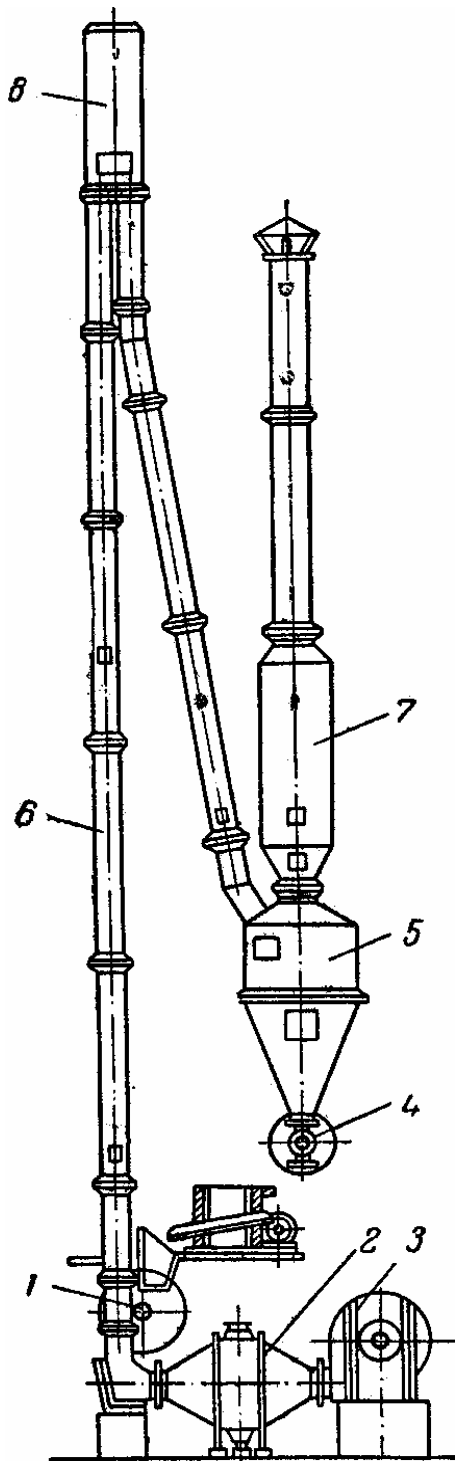


Рис.1.19. Пневматическая сушилка:
 1 – питатель, 2 – подогреватель воздуха, 3 – вентилятор, 4 – разгрузочное устройство, 5 – циклон, 6 – вертикальная труба, 7 – воздушный фильтр, 8 – сборник-амортизатор

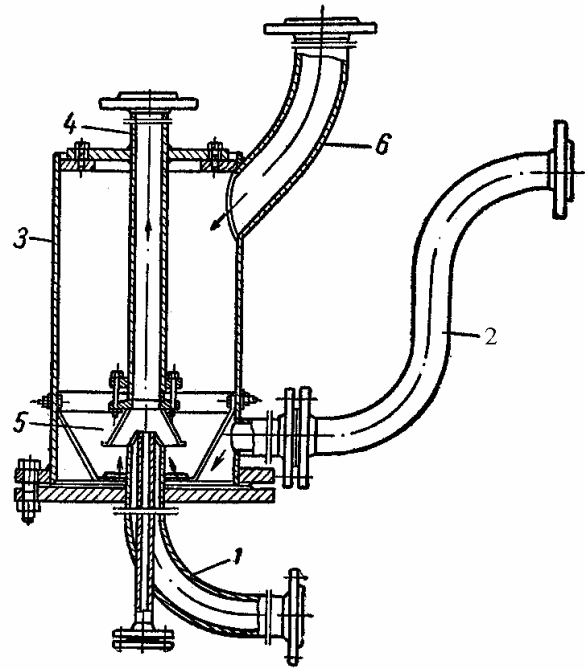


Рис.1.20. Схема питателя пневмоподъёмника:
 Подвод воздуха: 1 – первичного, 2 – вторичного, 3 – корпус питателя, 4 – ствол пневмоподъёмника, 5 – диффузор, 6 – вход транспортируемого материала

разгрузочное устройство 4 (см. рис.1.21). Воздух проходит фильтр 7 и выводится в атмосферу. Продолжительность пребывания материала в сушилке составляет всего несколько секунд.

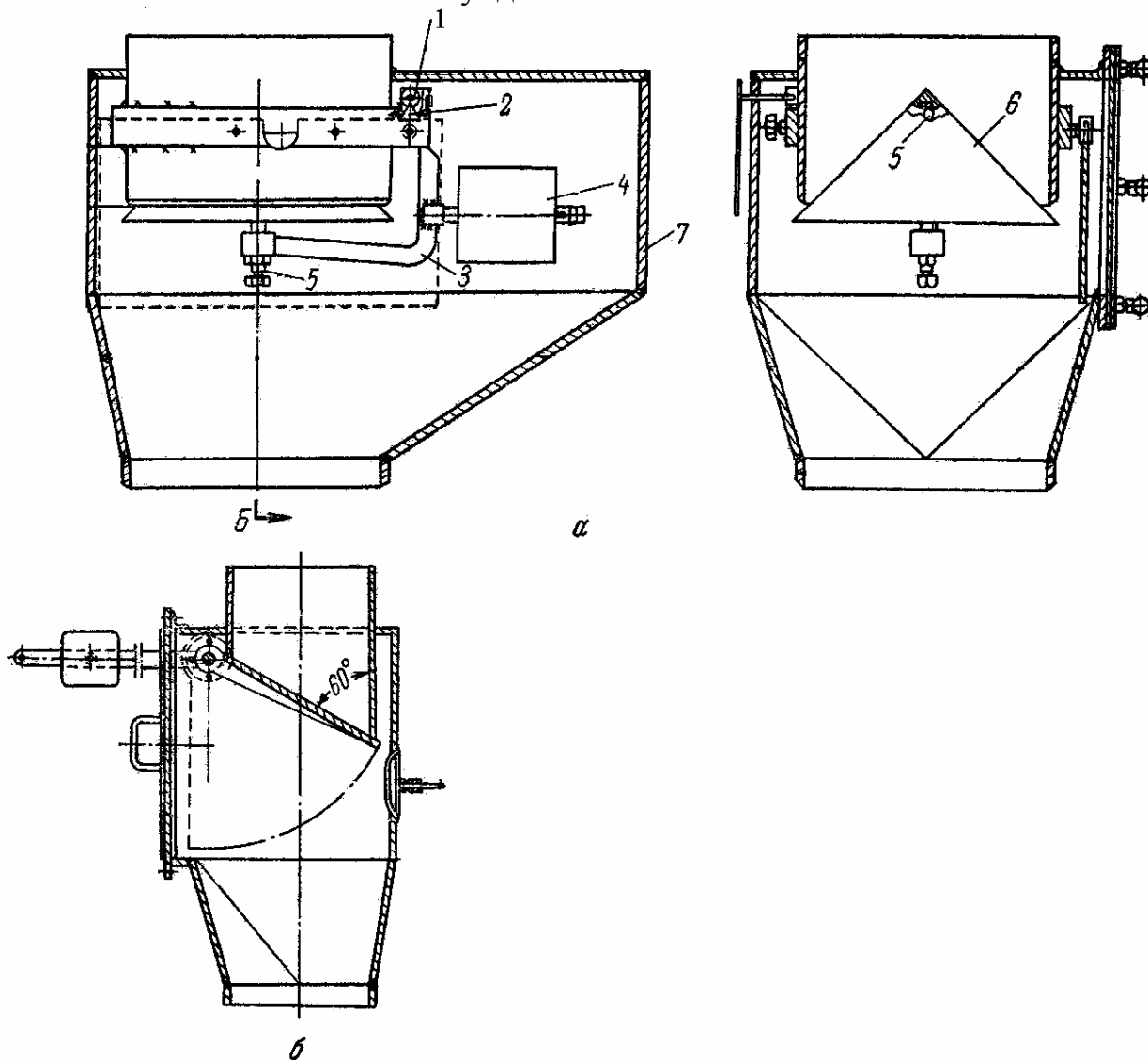


Рис.1.21. Затвор – мигалка:

а – мигалка ВТИ; б – поворотная мигалка; 1 – ось мигалки; 2 – опорные призмы; 3 – коромысло; 4 – груз; 5 – опорная игла; 6 – конусный клапан; 7 – корпус

Достоинства пневматических сушилок:

- развитая удельная поверхность соприкосновения материала и сушильного агента, т.е. интенсивная сушка;
- возможность сушки материала при высоких температурах вследствие кратковременности его пребывания в сушилке;
- простота и компактность установки.

Недостатки:

- трудность регулирования процесса;
- опасность взрыва при сушке горючих пылящих материалов;
- большой расход энергии.

Промышленный вариант компоновки трубы-сушилки изображён на рис.1.22.

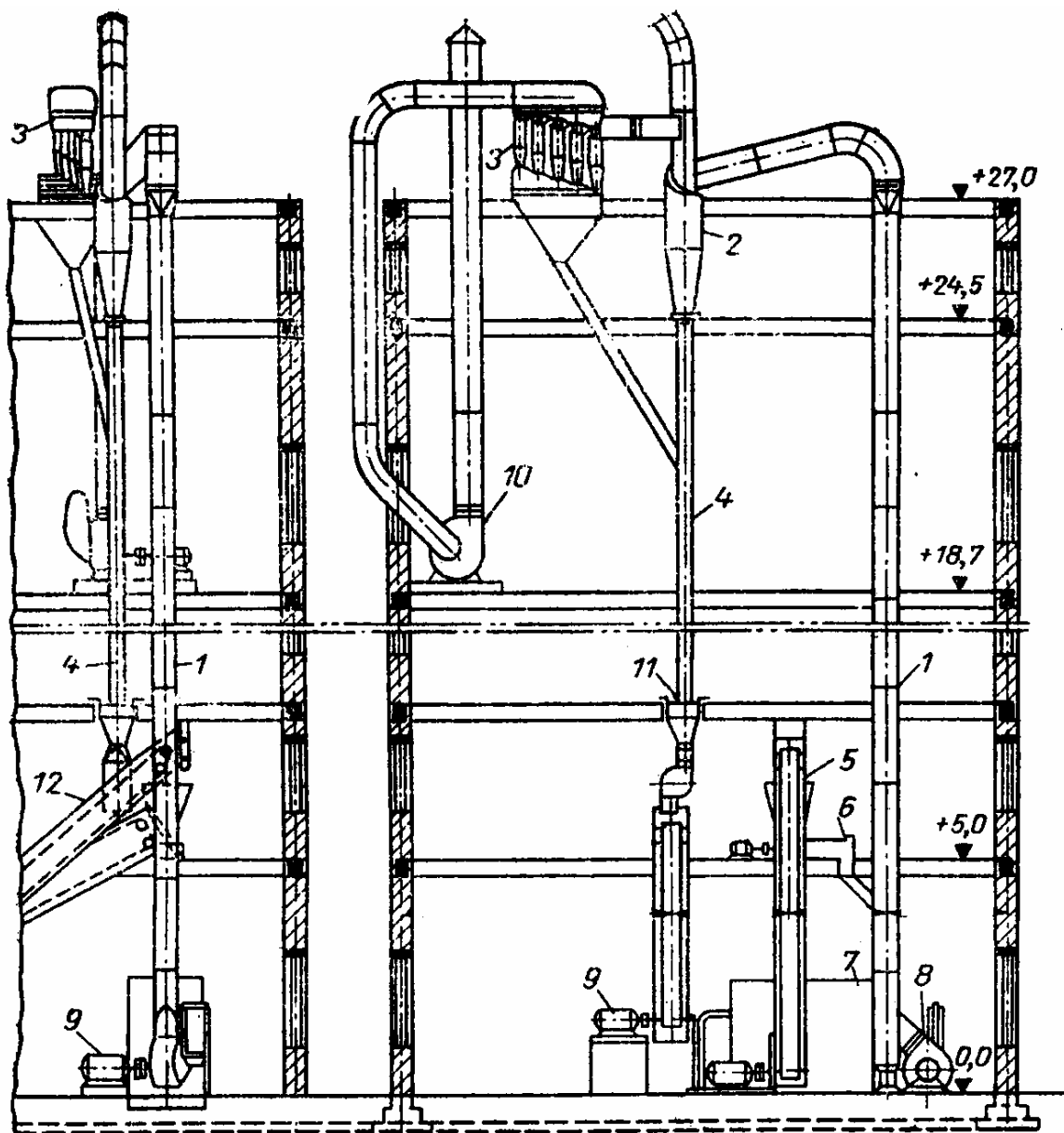


Рис.1.22. Компоновка трубы-сушилки:

1 – труба – сушилка; 2 – циклон системы НИИОГАЗ; 3 – мультициклоны; 4 – труба для сухого песка; 5 – бункер; 6 – питатель влажного песка; 7 – топка; 8 – вентилятор для пневмотранспортирования песка; 9 – электродвигатели; 10 – выхлопной вентилятор; 11 – приёмник; 12 – транспортёр ленточный

1.2.4. Вспомогательное оборудование к сушилкам

Топки

Установки, предназначенные для сжигания топлива без проведения технологических процессов в них, называются топками. Топки подразделяются на отдельно стоящие и встроенные [8].

В данном учебном пособии рассматриваются отдельно стоящие топки, предназначенные для сжигания жидкого и газообразного топлива с целью получения теплоносителя необходимых параметров, используемого в различных технологических установках.

Топки должны удовлетворять следующим основным требованиям:

- 1) обеспечивать полное сжигание топлива и высокую экономичность его использования;
- 2) быть надежными и достаточно простыми для монтажа и обслуживания;
- 3) быть безопасными в эксплуатации.

В ряде случаев ставится задача получить в топке теплоноситель с относительно невысокой температурой. Обычно для этого дымовые газы разбавляют воздухом. На некоторых химических заводах для этой цели используют загрязненный воздух из системы вытяжной вентиляции, что позволяет ликвидировать специальную очистку вентиляционных выбросов и достигнуть экономии на тягодутьевом оборудовании.

Конструкции топок

По конструкции топки разделяются на прямоугольные, круглые и циклонные. На рис.1.23 и 1.24 показаны прямоугольные топки. Такие конструкции предпочтительны для сжигания жидкого топлива. Здесь камера сжигания отделена от камеры смешения с вторичным воздухом, подаваемым для разбавления дымовых газов до необходимой температуры. Топка при сжигании жидкого топлива снабжается растопочным дымопроводом.

Представленная на рис.1.25 круглая топка используется на многих химических заводах. Здесь камера сжигания находится в середине топки. Вторичный воздух подсасывается из регулируемых отверстий на фронтальной плите 4, охлаждает наружную поверхность камеры сжигания и на выходе из топки разбавляет дымовые газы. В таких топках допустимое теплонапряжение 1400 кВт/м^3 ($1,2 \cdot 10^6 \text{ ккал / (м}^3 \cdot \text{ч)}$). При больших расходах вторичного воздуха его подают от вентилятора через патрубки, установленные тангенциально к стенке наружного кожуха топки.

На рис.1.26 показана циклонная топка. Топливо-воздушная смесь из горелки 3 и вторичный воздух вводятся тангенциально к стенкам камеры (рис.1.26). Отвод теплоносителя осуществляется через отверстие, расположенное в центре стенки, соединяющей камеру с рабочим объемом. При таком конструктивном оформлении процесса осуществляется интенсивное перемешивание газо-воздушного потока и получение теплоносителя с одинаковой температурой по всему объему.

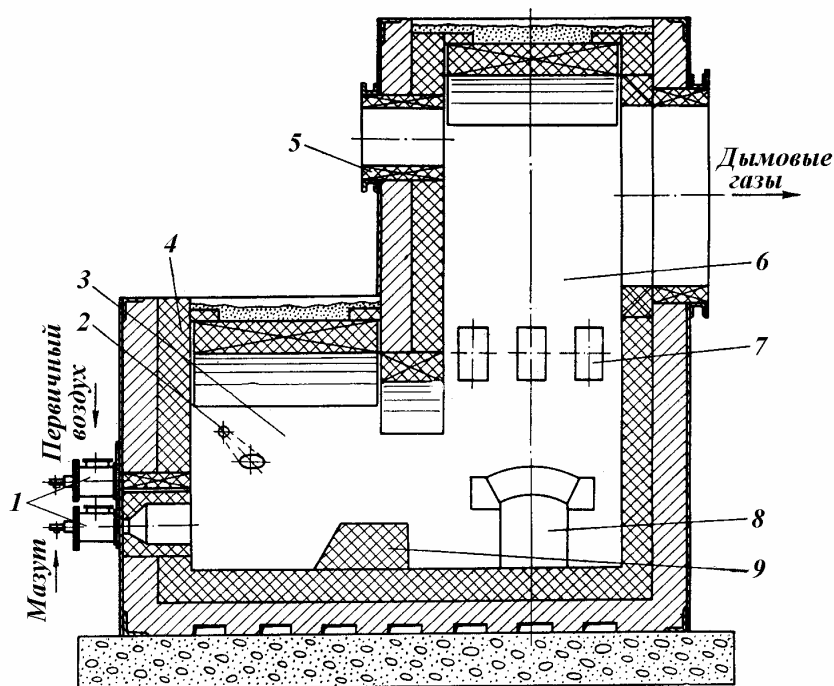


Рис.1.23. Прямоугольная топка:

1 – форсунка; 2 – гляделка; 3 – камера для сжигания топлива; 4 – кладка; 5 – патрубок к растопочной трубе; 6 – смешительная камера; 7 – канал для вторичного воздуха; 8 – лаз; 9 – шамотная горка

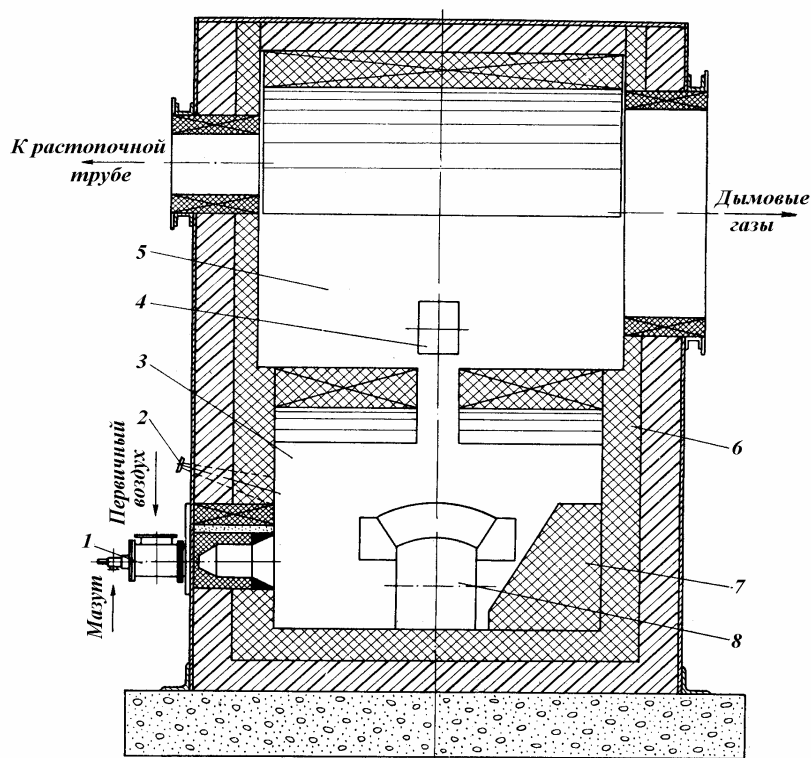


Рис. 1.24. Прямоугольная топка:

1 – форсунка; 2 – гляделка; 3 – камера для сжигания топлива; 4 – канал для вторичного воздуха; 5 – смешительная камера; 6 – кладка; 7 – шамотная горка; 8 – лаз; 9 – шамотная горка

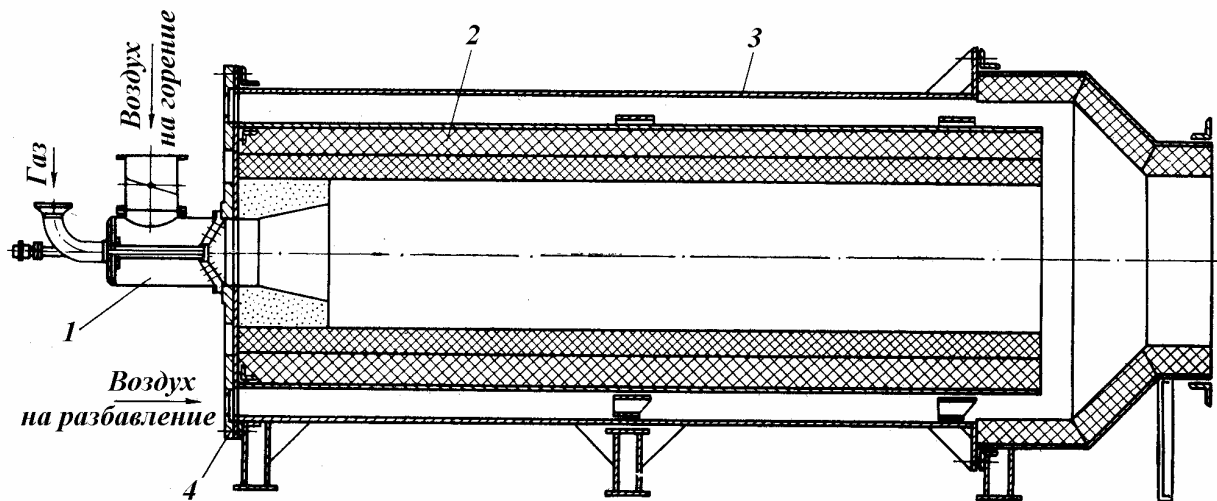


Рис. 1.25. Круглая топка:

1 – двухпроводная горелка; 2 – кладка; 3 – кожух; 4 – фронтальная плита

Для получения теплоносителя с температурой 700–800°C для футеровки используются шамотный кирпич класса «Б».

Топки просты по конструкции, дешевы в изготовлении, компактны и малы по размерам и показали хорошие результаты при эксплуатации.

В циклонных топках тепловое напряжение может быть до 1400 кВт/м³ (1,2 · 10⁶ ккал/(м³·ч)).

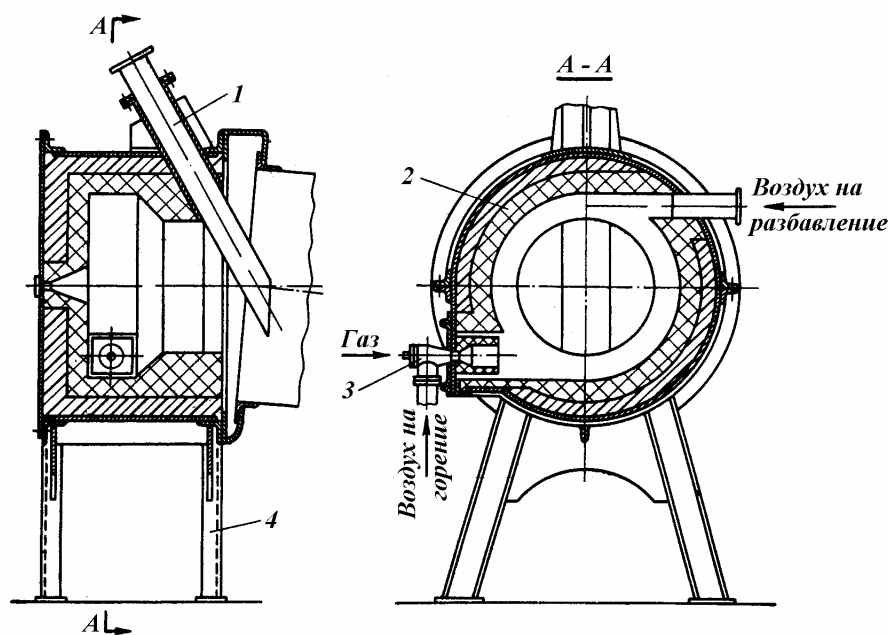


Рис.1.26. Циклонная топка:

1 – патрубок для загрузки материала; 2 – кладка; 3 – горелка; 4 – каркас

Определение объема топочной камеры

При конструировании топок правильное определение объема топочной камеры является важным условием создания компактных, экономичных и высокопроизводительных топочных установок. Объем топочного пространства определяют по опытной величине его теплового напряжения:

$$q = \frac{Q}{V_T} = \frac{BQ_H^p}{V_T}, \quad (1.1)$$

где B – часовой расход топлива, кг/ч ($\text{м}^3/\text{ч}$); Q_H^p – низшая теплота сгорания топлива, кДж/кг (кДж/ м^3); V_T – объем топочного пространства, м^3 .

Опытная величина теплового напряжения колеблется в значительных пределах для одних и тех же установок ($350 \div 1400$ кВт/ м^3 , $[(0,3 \div 1,2) \cdot 10^6$ ккал/($\text{м}^3 \cdot \text{ч}$)]). Величина теплового напряжения существенно зависит от организации горения и температуры в камере горения.

Для получения теплоносителя с температурой $200 \div 700$ °С необходимо сжигание топлива проводить при максимально допустимом коэффициенте избытка воздуха (а не при $\alpha = 1,05 \div 1,2$) с дальнейшим разбавлением до необходимой температуры.

Тепловые напряжения для жидкого топлива принимаются до 580 кВт/ м^3 [$0,5 \cdot 10^6$ ккал/($\text{м}^3 \cdot \text{ч}$)]. Для газообразного топлива до 1400 кВт/ м^3 [$1,2 \cdot 10^6$ ккал/($\text{м}^3 \cdot \text{ч}$)].

Возможен также метод определения размеров топочного пространства, построенный на базе изучения кинетики реакций и других основных факторов, дающих возможность выявить время горения топлива, т.е. время пребывания в топке частиц топлива, необходимое для завершения процесса до намеченной полноты горения.

Оборудование для сжигания топлива

Конструкции и приспособления, при помощи которых подводят сжигаемый материал и воздух, перемешивают их и осуществляют горение, называются приборами сжигания. Приборы в зависимости от сжигаемого материала можно разделить на следующие группы: а) горелки для сжигания газа; б) форсунки для сжигания мазута. [8]

Газовые горелки

Для сжигания газа в топках, печах и на других огневых установках применяют разнообразные типы и конструкции горелок, выбор которых определяется свойствами газов, размерами печей и установок, характером технологических процессов и др.

Газовые горелки в зависимости от способа подачи воздуха разделяются на следующие типы:

- 1) диффузионные;
- 2) инжекционные однопроводные и двухпроводные;
- 3) двухпроводные, трехпроводные смесительные с принудительной подачей воздуха;
- 4) комбинированные газомазутные, пылегазовые, пылегазомазутные.

По давлению газа перед газогорелочным устройством они разделяются на горелки низкого давления до 5 кН/м^2 , [500 мм вод. ст.], горелки среднего давления от 5 до 300 кН/м^2 и горелки высокого давления свыше 300 кН/м^2 .

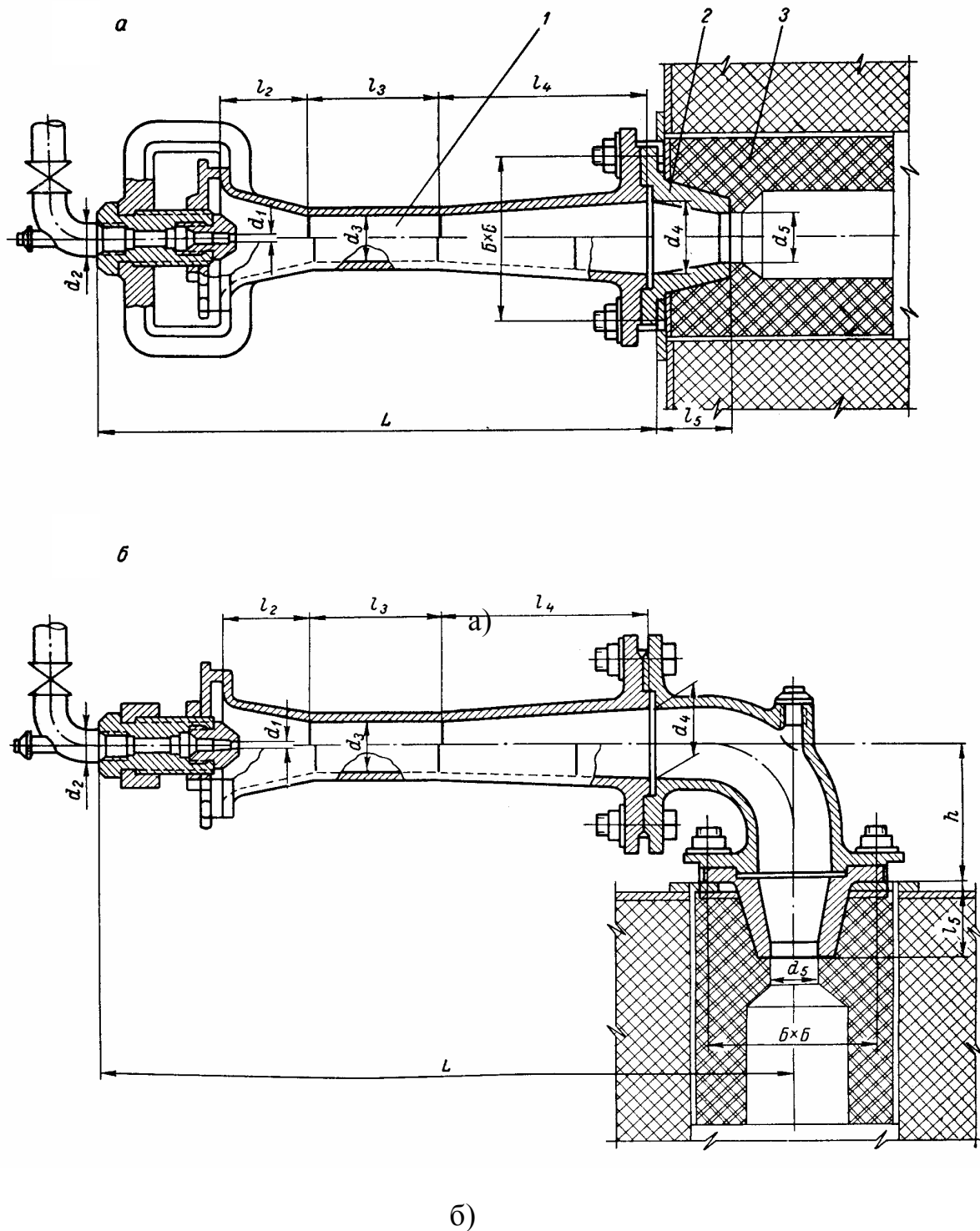


Рис.1.27. Горелки инжекционные среднего давления типа ГИП-1÷ГИП- 6 для природного газа: а – прямая; б – угловая; 1 – смеситель; 2 – носик горелки; 3 – горелочный камень [8]

От характера смесеобразования горелки подразделяются на: полного предварительного смешения, частичного смешения и незавершенного смешения. Производительность газовых горелок составляет $3 \div 4500 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Инжекционные горелки среднего давления

Инжекционные горелки среднего давления являются горелками с полным предварительным смешением газа с воздухом, что позволяет осуществить полное интенсивное сжигание газа с коэффициентом расхода воздуха $\alpha \approx 1$.

Инжекционные горелки типа ГИП представлены на рис. 1.27.

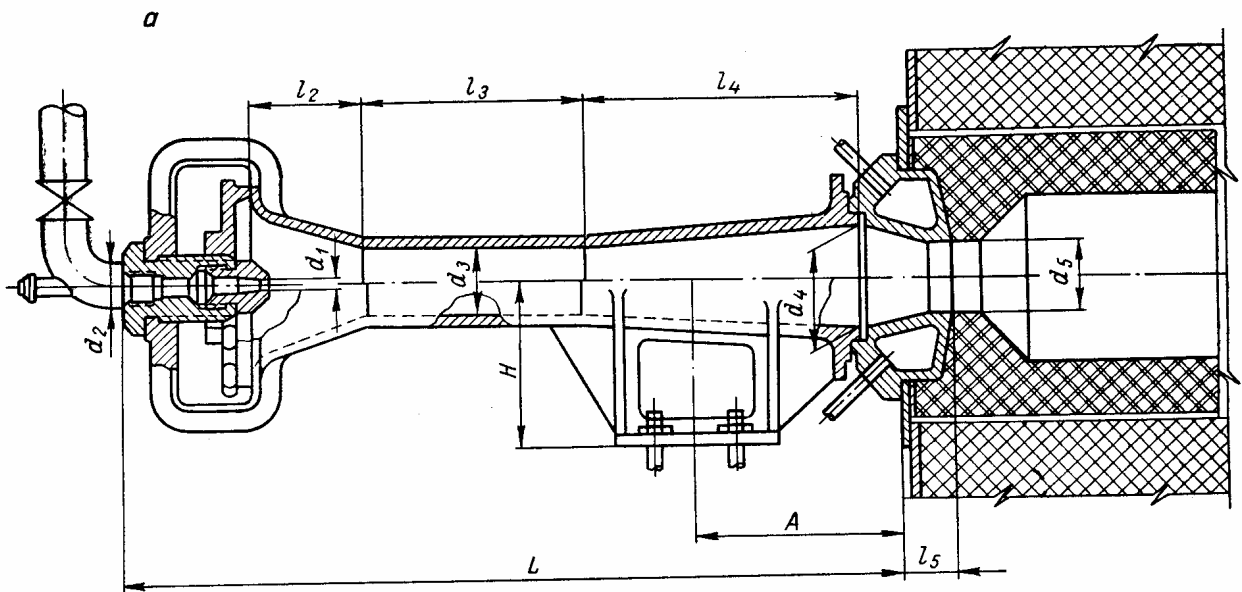
Через смеситель 1 горелки подается с большой скоростью газ. Воздух засасывается струёй из окружающей атмосферы. Эти горелки рассчитаны на сжигание природного газа с теплотой сгорания $Q_{\text{н}}^{\text{р}} = 35,6 \text{ МДж/м}^3$ (8500 ккал/м^3) при коэффициенте расхода воздуха $\alpha = 1,05$ и противодавлении в топочном объеме 10 Н/м^2 [1 мм вод. ст.] при плотности газа $0,73 \text{ кг/м}^3$. При расчетном давлении газа 100 кН/м^2 горелки (девять номеров от ГИП–1 до ГИП–9) могут работать в диапазоне нагрузок $4 \div 140 \text{ м}^3/\text{ч}$. Горелки ГИП–7÷ГИП–9 от горелок ГИП–1÷ГИП–6 отличаются тем, что у них головки охлаждаются. Техническая характеристика, конструктивные размеры и конструкция горелок приведены в [19].

Двухпроводные дутьевые горелки

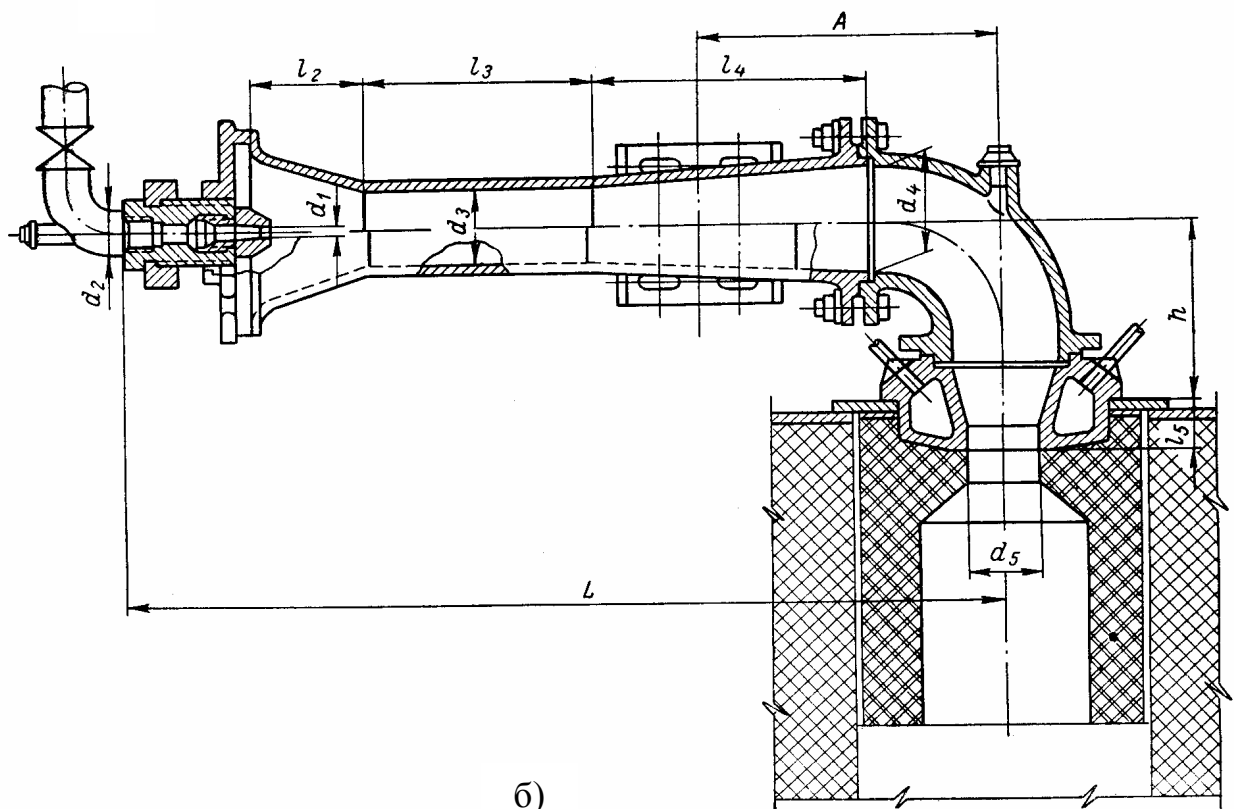
Двухпроводные дутьевые горелки работают на газе и воздухе под давлением.

Преимуществом этого типа горелок является то, что их можно применять в топочных устройствах с различной величиной противодавления, автоматически регулировать соотношение газа и воздуха.

Горелка низкого давления (ГНП) приведена на рис.1.28. Газ выходит из ряда малых отверстий, расположенных под углом к завихренному потоку воздуха (наконечник 3) или одного центрального отверстия. Для завихрения воздуха на конце сопла 5 предусмотрены завихрители. Требуемый вариант сопел может быть получен с помощью съемных наконечников. Конструктивные размеры ГНП–1÷ГНП–9 (рис.1.28) приведены в [19].



а)



б)

Рис.1.28. Горелки инжекционные среднего давления типа ГИП-7÷ГИП-9 для природного газа (размеры приведены в табл.25 (прилож.)):
а – прямая; б – угловая

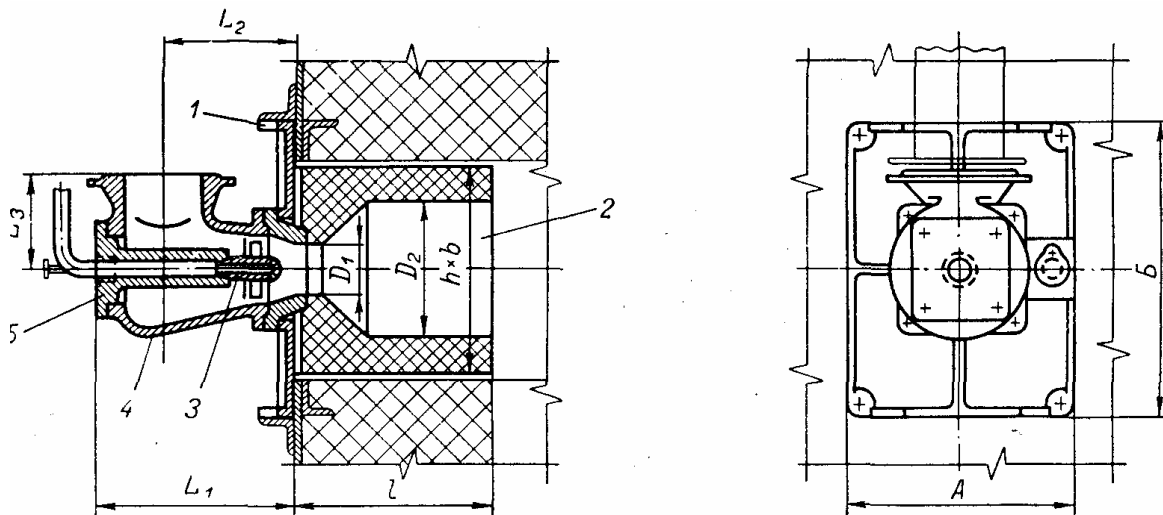


Рис.1.29. Горелка типа ГНП-1÷ГНП-9:

1 – плита; 2 –горелочный камень; 3 – наконечник сопла; 4 – корпус горелки; 5 – сопло для газа

Калориферы

Для подогрева воздуха, поступающего в сушилку, применяются воздухоподогреватели: паровые, водяные, газовые, с промежуточным жидким или твердым теплоносителем [9].

Паровые калориферы (трубчатые, пластинчатые) применяют для нагревания воздуха до 150 °С, газовые (трубчатые, пластинчатые, игольчатые и ребристые) – до 200÷300 °С с промежуточным теплоносителем – до 200÷350 °С.

Основной величиной, по которой выбирается калориферная установка, является необходимая площадь поверхности нагрева, определяемая по формуле :

$$F=Q/(K \Delta t_{cp}). \quad (1.2)$$

Расход теплоты в калорифере рассчитывается из теплового баланса сушилки или по формуле:

$$Q = Lc_{возд}(t_1-t_0), \quad (1.3)$$

где t_1, t_0 — соответственно начальная и конечная температура воздуха, °С.

Коэффициент теплопередачи зависит от модели калорифера, вида теплоносителя, его скорости и массовой скорости воздуха.

Для пластинчатых калориферов при паровом обогреве коэффициент теплопередачи определяется по формуле [23]:

$$K = 1,162(2 + 7\sqrt{\omega_{кал}}), \quad (1.4)$$

где $\omega_{кал}$ —скорость движения воздуха в калорифере.

При массовой скорости воздуха $\rho\omega_{кал} = L(1+x_2)/f_{кал} = 5 \div 15 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$:

для калориферов КФС и КФБ: $K = 10(\rho\omega_{кал})^{0,42}$,

для КФСО и КФБО: $K = 10(\rho\omega_{кал})^{0,68}$.

Массовую скорость воздуха при проектировании калориферов по экономическим соображениям принимают в пределах $7 \div 12$ кг/(м²·с) для пластинчатых и $3 \div 5$ кг/(м²·с) для оребренных калориферов.

Определив необходимую площадь поверхности нагрева и выбрав калорифер (табл.1.1, 1.2), рассчитывают число их по формуле $N = F/f_k$ ($f_{\text{кал}}$ – площадь поверхности нагрева одного калорифера, м²). В зависимости от расхода воздуха и принятой скорости воздуха в калорифере komponуют калориферную батарею. Схема установки калориферов (последовательное или параллельное их расположение по ходу воздуха) определяется размерами калорифера $f_{\text{кал}}$ и допустимым гидравлическим сопротивлением $\Delta P_{\text{кал}} = \rho_{\text{г}} g \cdot e(\rho_{\text{г}} \omega_{\text{кал}})^m$. В этом уравнении значения опытных и расчетных коэффициентов приведены в табл.1.3. Более трех калориферов последовательно устанавливать не рекомендуется.

Таблица 1.1

Конструктивные характеристики стальных пластинчатых калориферов

Номер калорифера	Сечение калорифера $f_{\text{кал}}, \text{ м}^2$	Поверхность теплопередачи F_k калориферов, м^2	
		КЗПП и КВБ	КЧПП
2	0,115	9,9	12,7
3	0,154	13,2	16,9
4	0,195	16,7	21,4
5	0,244	20,9	26,8
6	0,295	25,3	32,4
7	0,354	30,4	38,9
8	0,416	35,7	45,7
9	0,486	41,6	53,3
10	0,558	47,8	61,2
11	0,638	54,6	69,9

Таблица 1.2

Конструктивные характеристики стальных оребренных калориферов

Номер калорифера	Тип калорифера			
	КФСО		КФБО	
	Сечение калорифера $f_{\text{кал}}, \text{ м}^2$	Поверхность теплопередачи $F_k, \text{ м}^2$	Сечение калорифера $f_{\text{кал}}, \text{ м}^2$	Поверхность теплопередачи $F_k, \text{ м}^2$
2	0,0913	9,77	0,0913	13,02
4	0,153	17,06	0,143	20,78
5	0,187	21,71	0,182	26,88
6	0,227	26,29	0,222	32,65
7	0,271	30,05	0,271	40,06
8	0,318	35,28	0,318	47,04
9	0,378	41,89	0,375	55,86
10	0,431	48,22	0,431	64,29
11	0,496	55,84	0,475	71,06

Далее уточняют скорость воздуха $\omega_{\text{кал}}$ по уравнению расхода и вновь рассчитывают K и F . При расхождении менее 5% повторные расчеты не выполняются.

Таблица 1.3

Таблица опытных и расчетных данных для калориферов

Тип калорифера	Опытные коэффициенты				Расчетные коэффициенты		
	b	n	e	m	M	S	$\frac{1}{m+1}$
КЗПП	12,1	0,366	0,122	1,76	1,25	85	0,362
КВБ	15,3	0,351	0,153	1,69	0,98	85	0,372
КЧПП	10,0	0,42	0,175	1,72	1,04	110	0,368
КФСО	16	0,439	0,335	2,01	0,51	112	0,332
КФБО	14,2	0,456	0,43	1,94	0,426	148	0,34

Циклоны

Для расчета циклонов необходимы следующие исходные данные: количество очищаемого газа при рабочих условиях V_p м³/с; плотность газа при рабочих условиях ρ_g , кг/м³; динамический коэффициент вязкости газа при рабочей температуре μ_t , Па·с; дисперсный состав пыли, задаваемый двумя параметрами: d_m , мкм и $\ell g \sigma_{\text{ч}}$; запыленность очищаемого газа $x_{\text{вх}}$ г/м³; плотность частиц $\rho_{\text{ч}}$ кг/м³; требуемая эффективность очистки газа η . Расчет циклонов проводится методом последовательных приближений в следующем порядке.

1. Задавшись типом циклона, по табл.1.4 определяют оптимальную скорость газа в аппарате $\omega_{\text{опт}}$.

2. Определяют необходимую площадь сечения циклона

$$F = V_p / \omega_{\text{опт}} \quad (1.5)$$

3. Определяют диаметр циклона, задавшись числом циклонов N :

$$D = \sqrt{F / (0,785N)} \quad (1.6)$$

Диаметр циклона округляют до ближайшей большей величины. Для циклонов принят следующий ряд диаметров: 200; 300; 400; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2400 и 3000 мм.

4. Вычисляют действительную скорость газа в циклоне

$$\omega = V_p / (0,785ND^2) \quad (1.7)$$

Скорость газа не должна отклоняться от оптимальной более чем на 15%.

5. Принимают по табл.3.4 коэффициент гидравлического сопротивления, соответствующий заданному типу циклона.

Таблица 1.4

Параметры, определяющие эффективность циклонов НИИОГаз

Параметры	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
d_{50}^T мкм	8,50	6,00	4,50	3,65	2,31	1,95	1,13
$lg\sigma_{\eta}^T$	0,308	0,283	0,352	0,352	0,364	0,308	0,340
$\omega_{опт}$, м/с	4,5	3,5	3,5	3,5	2,0	1,7	2,0
$\xi_{ц500}^c$	75	165	155	245	520	1050	—
$\xi_{ц500}^п$	80	170	163	250	600	1150	2800

Примечания: 1. Значения d_{50}^T , приведенные в таблице, соответствуют следующим условиям работы циклонов: средняя скорость газа в циклоне $\omega_{опт}$ м/с; диаметр циклона $D = 0,6$ м; плотность частиц $\rho = 1930$ кг/м³; динамический коэффициент вязкости газа $\mu_r = 22,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

2. Коэффициенты гидравлического сопротивления $\xi_{ц500}^c, \xi_{ц500}^п$ приведены для одиночного циклона диаметром 500 мм без дополнительных устройств (индекс «с» означает, что циклон работает в гидравлической сети, а «п» — без сети, т. е. прямо в атмосферу).

Для циклонов НИИОГаз (одиночных или групп) вводят уточняющие поправки по формуле :

$$\xi = K_1 K_2 \xi_{ц500}^{c,п} + K_3, \quad (1.8)$$

где $\xi_{ц500}^{c,п}$ — коэффициент гидравлического сопротивления, определяемый по табл. 3.4; K_1 — поправочный коэффициент на диаметр циклона (табл. 1.5); K_2 — поправочный коэффициент на запыленность газа (по табл. 3.6); K_3 — коэффициент, учитывающий дополнительные потери давления, связанные с компоновкой циклонов в группу (табл. 1.7). Для одиночных циклонов $K_3 = 0$.

Таблица 1.5

Поправочный коэффициент K_1 на влияние диаметра циклона

D, мм	Марка циклона		
	ЦН-11	11Н-15. ЦН-15У, ЦН-24	СДК-ЦН-33, (СК-ЦП-34, СК-ЦН-34М)
150	0,94	0,85	1,0
200	0,95	0,90	1,0
300	0,96	0,93	1,0
450	0,99	1,0	1,0
500	1,0	1,0	1,0

Таблица 1.6

Поправочный коэффициент K_2 на запыленность газов ($D=500$ мм)

Марка циклона	Запыленность, 10^3 кг/м ³						
	0	10	20	40	60	120	150
ЦН-11	1	0,96	0,04	0,92	0,90	0,87	0,85
ЦН-15	1	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,86
ЦН-15у	1	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	I	0,95	0,93	0,92	0,90	0,87	0,80
СДК-ЦН-33	1	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СК-ЦН-34	1	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
СК-ЦН-34М	1	0,99	0,97	0,95	—	—	—

Таблица 1.7

Поправочный коэффициент K_3 для групп циклонов

Характеристика группового циклона	K_3
Круговая компоновка, нижний организованный подвод	60
Прямоугольная компоновка, циклонные элементы расположены в одной плоскости. Отвод из общей камеры чистого газа	35
То же, но улиточный отвод из циклонных элементов	28
Прямоугольная компоновка. Свободный подвод потока в общую камеру	60

6. Потери давления в циклоне:

$$\Delta P = \xi \rho \frac{\omega^2}{2}, \quad (1.9)$$

если потери давления ΔP оказались приемлемыми, переходят к расчету полного коэффициента очистки газа в циклоне.

7. Приняв по табл. 1.4 два параметра (d_{50}^T и $lg \sigma_\eta^T$), определяют значение параметра d_{50} при рабочих условиях (диаметр циклона, скорость потока, плотность пыли, динамическая вязкость газа) по уравнению

$$d_{50} = d_{50}^T \sqrt{(D/D_T) \rho_{ч.Т} / \rho_{ч} (\mu/\mu_T) \omega_T / \omega}. \quad (1.10)$$

8. Определяют параметр x по формуле

$$x = lg d_m / d_{50} / \sqrt{lg^2 \sigma_\eta + lg^2 \sigma_\chi}, \quad (1.11)$$

где величины d_m и $lg \sigma_\chi$ находят по табл. 1.3[11]

9. Определяют по табл. [24] значение $\Phi(x)$, представляющее собой полный коэффициент очистки газа, выраженный в долях. По окончании расчета полученное значение η сопоставляется с требуемым. Если η окажется меньше, требуемого, необходимо выбрать другой тип циклона с большим значением коэффициента гидравлического сопротивления. Соотношения размеров для циклонов приведены в табл. 1.8.

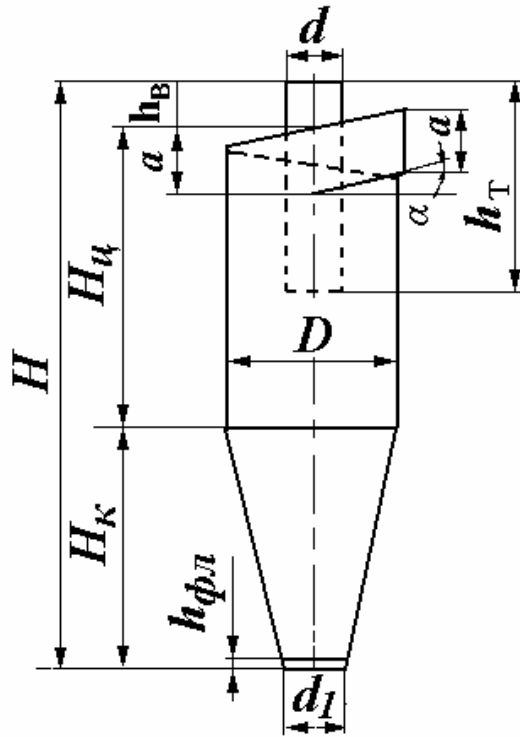


Рис. 1.30. Циклон типа ЦН

Таблица 1.8

Соотношение размеров (в долях внутреннего диаметра)
для циклонов ЦН (рис. 1.30)

Размер	Тип циклона			
	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24	ЦН-11
Внутренний диаметр выхлопной трубы d	0,59	0,59	0,59	0,59
Внутренний диаметр пылевыпускаемого отверстия d_1	0,3-0,4	0,3-0,4	0,3-0,4	0,3-0,4
Ширина входного патрубка в циклоне (внутренний размер) b	0,2	0,2	0,2	0,2
Ширина входного патрубка на входе (внутренний размер) b_1	0,26	0,26	0,26	0,26
Длина входного патрубка l	0,6	0,6	0,6	0,6
Длина средней линии циклона D_{cp}	0,8	0,8	0,8	0,8
Высота установки фланца $h_{фл}$	0,1	0,1	0,1	0,1
Угол наклона крышки и входного патрубка циклона α	15°	15°	24°	11°
Высота входного патрубка (внутренний диаметр) a	0,66	0,66	1,11	0,48
Высота выхлопной трубы h_t	1,74	1,5	2,11	1,56
Высота цилиндрической части циклона $H_{ц}$	2,26	2,26	2,26	2,26
Высота конуса циклона $H_{к}$	2,0	1,56	1,75	2,0
Высота внешней части выхлопной трубы h_b	0,3	0,3	0,4	0,3
Общая высота циклона H	4,56	3,31	4,26	4,38

Вентиляторы

Вентиляторами называются компрессорные машины, применяемые для перемещения больших количеств газов при избыточном давлении не более 15000 Па. По конструкции вентиляторы делятся на центробежные и осевые. По давлению на низкого давления – до 1000 Па, среднего – 1000÷3000 Па, высокого – 3000÷15000 Па. Центробежные вентиляторы применяются для подачи газа при среднем и высоком давлениях; осевые – для перемещения больших масс газов при низких давлениях.

Напор, развиваемый вентилятором, определяется по формуле:

$$H = \frac{\Delta P_{\text{общ}}}{\rho_{\text{г}} g}, \quad (1.12)$$

где $\Delta P_{\text{общ}}$ – суммарный перепад давления в системе (сопротивление системы), Па; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа, кг/м³; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения.

Общий перепад давлений $\Delta P_{\text{общ}}$ в системе (сушильной установке) определяется по уравнению:

$$\Delta P_{\text{общ}} = \Delta P_{\text{тр}} + \Delta P_{\text{м.с}} + \Delta P_{\text{ц}} + \Delta P_{\text{бар}} + \Delta P_{\text{топ}} + \Delta P_{\text{дин}}, \quad (1.13)$$

где $\Delta P_{\text{тр}}$ – потери давления на сопротивление трения в газовых трубопроводах; $\Delta P_{\text{м.с}}$ – потери давления на местные сопротивления газовых трубопроводов; $\Delta P_{\text{ц}}$ – потери давления на сопротивление циклона; $\Delta P_{\text{бар}}$ – потери давления на сопротивление сушильного барабана ($\Delta P_{\text{бар}} = 100 \div 200$ Па); $\Delta P_{\text{топ}}$ – потери давления на сопротивление топки и камеры смешения; $\Delta P_{\text{дин}}$ – динамические потери давления на создание скоростного напора.

По рассчитанным значениям расхода газа и общего сопротивления сушильной установки выбирают тип воздуходувной машины [9].

Мощность, потребляемая вентилятором, определяется по формуле:

$$N_{\text{вал}} = \frac{L_{\text{вл}} \Delta P_{\text{общ}}}{1000 \rho_{\text{г}} \eta_{\text{общ}}}, \quad (1.14)$$

где $L_{\text{вл}} = L(1+x_2)$ – расход влажного газа, кг/с;

$\eta_{\text{общ}}$ – общий КПД воздуходувной машины (0,5–0,6).

Установочная мощность электродвигателя составляет:

$$N_{\text{эл}} = k N_{\text{вал}} \text{ кВт}, \quad (1.15)$$

где $k = 1,1 - 1,25$ – коэффициент запаса электродвигателя на пусковой момент.

Тип электродвигателя выбирается по литературе [9].

Питатели

Питатели предназначены для подачи исходного и выгрузки высушенного материала из сушильного барабана. В настоящее время наиболее широкое применение в сушильных установках нашли два типа питателей: секторный, винтовой (шнековый) рис.1.31 а, б. Выбор питателя зависит от физико-механических свойств транспортируемого материала (размер частиц, влажность, абразивные свойства и др.), а также производственной площади его установки.

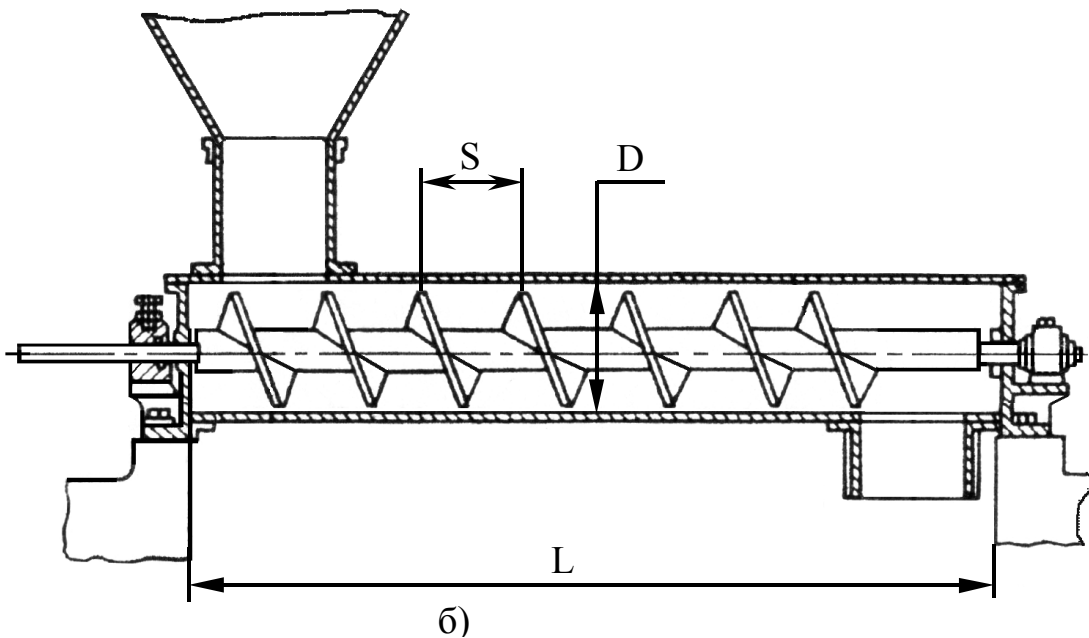
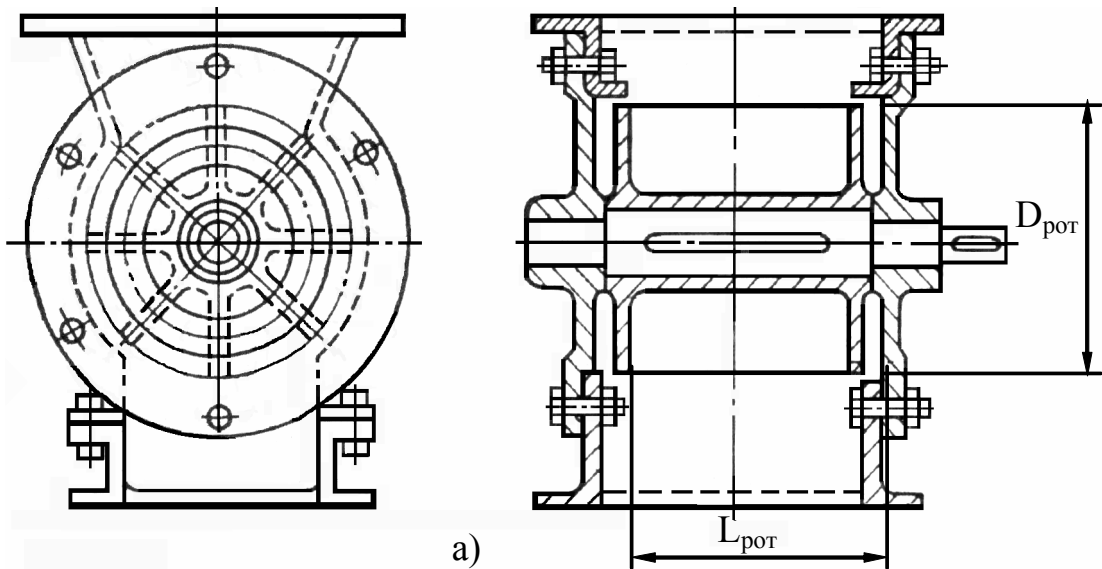


Рис. 1.31. Питатели:
 а - секторный (дозатор); б – винтовой (шнековый)

Шлюзовые питатели (рис.1.31, а)

Производительность питателя:

$$G = 15\pi n D_{\text{рот}} L_{\text{рот}} \rho_{\text{нас}} \psi \varphi \quad \text{кг/ч}, \quad (1.16)$$

где n – частота ротора, об/мин; $D_{\text{рот}}$ – диаметр ротора, м; $L_{\text{рот}}$ – длина ротора, м; ψ – коэффициент, характеризующий отношение площади сечения ячеек к площади окружности ротора, $\psi = 0,85$; φ – коэффициент заполнения ячеек материалом, $\varphi = 0,8-0,9$.

Таблица 1.9

Техническая характеристика шлюзовых питателей ПШ I	ПШ I -100	ПШ I -150	ПШ I -250	ПШ I -450
Производительность, м ³ /ч	0,14–1,34	0,4–3,7	1,46–14,2	5,9–55,8
Диаметр ротора, мм	100	150	250	450
Объем ротора, м ³	0,0012	0,0033	0,0126	0,05
Частота вращения ротора, об/мин	2–19	2–19	2–19	2,1–20
Мощность привода, кВт	0,8	0,8	1,1	2,2

Винтовые питатели (рис.1.31,б)

Достоинства: герметичность, пригодность для транспортировки горячих и токсичных материалов.

Недостатки: измельчение транспортируемого материала, большая металлоемкость, непригодность для траспортировки очень влажных и мелких материалов.

Они состоят из цилиндрического корпуса и шнека, расположенного внутри на вращающем валу. Перемещение и дозирование сыпучего материала осуществляется винтообразными лопастями и шнеком при установившейся частоте вращения вала. Шнековый питатель, как правило, работает в горизонтальном положении, но при необходимости его можно располагать под углом до 20°.

Частота вращения винта составляет (об/мин): 6; 7,5; 9,5; 11,8; 15; 19; 23,6; 30; 37; 47,5; 60; 75; 95,5; 118; 150; 236; 300.

В табл. 1.10 приведены геометрические характеристики винтового питателя ПВ1 для траспортировки сыпучих материалов.

Таблица 1.10

Геометрические характеристики винтового питателя ПВ1

Диаметр винта D _{винт} , мм	100	125	160	200	250	320	400	500	650	800
Шаг винта S, мм	100	125	160	200	250	320	400	500	650	800

Производительность винтового питателя :

$$G = 60 \frac{\pi D_{\text{винт}}^2}{4} S n \rho_{\text{нас}} K_{\text{зап}} \quad \text{кг/ч}, \quad (1.17)$$

где G – производительность питателя, кг/час; D_{винт} – диаметр шнека, м; ρ_{нас} – насыпная плотность материала, кг/м³; S – шаг винта, м; K_{зап} – коэффициент заполнения конвейера, K_{зап}=0,25–0,4; n – частота вращения винта, об/мин.

Ориентировочный диаметр винта:

$$D_{\text{винт}} \geq (10-12)d_{\text{ср}} \text{ м}, \quad (1.18)$$

где $d_{\text{ср}}$ – средний размер частиц материала.

$$D_{\text{винт}} \geq (4-6)d_{\text{max}} \text{ м}, \quad (1.19)$$

где d_{max} – максимальный размер частиц материала.

Потребляемая мощность

$$N_{\text{дв}} = \frac{GL(W_{\text{оп}} \pm \sin \beta_{\text{ш}})}{367 \eta_{\text{прив}} 1000} \text{ кВт}, \quad (1.20)$$

где $W_{\text{оп}}$ – поправочный коэффициент движению материала, указан в табл. 1.11; $\beta_{\text{ш}}$ - угол наклона шнека ("+" – подъем материала вверх, "-" – транспортировка материала вниз); $\beta_{\text{ш}}$ может быть 0° ; 5° ; 10° ; 15° ; 20° .

Таблица 1.11

Значения коэффициента $W_{\text{оп}}$

Группа материалов	Вид материала	Коэффициент $W_{\text{оп}}$
Легкие и неабразивные материалы	Зерновые продукты, мука, древесные опилки	1,2
Легкие и малоабразивные материалы	Мел, торф, сода, угольная пыль	1,6
Тяжелые и малоабразивные материалы	Соль, кусковой уголь, глина сухая	2,5
Тяжелые и абразивные материалы	Цемент, зола, песок, глина влажная, дробленый шлак	4,0

Глава 2. Тепловой расчет сушильных установок

Тепловой расчет сушильных установок включает: составление материального и теплового балансов сушилки, определение необходимых размеров аппарата, расчет и выбор вспомогательного оборудования. В результате теплового расчета определяют необходимое количество сушильных аппаратов, расход топлива, газов и т.д. Исходя из результатов расчета, обосновывают рациональный способ сушки и конструкцию аппарата.

2.1. Материальный баланс сушилки

Производительность по влажному материалу, кг/с:

$$G_H = G_K \frac{(100 - \omega_K)}{(100 - \omega_H)}. \quad (2.1)$$

Производительность по высушенному материалу, кг/с:

$$G_K = G_H \frac{(100 - \omega_H)}{(100 - \omega_K)}. \quad (2.2)$$

Количество влаги, удаляемое в процессе сушки, кг/с:

$$W = G_H \frac{(\omega_H - \omega_K)}{(100 - \omega_K)} \quad \text{или} \quad W = G_K \frac{(\omega_H - \omega_K)}{(100 - \omega_H)}. \quad (2.3)$$

Проверка материального баланса:

$$W = G_H - G_K. \quad (2.4)$$

Если влажность материала выражена от массы абсолютно сухого вещества, то количество удаленной влаги определяется по формуле :

$$W = G_{\text{сух}} \frac{(\omega_H^a - \omega_K^a)}{100}, \quad (2.5)$$

где $G_{\text{сух}}$ – производительность сушилки по абсолютно сухому материалу, кг/с;
 ω_H, ω_K – начальная и конечная относительная влажность материала, %;
 ω_H^a, ω_K^a – начальная и конечная абсолютная влажность материала, %.

2.2. Тепловой баланс сушилки

Для конвективных как однозонных, так и сушилок, работающих по различным вариантам (многозонные, с рециркуляцией отработанного теплоносителя и т.д.), расход теплоносителя и топлива определяется из теплового баланса сушилки с использованием I-d диаграммы, характеризующей параметры влажного сушильного агента.

Для испарения влаги к влажному материалу необходимо подвести тепло, которое подводится различными путями в зависимости от способа сушки. Если известен режим процесса, то из теплового баланса можно определить расход тепла на сушку и расход соответственно топлива, электроэнергии и пара.

Суммарный расход тепла в сушилке равен:

$$\Sigma Q = Q_{\text{и}} + Q_{\text{н}} + Q_{\text{окр}} + Q_{\text{отх}} + Q_{\text{д}} \pm Q_{\text{х}} + Q_{\text{т}} \text{ кДж/ч}, \quad (2.6)$$

где $Q_{\text{и}}$ и $Q_{\text{н}}$ – расход тепла соответственно на испарение влаги и нагрев материала;

$Q_{\text{окр}}$ и $Q_{\text{отх}}$ – потери тепла соответственно в окружающую среду и с отходящими газами;

$Q_{\text{д}}$ – расход тепла на дегидратацию и другие эндотермические процессы;

$Q_{\text{х}}$ – теплота химических превращений (знак минус при выделении тепла);

$Q_{\text{т}}$ – расход тепла на нагревание дополнительно вводимых веществ (пар, сжатый воздух и т.д.) и транспортных средств.

При графо-аналитическом расчете с использованием $I - d$ диаграммы расход тепла на сушку относят к 1 кг испаряемой влаги. В этом случае уравнение (2.6) будет иметь вид:

$$\Sigma q = q_{\text{и}} + q_{\text{н}} + q_{\text{окр}} + q_{\text{отх}} + q_{\text{д}} \pm q_{\text{х}} + q_{\text{т}} \text{ кДж/ч}. \quad (2.7)$$

Расчет конкретных статей тепловых балансов различных сушильных установок приводится в примерах их расчета.

Глава 3. Примеры расчета сушильных установок

3.1. Расчет барабанной сушилки для сушки кварцевого песка

Задание

Рассчитать барабанную сушилку для сушки кварцевого песка производительностью 9000 кг/ч по высушенному материалу.

Исходные данные для расчета

Производительность	$G_2 = 9000 \text{ кг/ч}$
Начальная влажность	$\omega_1 = 7 \%$
Конечная влажность	$\omega_2 = 0,5 \%$
Начальная температура материала	$t_{\text{н}}^{\text{м}} = 16 \text{ }^\circ\text{C}$
Конечная температура материала	$t_{\text{к}}^{\text{м}} = 90 \text{ }^\circ\text{C}$
Начальная температура газов при входе в барабан	$t_{\text{н}}^{\text{газ}} = 800 \text{ }^\circ\text{C}$
Конечная температура газов при выходе из барабана	$t_{\text{к}}^{\text{газ}} = 98 \text{ }^\circ\text{C}$
Теплоемкость абсолютно сухого материала	$c_0 = 0,8 \text{ кДж/кг}^\circ\text{C}$
Топливо – природный газ месторождения Коми АССР, Верхняя Омра.	
Параметры воздуха до входа в топку	
температура	$t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$
относительная влажность	$\varphi_0 = 70 \%$
влажностное содержание	$d_0 = 10 \text{ г/кг}$
	сух.возд.

Принимаем режим работы сушилки непрерывным. Для сушки песка используем прямоточную схему движения теплоносителя. В качестве сушильного агента используется смесь дымовых газов и атмосферного воздуха. Система внутренних устройств – лопастная.

Расчет размеров сушильного барабана

Количество влажного материала, поступающего на сушку

$$G_1 = G_2 + W,$$

где W – количество испаренной влаги, G_2 – производительность барабана по сухому песку.

$$W = G_2 \cdot (\omega_1 - \omega_2) / (100 - \omega_1) = 9000 \cdot (7 - 0,5) / (100 - 7) = 629,03 \text{ кг/ч},$$

$$G_1 = 9000 + 629,03 = 9629,03 \text{ кг/ч}.$$

Количество влаги, содержащейся во влажном материале до сушки,

$$W_{\text{вл.н.}} = \omega_1 \cdot G_1 / 100 = 7 \cdot 9629,03 / 100 = 674,03 \text{ кг/ч}.$$

Количество влаги, содержащейся в высушенном материале,

$$W_{\text{вл.к.}} = \omega_2 \cdot G_2 / 100 = 0,5 \cdot 9000 / 100 = 45 \text{ кг/ч}.$$

Основным показателем, по которому можно определить размеры сушильного барабана, является объемное напряжение барабана по влаге, т.е. количество влаги, испаренной с 1 м^3 пространства барабана в час.

Принимаем объемное напряжение по влаге $m_0 = 88 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{ч}$ [15] или по прил. (табл. 4.13).

Тогда объем барабана составит

$$V_{\text{БАРА}} = W / m_0 = 629,03 / 88 = 7,15 \text{ м}^3.$$

Размеры сушильного барабана выбираются по каталогам заводоизготовителей, т.е. стандартные, исходя из требуемого объема барабана.

Отношение длины барабана к его диаметру обычно составляет $L/D = 3,5 \div 9$. Примем отношение длины барабана к его диаметру 6,5 и определим его диаметр.

$$V_{\text{БАРА}} = S \cdot L_{\text{БАРА}} = L_{\text{БАРА}} \cdot \pi \cdot D^2 / 4 = 6,5 D_{\text{БАРА}} \cdot 3,14 \cdot D^2 / 4 = 5,1 D^3_{\text{БАРА}},$$

$$D_{\text{БАРА}} = (V_{\text{БАРА}} / 5,1)^{1/3} = (7,15 / 5,1)^{1/3} = 1,12 \text{ м}$$

Принимаем $D_{\text{БАРА}} = 1,2 \text{ м}$.

Уточняем объем барабана

$$V_{\text{БАРА}} = 5,1 \cdot D^3_{\text{БАРА}} = 5,1 \cdot 1,2^3 = 8,8 \text{ м}^3.$$

Определяем площадь сечения и длину барабана

$$S = \pi \cdot D^2_{\text{БАРА}} / 4 = 0,785 \cdot 1,2^2 = 1,13 \text{ м}^2.$$

$$L_{\text{БАРА}} = V_{\text{БАРА}} / S_{\text{БАРА}} = 8,8 / 1,13 = 7,79 \text{ м}$$

Принимаем длину барабана $L = 8 \text{ м}$, тогда соотношение $L_{\text{БАРА}} / D_{\text{БАРА}} = 8 / 1,2 = 6,6$, что вполне допустимо. К установке принимаем типовую барабанную сушилку размером $1,2 \times 8 \text{ м}$, объемом $9,04 \text{ м}^3$.

Проверяем производительность барабана по высушенному песку и объемное напряжение по влаге

$$G_2 = W \cdot (100 - \omega_1) / (\omega_1 - \omega_2),$$

где $W = m_0 \cdot V_{\text{БАРА}}$.

Тогда

$$G_2 = 88 \cdot 9,04 \cdot (100 - 7) / (7 - 0,5) = 11382 \text{ кг/ч.}$$

Объемное напряжение барабана по влаге составит

$$m_0 = 9,04 \cdot (100 - 7) / ((7 - 0,5)(11382)) = 88 \text{ (кг/ м}^3 \cdot \text{ч)}$$

Расчет горения топлива

В качестве топлива применяем природный газ следующего месторождения: Коми АССР, Верхняя Омра (табл.3.1).

Таблица 3.1

Состав сухого газа, об. %

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO	N ₂	Σ
85,73	3,77	1,1	0,1	0,05	0,05	0,2	100

Газ сжигаем с коэффициентом расхода воздуха $\alpha = 1,2$.

Принимаем содержание влаги в газе 1,0 % . Пересчитываем состав сухого газа на влажный рабочий газ.

$$CH_4^{вл} = CH_4 \cdot (100 - W^p) / 100 = 85,73 \cdot 0,99 = 84,87$$

$$C_2H_6^{вл} = C_2H_6 \cdot (100 - W^p) / 100 = 3,77 \cdot 0,99 = 3,73$$

$$C_3H_8^{вл} = C_3H_8 \cdot (100 - W^p) / 100 = 1,1 \cdot 0,99 = 1,09$$

$$C_4H_{10}^{вл} = C_4H_{10} \cdot (100 - W^p) / 100 = 0,1 \cdot 0,99 = 0,099$$

$$C_5H_{12}^{вл} = C_5H_{12} \cdot (100 - W^p) / 100 = 0,05 \cdot 0,99 = 0,0495$$

$$CO_2^{вл} = CO_2 \cdot (100 - W^p) / 100 = 0,05 \cdot 0,99 = 0,0495$$

$$N_2^{вл} = N_2 \cdot (100 - W^p) / 100 = 0,2 \cdot 0,99 = 9,112$$

Полученные данные сводим в табл. 3.2.

Таблица 3.2

Состав влажного (рабочего) газа, об. %

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂	W	Σ
84,87	3,73	1,09	0,099	0,0495	0,0495	9,1	1	100

Определим теплоту сгорания газа по формулам Д.И. Менделеева.

$$Q_H^p = 358,2CH_4 + 637,5C_2H_6 + 912,5C_3H_8 + 1186,5C_4H_{10} + 1460,8C_5H_{12} \text{ кДж/м}^3,$$

$$Q_H^p = 358,2 \cdot 84,87 + 637,5 \cdot 3,73 + 912,5 \cdot 1,09 + 1186,5 \cdot 0,099 + 1460,8 \cdot 0,0495 \text{ кДж/м}^3,$$

$$Q_H^p = 33963 \text{ кДж/м}^3.$$

Находим теоретически необходимое количество сухого воздуха

$$L_0 = 0,0476(2CH_4 + 3,5C_2H_6 + 5 C_3H_8 + 6,5 C_4H_{10} + 8 C_5H_{12}) \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$L_0 = 0,0476(2 \cdot 84,87 + 3,5 \cdot 3,73 + 5 \cdot 1,09 + 6,5 \cdot 0,099 + 8 \cdot 0,0495) = 9,01 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Принимая влагосодержание атмосферного воздуха $d = 10$ г/кг сух. возд., найдем теоретически необходимое количество атмосферного воздуха с учетом его влажности

$$L'_0 = (1 + 0,0016 \cdot d) \cdot \alpha_0 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$L'_0 = (1 + 0,0016 \cdot 10) \cdot 9,01 = 9,15 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Находим действительное количество воздуха при коэффициенте расхода воздуха $\alpha = 1,2$.

$$\text{Сухого воздуха } L_{\alpha} = \alpha L_0 = 1,2 \cdot 9,01 = 10,812 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$\text{атмосферного воздуха } L'_{\alpha} = \alpha L'_0 = 1,2 \cdot 9,15 = 10,98 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Определяем количество и состав продуктов горения при коэффициенте расхода воздуха $\alpha = 1,2$.

$$V(\text{CO}_2) = 0,01(\text{CO}_2 + \text{CH}_4 + 2\text{C}_2\text{H}_6 + 3\text{C}_3\text{H}_8 + 4\text{C}_4\text{H}_{10} + 5\text{C}_5\text{H}_{12}), \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V(\text{CO}_2) = 0,01(0,0495 + 84,87 + 2 \cdot 3,73 + 3 \cdot 1,09 + 4 \cdot 0,099 + 5 \cdot 0,0495) = 0,96 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 0,01(2\text{CH}_4 + 3\text{C}_2\text{H}_6 + 4\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{C}_4\text{H}_{10} + 6\text{C}_5\text{H}_{12} + \text{H}_2\text{O} + 0,16d \cdot L_{\alpha}), \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 0,01(2 \cdot 84,87 + 3 \cdot 3,73 + 4 \cdot 1,09 + 5 \cdot 0,099 + 6 \cdot 0,0495 + 1 + 0,16 \cdot 10 \cdot 10,812) = 2,04 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

$$V(\text{N}_2) = 0,79 \cdot L_{\alpha} + 0,01 \cdot N_2 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V(\text{N}_2) = 0,79 \cdot 10,812 + 0,01 \cdot 0,112 = 8,63 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V(\text{O}_2) = 0,21 \cdot (\alpha - 1) \cdot L_0 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V(\text{O}_2) = 0,21 \cdot (1,2 - 1) \cdot 9,01 = 0,378 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Общее количество продуктов горения составляет

$$V_{\alpha} = V(\text{CO}_2) + V(\text{H}_2\text{O}) + V(\text{N}_2) + V(\text{O}_2),$$

$$V_{\alpha} = 0,96 + 2,04 + 8,63 + 0,378 = 12,01 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Определяем процентный состав продуктов горения

$$\text{CO}_2 = V(\text{CO}_2) \cdot 100 / V_{\alpha} = 0,96 \cdot 100 / 12,01 = 7,99 \%,$$

$$\text{H}_2\text{O} = V(\text{H}_2\text{O}) \cdot 100 / V_{\alpha} = 2,04 \cdot 100 / 12,01 = 16,98 \%,$$

$$\text{N}_2 = V(\text{N}_2) \cdot 100 / V_{\alpha} = 8,63 \cdot 100 / 12,01 = 71,86 \%,$$

$$\text{O}_2 = V(\text{O}_2) \cdot 100 / V_{\alpha} = 0,378 \cdot 100 / 12,01 = 3,17 \%$$

Перевод м^3 продуктов горения в кг производят путем умножения на плотность ρ ($\text{кг}/\text{м}^3$) каждого компонента (см. прилож., табл. 4.15). Составим материальный баланс процесса горения на 100 м^3 газа при $\alpha = 1,2$.

$$\text{Невязка баланса составляет } \frac{100 \cdot 0,053}{1487,49} = 0,0035\%$$

Определяем теплосодержание продуктов горения без учета подогрева воздуха и топлива:

$$i_{\text{общ}} = \frac{Q_{\text{H}}^{\text{p}}}{V_{\alpha}} = \frac{33963}{12,01} = 2828 \text{ кДж}/\text{м}^3.$$

Определяем действительную температуру горения при коэффициенте $\eta_{\text{п}} = 0,75$.

Расчетное теплосодержание составит

$$i'_{\text{общ}} = i_{\text{общ}} \times \eta_{\text{п}} = 2828 \times 0,75 = 2121 \text{ кДж/м}^3.$$

Таблица 3.3

Материальный баланс процесса горения

Приход	кг	%	Расход	кг	%
Природный газ			Продукты горения		
$\text{CH}_4 = 84,87 \cdot 0,717$	60,85	4,09	$\text{CO}_2 = 100 \cdot 0,96 \cdot 1,977$	189,792	12,76
$\text{C}_2\text{H}_6 = 3,73 \cdot 1,356$	5,06	0,34	$\text{H}_2\text{O} = 100 \cdot 2,04 \cdot 0,804$	164,016	11,03
$\text{C}_3\text{H}_8 = 1,09 \cdot 2,02$	2,2	0,15	$\text{N}_2 = 100 \cdot 8,63 \cdot 1,251$	1079,613	72,58
$\text{C}_4\text{H}_{10} = 0,099 \cdot 2,84$	0,281	0,02	$\text{N}_2 = 100 \cdot 0,378 \cdot 1,429$	54,016	3,63
$\text{C}_5\text{H}_{12} = 0,0495 \cdot 3,218$	0,16	0,01	Невязка	+0,053	+0,00356
$\text{CO}_2 = 0,0495 \cdot 1,977$	0,098	0,01			
$\text{N}_2 = 9,112 \cdot 1,251$	11,399	0,77			
$\text{H}_2\text{O} = 1,0 \cdot 0,804$	0,804	0,05			
Воздух					
$\text{O}_2 = 189,21 \cdot 1,2 \cdot 1,429$	324,46	21,81			
$\text{N}_2 = 711,79 \cdot 1,2 \cdot 1,251$	1068,54	71,84			
$\text{H}_2\text{O} = 0,16 \cdot 10 \cdot 1,2 \cdot 9,01 \cdot 0,804$	13,91	0,94			
Итого	1487,49	100,00	Итого	1487,49	100,00

по I – t диаграмме (рис. 3.1) находим действительную температуру горения при $\alpha = 1,2$, которая составляет $t_{\text{действ}} = 1360 \text{ }^\circ\text{C}$.

Расчет начальных параметров теплоносителя.

Принимаем начальную температуру газов на входе в сушильный барабан $t_{\text{н}}^{\text{газ}} = 800 \text{ }^\circ\text{C}$. Чтобы получить такую температуру, необходимо дымовые газы, образующиеся при горении топлива, разбавить атмосферным воздухом.

Составим уравнение баланса тепла теплоносителя, принимая количество воздуха для смешения равным x (м^3 / на 1 кг топлива) при температуре $20 \text{ }^\circ\text{C}$, КПД топки $\eta = 0,9$.

$$i_{\text{газ}} \cdot 0,9 + \frac{L' + x}{V} \cdot i_{20}^{\text{возд}} = i_{800}^{\text{газ}} + \frac{x}{V} \cdot i_{800}^{\text{возд}},$$

где $i_{20}^{\text{возд}} = c \times t_{\text{воз}} = 1,30 \cdot 20 = 26 \text{ кДж/м}^3$

$i_{800}^{\text{газ}} = 1110 \text{ кДж/м}^3$ (см. прилож. 4), $i_{800}^{\text{дым}} = 1185,3 \text{ кДж/м}^3$ (см. прилож. 4)

Тогда

$$2828 \cdot 0,9 + \frac{10,98 + \delta}{12,01} \cdot 26 = 1185,3 + \frac{\delta}{12,01} \cdot 1110$$

$$x = 15,38 \text{ м}^3/\text{кг топ.}$$

Общее количество воздуха, идущее для горения и разбавления дымовых газов

$$L''_{\alpha} = L'_{\alpha} + x = 10,98 + 15,38 = 26,36 \text{ м}^3/\text{кг.}$$

Общий коэффициент расхода воздуха

$$\alpha_{\text{общ}} = \frac{L''_{\alpha}}{L'_0} = \frac{26,36}{9,15} = 2,88.$$

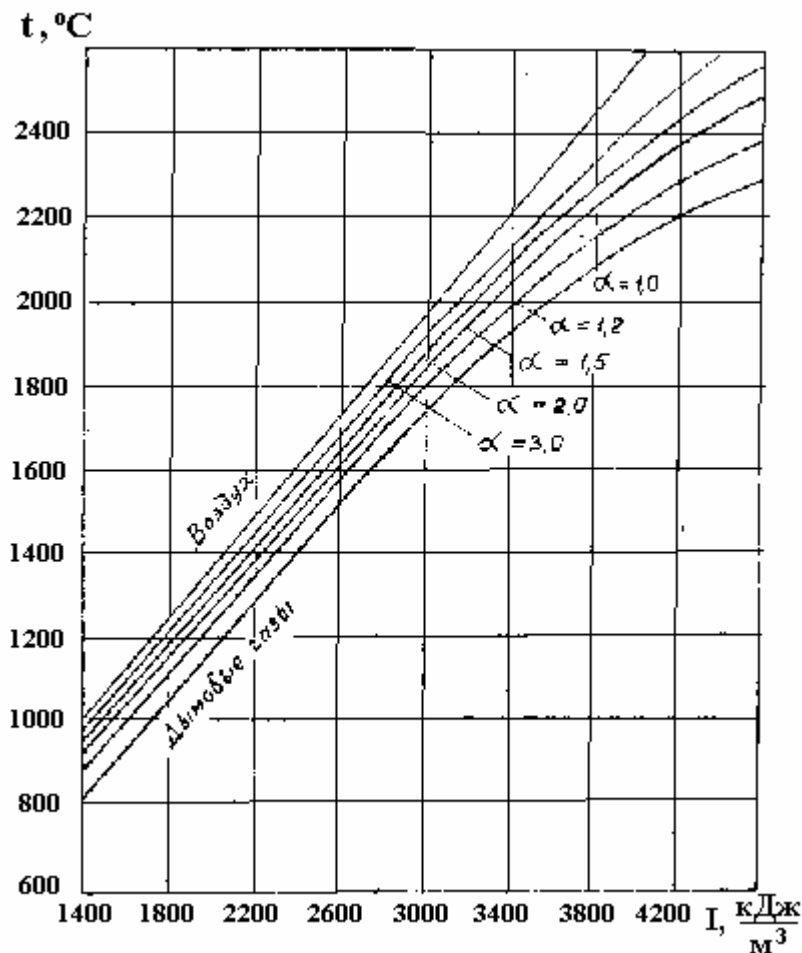


Рис.3.1. I – t – диаграмма для высоких температур

Влажосодержание разбавленных дымовых газов определяем как отношение массы водяных паров к массе сухих продуктов горения.

$$d_n = \frac{804 \cdot V_{H_2O}}{1,977 \cdot V_{CO_2} + 1,251 \cdot V_{N_2} + 1,429 \cdot V_{O_2}} \text{ г/кг сух.газ,}$$

где $V(H_2O)$, $V(N_2)$, $V(O_2)$ – объемы отдельных составляющих продуктов горения при $\alpha = 2,88$. Объем $V(CO_2)$ не зависит от коэффициента избытка воздуха.

$$V_{CO_2} = 0,96 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V_{H_2O} = 0,01 \times (2CH_4 + 3C_2H_6 + 4C_3H_8 + 5C_4H_{10} + 6C_5H_{12} + H_2O + 0,16d_0 L_\alpha) \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

где $L\alpha = L_0 \cdot \alpha_{\text{изб}} = 9,01 \cdot 2,88 = 26,36 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

$$V_{H_2O} = 0,01 \cdot (2 \times 84,8 + 3 \cdot 3,73 + 4 \cdot 1,09 + 5 \cdot 0,099 + 6 \cdot 0,0495 + 1 + 0,16 \cdot 10 \cdot 26,36) = 2,2926 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V_{N_2} = 0,79 \cdot L\alpha + 0,01 \cdot N_2 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V_{N_2} = 0,79 \cdot 26,36 + 0,01 \cdot 9,112 = 20,915 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V_{O_2} = 0,21 \cdot (\alpha - 1) \cdot L_0 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$V_{O_2} = 0,21 \cdot (2,88 - 1) \cdot 9,01 = 3,5557 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$d_H = \frac{804 \cdot 2,2926}{1,977 \cdot 0,96 + 1,251 \cdot 20,915 + 1,429 \cdot 3,5557} = 56 \text{ г/сух.газ.}$$

Построение теоретического и действительного процесса сушки на I – d диаграмме

Построение теоретического и действительного процессов сушки на I – d диаграмме изображено на рис.3.2. Для построения теоретического процесса сушки известны два начальных параметра сушильного агента: $t_H^{\text{газ}} = 800 \text{ }^\circ\text{C}$ и $d_H = 56 \text{ г/кг сух.газ.}$, по которым находим точку В – начало процесса сушки. Наносим на диаграмму точку А с начальными параметрами атмосферного воздуха (см. прилож.15) $t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, $d_0 = d_{\text{воз}} = 10 \text{ г/кг сух. Воз.}$, поступающего в топку и смесительную камеру сушилки. Точки А и В соединяем прямой, получаем отрезок АВ, который описывает процесс смешения газов с атмосферным воздухом. Проводим прямую из т. В параллельно линии постоянных энтальпий ($I = \text{const}$) до пересечения с т. С, отражающую конечные параметры газов на выходе из сушилки и имеющих следующие значения: $t_K^{\text{газ}} = 98 \text{ }^\circ\text{C}$, $I_H = 1085 \text{ кДж/кг сух.газ.}$

По I – d диаграмме находим для точки С влагосодержание $d_2 = 364 \text{ г/кг сух.газ.}$ Расход сухих газов для теоретического процесса сушки:

$$G_{\text{газ}}^{\text{теор}} = \frac{1000W}{d_2 - d_H} = \frac{1000 \cdot 629,03}{364 - 56} = 2042,3 \text{ кг сух.газ./ч.}$$

Построение действительного процесса в реальных условиях отличается от теоретического тем, что при действительном процессе сушки учитываются потери тепла в окружающую среду через стенки барабана и расход тепла на нагрев высушиваемого материала.

Общие тепловые потери будут составлять:

$$Q = Q_M + Q_{\text{окр}} \text{ кДж/ч.}$$

Определяем расход тепла на нагрев материала:

$$Q_M = G_2 \cdot c_i \cdot (t_e^i - t_i^i),$$

где c_M – теплоемкость высушенного материала при конечной влаге.

$$c_M = \tilde{n}_0 \cdot \frac{100 - W}{100} \hat{e} + \frac{4,2W}{100} \hat{e} \text{ кДж/кг} \cdot \text{ }^\circ\text{C},$$

где c_0 – теплоемкость абсолютно сухого материала; $c_0 = 0,8 \text{ кДж/кг} \cdot \text{ }^\circ\text{C}$,

$$c_M = 0,8 \cdot \frac{100 - 0,5}{100} + \frac{4,2 \cdot 0,5}{100} = 0,817 \text{ кДж/кг} \cdot \text{ }^\circ\text{C}.$$

Тогда

$$Q_M = 9000 \cdot 0,817 \cdot (90 - 16) = 544122 \text{ кДж/ч.}$$

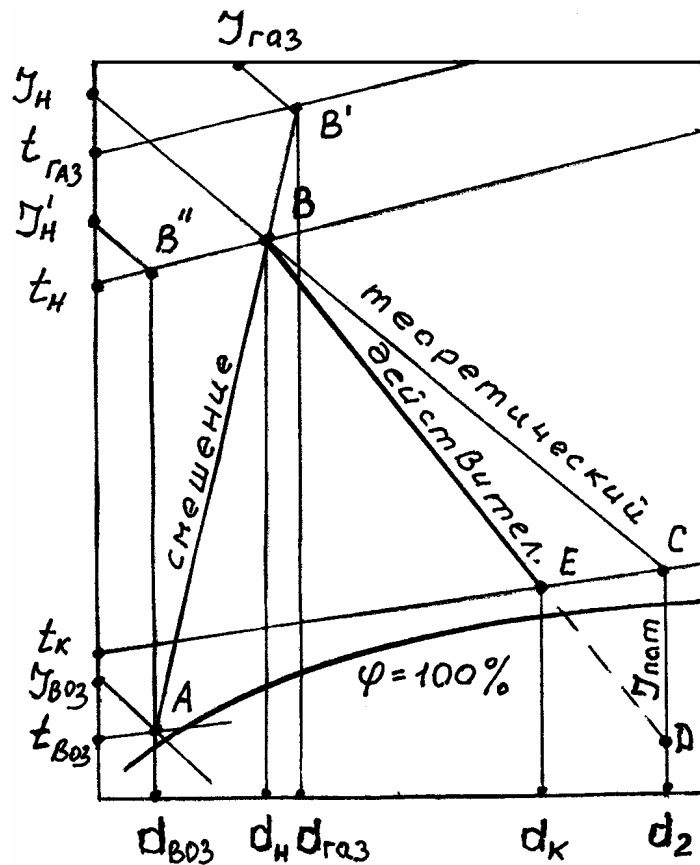


Рис. 3.2. Изображение теоретического и действительного процессов сушки на I – d диаграмме

Определяем потери тепла через стенки в окружающую среду, принимая $\alpha_1=100 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{°C}$ (коэффициент теплоотдачи от газов к внутренней поверхности сушильного барабана для дымовых газов).

$$Q_{\text{окр}} = \frac{3,6 S_{\text{б}} (t_{\text{ср}}^{\text{газ}} - t_{\text{окр}}^{\text{возд}})}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{S_1}{\lambda_1} + \frac{S_2}{\lambda_2}},$$

где $(t_{\text{ср}}^{\text{газ}} - t_{\text{окр}}^{\text{возд}})$ - разность температур газов рабочего пространства барабана и окружающего воздуха;

S_1 – толщина стенки барабана.

Обычно толщина стенки барабана колеблется в пределах $5 \div 20 \text{ мм}$ в зависимости от диаметра барабана.

Принимаем $S_1=6 \text{ мм}$ для $D_{\text{б}}=1200 \text{ мм}$.

S_2 – толщина теплоизоляции барабана, значение которой можно принять от 30 до 50 мм, если изоляция из диатомита.

Принимаем $S_2=40 \text{ мм}$.

λ_1, λ_2 – теплопроводность соответственно стали и диатомитовой изоляции,

$\lambda_1 = 58,2 \text{ Вт/(м}\cdot\text{°C)}$;

$\lambda_2 = 0,20 \text{ Вт/(м}\cdot\text{°C)}$.

α_2 – коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности теплоизоляции в окружающую среду, обычно значение коэффициента теплоотдачи колеблется в пределах $12 \div 15 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°C})$.

Принимаем $\alpha_2 = 12 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°C})$.

Определяем площадь боковой поверхности барабана S_B :

$$S_B = \pi D_{\text{БАР}}^{\text{НД}} \cdot L_{\text{БАР}}, \text{ м}^2,$$

где $D_{\text{БАР}}^{\text{СР}}$ – средний диаметр барабана,

$L_{\text{БАР}}$ – длина барабана.

Тогда внутренний и средний диаметры барабана равны:

$$D_{\text{ВН}} = D_{\text{Н}} - 2S_1 - 2S_2 = D_{\text{Н}} - 2(S_1 + S_2) = 1,2 - 2(0,006 + 0,04) = 1,1 \text{ м},$$

$$D_{\text{БАР}}^{\text{СР}} = (1,2 + 1,108) / 2 = 1,2 \text{ м}.$$

В этом случае боковая поверхность барабана составит:

$$S_B = 3,14 \cdot 1,154 \cdot 8 = 29 \text{ м}^2.$$

Температуру газов внутри барабана определяем по формуле:

$$t_{\text{СР}}^{\text{ГАЗ}} = \frac{(t_{\text{Н}}^{\text{ГАЗ}} - t_{\text{Н}}^{\text{М}}) - (t_{\text{К}}^{\text{ГАЗ}} - t_{\text{К}}^{\text{М}})}{2,3 \lg \frac{t_{\text{Н}}^{\text{ГАЗ}} - t_{\text{Н}}^{\text{М}}}{t_{\text{К}}^{\text{ГАЗ}} - t_{\text{К}}^{\text{М}}}} + t_{\text{СР}}^{\text{М}}.$$

Здесь $t_{\text{СР}}^{\text{М}}$ – средняя температура материала в барабане.

$$t_{\text{СР}}^{\text{М}} = t^i + \frac{2}{3} \cdot (t_e^i - t_l^i),$$

$$t_{\text{СР}}^{\text{М}} = 16 + \frac{2}{3} \times (98 - 16) = 70,66 \text{ °C}.$$

Тогда

$$t_{\text{СР}}^{\text{ГАЗ}} = \frac{(800 - 16) - (98 - 90)}{2,3 \lg \frac{800 - 16}{98 - 90}} + 70,66 = 240,1 \text{ °C}.$$

С учетом вычисленных значений по вспомогательным уравнениям определяем потери тепла в окружающую среду

$$Q_{\text{окр}} = \frac{3,6 \times 24,988 \cdot (240,1 - 20)}{\frac{1}{100} + \frac{0,006}{58,2} + \frac{0,04}{0,2} + \frac{1}{12}} = 78275,66 \text{ кДж/ч}$$

Следовательно, общие потери тепла в процессе сушки составят

$$Q = Q_{\text{м}} + Q_{\text{окр}} = 544122 + 78275,66 = 622397,66 \text{ кДж/ч}.$$

Зная Q , можно определить уменьшение энтальпии дымовых газов

$$I_{\text{пот}} = \frac{Q}{G_{\text{теор}}^{\text{газ}}} = \frac{622397,66}{2042,3} = 304,3 \text{ кДж/кг сух.газа}$$

Построение действительного процесса сушки на $I - d$ диаграмме осуществляется следующим образом. На $I - d$ диаграмме откладываем значение $I_{\text{пот}}$ (304,3 кДж/кг сух.газ.) от точки C_0 вертикально вниз и получаем точку D , которую затем соединяем с точкой B .

Линия BD соответствует действительному процессу сушки. Точка E соответствует окончанию процесса сушки, ее можно найти, зная конечную

температуру газов. Для изотермы $t_k^{\text{газ}} = 98 \text{ }^\circ\text{C}$ линия ВЕ обозначает действительный процесс сушки.

Определяем для точки С конечное влагосодержание газов d_k по I – d диаграмме. $D_k = 278 \text{ г/кг сух. воздуха}$.

Тогда с учетом построений на I – d диаграмме действительный расход газов на сушку равен:

$$G_{\text{ГАЗ}} = \frac{1000W}{d_k - d_H} = \frac{1000 \times 629,03}{278 - 56} = 2833,5 \text{ кг сух. газа/ч}$$

Определяем расход тепла на сушку

$$Q_C = G_{\text{ААС}} \cdot (I_i - I_0) - 4,2Wt_i^1,$$

где I_H – теплосодержание воздуха, подаваемого на сушку, I_H определяется по I – d диаграмме для точки В при $t_{\text{возд}} = 800 \text{ }^\circ\text{C}$ и $d_0 = 10 \text{ г/кг сух. Воз.}$ $I_H = 907 \text{ кДж/кг сух.газа}$; $I_0 = I_{\text{возд}}$ – теплосодержание неподогретого воздуха, $I_0 = 44 \text{ кДж/кг сух.газа}$

Тогда

$$Q_C = 2833,5 \times (907 - 44) - 4,2 \cdot 829,03 \cdot 16 = 2403039,7 \text{ кДж/ч.}$$

Находим расход топлива в топке с учетом КПД топки $\eta_T = 0,9$

$$Q_T = \frac{Q_C}{\eta_T} = \frac{2403039,7}{0,9} = 2670044,1 \text{ кДж/ч}$$

Расход топлива

$$B = \frac{Q_T}{Q_H^P} = \frac{2679944,1}{33963} = 78,6 \text{ кг/ч.}$$

Материальный баланс сушильного барабана

При установившемся процессе сушки количество влаги, поступающей в сушильный барабан с дымовыми газами и материалом, должно быть равно количеству влаги, остающейся в материале и влаге, уходящей с дымовыми газами.

На основании вышеприведенных расчетов составляем таблицу материального баланса, предварительно определив расход влажных отходящих газов при выходе из сушильного барабана $G_{\text{С.М.}}$ и количество водяных паров в дымовых газах, поступающих на сушку $G_{\text{В.П.}}$

$$G_{\text{СМ}} = (1 + 0,001d_H)G_{\text{ГАЗ}} + W = (1 + 0,001 \cdot 56)2833,5 + 629,03 = 3621,2 \text{ кг/ч,}$$

$$G_{\text{ВП}} = B \cdot V_{\text{H}_2\text{O}}^{\alpha_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}} = 78,6 \cdot 2,29 \cdot 0,804 = 144,7 \text{ кг/ч.}$$

Полученные статьи прихода и расхода материальных потоков сводим в табл. 3.4.

Таблица 3.4

Материальный баланс сушильного барабана

Приход	Количество		Расход	Количество	
	кг/ч	%		кг/ч	%
Влажный материал	9629,03	76,38	1. Высушенный материал	9000	71,39
Сухие дымовые газы	2833,5	22,47	2. Отходящие газы	3621,2	28,72
Водяные пары в газах	144,7	1,15	3. Невязка	-13,97	-0,11
Итого	12607,23	100	Итого	12607,23	100

Тепловой баланс сушильного барабана

Для составления теплового баланса необходимо рассчитать некоторые статьи прихода и расхода тепла.

Приход тепла:

- тепло от сгорания топлива:

$$Q_{\text{ГОР}} = B \cdot Q_i^D = 78,6 \cdot 33963 = 2669491,8 \text{ кДж/ч.}$$

- тепло, вносимое воздухом, подаваемое на горение и для разбавления дымовых газов:

$$Q_B = L''_{\alpha} \cdot I_{\alpha} \cdot B = 26,162 \cdot 26 \cdot 78,6 = 53464,7 \text{ кДж/ч,}$$

где $I_B = \tilde{n} \cdot t_A = 1,3 \cdot 20 = 26 \text{ (кДж/кг)}$

Расход тепла:

- тепло на испарение и нагрев влаги материала.

$$Q_{\text{ИСП}} = (2493 + 1,97 t_{\text{E}}^{\text{AAC}} - 4,2 t_i^i) W,$$

где 2493 кДж/кг – скрытая теплота парообразования при 0 °С;

1,97 кДж/кг·°С – теплоемкость водяных паров;

4,2 кДж/кг·°С – теплоемкость влаги материала;

$$Q_{\text{ИСП}} = (2493 + 1,97 \cdot 98 - 4,2 \cdot 16) 629,03 = 1647341,5 \text{ кДж/ч.}$$

- тепло с отходящими дымовыми газами, за исключением тепла, уносимого испарившейся влагой.

$$Q_{\text{УХ}} = (\alpha_{i\alpha} \cdot L'_0 + \Delta V) \cdot B \cdot I_{\alpha\alpha},$$

где $I_{\text{УХ}}$ – энтальпия уходящих из сушильного барабана газов. Определяется по $I - t$ диаграмме для $t_{\text{К}}^{\text{газ}} = 98 \text{ °С}$ и составляет $I_{\text{УХ}} = 108 \text{ кДж/м}^3$.

ΔV - разность между объемом продуктов горения и объемом воздуха, поступающего на горение

$$\Delta V = V_{\alpha} - \alpha \cdot L'_0 = 12,01 - 1,2 \cdot 9,15 = 1,03 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Тогда

$$Q_{\text{УХ}} = (2,88 \cdot 9,15 + 1,03) \cdot 78,6 \cdot 108 = 232440,3 \text{ кДж/ч.}$$

Потери тепла в топке

$$Q_{\text{T}} = B \cdot Q_i^D \cdot (1 - \eta_0) = 78,6 \cdot 33963 \cdot (1 - 0,9) = 266949,2 \text{ кДж/ч}$$

Статьи прихода и расхода теплоты сводим в тепловой баланс сушильного барабана (табл.3.5).

Таблица 3.5

Тепловой баланс сушильного барабана

Приходные статьи	Количество теплоты			Расходные статьи	Количество теплоты		
	кДж/ч	кДж/кг вл.	%		кДж/ч	кДж/к г вл.	%
1. От сгорания топлива, $Q_{гор}$	2669491,8	4243,8	98,04	1. На нагрев песка, Q_M	544122,0	865,02	19,9
2. С атмосферным воздухом	53464,7	84,99	1,96	2. В окружающую среду, $Q_{окр}$	78275,66	124,44	2,8
				3. На испарение и нагрев влаги материала, $Q_{исп}$	164734,15	2618,86	60,5
				4. С отходящими дымовыми газами, $Q_{ух}$	232440,3	369,52	8,51
				5. Потери в топке, Q_T	266949,2	424,38	9,9
				6. Невязка баланса	-46172,1	-73,4	-1,69
Всего	2722956,5	4328,7	100	Всего	2722956,5	4328,79	100

Удельное количество теплоты на 1 кг испаренной влаги

$$q = \frac{Q_{гор}}{W} = \frac{2669491,8}{629,03} = 4243,8 \text{ кДж.}$$

Обычно $q = 3700 - 5000$ кДж при $t_{газ} = 400 \div 800$ °С.

Удельный расход топлива на 1 кг испаренной влаги

$$b = \frac{B}{W} = \frac{78,6}{629,03} = 0,124 \text{ м}^3.$$

Тепловой КПД барабанной сушилки

$$\eta = \frac{Q_{исп}}{q} = \frac{2618,86}{4243,8} = 0,62.$$

Обычно КПД сушилок такого типа составляет $0,6 \div 0,8$.

Расчет времени сушки материала и скорости вращения барабана

Определяем время нахождения материала в барабане:

$$\tau = 120 \frac{\beta \cdot \rho}{m_0} \cdot \frac{\omega_1 - \omega_2}{200 - (\omega_1 - \omega_2)},$$

где β – коэффициент заполнения барабана, обычно $\beta = 0,1 \div 0,3$. Принимаем $\beta = 0,2$;

ρ – плотность песка при средней влажности $\omega_{ср}$, которую можно определить по формуле

$$\omega_{\text{CP}} = \frac{\omega_1 + \omega_2}{2} = \frac{7 + 0,5}{2} = 3,75 \text{ \%}.$$

Тогда

$$\rho = \rho_C \frac{100}{100 - \omega_{\text{CP}}} = 1200 \cdot \frac{100}{100 - 3,75} = 1246,7 \text{ кг/м}^3;$$

ρ_C – насыпная плотность сухого песка, принимаем $\rho_C = 1200 \text{ кг/м}^3$ [13].

$$\tau = 120 \frac{0,2 \cdot 1246,7}{88} \cdot \frac{7 - 0,5}{200 - (7 - 0,5)} = 12 \text{ мин} = 720 \text{ с}$$

Число оборотов барабана приблизительно можно определить следующим образом

$$n = \frac{A \cdot L}{\tau \cdot D \cdot \text{tg} \alpha},$$

где A – коэффициент, зависящий от типа насадки и характера движения материала; для глины и песка обычно $A = 0,4 \div 0,65$, α – угол наклона барабана, $\alpha = 0,5 - 6^\circ$, принимаем $\alpha = 4^\circ$.

Тогда

$$n = \frac{0,6 \cdot 8}{12 \cdot 1,2 \cdot \text{tg} 4} = 4,8 \text{ об/мин}.$$

Обычно барабан вращается со скоростью $1 \div 9$ об/мин.

Мощность, необходимая для вращения барабана, может быть определена по формуле А.П. Ворошилова.

$$N_{\text{Э}} = 0,0013 \cdot D_A^3 \cdot L_A \cdot n \cdot \sigma \cdot \rho,$$

где σ – коэффициент мощности, зависящий от типа насадки и коэффициента заполнения барабана β . При $\beta = 0,2$ для распределительной системы (лопастная насадка) $\sigma = 0,038$.

Тогда

$$N_{\text{Э}} = 0,0013 \cdot 1,2^3 \cdot 8 \cdot 4,8 \cdot 0,038 \cdot 1246,7 = 4,08 \text{ кВт}.$$

Обычно мощность, необходимая для вращения барабана, колеблется в пределах от 0,75 кВт до 40 кВт. Для сушильных барабанов диаметром 1,2 м и длиной от 6 до 10 м мощность электродвигателя находится в пределах от 4 кВт до 8 кВт.

Вспомогательное оборудование к сушильному барабану

Топка

Топки представляют собой замкнутые камеры определенного объема, предназначенные для сжигания любого вида топлива. Объем топочного пространства можно определить по опытной величине его теплового напряжения q , величина которого изменяется в значительных пределах для одних и тех же установок. Величина теплового напряжения существенно зависит от организации горения и температуры в камере горения. Тепловые напряжения для газообразного топлива принимаются до 1400 кВт/м^3 .

$$q = \frac{B \cdot Q_i^{\delta}}{V_{\delta}} \text{ кВт/м}^3.$$

Принимая величину теплового напряжения $q = 900 \text{ кВт/м}^3$, можно определить объем топочного пространства.

$$V_T = \frac{B \cdot Q_i^{\delta}}{q} = \frac{78,6 \cdot 33963}{900000} = 2,97 \text{ м}^3$$

Размеры топки по длине и ширине определяются в данном случае конструктивно, исходя из условий удобства их обслуживания (длина не более 2м и ширина не более 1м); по конструкции они могут быть круглые и прямоугольные [8].

Горелки для сжигания газа

Горелками называются устройства для перемешивания топливного газа и окислителя и регулируемой подачи этой смеси на горение.

В настоящее время в промышленности применяются различные конструкции горелок для окисления газа [8]. Для сжигания природного газа в топке сушильного барабана широкое распространение получили горелки типа ГНП конструкции института «Теплопроект» (рис.3.3) производительностью от 1,4 до 365 м³/ч по природному газу.

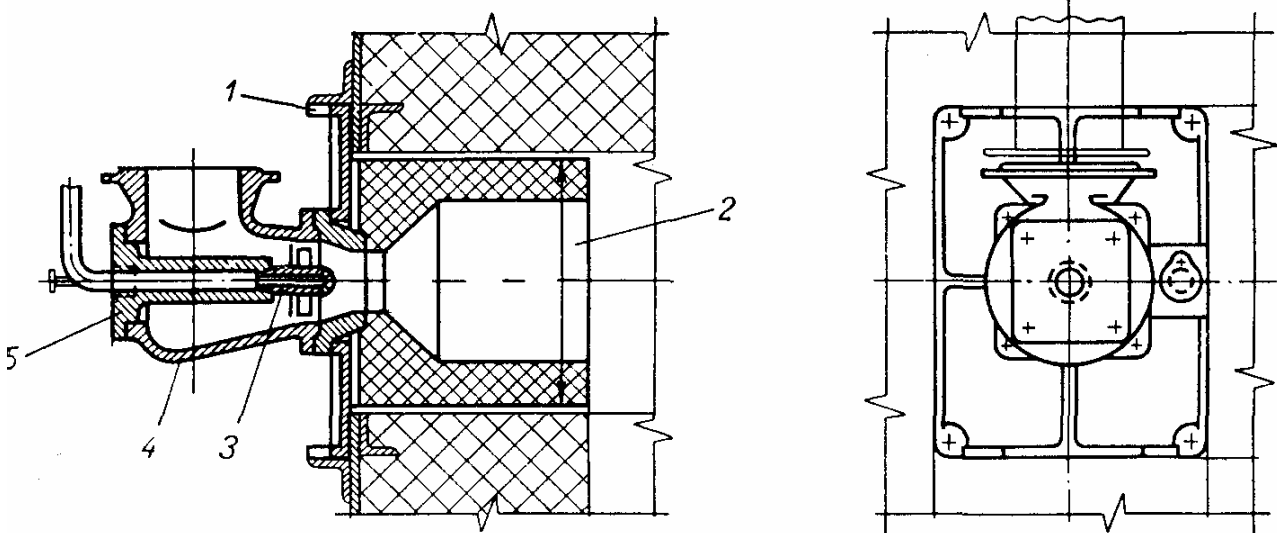


Рис. 3.3. Горелка ГНП конструкции института «Теплопроект»:

1 – плита; 2 – горелочный камень; 3 – наконечник сопла; 4 – корпус горелки; 5 – сопло для газа

Горелки устойчиво работают при изменении коэффициентного расхода воздуха в пределах от 0,7 до 1,4 и теплотой горения от 25 до 50 МДж/м³.

Из рассчитанного ранее расхода газа $V = 78,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ выбираем горелку типа ГНП-6 по графикам рис. 3.4 и табл. 3.6.

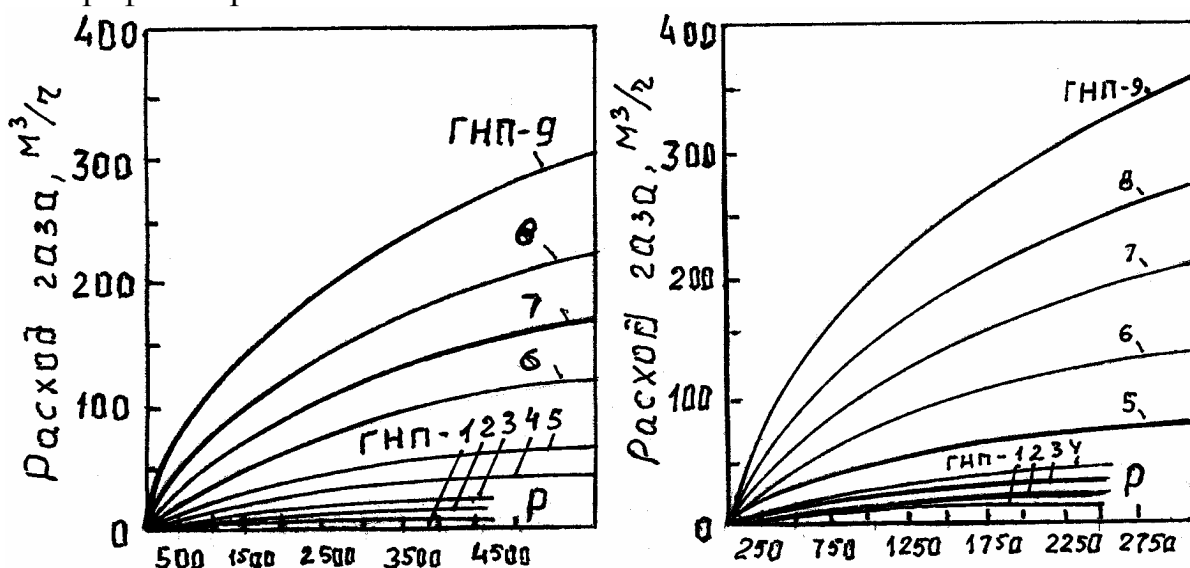


Рис. 3.4. Номограммы для подбора горелок типа ГНП по расходу газа

Горелка имеет следующие характеристики:

- производительность – от 16,1 до 182 $\text{м}^3/\text{ч}$;
- давление воздуха $P_B = 1620 \text{ Па}$;
- давление газа перед горелкой $P_{II} = 2950 \text{ Па}$;
- диаметр подводящего газопровода $D_{Г} = 50 \text{ мм}$;
- вес горелки $Q = 38 \text{ кг}$.

Таблица 3.6

Основные размеры горелок ГНП-1 ÷ ГНП-9 конструкции института «Теплопроект», мм

Горелки	A	Б	B	Г	Д	E	Ж	И	К
ГНП-1	340	410	310	370	430	210	105	160	204
ГНП-2	340	410	310	370	430	210	220	170	204
ГНП-3	340	410	310	370	430	210	260	105	204
ГНП-4	340	410	310	370	430	210	290	215	204
ГНП-5	450	580	460	520	600	310	330	240	356
ГНП-6	450	580	460	520	600	310	365	260	356
ГНП-7	560	650	540	600	680	215	410	290	438
ГНП-8	560	650	540	600	680	215	460	325	438
ГНП-9	680	760	620	700	790	265	500	355	523

Вентилятор подачи воздуха для горения газа

Объёмный расход воздуха необходимый для горения газа:

$$V'_{\text{возд}} = L'_{\alpha} \cdot V = 10,98 \cdot 78,6 = 863 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Производительность вентилятора при данной температуре (принимаяем $t_c = 20 \text{ }^\circ\text{C}$)

$$V'_t = \frac{V'_{\text{âiçä}} \cdot (t_c + 273)}{273} = \frac{863 \cdot (20 + 273)}{273} = 926,2 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Подбор вентилятора можно производить с помощью специальных номограмм [9,15], которые устанавливают зависимость между производительностью, полным давлением Р и КПД. Следует отметить, что для подачи воздуха на горение обычно устанавливают вентиляторы среднего и высокого давления. Давление воздуха принимаем равным Р = 1620 Па (см. характеристику горелки) и по номограмме выбираем центробежный вентилятор высокого давления Ц9-57 №3, имеющий следующие характеристики КПД $\eta_B = 0,5$, угловую скорость $\omega = 240$ рад/с.

К вентилятору обычно подбирают короткозамкнутые асинхронные электродвигатели. Наиболее экономично соединение вентилятора с двигателем при помощи муфт, что требует соответствия числа оборотов вентилятора и двигателя.

Мощность на валу электродвигателя:

$$N_{\text{дв}} = \frac{V'_t \cdot P}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_A \cdot \eta_I} = \frac{926,2 \cdot 1620}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,5 \cdot 0,98} = 0,85 \text{ кВт},$$

где $\eta_{II} = 0,98$ – КПД привода вентилятора (для передачи при помощи эластичной муфты).

Учитывая коэффициент запаса мощности на пусковой момент $k=1,15$, установочная мощность двигателя будет равна

$$N_{\text{уст}} = 1,15 \cdot 0,85 = 0,98 \text{ кВт}.$$

К установке принимаем двигатель серии А, типа АЛЗ 1-2, мощностью 1 кВт, $\omega = 240$ рад/с.

Вентилятор подачи воздуха для разбавления дымовых газов

Температура дымовых газов в топке всегда бывает выше, чем требуется для сушки, поэтому в подсводовое пространство смесительной камеры подают вентилятором атмосферный воздух.

Объёмный расход холодного воздуха, необходимого для разбавления дымовых газов в смесительной камере равен

$$V'_B = \alpha_{\text{âü}} \cdot L'_0 \cdot B - V'_{\text{âiçä}} = 2,88 \cdot 9,15 \cdot 78,6 - 926,2 = 1145 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

С учётом температурной поправки объёмный расход воздуха составит:

$$V''_t = V'_B \cdot \frac{273 + t_{\text{âü}}}{273} = 1145 \cdot \frac{273 + 20}{273} = 1228,9 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Для подачи воздуха на смешивание достаточно установки вентилятора низкого давления до Р = 1000 Па. Принимаем Р_t = 900 Па.

По номограмме [9] подбираем вентилятор серии Ц9-57 №3 КПД $\eta_B = 0,6$, $\omega = 180$ рад/с.

Мощность на валу электродвигателя

$$N_{\text{дв}} = \frac{V'_t \cdot P_t}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_{\text{А}} \cdot \eta_{\text{I}}} = \frac{1228,9 \cdot 900}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,6 \cdot 0,98} = 0,52 \text{ кВт.}$$

С учетом коэффициента мощности на пусковой момент $k = 1,15$ установочная мощность двигателя будет равна

$$N_{\text{уст}} = k \cdot N_{\text{АА}} = 1,15 \cdot 0,52 = 0,6 \text{ кВт.}$$

К установке принимаем двигатель серии АО типа АОЛ 31-2, мощностью 0,6 кВт, $\omega = 299 \text{ рад/с}$.

Циклоны

Для улавливания пыли из отходящих газов рекомендуется применять циклоны НИИОГАЗ: ЦН-11; ЦН-15; ЦН-15у и ЦН-24 [6].

Выбираем циклон типа ЦН-15 с углом наклона входного патрубка $\alpha = 15^\circ$. Этот циклон обеспечивает наибольшую степень улавливания пыли при наименьшем значении коэффициента гидравлического сопротивления.

Для того, чтобы определить число циклонов, находим действительный объемный расход влажных отходящих газов при выходе из сушильного барабана.

$$V_{\text{см}} = \frac{G_{\text{сi}}}{\rho_{\text{нi}}},$$

где $\rho_{\text{см}}$ - плотность уходящих дымовых газов.

По $I - d$ диаграмме при $t_{\text{к}}^{\text{газ}} = 98 \text{ }^\circ\text{C}$ и $d_{\text{к}} = 278 \text{ г/кг}$ сух. газ. Парциальное давление водяного пара в отходящих дымовых газах составит $P_{\text{II}} = 33325 \text{ Па}$. Тогда

$$\rho_{\text{нi}} = \frac{353 - 0,0013P_{\text{I}}}{273 + t_{\text{e}}^{\text{aac}}} = \frac{353 - 0,0013 \cdot 33325}{273 + 98} = 0,834 \text{ кг/м}^3$$

Объем отходящих дымовых газов

$$V_{\text{см}} = \frac{3621,2}{0,834} = 4331,6 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По известному значению производительности отходящих газов выбираем размеры циклона типа ЦН и их количество используя номограмму, приведенную в приложении. .

Для выбранного отношения перепада давления в циклоне к плотности газа $\frac{\Delta P}{\rho_{\text{сi}} \cdot g} = 60$ и диаметра циклона 400 мм производительность одного циклона составит $P_{\text{ц}} = 1600 \text{ м}^3/\text{ч}$.

В этом случае для эффективной очистки отходящего газа от пыли в количестве $V_{\text{см}} = 4331,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ число циклонов будет равно

$$N = \frac{V_{\text{см}}}{P_{\text{ц}}} = \frac{4331,6}{1600} = 2,71.$$

Принимаем 3 циклона ЦН-15, каждый диаметром 400 мм.

Гидравлическое сопротивление циклонов будет равно

$$\Delta P = 650 \cdot \rho_{\text{нi}} = 650 \cdot 0,834 = 540 \text{ Па.}$$

Дымосос для отбора дымовых газов

Для отсасывания дымовых газов обычно устанавливаются вентиляторы среднего давления.

Учитывая подсос воздуха в размере 50 % от объема отходящих газов, подача дымососа составит:

$$V_{\text{дым}} = V_{\text{пг}} \cdot 1,5 = 4331,6 \cdot 1,5 = 6497,4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

При подборе дымососа следует учитывать также общее аэродинамическое сопротивление, которое должен преодолеть дымосос. Исходя из практических данных, можно принять следующие значения аэродинамических сопротивлений трубопроводов и систем:

газоходов от топки до входа в сушильный барабан – 100 Па;

барабанной сушилки – 200 Па;

выходной газовой камеры от конца барабана до выходного патрубка циклона – 50 Па;

группы циклонов – 540 Па;

С учетом принятых аэродинамических сопротивлений общее сопротивление установки составит $\Delta P_{\text{с.у.}} = 890 \text{ Па}$.

При подборе дымососа следует увеличивать перепад давления примерно до 40% от общей суммы аэродинамических сопротивлений.

Тогда

$$\Delta P_{\text{с.у.}} = 890 \cdot 1,4 = 1246 \text{ Па}.$$

При заданных условиях $V_{\text{дым}} = 6497,4 \text{ м}^3/\text{ч}$, $\Delta P_{\text{с.у.}} = 1246 \text{ Па}$, $t_{\text{к}}^{\text{газ}} = 98 \text{ }^\circ\text{C}$ можно принять к установке дымосос типа ВД-6 при $\omega = 145 \text{ рад/с}$, $\eta_{\text{в}} = 0,67$ [9].

Мощность на валу электродвигателя к дымососу:

$$N_{\text{дв}} = \frac{V_{\text{пг}} \cdot \Delta P}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_{\text{д}} \cdot \eta_{\text{т}}} = \frac{6497 \cdot 1246}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,67 \cdot 0,98} = 3,43 \text{ кВт},$$

где $\eta_{\text{п}}$ – КПД привода принимаем равным 0,98.

С учетом коэффициента запаса мощности на пусковой момент $k = 1,15$, установочная мощность двигателя будет равна

$$N_{\text{уст}} = k \cdot N_{\text{дв}} = 1,15 \cdot 3,43 = 3,95 \text{ кВт}.$$

Подбираем к дымососу электродвигатель серии А2 типа АО2-41-4, мощностью 4 кВт, $\omega = 150 \text{ рад/с}$.

3.2. Расчет барабанного гранулятора-сушилки для сушки аммофоса

Задание

Рассчитать барабанный гранулятор-сушилку для сушки аммофоса ($\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$) производительностью 15000 кг/ч по готовому продукту.

Исходные данные для расчёта

Производительность по готовому продукту	15000 кг/ч
Средний диаметр гранул ретурра	$d_0 = 1,5 \text{ мм}$
Коэффициент заполнения барабана высушиваемым продуктом	$\beta = 18 \%$

Частота вращения барабана	$n=4$ об/мин
Начальная влажность ретура	$\omega_2 = 1,5 \%$
Начальная температура продукта	$\theta_1 = 18 \text{ }^\circ\text{C}$
Конечная температура продукта на выходе из БГС	$\theta_2 = 65 \text{ }^\circ\text{C}$
Мольное соотношение $\text{NH}_3 : \text{H}_3\text{PO}_4$	1 : 1
Температура газов на выходе из БГС	$t_2 = 110 \text{ }^\circ\text{C}$
Топливо и параметры воздуха перед топкой – подобрать	

При расчете и проектировании барабанной сушилки для сушки минеральных солей исходные данные включают: вид топлива, производительность сушилки по влажному или высушенному продукту, размер частиц, начальную и конечную влажности материала, начальную и конечную температуры сушильного агента, начальные параметры воздуха.

При этом температура отходящих газов после барабана должна быть на $10\text{--}15^\circ\text{C}$ выше температуры точки росы, чтобы не происходила конденсация водяных паров на стенках воздухопроводов и в циклоне. Температура высушенного материала принимается на $20\text{--}40^\circ\text{C}$ ниже температуры отходящих газов.

Физическая модель гранулообразования в БГС **Определение среднего диаметра гранул**

Гранулирование удобрений осуществляется методом окатывания на движущейся внутренней поверхности барабана [10]. При этом исходные мелкие частицы (внешний ретур), подаваемые в зону орошения, слипаются, образуя агломераты.

Процесс окатывания частиц по всей длине барабана протекает одновременно с сушкой материала. Поэтому увеличение размера гранул повторяется до тех пор, пока количество жидкости на поверхности гранул не станет меньше минимально необходимого для сцепления частиц.

Размер и плотность образующихся гранул зависят :

- от соотношения жидкой и твердой фаз в гранулируемой шихте;
- физико-химических свойств жидкой фазы;
- динамических воздействий;
- длительности окатывания;
- траекторий и скорости окатывания;
- скорости удаления влаги из агломератов.

Средний размер гранул аммофоса, покидающих зону гранулообразования, можно рассчитать по эмпирическому уравнению с использованием экспериментальных исследований [10]:

$$d_{\text{cp}} = d_0 \exp \left[m \left(\frac{\omega_{\text{н}}}{\zeta} - b \right)^n \right], \quad (3.1)$$

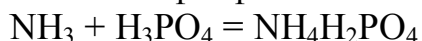
где d_{cp} – средний размер гранул продукта, мм; d_0 – средний размер гранул ретура, мм; ω_n – начальная влажность шихты, кг/кг; b – влажность исходного ретура, кг/кг; m, n, ζ – опытные коэффициенты.

Расчет солевого состава аммофосной пульпы и аммофоса

Расчет составлен на 1 т экстракционной фосфорной кислоты.

При нейтрализации экстракционной фосфорной кислоты аммиаком до pH 4,5–5,0 образуется большое количество солей.

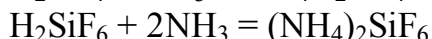
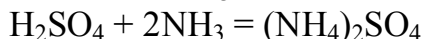
При мольном соотношении $NH_3:H_3PO_4=1$ готовый продукт представляет собой в основном моноаммонийфосфат:



В производстве аммофоса аммиак на нейтрализацию подают с небольшим избытком, поэтому в его состав входит до 10 % диаммонийфосфата (вследствие нейтрализации второго водородного иона фосфорной кислоты):



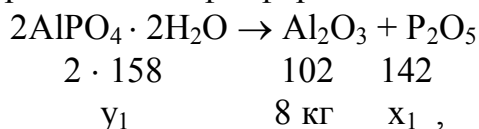
Присутствующие в фосфорной кислоте серная и кремнефтористоводородная кислоты нейтрализуются аммиаком по реакциям:



Сульфат и кремнефторид аммония являются носителями азота в удобрениях. С увеличением содержания в фосфорной кислоте свободной серной кислоты и фтора в аммофосе возрастает содержание азота, но снижается общее содержание P_2O_5 .

Расчет состава пульпы

1. Алюминий, содержащийся в фосфорной кислоте, образует $AlPO_4 \cdot 2H_2O$:



где 158; 102; 142 – молекулярные массы $AlPO_4 \cdot 2H_2O$; Al_2O_3 ; P_2O_5 ;

8 – содержание Al_2O_3 в 1 т фосфорной кислоты, кг.

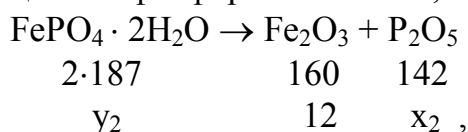
Расходуется P_2O_5 из фосфорной кислоты на образование фосфата алюминия:

$$x_1 = 8 \cdot 142 / 102 = 11,3 \text{ кг } P_2O_5$$

Образуется в осадке:

$$y_1 = 8 \cdot 2 \cdot 158 / 102 = 25 \text{ кг } AlPO_4 \cdot 2H_2O$$

2. Железо, содержащееся в фосфорной кислоте, образует $FePO_4 \cdot 2H_2O$:



где 187, 160 – молекулярные массы $FePO_4 \cdot 2H_2O$, Fe_2O_3 ;

12 – содержание Fe_2O_3 в 1 т кислоты, кг.

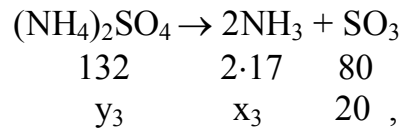
Расходуется P_2O_5 из фосфорной кислоты на образование фосфата железа:

$$x_2 = 12 \cdot 145 / 160 = 10,6 \text{ кг } P_2O_5$$

Образуется в осадке:

$$y_2 = 12 \cdot 2 \cdot 187 / 160 = 28 \text{ кг } FePO_4 \cdot 2H_2O$$

3. Серная кислота образует $(NH_4)_2SO_4$:



где 132, 17 80 – молекулярные массы $(NH_4)_2SO_4$, NH_3 , SO_3 ;

20,0 – содержание SO_3 в 1 т фосфорной кислоты, кг.

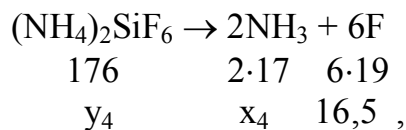
Расходуется NH_3 на образование сульфата аммония:

$$x_3 = 20 \cdot 2 \cdot 17 / 80 = 8,5 \text{ кг } NH_3$$

Образуется в растворе пульпы:

$$y_3 = 20 \cdot 132 / 80 = 33 \text{ кг } (NH_4)_2SO_4$$

4. Образуется $(NH_4)_2SiF_6$



где 176; 19 – молекулярные массы $(NH_4)_2SiF_6$, F;

16,5 – содержание фтора в 1 т кислоты, кг.

Расходуется NH_3 на образование кремнефторида аммония $(NH_4)_2SiF_6$:

$$x_4 = 16,5 \cdot 2 \cdot 17 / 6 \cdot 19 = 5 \text{ кг } NH_3$$

Образуется в растворе:

$$y_4 = 16,5 \cdot 178 / 6 \cdot 19 = 25,8 \text{ кг } (NH_4)_2SiF_6$$

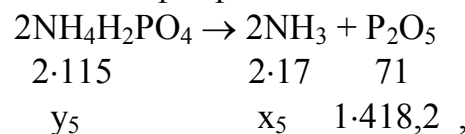
5. На образование примесей из экстракционной фосфорной кислоты расходуется:

$$11,3 + 10,6 = 21,9 \text{ кг } P_2O_5$$

6. На образование фосфатов аммония (моноаммонийфосфата и диаммонийфосфата) расходуется:

$$468,2 - 21,9 = 446,3 \text{ кг } P_2O_5.$$

7. Образуется моноаммонийфосфата $NH_4H_2PO_4$:



где 115 молекулярная масса $NH_4H_2PO_4$.

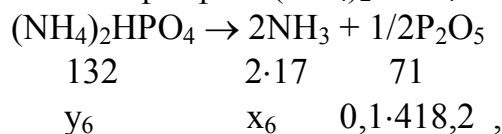
Расходуется NH_3 на образование моноаммонийфосфата:

$$x_5 = 1 \cdot 418,2 \cdot 2 \cdot 17 / 142 = 100,13 \text{ кг } NH_3.$$

Образуется в пульпе:

$$y_5 = 1 \cdot 418,2 \cdot 2 \cdot 115 / 142 = 677,4 \text{ кг } NH_4H_2PO_4$$

8. Образуется диаммонийфосфата $(NH_4)_2HPO_4$:



где 132 молекулярная масса $(NH_4)_2HPO_4$.

Расходуется на образование диаммонийфосфата:

$$x_6 = 0,1 \cdot 418,2 \cdot 2 \cdot 17 / 71 = 20,03 \text{ кг } NH_3$$

Образуется в пульпе:

$$x_6 = 0,1 \cdot 418,2 \cdot 2 \cdot 132 / 71 = 77,75 \text{ кг } (\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 .$$

9. Всего расходуется на нейтрализацию фосфорной кислоты до pH 4,5–5,0:

$$8,5 + 5,0 + 100,13 + 20,03 = 133,66 \text{ кг } \text{NH}_3$$

Отношение $\text{NH}_3:\text{P}_2\text{O}_5 = 133,66 / 468,2 = 0,285 \text{ м}$

В табл. 3.7 представлен рассчитанный состав пульпы и аммофоса в кг и масс. %.

Содержание воды в пульпе без учета ее испарения при нейтрализации:

$$[(1000 + 133,66) - 866,95] \cdot 100 / 1133,6 = 23,5 \text{ \%} ,$$

где 1000 – расход фосфорной кислоты, кг; 133,66 – расход аммиака, кг;

866,95 – содержание солей в пульпе, кг; 1133,6 – масса пульпы, кг.

Таблица 3.7

Состав пульпы аммофоса

Соль	кг	масс. %
$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$	677,4	78,1
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	77,75	9
$\text{FePO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	28	3,2
$\text{AlPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	25	2,9
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	33	3,8
$(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$	25,8	3
H_2O	133,05	0,0
Всего	866,95	100

Из приведенного расчета видно, что водорастворимая форма P_2O_5 в аммофосе представлена в виде фосфатов аммония (моно- и диаммонийфосфата). Водонерастворимая форма P_2O_5 представлена фосфатами железа, алюминия, а также комплексными соединениями.

Основываясь на данных расчета солевого состава аммофосной пульпы, рассчитываем основные технологические параметры сушки на примере соотношения ретура к готовому продукту 3:1.

$$\text{Соотношение ретура и пульпы: } P = \frac{100(a - c)}{c - b} ,$$

где P – расход ретура на 100 кг аммофосной пульпы, кг;

a - влажность пульпы, %; b – влажность ретура, %; c – влажность смеси, %.

Определяем начальную влажность высушиваемого материала при P=300:

$$\omega_1 = \frac{100a + Pb}{P + 100} = \frac{100 \cdot 23,5 + 300 \cdot 1,5}{300 + 100} = 7\% .$$

Расчет материального баланса сушилки

Производительность установки по влажному материалу:

$$G_1 = G_2 \frac{100 - \omega_k}{100 - \omega_n} = 4,167 \frac{100 - 1,5}{100 - 7} = 4,413 \text{ кг/с},$$

где G_2 – производительность по сухому материалу, кг/с;

ω_n и ω_k – начальная и конечная влажность высушиваемого материала, %.

Количество влаги, удаляемой в процессе сушки:

$$W = G_1 \frac{\omega_n - \omega_k}{100 - \omega_k} = 4,413 \frac{7 - 1,5}{100 - 1,5} = 0,2464 \text{ кг/с}.$$

Расчет среднего диаметра гранул (d_{cp})

Из уравнения (3.1) следует, что

$$d_{cp} = 1,5 \exp \left[23 \left(\frac{0,07}{0,52} - 0,015 \right)^{1,15} \right] = 3,012 \text{ мм},$$

где $d_0 = 1,5$ – средний размер гранул ретура, мм ;

$\omega_n = 7\%$ – начальная влажность шихты, т.е. 0,07 кг/кг ;

$b = 1,5\%$ – влажность исходного ретура, т.е. 0,015 кг/кг ;

$m = 23$, $n = 1,15$, $\zeta = 0,52$ – опытные коэффициенты для гранулирования аммофоса в интервале температур $70 \div 90^\circ\text{C}$.

Тепловой расчет сушилки

В качестве топлива используется природный сухой газ следующего состава (в об. %): 92,0 CH_4 ; 0,5 C_2H_6 ; 5 H_2 ; 1 CO ; 1,5 N_2 .

Теоретическое количество сухого воздуха L_0 , затрачиваемого на сжигание 1 кг топлива:

$$L_0 = 138 \left[0,0179 \text{CO} + 0,248 \text{H}_2 + \sum \frac{m + \frac{n}{4} \text{C}_m \text{H}_n}{12m + n} \right] =$$

$$= 138 \cdot \left[0,0179 \cdot 0,01 + 0,248 \cdot 0,05 + \frac{1 + 4/4}{12 \cdot 1 + 4} 0,92 + \frac{2 + 6/4}{12 \cdot 2 + 6} 0,005 \right] = 17,68 \text{ кг/кг},$$

где составы горючих газов выражены в объемных долях.

Для определения теплоты сгорания топлива воспользуемся характеристиками горения простых газов, приведенных в табл. 3.8

Количество тепла Q_v , выделяющееся при сжигании 1 м^3 газа:

$$Q_v = 0,92 \cdot 35741 + 0,005 \cdot 63797 + 0,05 \cdot 10810 + 0,01 \cdot 12680 = 33868 \text{ кДж/м}^3.$$

$$\text{Плотность газообразного топлива: } \rho_T = \frac{\sum \text{C}_m \text{H}_n \text{M}_i}{v_0} \frac{T_0}{T_0 + t_T},$$

где M_i – мольная масса топлива, кмоль/кг;

t_T – температура топлива, равная 20°C ;

v_0 – мольный объем, равный $22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}$.

$$\rho_T = \frac{(0,92 \cdot 16 + 0,005 \cdot 30 + 0,05 \cdot 2 + 0,01 \cdot 28 + 0,015 \cdot 28)}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 20} = 0,652 \text{ кг/м}^3.$$

Таблица 3.8

Теплота сгорания топлива

Газ	Реакция	Тепловой эффект реакции, кДж/м ³
Водород	$H_2 + 0,5O_2 = H_2O$	10810
Оксид углерода	$CO + 0,5O_2 = CO_2$	12680
Метан	$CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O$	35741
Ацетилен	$C_2H_2 + 2,5O_2 = 2CO_2 + H_2O$	58052
Этилен	$C_2H_4 + 3O_2 = 2CO_2 + 2H_2O$	59108
Этан	$C_2H_6 + 3,5O_2 = 2CO_2 + 3H_2O$	63797
Пропан	$C_3H_8 + 5O_2 = 3CO_2 + 4H_2O$	91321
Бутан	$C_4H_{10} + 6,5O_2 = 4CO_2 + 5H_2O$	118736
Сероводород	$H_2S + 1,5O_2 = SO_2 + H_2O$	23401

Количество теплоты, выделяющейся при сжигании 1 кг топлива:

$$Q_B^p = \frac{Q_v}{\rho_T} = \frac{33868}{0,652} = 51944,8 \text{ кДж/кг}.$$

Масса сухого воздуха, подаваемого в топку (в расчете на 1 кг сжигаемого топлива) определяется общим коэффициентом избытка воздуха α , необходимого для сжигания топлива и разбавления топочных газов до температуры смеси $t_{cm}=350$ °С. Значения α находят из уравнений материального и теплового балансов.

Уравнение материального баланса:

$$1 + L_o = L_{cr} + \sum \frac{9n}{12m + n} C_m H_n,$$

где L_{cr} – масса сухих газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива.

Уравнение теплового баланса:

$$Q\eta + c_T t_T + \alpha L_o I_o = [L_{cr} + L_o(\alpha - 1)] i_{cr} + \left[\alpha L_o x_o + \sum \frac{9n}{12m + n} C_m H_n \right] i_p,$$

где η – общий КПД, учитывающий эффективность работы топки и потери тепла в окружающую среду, принимаемый равным 0,95;

c_T – теплоемкость газообразного топлива при температуре $t_T=20$ °С, равная 1,34 кДж/(кг·К); I_o – энтальпия свежего воздуха, кДж/кг; i_{cr} – энтальпия сухих газов, кДж/кг; $i_{cr}=c_{cr}t_{cr}$; c_{cr} и t_{cr} – соответственно теплоемкость и температура сухих газов: $c_{cr}=1,05$ кДж/кг К и $t_{cr}=350$ °С; x_o – влагосодержание свежего воздуха, кг влаги/кг сухого воздуха, при температуре $t_o=1$ °С и относительной влажности $\phi_o=72$ %; i_p – энтальпия водяных паров, кДж/кг: $i_p=r_o+c_{п}t_{п}$; r_o – теплота испарения воды при температуре 0 °С, равная 2500 кДж/кг; $c_{п}$ – средняя теплоемкость водяных паров, равная 1,97 кДж/(кг·К); $t_{п}$ – температура водяных паров: $t_{п}=t_{cr}=t_{cm}=350$ °С.

Решая совместно уравнения теплового и материального баланса, получим:

$$Q\eta + c_{\text{т}}t_{\text{т}} - i_{\text{cr}}(1 - \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n) - \alpha = \frac{-i_n \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n}{L_o(i_{\text{cr}} + i_n x_o - I_o)}$$

Пересчитаем содержание компонентов топлива, при сгорании которых образуется вода, из объемных долей в массовые:

$$CH_4 = \frac{0,92 \cdot 16 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,652(273 + 20)} = 0,939;$$

$$C_2H_6 = \frac{0,005 \cdot 30 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,652(273 + 20)} = 0,0096;$$

$$H_2 = \frac{0,05 \cdot 2 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,652(273 + 20)} = 0,0064.$$

Количество влаги, выделяющейся при сгорании 1 кг топлива:

$$\sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n = \frac{9 \cdot 4}{12 \cdot 1 + 4} 0,939 + \frac{9 \cdot 6}{12 \cdot 2 + 6} 0,0096 + \frac{9 \cdot 2}{12 \cdot 0 + 2} 0,0064 = 2,19 \text{ кг/кг.}$$

Количество избытка воздуха находится по уравнению:

$$\alpha = \frac{51945 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 - 1,05 \cdot 350(1 - 2,19) - (2500 + 1,97 \cdot 350)2,19}{17,68[1,05 \cdot 350 + (2500 + 1,97 \cdot 350)0,0092 - 41,9]} = 6,82.$$

Общая удельная масса сухих газов, получаемая при сжигании 1 кг топлива и разбавлении топочных газов воздухом до температуры смеси 350 °С:

$$L_{\text{сг}}^{\text{см}} = 1 + \alpha L_o - \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n = 1 + 6,82 \cdot 17,68 - 2,19 = 119,4 \text{ кг/кг.}$$

Удельная масса водяных паров в газовой смеси при сжигании 1 кг топлива:

$$L_{\text{п}} = \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n + \alpha L_o x_o = 2,19 + 6,82 \cdot 0,0092 \cdot 17,68 = 3,3 \text{ кг/кг.}$$

Влагосодержание газов на входе в сушилку ($x_1 = x_{\text{см}}$):

$$x_1 = L_{\text{п}} / L_{\text{сг}}^{\text{см}} = 3,3 / 119,4 = 0,0293 \text{ кг/кг.}$$

Энтальпия газов на входе в сушилку:

$$I_1 = \frac{Q\eta + c_{\text{т}}t_{\text{т}} + \alpha L_o I_o}{L_{\text{сг}}^{\text{см}}} = \frac{51944,8 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 + 6,82 \cdot 17,68 \cdot 41,9}{119,4} = 455,8 \text{ кДж/кг.}$$

Поскольку коэффициент избытка воздуха α велик, физические свойства газовой смеси, используемой в качестве сушильного агента, практически не отличаются от физических свойств воздуха. Это дает возможность использовать в расчетах диаграмму состояния влажного воздуха I-d.

Запишем уравнение внутреннего теплового баланса сушилки:

$$\Delta = c_{\text{вл}}\theta_1 + q_{\text{доп}} - (q_{\text{т}} + q_{\text{м}} + q_{\text{п}}),$$

где Δ – разность между удельным приходом и расходом тепла непосредственно в сушильной камере; $c_{\text{вл}}$ – теплоемкость влаги во влажном материале при температуре θ_1 , кДж/(кг·К); $q_{\text{доп}}$ – удельный дополнительный подвод тепла в сушилку, кДж/кг влаги, при работе сушилки по нормальному сушильному варианту $q_{\text{доп}} = 0$; $q_{\text{т}}$ – удельный расход тепла в сушилке с транспортными

средствами, кДж/кг влаги, (в рассматриваемом случае $q_T=0$); q_M – удельный расход тепла в барабане с высушиваемым материалом, кДж/кг влаги; c_M – теплоемкость высушиваемого материала, равная 0,8, кДж/(кг·К); θ_2 – температура высушиваемого материала на выходе из сушилки, °С.

При испарении поверхностной влаги θ_2 принимается приблизительно равной температуре мокрого термометра t_M при соответствующих параметрах сушильного агента. Принимая в первом приближении процесс сушки адиабатическим, находим θ_2 по I–d диаграмме по начальным параметрам сушильного агента: $\theta_2=65$ °С;

$q_{п}$ - удельные потери теплоты в окружающую среду, кДж/кг влаги.

Подставив соответствующие значения, получим:

$$\Delta = 4,19 \cdot 18 - \frac{4,167 \cdot 0,8(65 - 18)}{0,2464} - 22,6 = - 537,8 \text{ кДж/кг влаги} .$$

Запишем уравнение рабочей линии сушки:

$$\Delta = \frac{I - I_1}{d - d_1} \quad \text{или} \quad I = I_1 + \Delta(d - d_1) .$$

Для построения рабочей линии сушки на диаграмме I–d необходимо знать координаты (d и I) минимум двух точек. Координаты одной точки известны:

$d_1=0,0293$ кг влаги/кг сухого воздуха, $I_1=455,8$ кДж/кг сухого воздуха.

Для нахождения координат второй точки зададимся произвольным значением d и определим соответствующее значение I.

Пусть $d=0,06$ кг/кг, тогда $I=455,8-537,8(0,06-0,0293) = 439,3$ кДж/кг.

Через две точки на диаграмме I–x с координатами d_1, I_1 и d, I проводим линию сушки до пересечения с заданным конечным параметром $t_2=110$ °С. В точке пересечения линии сушки с изотермой t_2 находим параметры отработанного сушильного агента: $d_2=0,11$ кг/кг, $I_2=420$ кДж/кг.

$$\text{Расход сухого газа равен: } L_{сг} = \frac{W}{d_2 - d_1} = \frac{0,2464}{0,11 - 0,0293} = 3,0533 \text{ кг/с} .$$

Определим удельный расход теплоты на нагрев материала:

$$q_M = \frac{G_2 \cdot c_M}{W} (\theta_2 - \theta_1) = \frac{4,167 \cdot 0,8}{0,2464} (65 - 18) = 635,9 \text{ кДж/кг влаги} .$$

Строим процесс сушки на I–d диаграмме (см. рис. 3.5).

Положение т.А определяется пересечением линий ϕ_0 и t_0 и характеризует состояние атмосферного воздуха. Обычно значения параметров ϕ_0 и t_0 выбирается в зависимости от местности и времени года. Для дальнейших расчетов процесса сушки следует определить параметры воздуха: I_0 и d_0 .

Положение т.Ф (рис.3.5) определяется пересечением линий I_T и t_T и характеризует состояние топочных газов после сгорания топлива в топке.

Положение т.В характеризует вход газа в сушилку и определяется в сушильном варианте с дымовыми газами, пересечением линий $|AF|$ и изотермы $t_1=t_{1cm}$ или по рассчитанным параметрам газовой смеси: I_{1cm} и d_{1cm} .

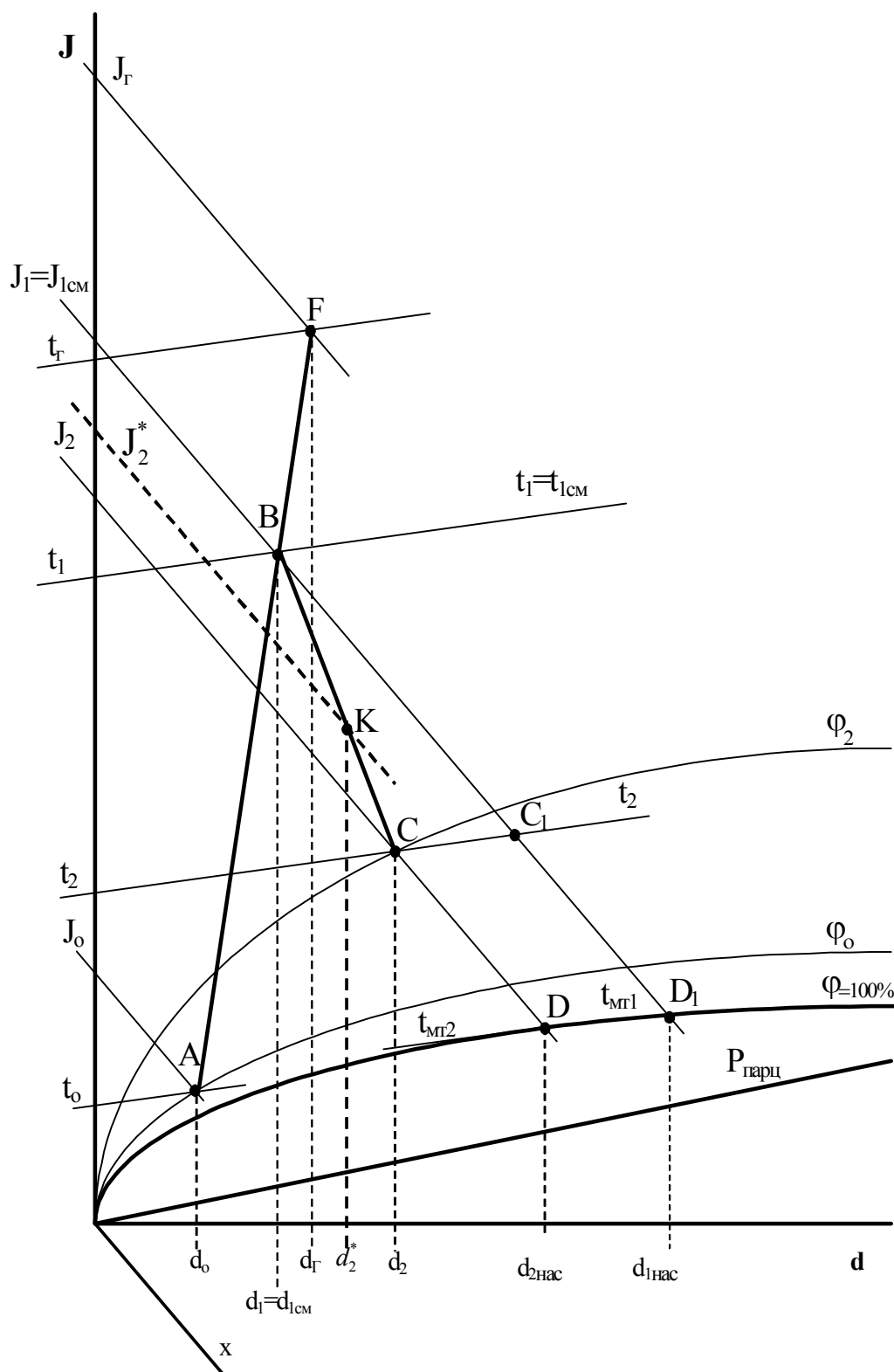


Рис.3.5. Изображение процесса сушки дымовыми газами на J-d диаграмме

Для дальнейших расчетов следует определить параметры газа: $I_1=I_{1см}$ и x_1 .

Положение т.С₁ определяется пересечением линий I_1 и t_2 и характеризует состояние газа теоретического процесса сушки на выходе из сушилки.

Для построения действительного процесса сушки в I–x диаграмме следует рассчитать величину Δ, которая определяет отклонение действительного процесса от теоретического.

Определим удельный расход сухих газов на 1 кг испаренной влаги:

$$\ell = \frac{1}{d_2 - d_1} = \frac{1}{0,11 - 0,0293} = 12,4 \text{ кг/кг влаги.}$$

Удельный расход теплоты на 1 кг испаренной влаги:

$$q = \ell (I_1 - I_2) = 12,4(455,8 - 41,9) = 5132,36 \text{ кДж/кг влаги.}$$

По I–x – диаграмме определяем параметры газов на входе в сушилку.

Полные расходы сухих газов и тепла:

$$L = \ell \cdot W = 12,4 \cdot 0,2464 = 3,055 \text{ кг/с.}$$

$$Q = q \cdot W = 5132,36 \cdot 0,2464 = 1264,6135 \text{ кВт.}$$

Расход топлива, сжигаемого в топке, составляет:

$$B = \frac{qW}{Q_B^p \eta_T} = \frac{5132,36 \cdot 0,2464}{51944,8 \cdot 0,95} = 0,02563 \text{ кг/с.}$$

Тепловой баланс сушильной установки

Тепловой баланс составляется из статей прихода и расхода теплоты.

Приход теплоты

1. Физическая теплота топлива:

$$Q_T = B c_T t_T = 0,02563 \cdot 1,34 \cdot 20 = 0,6868 \text{ кВт,}$$

где c_T – удельная теплоемкость топлива, кДж/кг; t_T – начальная температура топлива, °С.

2. Теплота, вносимая топливом при его сжигании:

$$Q_T^{сж} = B Q_B^p = 0,02563 \cdot 51944,8 = 1331,35 \text{ кВт.}$$

3. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на горение топлива:

$$Q_B^{гоp} = \alpha L_o B c_{вo} t_o = 6,82 \cdot 17,68 \cdot 0,02563 \cdot 1,05 \cdot 18 = 58,4 \text{ кВт,}$$

где $c_{вo}$ – удельная теплоемкость воздуха при температуре t_o , кДж/(кг·К).

4. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на смешение с дымовыми газами:

$$Q_a^{ni} = I_o L_{сг}^{cm} B = 41,9 \cdot 119,4 \cdot 0,02563 = 128,22 \text{ кВт.}$$

5. Теплота, вносимая влагой материала:

$$Q_{вл} = W c_{вл} \theta_1 = 0,2464 \cdot 4,19 \cdot 18 = 18,5835 \text{ кВт,}$$

где $c_{вл}$ – удельная теплоемкость влаги при начальной температуре θ_1 , кДж/кг.

6. Теплота, вносимая с материалом:

$$Q_{m1} = G_2 c_m \theta_1 = 4,167 \cdot 0,8 \cdot 18 = 60,005 \text{ кВт.}$$

Расход теплоты

1. Теплота с отходящими газами:

$$Q_{2сm} = L_{сг}^{cm} I_2 B = 119,4 \cdot 420 \cdot 0,02563 = 1285,293 \text{ кВт.}$$

2. Теплота с высушенным материалом:

$$Q_{m2} = G_2 c_m \theta_2 = 4,167 \cdot 0,8 \cdot 65 = 216,68 \text{ кВт.}$$

3. Потери теплоты в топке:

$$Q_T = B \cdot Q_B^P (1 - \eta_T) = 0,02563 \cdot 51944,8 (1 - 0,95) = 66,44, \text{ кВт} .$$

4. Потери в окружающую среду: $Q_{\text{п}} = q_{\text{п}} W = 22,4 \cdot 0,2464 = 5,52 \text{ кВт} .$

Результаты расчета представлены в табл. 3.9

Расчет полного объемного коэффициента теплоотдачи

Среднее влагосодержание газов в сушилке:

$$d_{\text{ср}} = \frac{d_1 + d_2}{2} = \frac{0,0293 + 0,11}{2} = 0,06965 \text{ кг/кг} = 69,65 \text{ г/кг} .$$

Средняя разность температур газа в сушилке:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)}{2,3 \lg \left(\frac{t_1 - \theta_1}{t_2 - \theta_2} \right)} = \frac{(350 - 18) - (110 - 65)}{\ln \left(\frac{350 - 18}{110 - 65} \right)} = 143,5 \text{ } ^\circ\text{C} .$$

Средняя температура газа в сушилке: $t_{\text{ср}} = \frac{\theta_1 + \theta_2}{2} + \Delta t_{\text{ср}} = 185 \text{ } ^\circ\text{C} .$

Таблица 3.9

Тепловой баланс процесса сушки аммофоса

Приход		Расход	
1. Физическая теплота топлива	0,69	1. Теплота с отходящими газами	1285,29
2. Теплота, вносимая топливом при его сжигании	1331,35	2. Теплота с высушенным материалом	216,68
3. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на горение топлива	58,4	3. Потери теплоты в топке	66,44
4. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на смешение с дымовыми газами	128,22	4. Потери в окружающую среду	5,52
5. Теплота, вносимая влагой материала	18,5835		
6. Теплота, вносимая с материалом	60,005		
Итого	1597,24	Итого	1573,933

Примечание. Невязка теплового баланса составляет 1,5 %.

Расчет полного объемного коэффициента теплоотдачи

Среднее влагосодержание газов в сушилке:

$$d_{\text{ср}} = \frac{d_1 + d_2}{2} = \frac{0,0293 + 0,11}{2} = 0,06965 \text{ кг/кг} = 69,65 \text{ г/кг} .$$

Средняя разность температур газа в сушилке:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)}{2,3 \lg \left(\frac{t_1 - \theta_1}{t_2 - \theta_2} \right)} = \frac{(350 - 18) - (110 - 65)}{\ln \frac{(350 - 18)}{(110 - 65)}} = 143,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Средняя температура газа в сушилке: $t_{cp} = \frac{\theta_1 + \theta_2}{2} + \Delta t_{cp} = 185 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Средний удельный объем влажного газа, приходящегося на 1 кг сухого газа $v_o^{cp} = 4,64 \cdot 10^{-6} \cdot (622 + x_{cp})(273 + t_{cp}) = 4,64 \cdot 10^{-6} (622 + 69,65)(273 + 185) = 1,47 \text{ м}^3/\text{кг}$.

Средний удельный вес газа: $\gamma_{cp} = \frac{1 + 0,01x_{cp}}{v_o^{cp}} = \frac{1 + 0,01 \cdot 69,65}{1,47} = 1,1541 \text{ кг/м}^3$.

Средний объем газов, проходящих через сушилку:

$$V_{cp} = V L_{cp}^{cm} v_o^{cp} = 0,02563 \cdot 119,4 \cdot 1,47 = 4,481 \text{ м}^3/\text{с} = 16131,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество сухих газов, проходящих через сушилку в течение 1 часа:

$$L_{cp} = \frac{V_{cp}}{v_o^{cp}} = \frac{16131,5}{1,47} = 10973,8 \text{ кг/ч}$$

Удельный объем влажного газа, приходящегося на 1 кг сухого на выходе из сушилки:

$$v_o = 4,64 \cdot 10^{-6} (622 + x_2)(273 + t_2) = 4,64 \cdot 10^{-6} (622 + 0,11 \cdot 10^3)(273 + 110) = 1,301 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Средний объем газа, выходящего из сушилки:

$$V_{\Gamma} = L_{cp} v_o = 10973,8 \cdot 1,301 = 14275,3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Площадь поперечного сечения барабана.

Принимаем: - скорость газа на выходе из сушилки $\vartheta_{\Gamma} = 2,4 \text{ м/с}$;

- заполнение барабана материалом $\varphi = 18 \%$;

$$F_{\sigma} = \frac{V_{\Gamma}}{(1 - \varphi)\vartheta_{\Gamma}} = \frac{14275,3}{(1 - 0,18)2,4 \cdot 3600} = 2,015 \text{ м}^2$$

Диаметр барабана: $D_{\sigma} = \sqrt{\frac{4F_{\sigma}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,015}{3,14}} = 1,6 \text{ м}$.

Принимаем предварительно следующие конструктивные характеристики барабана:

- наружный диаметр барабана $D_{н\sigma} = 1,6 \text{ м}$;

- длина барабана $L_{\sigma} = 8 \text{ м}$;

- тип насадки – подъемно-лопастная;

- длина насадки $\ell_{нас} = L_{\sigma} - 1,0 = 8 - 1 = 7 \text{ м}$.

Толщина стенки барабана: $\delta = (0,007 \div 0,01)D_{\sigma} = 0,015 \text{ м}$.

Внутренний диаметр барабана: $D_{в\sigma} = D_{н\sigma} - 2\delta = 1,6 - 2 \cdot 0,015 = 1,57 \text{ м}$.

Средняя высота падения частиц материала в сушилке с лопастной насадкой:

$$h_{cp} = 0,438 D_{в\sigma} = 0,438 \cdot 1,57 = 0,688 \text{ м}$$

Средняя скорость падения частиц с лопастей:

$$v_{пад} = 2,22 \sqrt{h_{cp}} = 2,22 \sqrt{0,688} = 1,841 \text{ м/с}$$

Средняя скорость газов в барабане сушилки:

$$v_{cp} = \frac{V_{cp}}{(1-\varphi)0,785D_{вб}^2} = \frac{16131,5}{(1-0,18)0,785 \cdot 1,57^2 \cdot 3600} = 2,824 \text{ м/с.}$$

Скорость газа у поверхности частиц:

$$v_{г} = \sqrt{v_{cp}^2 + v_{пад}^2} = \sqrt{2,824^2 + 1,841^2} = 3,371 \text{ м/с.}$$

Среднее время падения частиц материала: $\tau_{п} = \sqrt{\frac{2h_{cp}}{g}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 0,688}{9,81}} = 0,375 \text{ с.}$

Поверхность частиц, находящихся в одной струе:

$$F_{общ} = \frac{\tau_{п}}{3600} \frac{6000}{d_{м,ср}} \frac{\gamma_{н}}{\gamma_{м}} F_{л}^M \ell_{нас} n \frac{360}{\beta} 60 =$$

$$= 0,375 \frac{6000}{3,012} \frac{700}{1100} 0,05152 \cdot 7 \cdot 4 \frac{360}{140} 60 = 29,39 \text{ м}^3,$$

где $F_{л}^M = 0,0209 D_{вн}^2 = 0,0209 \cdot 1,57^2 = 0,05152 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – площадь в поперечном сечении сушилки, занятая материалом при выходе скребка из завала.

Высота скатывания частиц с лопастей:

$$h = \frac{\sum S_{н}}{D_{вб}} D_{вб} L^{-1} \sin \varphi = 1,49 \cdot 4 \cdot 8^{-1} \cdot 0,7071 = 0,2067 \text{ м.}$$

Скорость скатывания частиц в конце лопастей:

$$v_{ск} = 4,43 \sqrt{\left(1 - \frac{\varepsilon}{\operatorname{tg} \varphi}\right) h} = 4,43 \sqrt{(1 - 0,25) 0,191} = 1,7442 \text{ м/с,}$$

где $\varphi = 45^\circ$ - угол естественного откоса;

$\varepsilon = 0,25 \operatorname{tg} \varphi = 0,25 \operatorname{tg} 45^\circ = 0,25$ – коэффициент истинного трения .

Начальная ширина струи: $b_{стр}^e = \frac{F_{л}^M}{n \frac{60}{360} v_{ск}} = \frac{0,05152}{\frac{60}{4} \cdot \frac{140}{360} \cdot 1,7442} = 0,005064 \text{ м.}$

Объем струи:

$$V_{стр} = \ell_{нас} h_{ср} [b_{стр}^e + h_{ср} \operatorname{tg}(13,75 + 0,316(\gamma_{г}^{cp} v_{cp})^2)] =$$

$$= 7 \cdot 0,688 [0,005064 + 0,688 \operatorname{tg}(13,75 + 0,316(1,1541 \cdot 2,824)^2)] = 1,0442 \text{ м.}$$

Параметр, характеризующий передачу теплоты частицам материала во время их падения с лопастей:

$$B' = \frac{F_{л}^M}{D_{вб}^2} Z \sqrt{\frac{h_{ср}}{D_{вб}}} = 0,0209 \cdot 18 \sqrt{\frac{0,688}{1,57}} = 0,249.$$

Суммарная поверхность частиц, падающих с лопастей, отнесенная к 1 м^3 сушилки:

$$F_{м}' = 57,5 \frac{\gamma_{н}}{\gamma_{м}} \frac{D_{вн}^{0,5} n B'}{d_{м,ср}} = 57,5 \frac{700}{1100} \frac{1,57^2 \cdot 4 \cdot 0,249}{3,012} = 15,16 \text{ м}^2/\text{м}^3 .$$

Коэффициент теплоотдачи от газов к поверхности падающих частиц:

$$\alpha'_k = 0,62 \frac{\lambda}{\nu^{0,5}} \left(\frac{\nu_\Gamma}{d_{\text{м.ср}}} \right)^{0,5} = 0,62 \frac{3,12 \cdot 10^{-2}}{(34 \cdot 10^{-6})^{0,5}} \left(\frac{3,371}{3,012 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,5} = 111 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}).$$

Поправочный коэффициент:

$$1 - \alpha = 1,95 \left(\frac{F_{\text{об}}}{V_{\text{стр}}} \right)^{-0,545} = 1,95 \left(\frac{29,39}{1,0442} \right)^{-0,545} = 0,2955.$$

Первая составляющая объемного коэффициента теплоотдачи:

$$\alpha_v^I = (1 - \alpha) \alpha'_k F_M^I = 0,3163 \cdot 111 \cdot 15,16 = 532,3 \text{ ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}).$$

Средняя длина скатывания частиц: $\ell_o = 2 \frac{\sum S_n}{Z} = 2 \frac{1,49 D_{\text{вб}}}{18} = 0,26 \text{ м}.$

Число Рейнольдса: $Re = \frac{\nu_\Gamma \ell_o}{\nu} = \frac{3,371 \cdot 0,26}{34 \cdot 10^{-6}} = 25770,5.$

Коэффициент теплоотдачи от газа к наружной поверхности материала, находящегося на лопастях и в завале:

$$\alpha_k^{\text{II}} = \frac{0,347 Re^{0,66} \lambda}{\ell_o} = \frac{0,347 \cdot 25770,5^{0,66} \cdot 3,12 \cdot 10^2}{0,26} = 32,8 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}).$$

Наружная поверхность материала, находящегося на лопастях и в завале:

$$F_M^{\text{II}} = 1,27 \frac{\sum S_n D_{\text{вб}}^{-1}}{D_{\text{вб}}} = 1,27 \frac{1,49 \cdot 1,57 \cdot 1,57^{-1}}{1,57} = 1,2053 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Вторая составляющая объемного коэффициента теплоотдачи:

$$\alpha_v^{\text{II}} = \alpha_k^{\text{II}} F_M^{\text{II}} = 32,8 \cdot 1,2053 = 39,53 \text{ ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}).$$

Поверхность деталей внутреннего устройства, не занятая материалом:

$$F_{\text{гол}} = 1,27 \frac{\sum S_{\text{огл}} D_{\text{вб}}^{-1}}{D_{\text{вб}}} = 1,27 \frac{6,67 \cdot 1,57 \cdot 1,57^{-1}}{1,57} = 5,4 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Коэффициент теплоотдачи от газов к оголенной поверхности деталей внутреннего устройства:

$$\alpha_{\text{л.г.}} = 4,4 + 3(\gamma_{\Gamma}^{\text{ср}} \nu_{\text{ср}}) = 4,4 + 3(1,1541 \cdot 2,824) = 14,18 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}).$$

Третья составляющая объемного коэффициента теплоотдачи:

$$\alpha_v^{\text{III}} = \frac{F_{\text{гол}} \alpha_{\text{л.г.}} (t_{\text{ср}} - \frac{\theta_1 + \theta_2}{2})}{\Delta t_{\text{ср}}} = \frac{5,4 \cdot 14,18 (185 - \frac{18 + 65}{2})}{143,5} = 76,56 \text{ ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}).$$

Полный объемный коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_v = \alpha_v^I + \alpha_v^{\text{II}} + \alpha_v^{\text{III}} = 532,3 + 39,53 + 76,56 = 648,4 \text{ ккал}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}) = 0,7547 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{К}).$$

Объем сушилки

Объем барабана определяем по формуле:

$$V_6 = \frac{1,2 Q_{\text{общ}}}{\alpha_v \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{1,2 \cdot 811,3}{0,7547 \cdot 143,5} = 9 \text{ м}^3,$$

где общее полезно затрачиваемое количество теплоты:

$$Q_{\text{общ}} = W(q_0 + q_m + q_n) = 0,2464(2634,28 + 635,9 + 22,4) = 811,3 \text{ кВт.}$$

Удельная теплота на испарение влаги из материала:

$$q_0 = r_0 + c_n t_2 - c_v \theta_1 = 2493 + 1,97 \cdot 110 - 4,19 \cdot 18 = 2634,28 \text{ кДж/кг,}$$

где $r_0 = 2493 \text{ кДж/кг}$ – удельная теплота парообразования водяного пара при 0°C ;
 $c_n = 1,97 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ – удельная теплоемкость водяных паров.

$$\text{Длина корпуса сушильного барабана: } L_6 = \frac{4V_6}{\pi D_{вб}^2} = \frac{4 \cdot 9}{3,14 \cdot 1,57^2} = 4,65 \text{ м.}$$

В соответствии с требуемым соотношением ГОСТа длины барабана к его диаметру принимаем следующие размеры сушилки:

$$D_{нб} = 1,6 \text{ м; } D_{вб} = 1,57 \text{ м; } L_6 = 8 \text{ м; } V_6 = 15,5 \text{ м}^3.$$

3.3. Расчет туннельной сушилки

Задание

Рассчитать туннельную сушилку для сушки керамического кирпича производительностью 2455 кг/ч по обожженному продукту (6 млн.шт./год). Процесс сушки производится подогретым воздухом. Туннельная сушилка работает без рециркуляции теплового агента.

Исходные данные для расчета

Производительность по обжигаемым изделиям	$P = 2455 \text{ кг/ч}$
Начальная относительная влажность	$\omega_n = 20 \%$
Конечная относительная влажность	$\omega_k = 6 \%$
Начальная температура сушимых изделий	$t_n^{\text{изд}} = 17^\circ\text{C}$
Конечная температура изделий	$t_k^{\text{изд}} = 65^\circ\text{C}$
Температура теплоносителя при входе в сушилку	$t_n = 80^\circ\text{C}$
Температура теплоносителя на выходе из сушилки	$t_k = 35^\circ\text{C}$
Теплоемкость абсолютно сухого материала	$c_0 = 0,921 \text{ кДж/кг}^\circ\text{C}$
Начальные параметры воздуха:	
Температура	$t_0 = 17^\circ\text{C}$
Относительная влажность	$\varphi_0 = 70 \%$
Влагосодержание	$d_0 = 10 \text{ г/кг сух.возд.}$
Время сушки керамического кирпича	$\tau = 36 \text{ ч;}$
Брак при сушке и обжиге (от производительности сушилки)	$m = 3 \%$;
Потери при прокаливании (от производительности сушилки)	$\Pi = 10 \%$;
Количество рабочих дней в году	$z = 350;$

Расчет конструктивных размеров сушилки

Часовая производительность сушилки по сухой массе:

$$P_c = P \cdot (1 + \Pi/100) = 2455 \cdot (1 + 10/100) = 2701 \text{ кг/ч.}$$

Поступает в сушилку влажных изделий

$$P_{\text{вл}} = P_c \cdot \frac{100}{100 - \omega_H} = 2701 \cdot \frac{100}{100 - 20} = 3376 \text{ кг/ч.}$$

Выходит из сушилки высушенных изделий

$$P_M = P_c \cdot \frac{100}{100 - \omega_K} = 2701 \cdot \frac{100}{100 - 6} = 2873 \text{ кг/ч.}$$

Часовая производительность сушилки по испаряемой влаге

$$W = P_{\text{вл}} \cdot \frac{\omega_H - \omega_K}{100 - \omega_H} = 3376 \cdot \frac{20 - 6}{100 - 6} = 503 \text{ кг/ч.}$$

Габариты вагонетки принимаем следующие [11,14]: длина $l = 1300$ мм, ширина $b = 1200$ мм. На каждую вагонетку помещается в среднем $G_M = 900$ кг, считая по высушенным изделиям.

Количество вагонеток, находящихся в сушилке:

$$n = \frac{P_M \cdot \tau}{G_M} = \frac{2873 \cdot 36}{900} = 115 \text{ шт.}$$

В соответствии с конструкцией туннельной сушилки принимаем количество вагонеток в туннеле $z = 23$ шт., тогда количество туннелей будет равно:

$$\dot{O} = \frac{n}{z} = \frac{115}{23} = 5.$$

Определяем длину туннеля

$$L = n \cdot l = 27 \cdot 1300 = 35100 \text{ мм.}$$

Конструктивно длину туннеля принимаем на 0,9 м больше его расчетного значения, т.е. $L = 36000$ мм.

Определяем ширину туннеля

$$B = b + 2 \cdot b_1 = 1200 + 2 \cdot 50 = 1300 \text{ мм,}$$

где $b_1 = 50$ мм – расстояние между вагонеткой и стеной туннеля.

Высоту туннеля принимаем конструктивно $H = 1600$ мм [11,14].

Стены сушилки выполнены из красного строительного кирпича толщиной $a_1 = 380$ мм. Сверху сушилка покрыта железобетонными плитами толщиной $a_2 = 70$ мм и слоем шлаковой теплоизоляционной засыпки толщиной $a_3 = 150$ мм [14].

Общая ширина сушилки, состоящей из пяти туннелей, составит:

$$B_c = 5 \cdot B + 6 \cdot a_1 = 5 \cdot 1300 + 6 \cdot 380 = 8780 \text{ мм.}$$

Построение теоретического и действительного процесса сушки на I – d диаграмме

Зная параметры наружного воздуха ($t_{\text{возд}}$) по I – d диаграмме находим точку А (рис. 3.6). Для этой точки находим влагосодержание d_H и теплосодержание $I_{\text{возд}}$. Получаем $d_H = 9,0$ г/кг сух.воз., $I_{\text{возд}} = 40$ кДж/кг сух. воз.

Учитывая, что влагосодержание наружного воздуха равно влагосодержанию воздуха, поступающего на сушку d_n , находим точку В, которая лежит на изотерме t_n . В точке В имеем начальные параметры воздуха, поступающего в сушилку (t_n, d_n, φ_n, I_n). Теплосодержание воздуха составляет $I_n = 104$ кДж/кг сух. возд., а $d_n = d_{\text{возд}}$. Считаем, что в процессе сушки тепло расходуется только на испарение влаги, т.е. без потерь в окружающую среду и без затрат тепла на нагрев высушиваемого материала и транспортирующих устройств.

Теоретический процесс сушки протекает адиабатически, т.е. по $I_n = I_2 = \text{const}$. На $I - d$ диаграмме теоретический процесс сушки, изображенный линией ВС (рис. 3.6), заканчивается при $d_2 = 27$ г/кг сух. возд. Точка С находится пересечением линии $I_n = \text{const}$ с линией $t_k = \text{const}$. Значение t_k приведено в исходных данных.

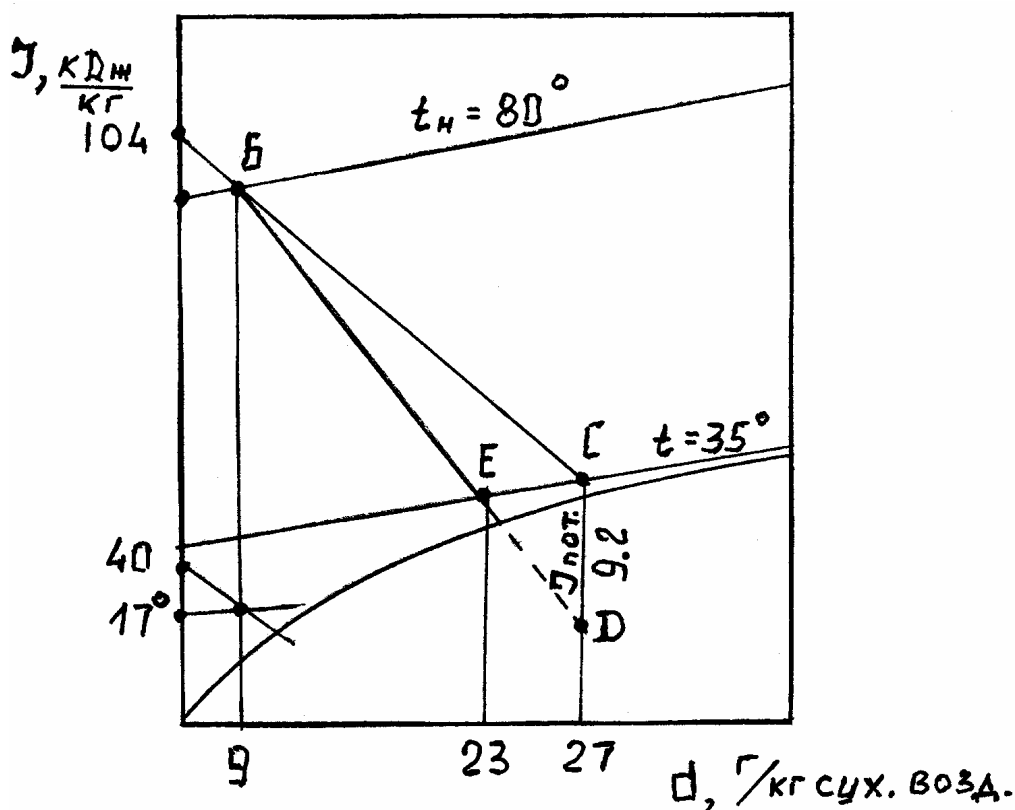


Рис. 3.6. Построение теоретического и действительного процессов сушки на $I - d$ диаграмме

Расход сухого воздуха при теоретическом процессе сушки находим по формуле:

$$G_c^T = \frac{W \cdot 1000}{d_2 - d_n} = \frac{503 \cdot 1000}{27 - 9} = 27944 \quad \text{кг сух.возд./ч.}$$

В реальном процессе сушки изделий в туннельной сушилке имеют место потери теплосодержания теплоносителя. Для расчета действительного процесса

сушки определяем расход тепла в сушилке на нагрев материала, транспортирующих устройств и потери тепла в окружающую среду.

Расход тепла на нагрев изделий в сушилке составляет:

$$Q_M = P_M \cdot c_M (t_K^{\text{изд}} - t_H^{\text{изд}}) \text{ кДж/ч},$$

где $P_M = 2873$ кг/ч – производительность сушилки по высушенным изделиям; c_M – теплоемкость высушенного материала при конечной влажности ω_K .

Конечную температуру материала $t_K^{\text{изд}}$ приняли на 15°C ниже начальной температуры сушильного агента.

Теплоемкость высушенного материала рассчитываем по формуле:

$$\tilde{n}_i = \tilde{n}_h \cdot \frac{100 - \omega_{\tilde{e}}}{100} + \frac{4,2 \cdot \omega_{\tilde{e}}}{100} = 0,921 \cdot \frac{100 - 6}{100} + \frac{4,2 \cdot 6}{100} = 1,11 \text{ êÄæ / êã · Ê}.$$

Тогда

$$Q_M = 2873 \cdot 1,11 (65 - 17) = 153073 \text{ кДж/ч}.$$

Расход тепла на нагрев транспортирующих устройств определяем по формуле:

$$Q_{\text{тр}} = G_{\text{тр}} \cdot c_{\text{тр}} (t_K^{\text{ваг}} - t_H^{\text{ваг}}) \text{ кДж/ч}.$$

Вагонетка выполнена из стали. Принимаем массу вагонетки $G_{\text{ваг}} = 300$ кг.

Теплоемкость стали $c_{\text{мет}} = 0,5$ кДж/кг·К. Принимаем начальную и конечную температуры вагонетки $t_H^{\text{ваг}} = 17^\circ\text{C}$ и $t_K^{\text{ваг}} = 80^\circ\text{C}$ соответственно. В сушилку поступает вагонеток

$$n_{\text{ч}} = \frac{n}{\tau} = \frac{115}{36} = 3,2 \text{ шт/ч}.$$

Тогда

$$Q_{\text{тр}} = G_{\text{ваг}} \cdot n_{\text{ч}} \cdot c_{\text{мет}} (t_K^{\text{ваг}} - t_H^{\text{ваг}}) = 300 \cdot 3,2 \cdot 0,5 (80 - 17) = 30240 \text{ кДж/ч}.$$

Потери тепла в окружающую среду через стены, потолок, пол и двери

$$Q_{\text{окр}} = 3,6 \cdot K (t_{\text{ср}}' - t_{\text{воз}}) \cdot F \text{ кДж/ч},$$

где K – коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{s_1}{\lambda_1} + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Средняя температура сушильного агента

$$t_{\text{ср}}' = \frac{t_i + t_{\tilde{e}}}{2} = \frac{80 + 35}{2} = 58.$$

Коэффициент теплоотдачи внутри сушилки от движущегося со скоростью $v = 2$ м/с сушильного агента к стенкам камеры определяется по формуле:

$$\alpha_K = 5,6 + 4 \cdot v = 5,6 + 4 \cdot 2 = 13,6 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К},$$

где v – скорость газов при 20°C .

Коэффициент теплопроводности кирпичной стенки $\lambda_1 = 0,75$ Вт/м·К [13].

Температуру наружной стенки туннельной сушилки принимаем на

$t_n^{ст} = 15 \text{ }^{\circ}\text{C}$ выше температуры окружающего воздуха. Принимаем коэффициент теплоотдачи от стенки в окружающую среду $\alpha_2 = 10,2 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$.

Коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{13,6} + \frac{0,38}{0,75} + \frac{1}{10,2}} = 1,47 \text{ Вт / м}^2 \cdot \text{К}.$$

Теплоотдающая поверхность стенок сушилки

$$F = 2 \cdot L \cdot H = 2 \cdot 36 \cdot 1,6 = 115 \text{ м}^2.$$

Потери тепла через стенки

$$q_{ст} = 3,6 \cdot K (t_{ср}' - t_{воз}) \cdot F_{ст} = 3,6 \cdot 1,47 (58 - 17) \cdot 115 = 24952 \text{ кДж/ч}.$$

Находим поверхность потолка, выполненного из железобетонных плит, покрытых матами из шлаковаты

$$F_{пот} = L \cdot B_c = 36 \cdot 8,78 = 316 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплопроводности железобетона $\lambda = 1,55 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$ [14]; для теплоизоляционных матов из шлаковаты $\lambda = 0,16 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$ [13].

Температуру внутренней поверхности перекрытия туннельного сушила Δt_n принимаем на $15 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ниже средней температуры теплоносителя. По номограмме (см. прил. рис. 4.6) определяем коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к внутренней поверхности перекрытия $\alpha_2 = 11,3 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$.

Коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{13,6} + \frac{0,07}{1,55} + \frac{0,15}{0,16} + \frac{1}{11,3}} = 0,87 \text{ Вт / м}^2 \cdot \text{К}.$$

Потери тепла через потолок

$$Q_{пот} = 3,6 \cdot K (t_{ср}' - t_{воз}) \cdot F_{пот} = 3,6 \cdot 0,87 (58 - 17) \cdot 316 = 40578 \text{ кДж/ч}.$$

Потери тепла через под сушилки

$$Q_{под} = 3,6 \cdot q_p \cdot B_c \cdot L.$$

Принимаем тепловой проток через под сушилки $Q_p = 10 \text{ Вт/м}^2$.

Тогда

$$Q_{под} = 3,6 \cdot 10 \cdot 8,78 \cdot 36 = 11379 \text{ кДж/ч}.$$

Определяем потери тепла через дверки со стороны подачи теплоносителя. Дверки выполнены из стали Ст3. В качестве теплоизоляционного материала используются маты из минеральной ваты, толщиной $a_4 = 50 \text{ мм}$. Тогда

$$Q'_{дв} = 3,6 \cdot K \cdot (t_n - t_{воз}) \cdot F_{дв}.$$

Здесь площадь поверхности пяти дверок

$$F_{дв} = H \cdot B \cdot T = 1,6 \cdot 1,3 \cdot 5 = 10,4 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{13,6} + \frac{0,05}{0,16} + \frac{1}{10,2}} = 2,06 \text{ Вт / м}^2 \cdot \text{К}.$$

Получаем

$$Q'_{дв} = 3,6 \cdot 2,06 \cdot (80 - 17) \cdot 10,4 = 4859 \text{ кДж/ч}.$$

Потери тепла через дверки со стороны выхода вагонеток:

$$Q_{\text{дв}} = 3,6 \cdot 2,06 \cdot (35 - 17) \cdot 10,4 = 1388 \text{ кДж/ч.}$$

Суммарные потери тепла в окружающую среду:

$$Q_{\text{окр}} = Q_{\text{ст}} + Q_{\text{пот}} + Q_{\text{под}} + Q'_{\text{дв}} + Q_{\text{дв}} = \\ = 24952 + 40578 + 11379 + 4859 + 1388 = 83156 \text{ кДж/ч.}$$

Общие потери тепла в сушилке:

$$Q_{\text{пот}} = Q_{\text{м}} + Q_{\text{тр}} + Q_{\text{окр}} = 153073 + 19898 + 83156 = 256127 \text{ кДж/ч.}$$

Потери теплосодержания теплоносителя в сушилке

$$I_{\text{пот}} = \frac{Q_{\text{пот}}}{G_{\text{с}}^{\text{T}}} = \frac{256127}{27944} = 9,2 \text{ кДж/кг сух.возд.}$$

Действительный расход воздуха на сушку определяем с помощью I – d диаграммы.

1. В действительном процессе сушки имеют место тепловые потери, поэтому $I_{\text{н}} \neq I_2$. Следовательно, при действительном процессе сушки теплосодержание в точке С снизится на величину теплотерь $I_{\text{пот}}$, приходящихся на 1 кг сухого воздуха. Точка Е является конечной точкой действительного процесса. Линия ВD показывает направление линии действительного процесса сушки с учетом тепловых потерь. Точка Е находится пересечением линии ВD с изотермой $t_{\text{к}}$. Действительный процесс сушки изображается линией ВЕ. Конечные параметры сушильного агента $t_{\text{к}} = 35^{\circ}\text{C}$, $\phi_{\text{к}} = 80\%$; $d_{\text{к}} = 23 \text{ г/кг сух. возд.}$ (парциальное давление водяных паров $p_{\text{п}} = 3470 \text{ Н/м}^2$ находим по прил.). Построение действительного процесса сушки приведено на рис.3.6.

Действительный расход воздуха на сушку равен:

$$G_{\text{сух.возд.}} = \frac{W \cdot 1000}{d_{\text{к}} - d_{\text{н}}} = \frac{503 \cdot 1000}{23 - 9} = 35929 \text{ кг сух.возд./ч}$$

или удельный расход воздуха

$$g_{\text{w}} = \frac{G_{\text{сух.возд.}}}{W} = \frac{35929}{503} = 71,4 \text{ кг/кг вл.}$$

Количество воздуха, подаваемого в сушилку при $t_{\text{возд}} = 17^{\circ}\text{C}$, $\phi = 70\%$ и удельном объеме влажного воздуха $V = 0,85 \text{ м}^3/\text{кг сух. возд.}$ (см. прил.):

$$V'_{\text{возд}} = V \cdot G_{\text{сух.возд.}} = 0,85 \cdot 35929 = 30540 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Действительный расход воздуха при температуре 80°C

$$V_{\text{возд}} = V'_{\text{возд}} \cdot \left(1 + \frac{t_{\text{н}} - t_{\text{возд}}}{273}\right) = 30540 \cdot \left(1 + \frac{80 - 17}{273}\right) = 37588 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Количество отработанного воздуха, удаляемого из сушилки при $t_{\text{к}} = 35^{\circ}\text{C}$,

$$V_{\text{ух}} = \left(\frac{G_{\text{см}}}{\rho_0} + \frac{n}{0,8}\right) \cdot (1 + \beta \cdot t_{\text{к}}) \text{ м}^3/\text{ч},$$

где $G_{\text{см}} = \rho_{\text{в}} \cdot G_{\text{сух.возд.}} = 1,009 \cdot 35929 = 36252 \text{ кг/ч}$;

$$\rho_0 = \frac{353 - 0,0013 \cdot p_{\text{п}}}{273} = \frac{353 - 0,0013 \cdot 3470}{273} = 1,2 \text{ кг/м}^3 \text{ – плотность}$$

отработанного воздуха

Откуда

$$V_{\text{ух}} = \left(\frac{36252}{1,2} + \frac{503}{0,8} \right) \cdot \left(1 + \frac{35}{273} \right) = 34792 \quad \text{м}^3 / \text{ч}.$$

Расход тепла на сушку

$$Q = G_{\text{сух.возд.}} \cdot (I_{\text{н}} - I_{\text{возд.}}) - 4,2 \cdot W \cdot t_{\text{н}} = 35929 (104 - 40) - 4,2 \cdot 503 \cdot 17 = 2263542 \text{ кДж/ч}.$$

Удельный расход тепла на сушку:

$$q_w = \frac{Q}{W} = \frac{2263542}{503} = 4500 \text{ кДж/кг вл.}$$

В соответствии с работами [6,15], удельный расход тепла на сушку кирпича-сырца в туннельной сушилке находится в пределах $4020 \div 6280$ кДж/кг вл. Найденное значение удельного расхода тепла находится в указанном диапазоне.

Материальный баланс туннельной сушилки

При установившемся процессе сушки количество влаги, поступающей в туннельную сушилку с воздухом и влажными изделиями, должно быть равно количеству влаги, которая остается в высушенных изделиях, и влаге, уходящей с отработанным воздухом.

С учетом сделанных расчетов составляем материальный баланс сушилки (табл.3.10), предварительно определив массу водяных паров, содержащихся в воздухе, поступающем на сушку, по формуле:

$$G_{\text{п}} = \frac{G_{\text{сух.возд.}} \cdot d_{\text{н}}}{1000} = \frac{35929 \cdot 9}{1000} = 323 \quad \text{кг / ч}.$$

Таблица 3.10

Материальный баланс туннельной сушилки

Приход			Расход		
Наименование статьи	кг/ч	%	Наименование статьи	кг/ч	%
Влажные изделия $P_{\text{вл}}$	3376	8,5	Высушенные изделия $P_{\text{м}}$	2873	7,2
Сухой воздух $G_{\text{сух.возд}}$	35929	90,7	Отработанный воздух $G_{\text{см}}$	36252	91,5
Водяные пары в воздухе $G_{\text{п}}$	323	0,8	Испаряемая влага W	503	1,3
			Невязка баланса	0	
Итого	39628	100	Итого	39628	100

Тепловой баланс туннельной сушилки

Тепловой баланс сушилки выражается уравнением, связывающим количество тепла, выделенное во время работы сушилки, с количеством тепла, израсходованным на технологические процессы и потерянным в окружающее пространство.

В приходной части баланса учитывается потребное количество тепла Q , которое необходимо внести с теплоносителем, учитывая, что его начальная температура составляет $80\text{ }^{\circ}\text{C}$. Эта величина по расчету равна 2263542 кДж/ч .

Тепло, затраченное на технологические процессы и потери в окружающую среду, складывается из следующих статей:

- на нагрев материала, Q_m ;
- на нагрев транспортирующих устройств, $Q_{тр.}$;
- на испарение влаги из материала, $Q_{исп.}$;
- в окружающую среду $Q_{окр.}$;
- с отработанным теплоносителем $Q_{ух.}$.

Тепло, затраченное на нагрев и испарение влаги из материала

$$Q_{исп} = W \cdot (r + c_p \cdot t_k) \quad \text{кДж/ч} \quad ,$$

где $r = 2493\text{ кДж/кг}$ – удельная теплота парообразования воды при $0\text{ }^{\circ}\text{C}$; $c_p = 1,97\text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ – средняя удельная теплоемкость водяного пара.

Получаем

$$Q_{исп} = 503 [2493 + 1,97(35 - 17)] = 1288661\text{ кДж/ч.}$$

Тепло, уходящее с отработанным теплоносителем

$$Q_{ух} = G_{сух.возд.} [(c_v \cdot (t_k - t_{возд.}) + c_p \cdot d_n \cdot (t_k - t_{возд.}))\text{ кДж/ч} \quad ,$$

где $c_v = 1,05\text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ – средняя удельная теплоемкость сухого воздуха.

Получаем

$$Q_{ух} = 35929[(1,05 \cdot (35 - 17) + 1,97 \cdot 0,009 \cdot (35 - 17))] = 690524\text{ кДж/ч.}$$

С учетом вышерассмотренных статей составляем тепловой баланс туннельной сушилки, который приведен в табл. 3.11

Тепловой баланс туннельной сушилки

Наименование статьи	Количество тепла			Наименование статьи	Количество тепла		
	$\frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг вл.}}$	%		$\frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг вл.}}$	%
Приход тепла				Расход тепла			
1	2	3		4	5	6	7
1. Тепло с воздухом, поступающим на сушку Q	2263542	4500	100	Нагрев материала Q _м	153073	304	6,8
				Нагрев транспортирующих устройств Q _{тр}	30240	60	1,3
				Потери в окружающую среду Q _{окр}	83156	165	3,7
				Испарение влаги из материала Q _{исп}	1288661	2562	55,6
				Тепло, уходящее с отработанным воздухом, Q _{ух}	690524	1373	30,5
				Невязка баланса	+ 17888	+36	+0,8
Итого:	2263542	4500	100	Итого:	2263542	4500	100

Тепловой КПД туннельной сушилки

$$\eta = \frac{Q_{\text{м}} + Q_{\text{исп}}}{Q} \cdot 100 = \frac{153073 + 1288661}{2173719} \cdot 100 = 66 \quad \%$$

Подбор вспомогательного оборудования к туннельной сушилке

Для подачи сушильного агента в туннельную сушилку используется центробежный вентилятор. Подбор вентилятора будем производить с помощью номограммы (см. прилож. рис.4.6 или [20].), которая устанавливает зависимость между производительностью $V_{\text{возд}}$, полным давлением h , а также КПД при определенном числе оборотов рабочего колеса, температуре воздуха 20°C , плотности воздуха $\rho = 1,2 \text{ кг/м}^3$.

Подбираем вентилятор для подачи теплоносителя в количестве $V_{\text{воз}} = 37588 \text{ м}^3/\text{ч}$ и полным давлением $h_{20} = 900 \text{ н/м}^2$.

Учитываем, что при подаче горячего воздуха его давление определяется по формуле:

$$h_{\delta} = h_{20} \cdot \frac{\rho_{\text{air}}}{\rho_t} \text{ н/м}^2,$$

где h_p – расчетное давление при данной плотности воздуха; h_{20} – давлением, создаваемым вентилятором при плотности воздуха $\rho_{\text{воз}} = 1,2 \text{ кг/м}^3$ задаются, ρ_t – плотность горячего воздуха, кг/м^3 .

Определяем плотность горячего воздуха

$$\rho_t = \frac{\rho_{\text{возд}}}{1 + \frac{t_H}{273}} = \frac{1,2}{1 + \frac{80}{273}} = 0,928 \text{ кг/м}^3.$$

Находим расчетное давление, развиваемое вентилятором

$$h_p = 900 \cdot \frac{1,2}{0,928} = 1164 \text{ н/м}^2.$$

Величина h_p служит для подбора вентилятора с помощью номограммы, приведенной в [20] и прил. рис.4.6. Выбираем вентилятор № 4, для которого пересечение линии давления 1200 н/м^2 в верхней части номограммы с вертикалью $40000 \text{ м}^3/\text{ч}$ дает КПД $\eta_v = 0,62$ и число оборотов в мин. $n = 1600$.

Мощность на валу электродвигателя рассчитывается по следующей формуле:

$$N_{\text{дв}} = \frac{V_{\text{возд}} \cdot h_p}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_v \cdot \eta_{\text{п}}} \text{ кВт},$$

где $\eta_{\text{п}}$ – КПД передачи, который в зависимости от вида передачи имеет следующие значения:

$\eta_{\text{п}} = 0,98$ – КПД передачи при помощи эластичной муфты;

$\eta_{\text{п}} = 0,95$ – КПД клиноременной передачи;

$\eta_{\text{п}} = 0,90$ – КПД плоскоременной передачи.

Принимаем соединение вентилятора с двигателем при помощи эластичной муфты. Тогда

$$N_{\text{дв}} = \frac{40000 \cdot 1200}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,62 \cdot 0,98} = 22 \text{ кВт}.$$

Установочная мощность двигателя при значении коэффициента запаса мощности $k = 1,1$ равна:

$$N_{\text{уст}} = k \cdot N_{\text{дв}} = 1,1 \cdot 22 = 24,2 \text{ кВт}.$$

По значениям $N_{\text{уст}}$ и n выбираем короткозамкнутый, асинхронный электродвигатель.

По аналогичной методике производится подбор вентилятора для отбора отработанного сушильного агента из туннельной сушилки.

3.4. Расчет распылительной сушилки для сушки шликера

Задание

Рассчитать распылительную сушилку производительностью по абсолютно сухому порошку 3500 кг/ч для сушки керамической суспензии (шликера). Процесс сушки производится смесью дымовых газов с воздухом.

Исходные данные для расчета

Производительность сушилки по абсолютно сухому порошку	$G_{a.c.} = 3500$ кг/ч;
Потери порошка в сушилке	$\Pi = 4$ %
Относительная влажность шликера	$\omega_{ш} = 48$ %
Относительная влажность готового порошка	$\omega_{п} = 6$ %;
Температура шликера на входе в сушилку	$\theta_{н} = 37$ °С
Температура шликера на выходе из сушилки	$\theta_{к} = 87$ °С
Параметры наружного воздуха:	
температура воздуха	$t_{возд} = 20$ °С
относительная влажность	$\varphi = 85$ %
удельная теплоемкость	$c_{возд} = 1,03$ кДж/(кг·°С)
Температура теплоносителя на выходе из сушилки	$t_{к} = 150$ °С
Средний размер частиц порошка	$d = 0,25$ мм
Средняя теплоемкость керамической массы	$c_c = 0,921$ кДж/(кг·°С)
Топливо – природный газ Саратовского месторождения	
Температура природного газа, поступающего на горение	$t_{газ.} = 20$ °С
Теплоемкость природного газа	$c_{газ.} = 1,3$ кДж/(кг·°С)

Материальный баланс сушилки

Общая производительность сушилки

$$G_{a.c.}^{общ.} = G_{a.c.} \cdot \frac{100}{100 - \Pi} = 3500 \cdot \frac{100}{100 - 4} = 3646 \text{ кг/ч.}$$

Потери абсолютно сухого порошка

$$\Pi_{a.c.} = G_{a.c.}^{общ.} - G_{a.c.} = 3646 - 3500 = 146 \text{ кг/ч.}$$

Производительность сушилки по товарному порошку

$$G_W = G_{a.c.} \cdot \frac{100}{100 - \omega_{п}} = 3500 \cdot \frac{100}{100 - 6} = 3723,4 \text{ кг/ч.}$$

Общая производительность сушилки по товарному порошку

$$G_W^{общ.} = G_W \cdot \frac{100}{100 - \Pi} = 3723,4 \cdot \frac{100}{100 - 4} = 3878,5 \text{ кг/ч.}$$

Потери товарного порошка

$$\dot{I}_w = G_w^{i.u.} - G_w = 3878,5 - 3723,4 = 155,1 \text{ кг/ч.}$$

Плотность шликера определяем по (см.прилож. табл. 4.16) или рассчитываем по формуле:

$$\rho_{ш} = \frac{162,5}{\omega_{ш} + 62,5} = \frac{162,5}{48 + 62,5} = 1,47 \text{ г/см}^3.$$

Производительность сушилки по шликеру

$$G_{ш} = G_{a.c.}^{обш.} \cdot \frac{100}{100 - \omega_{ш}} = 3646 \cdot \frac{100}{100 - 48} = 7011,5 \text{ кг/ч.}$$

Объемный расход шликера в сушилке

$$V_{ш} = \frac{G_{ш}}{\rho_{ш} \cdot 1000} = \frac{7011,5}{1,47 \cdot 1000} = 4,7 \text{ м}^3 / \text{ч.}$$

Количество влаги, содержащейся в шликере

$$G_{вл.ш.} = G_{ш} \cdot \frac{\omega_{ш}}{100} = 7011,5 \cdot \frac{48}{100} = 3365,5 \text{ кг/ч.}$$

Количество испаряемой влаги

$$G_{в.и.} = G_{ш} \cdot \frac{\omega_{ш} - \omega_{п}}{100 - W_{п}} = 7011,5 \cdot \frac{48 - 6}{100 - 6} = 3132,8 \text{ кг/ч.}$$

Количество остаточной влаги в порошке

$$G_{ост.} = G_{вл.ш.} - G_{в.и.} = 3365,5 - 3132,8 = 232,7 \text{ кг/ч.}$$

По результатам расчетов составим материальный баланс сушилки, который приведен в табл.3.12.

Таблица 3.12

Материальный баланс распылительной сушилки

Приход			Расход		
Наименование статьи	кг/ч	%	Наименование статьи	кг/ч	%
Шликер $G_{ш}$	7011,5	100	1. Товарный порошок G_w	3723,4	53,10
			2. Потери порошка P_w	155,1	2,21
			3. Испаряемая влага $G_{в.и.}$	3132,8	44,68
			Невязка баланса	0,2	0,02
Итого	7011,5	100	Итого	7011,5	100

Расчет горения топлива и определение параметров теплоносителя

В качестве топлива используется природный газ Саратовского месторождения. Состав и свойства газа приведены в табл. 3.13.

Таблица 3.13

Состав и свойства природного газа Саратовского месторождения

Состав сухого газа, %								Теплотворность $Q_{н.}$, кДж/м ³	Плотность сухого газа $\rho_{г.}$, кг/м ³
CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂	Σ		
94,0	1,2	0,7	0,4	0,2	0,2	3,3	100	35720	0,765

Принимаем содержание влаги в газе 1 %. Пересчитываем состав сухого газа на влажный газ

$$\text{CH}_4^{\text{в}} = \tilde{N}\text{H}_4^{\text{с}} \cdot \frac{100 - \text{H}_2\text{O}}{100} = 94,0 \cdot \frac{100 - 1}{100} = 93,0 \%$$

Другие составляющие газа остаются без изменений. Состав влажного газа приведен в табл.3.14.

Таблица 3.14

Состав влажного рабочего газа, % об.

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂	H ₂ O	Σ
93,0	1,2	0,7	0,4	0,4	0,2	3,3	1,0	100

Определяем теплоту сгорания газа

$$Q_{\text{н}}^{\text{п}} = 358,2\text{CH}_4 + 637,5\text{C}_2\text{H}_6 + 912,5\text{C}_3\text{H}_8 + 1186,5\text{C}_4\text{H}_{10} + 1460,8\text{C}_5\text{H}_{12} = 358,2 \cdot 93,0 + 637,5 \cdot 1,2 + 912,5 \cdot 0,7 + 1186,5 \cdot 0,4 + 1460,8 \cdot 0,2 = 35486 \text{ кДж/м}^3$$

Находим теоретически необходимое количество сухого воздуха

$$L_0 = 0,0476 (2\text{CH}_4 + 3,5\text{C}_2\text{H}_6 + 5\text{C}_3\text{H}_8 + 6,5\text{C}_4\text{H}_{10} + 8\text{C}_5\text{H}_{12}) = 0,0476 (2 \cdot 93,0 + 3,5 \cdot 1,2 + 5 \cdot 0,7 + 6,5 \cdot 0,4 + 8 \cdot 0,2) = 9,42 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Действительное количество воздуха при коэффициенте расхода $\alpha = 1,0$ [15] равно теоретическому, т.е. $L_{\alpha} = L_0 = 9,42 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

По I – d диаграмме находим влагосодержание атмосферного воздуха ($t_{\text{воз}} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $\phi = 85 \%$) – $d_0 = 13 \text{ г/кг}$ сух. возд.. Тогда необходимое для горения количество атмосферного воздуха составит

$$L'_0 = (1 + 0,0016 \cdot d_0) \cdot L_0 = (1 + 0,0016 \cdot 13) \cdot 9,42 = 9,616 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Находим количество и состав продуктов горения при коэффициенте расхода $\alpha = 1,0$:

$$V_{\text{CO}_2} = 0,01 \cdot (\text{CO}_2 + \text{CH}_4 + 2\text{C}_2\text{H}_6 + 3\text{C}_3\text{H}_8 + 4\text{C}_4\text{H}_{10} + 5\text{C}_5\text{H}_{12}) = 0,01 \cdot (0,2 + 93,0 + 2 \cdot 1,2 + 3 \cdot 0,7 + 4 \cdot 0,4 + 5 \cdot 0,2) = 1,003 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,01 \cdot (2\text{CH}_4 + 3\text{C}_2\text{H}_6 + 4\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{C}_4\text{H}_{10} + 6\text{C}_5\text{H}_{12} + \text{H}_2\text{O} + 0,16d_0L_{\alpha}) = 0,01 \cdot (2 \cdot 93,0 + 3 \cdot 1,2 + 4 \cdot 0,7 + 5 \cdot 0,4 + 6 \cdot 0,2 + 1,0 + 0,16 \cdot 13 \cdot 9,42) = 2,162 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{N}_2} = 0,79L_{\alpha} + 0,01\text{N}_2 = 0,79 \cdot 9,42 + 0,01 \cdot 3,3 = 7,475 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{O}_2} = 0,21(\alpha - 1)L_0 = 0,0 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Общее количество продуктов горения составит:

$$V_{\alpha} = V_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{O}_2} = 1,003 + 2,162 + 7,475 = 10,640 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Определяем процентный состав продуктов горения:

$$\text{CO}_2 = \frac{1,003 \cdot 100}{10,64} = 9,43 \%; \text{H}_2\text{O} = \frac{2,162 \cdot 100}{10,64} = 20,32 \%; \text{N}_2 = \frac{7,475 \cdot 100}{10,64} = 70,25 \%$$

Составляем материальный баланс процесса горения на 100 м^3 газа при $\alpha = 1$ (табл.3.15).

Таблица 3.15

Материальный баланс процесса горения

Приход	кг	%	Расход	кг	%
Природный газ			Продукты горения		
$\text{CH}_4 = 93,0 \cdot 0,717$	66,58	5,10	$\text{CO}_2 = 1,003 \cdot 100 \cdot 1,977$	198,50	15,20
$\text{C}_2\text{H}_6 = 1,2 \cdot 1,356$	1,63	0,12	$\text{H}_2\text{O} = 2,162 \cdot 100 \cdot 0,804$	173,82	13,31
$\text{C}_3\text{H}_8 = 0,7 \cdot 2,020$	1,41	0,10	$\text{N}_2 = 7,475 \cdot 100 \cdot 1,251$	935,12	71,61
$\text{C}_4\text{H}_{10} = 0,4 \cdot 2,840$	1,13	0,09	Невязка	-1,56	-0,12
$\text{C}_5\text{H}_{12} = 0,2 \cdot 3,218$	0,64	0,05			
$\text{CO}_2 = 0,2 \cdot 1,977$	0,39	0,03			
$\text{N}_2 = 3,3 \cdot 1,251$	4,13	0,32			
$\text{H}_2\text{O} = 1,0 \cdot 0,804$	0,80	0,06			
Воздух					
$\text{O}_2 = 197,9 \cdot 1,429$	282,80	21,66			
$\text{N}_2 = 197,9 \cdot 3,762 \cdot 1,251$	930,62	71,26			
$\text{H}_2\text{O} = 0,16 \cdot 13 \cdot 9,42 \cdot 0,804$	15,75	1,21			
Итого	1305,88	100,00	Итого	1305,88	100,00

Невязка баланса составляет: $\frac{100 \cdot 1,56}{1305,88} = 0,12 \%$.

Находим теплосодержание продуктов горения

$$i_{\text{общ}} = \frac{Q_{\text{н}}}{V_0} + \frac{c_{\text{возд}} \cdot t_{\text{возд}} \cdot L_0}{V_0} + \frac{c_{\text{газ}} \cdot t_{\text{газ}}}{V_0} = \frac{35486}{10,64} + \frac{1,3 \cdot 20 \cdot 9,616}{10,64} + \frac{1,3 \cdot 20}{10,64} = 3361 \text{ кДж/м}^3.$$

Определяем коэффициент избытка воздуха из уравнения теплового баланса процесса горения газа

$$Q_{\text{н}}^{\text{р}} + c_{\text{газ}} t_{\text{газ}} + L_0 \alpha c_{\text{возд}} t_{\text{возд}} = V_{\alpha} \alpha c_{\text{газ}} t_{\text{газ}},$$

откуда

$$\alpha = \frac{Q_{\text{н}}^{\text{р}} + c_{\text{газ}} t_{\text{газ}}}{V_{\alpha} c_{\text{газ}} t_{\text{газ}} - L_0 c_{\text{возд}} t_{\text{возд}}} = \frac{35486 + 1,3 \cdot 20}{10,64 \cdot 1,3 \cdot 1500 - 9,42 \cdot 1,3 \cdot 20} = 1,73$$

Расчет конструктивных размеров сушилки и режима сушки

Давление распыления шликера рассчитывается по эмпирической формуле:

$$p = 5,25 \frac{\mu^{1,33} \cdot d_c^{1,37}}{\omega_{\text{ш}}^{1,63} \cdot d^{2,86}} \text{ МПа},$$

где μ - коэффициент распыления форсунки (значение μ принимаем по табл. 3.16); d_c - диаметр сопла форсунки, мм; d - средний размер частицы порошка, мм; $\omega_{\text{ш}}$ - относительная влажность шликера.

Принимая для диаметра сопла $d_c = 2,7$ коэффициент распыления $\mu = 0,625$, находим

$$p = 5,25 \frac{0,625^{1,33} \cdot 2,7^{1,37}}{48^{1,63} \cdot 0,25^{2,86}} = 1,05 \text{ МПа}.$$

Значения коэффициентов распыления форсунки
в зависимости от диаметра сопла

Диаметр сопла d_c , мм	1,5	1,8	2,1	2,7	3,7	4,7	6
Коэффициент распыления μ	0,555	0,555	0,575	0,625	0,7	0,7	0,7

Для распыления шликера используем механические центробежные форсунки, разработанные в НИИСтройкерамики [16].

Производительность одной форсунки

$$V_{\phi} = 0,127 \cdot \mu \cdot d_c^2 \cdot \sqrt{\frac{P}{\rho_{\text{ш}}}} = 0,127 \cdot 0,625 \cdot 2,7^2 \cdot \sqrt{\frac{1,05}{1,47}} = 0,489 \text{ м}^3 / \text{ч.}$$

Общее количество форсунок в сушилке

$$N = \frac{V_{\text{ш}}}{V_{\phi}} = \frac{4,7}{0,489} = 9,6.$$

Принимаем $N = 10$.

Принятое количество форсунок удовлетворяет рекомендациям [18], в соответствии с которыми общее количество форсунок должно быть не более 12 шт., что обеспечивает их рациональное размещение внутри сушилки и простоту обслуживания. Если расчетное число форсунок больше 12, то необходимо увеличить диаметр сопла форсунки и повторить расчет.

Высота факела форсунки, выше которой поднимается не более 1 % частиц (капель) шликера,

$$H_{99} = 48,5 \frac{P^{0,57} \cdot d^{1,23} \cdot \mu^{0,3}}{\rho_{\text{ш}}^{1,17}} = 48,5 \frac{1,05^{0,57} \cdot 0,25^{1,23} \cdot 0,625^{0,3}}{1,47^{1,17}} = 5,015 \text{ м.}$$

Радиус окружности распыления, внутри которого выпадает 99 % всех частиц (капель) шликера,

$$R_{99} = 5,15 \frac{P^{0,234} \cdot d^{1,23} \cdot \rho_{\text{ш}}^{0,78}}{\mu^{1,1}} = 5,15 \frac{1,05^{0,234} \cdot 0,25^{1,23} \cdot 1,47^{0,78}}{0,625^{1,1}} = 2,144 \text{ м.}$$

Диаметр цилиндрической части сушильной камеры

$$D_k = 2R_{99} + \Delta D \text{ м,}$$

Здесь ΔD – приращение диаметра факела, определяемое по формуле:

$$\Delta D = \frac{N \cdot \ell}{3,14} \text{ ,}$$

где ℓ – расстояние по окружности между соседними форсунками; $\ell = 0,1-0,2$ м [16].

Принимаем $\ell = 0,16$ м, получаем

$$\Delta D = \frac{10 \cdot 0,16}{3,14} = 0,51 \text{ м.}$$

Тогда

$$D_k = 2 \cdot 2,144 + 0,51 = 4,8 \text{ м.}$$

Форсунки располагаются по окружности вокруг вертикальной оси сушильной камеры. Диаметр данной окружности $d_\phi = \Delta D = 0,51$ м.

Высота сушильной камеры Δh_k , равная расстоянию от уровня установки форсунок до потолка сушилки, принимается на 0,5 м больше высоты факела $\Delta h_k = H_{99} + 0,5 = 5,015 + 0,5 = 5,6$ м.

В соответствии с рекомендациями [18] принимаем расстояние от уровня отбора отработанного теплоносителя до выгрузочного отверстия $\Delta h_{отб} = 1,7$ м.

Расстояние от уровня установки форсунок до уровня установки горелок составляет $(0,5 - 0,8) H_{99}$.

$$\Delta h_r = 0,6 H_{99} = 0,7577 \cdot 5,015 = 3,8 \text{ м.}$$

Определив основные габаритные размеры сушильной камеры, рассчитываем начальные параметры процесса сушки.

Высшая теплота сгорания топлива

$$Q_b = Q_n^p + 2520 g_{п.в.г.}$$

Здесь $g_{п.в.г.}$ – количество образующихся при горении топлива паров воды, кг/м³. Величину $g_{п.в.г.}$ находим, используя данные статьи «Расход продуктов горения» (см. табл. 3.15)

$$g_{п.в.г.} = \frac{H_2O}{100} = \frac{173,82}{100} = 1,738 \text{ кг / м}^3$$

Находим

$$Q_b = 35486 + 2520 \cdot 1,738 = 39866 \text{ кДж/м}^3.$$

Максимальное теплосодержание продуктов горения

$$I_{i\acute{a}eñ} = \frac{Q_{\acute{a}} \cdot \eta_{\acute{o}} + g_{\acute{a}i\acute{c}\acute{a}} \cdot c_{\acute{a}i\acute{c}\acute{a}} \cdot t_{\acute{a}i\acute{c}\acute{a}}}{g_{с.г.\acute{a}}} \frac{\acute{e}\acute{A}\acute{e}}{\acute{e}\acute{a}},$$

где η_T – к.п.д. топки; $g_{возд}$ – теоретический расход воздуха на горение, кг/м³; $g_{с.п.г.}$ – теоретическое количество сухих продуктов горения, кг/м³.

В распылительной сушилке применяются встроенные газовые горелки. При таком расположении газовых горелок $\eta_T = 1$.

Находим величину $g_{возд}$

$$g_{возд} = L_0 \rho_{возд} = 9,42 \cdot 1,3 = 12,25 \text{ кг/м}^3.$$

Величину $g_{с.п.г.}$ находим, используя данные статьи «Расход продуктов горения» (см. табл. 3.15)

$$g_{\text{с.п.г.}} = \frac{\text{CO}_2 + \text{N}_2}{100} = \frac{198,50 + 935,12}{100} = 11,34 \text{ кг / м}^3.$$

Получаем

$$I_{\text{макс}} = \frac{39866 \cdot 1 + 12,25 \cdot 1,3 \cdot 20}{11,34} = 3544 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Максимальное начальное влагосодержание продуктов горения

$$\begin{aligned} d_{\text{п.г.макс}} &= 1000 \frac{g_{\text{п.в.г.}} + g_{\text{возд}} \frac{d_0}{1000}}{g_{\text{с.п.г.}}} = \\ &= 1000 \frac{1,738 + 12,25 \frac{13}{1000}}{11,34} = 167,3 \frac{\text{г}}{\text{кг}}. \end{aligned}$$

Теплосодержание наружного воздуха

$$\begin{aligned} I_0 &= 2,49d_0 + \left(1 + 1,97 \frac{d_0}{1000}\right) t_{\text{возд}} = \\ &= 2,49 \cdot 13 + \left(1 + 1,97 \frac{13}{1000}\right) \cdot 20 = 53 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}. \end{aligned}$$

Начальное теплосодержание теплоносителя

$$I_1 = \frac{I_{\text{макс}} + xI_0}{1 + x} \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

где x – соотношение между количеством избыточного воздуха продуктов горения и теоретическим количеством сухих продуктов горения, $x = 0,3 \div 6$.

Для распылительных сушилок с встроенными горелками x рекомендуется принимать ближе к значению 0,3, а для распылительных сушилок с выносными топками – ближе к значению 6.

Принимаем $x = 0,35$. Находим

$$I_1 = \frac{3544 + 0,35 \cdot 53}{1 + 0,35} = 2639 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Начальное влагосодержание теплоносителя

$$d_1 = \frac{d_{\text{п.г.макс}} + xI_0}{1 + x} = \frac{167,3 + 0,35 \cdot 13}{1 + 0,35} = 127 \frac{\text{г}}{\text{кг}}.$$

По точке пересечения $I_1 = 2639 \text{ кДж/кг} = \text{const}$ и $d_1 = 127 \text{ г/кг} = \text{const}$ на $I - d$ диаграмме находим начальную температуру теплоносителя t_n , равную 1500°C (рис.3.7).

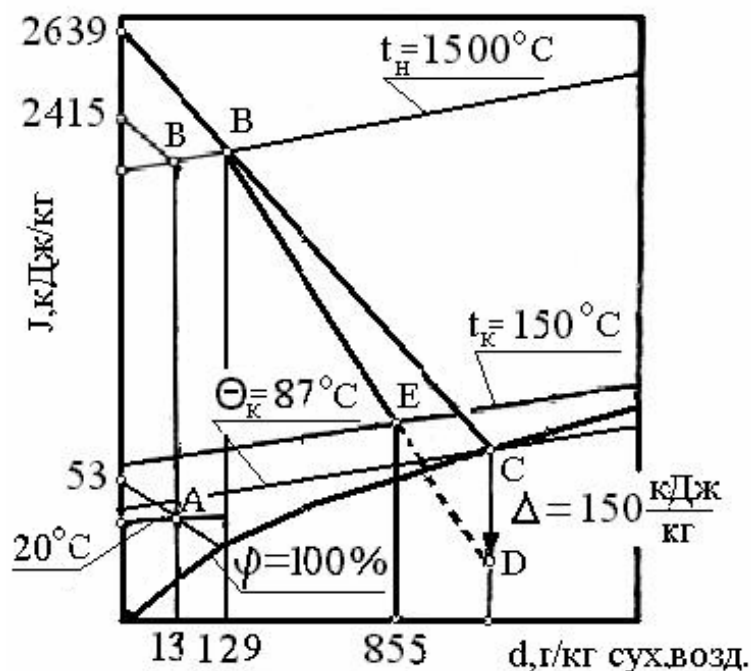


Рис. 3.7. Графическое изображение процесса сушки на I – d диаграмме

Определяем конечные параметры процесса сушки. Принимаем температуру порошка на выходе из сушилки θ_k по точке пересечения линии теоретического процесса сушки $I_1 = \text{const}$ (линия BC) с линией $\varphi = 100\%$ по I – d диаграмме. Откуда $\theta_k = 87^\circ\text{C}$.

Величина удельных теплот потерь составит:

$$\Delta = \frac{1}{G_{\text{в.и.}}} \left[G_{\text{а.с.}}^{\text{общ}} \cdot c_c \cdot (\theta_H - \theta_k) + 4,19 \cdot G_{\text{вл.ш.}} \cdot \theta_H - 4,19 \cdot G_{\text{ост.}} \cdot \theta_k \right] - q_{\text{окр}}^{\text{вл}} \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

где $q_{\text{окр}}^{\text{вл}}$ - относительная величина теплот потерь в окружающую среду.

Потери тепла в окружающую среду принимают равными 210 – 250 кДж/кг испаренной влаги [15].

Принимаем $q_{\text{окр}}^{\text{вл}} = 236$ кДж/кг испаренной влаги. Находим

$$\Delta = \frac{1}{31328} [3646 \cdot 0,921 \cdot (37 - 87) + 4,19 \cdot 3365,52 \cdot 37 - 4,19 \cdot 232,7 \cdot 87] - 236 = -150 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Строим линию действительного процесса сушки на I – d диаграмме.

В действительном процессе сушки имеют место тепловые потери. Следовательно, при действительном процессе сушки теплосодержание в точке C снизится на величину теплот потерь $\Delta = -150$ кДж/кг сух. Газ. Точка E является конечной точкой действительного процесса. Линия BD показывает направление линии действительного процесса сушки с учетом тепловых потерь. Задаемся значением температуры отходящих газов $t_k = 150^\circ\text{C}$. Точка E находится пересечением линии BD с изотермой $t_k = \text{const}$. Действительный процесс сушки изображается линией BE. По точке пересечения линии $t_k = \text{const}$ с линией действительного процесса находим значение $d_k = 855$ г/кг сух. возд. Следовательно, конечные параметры сушильного агента $t_k = 150^\circ\text{C}$; $d_k = 855$

г/кг сух. возд., $\theta_k = 87 \text{ }^\circ\text{C}$. По I – d диаграмме находим парциальное давление водяных паров $p_n = 90 \text{ кН/м}^2$. Построение действительного процесса сушки приведено на рис.3.7.

Начальное количество теплоносителя

$$G_{п.г.} = \frac{G_{в.и} \cdot 1000}{d_k - d_1} = \frac{3132,8 \cdot 1000}{855 - 127,3} = 4305 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Начальная расчетная температура теплоносителя

$$t_{1p} = t_n - \frac{(0,92G_{а.с.}^{общ} + 4,19G_{вл.ш.}) \cdot (\theta_k - \theta_n)}{G_{п.г.} \left(1 + 1,97 \cdot \frac{d_1}{1000} \right)}$$

$$= 1500 - \frac{(0,92 \cdot 3646 + 4,19 \cdot 3365,5) \cdot (87 - 37)}{4305 \cdot \left(1 + 1,97 \cdot \frac{127,3}{1000} \right)} = 1338 \text{ }^\circ\text{C}$$

Средняя разность температур

$$\Delta t_{cp} = \frac{t_{1p} - t_k}{\ln \frac{t_{1p} - \theta_k}{t_k - \theta_k}} = \frac{1338 - 150}{\ln \frac{1338 - 87}{150 - 87}} = 398 \text{ }^\circ\text{C}$$

Находим расстояние Δh от уровня установки форсунок до уровня отбора отработанного теплоносителя при подаче шликера снизу вверх из формулы

$$\frac{\Delta t_{cp}}{t_{1p}^{0,75}} = \frac{r}{(105,5 \pm 6,35 \Delta h) p^{0,1}} \left(0,083 - \frac{2,17 \cdot \omega_n}{\omega_{ш}^2} \right)$$

Здесь r – теплота испарения

$$r = r_0 + c_n t_k - c_{возд.} \theta_k, \text{ кДж/кг}$$

где $r_0 = 2493 \text{ кДж/кг}$ – скрытая теплота парообразования водяного пара при $0 \text{ }^\circ\text{C}$; $c_n = 1,97 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ – удельная теплоемкость водяных паров; $c_v = 4,19 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ – удельная теплоемкость воды.

Получаем:

$$r = 2493 + 1,97 \cdot 150 - 4,19 \cdot 87 = 2428,32 \text{ кДж/кг};$$

$$\frac{398}{1500^{0,75}} = \frac{2428,32}{(105,5 \pm 6,35 \cdot \Delta h) 1,05^{0,1}} \left(0,083 - \frac{2,17 \cdot 6}{48^2} \right),$$

откуда $\Delta h = 1,2362 \text{ м}$. Принимаем: $\Delta h = 1,24 \text{ м}$.

Найденное значение Δh удовлетворяет требованиям [26, с.182], в соответствии с которыми величина Δh должна находиться в пределах от 0,82 до 1,34 м.

Общая высота сушильной камеры

$$H = \Delta h_k + \Delta h_{отб} + \Delta h = 5,6 + 1,7 + 1,24 = 8,54 \text{ м}$$

Принимаем $H = 8,6 \text{ м}$.

Отношение высоты цилиндрической части сушильной камеры к ее общей высоте составляет:

$$i_k = \frac{H_{ц}}{H} = 0,55 \div 0,7$$

Принимая $i_k = 0,65$, находим высоту цилиндрической части сушильной камеры

$$H_{ц} = i_k \cdot H = 0,65 \cdot 8,54 = 5,6 \text{ м.}$$

Высота конусной части сушильной камеры

$$H_k = H - H_{ц} = 8,6 - 5,6 = 3 \text{ м.}$$

Сушильная камера обычно изготавливается из листовой нержавеющей стали типа Х13 или Х25Т толщиной 4 – 5 мм.

Снаружи камера покрывается теплоизоляцией, выполненной из минераловатных плит, и обшивается дюралюминиевыми листами толщиной 1мм.

Основные конструктивные размеры распылительной сушилки, полученные в результате расчетов, показаны на рис.3.8.

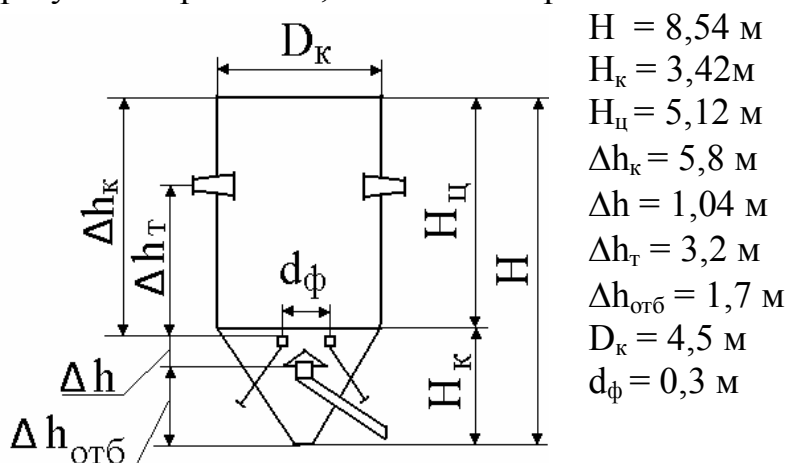


Рис.3.8. Схема распылительной сушилки

Определение расходов тепла на процесс сушки

В реальном процессе сушки материала в распылительной сушилке имеют место потери теплосодержания теплоносителя. Для расчета действительного процесса сушки определяем расход тепла в сушилке на нагрев материала и потери тепла в окружающую среду.

Расход тепла на нагрев сухой массы материала

$$Q_M = G_{a.c.}^{общ.} \cdot c_s (\theta_k - \theta_n) = 3646 \cdot 0,921 \cdot (87 - 37) = 167898,3 \text{ кДж/ч.}$$

Расход тепла на нагрев остаточной влаги в материале

$$Q_{ост} = G_{ост} \cdot c_{возд} (\theta_k - \theta_n) = 232,7 \cdot 4,19 \cdot (87 - 37) = 48750,7 \text{ кДж/ч.}$$

Расход тепла на нагрев готового порошка

$$Q_{г.п.} = Q_M + Q_{ост.} = 167898,3 + 48750,65 = 216648,95 = 216649 \text{ кДж/ч.}$$

Расход тепла на нагрев и испарение влаги из материала

$$Q_{исп} = G_{в.и.} (r_0 + c_{п.т.} - c_{воз.} \theta_n) = 31328 \cdot (2493 + 1,97 \cdot 150 - 4,19 \cdot 37) = 8250135 \text{ кДж/ч.}$$

Тепло, уходящее с отработанным теплоносителем,

$$Q_{отб} = G_{i.a.} t_e \left(1 + 1,97 \frac{d_1}{1000} \right) = 4305 \cdot 150 \cdot \left(1 + 1,97 \frac{127}{1000} \right) = 807691,8 \frac{\text{кДж}}{\text{ч.}}$$

Расход тепла на сушку

$$Q_T = Q_{г.п.} + Q_{ост} + Q_{исп} + Q_{ух} =$$

$$= 216649 + 48750,7 + 8250135 + 807691,8 = 9323226,5 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}.$$

Удельный расход тепла на сушку, отнесенный к 1 кг испаренной влаги,

$$q_{г.вл}^{\text{вл}} = \frac{Q_T}{G_{в.и.}} = \frac{9323226,45}{3132,8} = 2976 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

В соответствии с работами [10,17,18], удельный расход тепла на сушку шликера в распылительной сушилке находится в пределах $2900 \div 4000$ кДж/кг вл. Найденное значение удельного расхода тепла находится в указанном диапазоне.

Удельный расход воздуха на сушку равен:

$$g_w = \frac{G_{г.в.}}{G_{г.в.}} = \frac{4305}{3132,8} = 1,3743 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Затем определяем потери тепла в окружающую среду через ограждающие конструкции – потолок, цилиндрическую и конусную части сушилки.

Тепловой поток через потолок. Принимаем, что потолок сушилки выполнен из листовой стали толщиной $\delta_1 = 5$ мм с теплоизоляционным слоем минеральной ваты толщиной $\delta_2 = 120$ мм и наружным ограждением из дюралюминиевых листов толщиной $\delta_3 = 1$ мм.

Принимаем температуру для внутренней поверхности потолка $t_{п} = 400$ °С.

Площадь потолка составляет:

$$F_{п} = \frac{\pi \cdot D_{к}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 4,8^2}{4} = 18,1 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплопередачи

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи от внутренней среды к внутренней поверхности потолка, $\alpha_1 = 23,2$ Вт/(м² · К); α_2 – коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности потолка в окружающую среду, $\alpha_2 = 17,4$ Вт/(м² · К); $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$ – коэффициенты теплопроводности стали, минеральной ваты и дюралюминия соответственно, $\lambda_1 = 58$ Вт/(м · К), $\lambda_2 = 0,08$ Вт/(м · К), $\lambda_3 = 200$ Вт/(м · К).

Получаем:

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{23,2} + \frac{0,005}{58} + \frac{0,12}{0,08} + \frac{0,001}{200} + \frac{1}{17,4}} = 0,62 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Тепловой поток через потолок

$$Q_1 = K_1 \cdot F_{п} \cdot (t_{п} - t_{воз}) = 0,62 \cdot 18,1 \cdot (400 - 20) = 4264,4 \text{ Вт}.$$

Тепловой поток через цилиндрическую часть сушилки. Принимаем, что цилиндрическая часть сушилки выполнена из листовой стали толщиной $\delta_1 = 5$

мм с теплоизоляционным слоем минеральной ваты толщиной $\delta_2 = 120$ мм и наружным ограждением из дюралюминиевых листов толщиной $\delta_3 = 1$ мм.

Принимаем температуру для внутренней поверхности цилиндрической части сушилки $t_{ц.ч.} = 300$ °С.

Площадь цилиндрической части сушилки составляет:

$$F_{ц} = \pi \cdot D_{к} \cdot H_{ц} = 3,14 \cdot 4,8 \cdot 5,6 = 84,4 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплопередачи

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи от внутренней среды к внутренней поверхности стенки, $\alpha_1 = 25,5$ Вт/(м² · К); α_2 – коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности потолка в окружающую среду, $\alpha_2 = 15,7$ Вт/(м² · К).

Получаем

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{25,5} + \frac{0,005}{58} + \frac{0,12}{0,08} + \frac{0,001}{200} + \frac{1}{15,7}} = 0,62 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Тепловой поток через цилиндрическую часть сушилки

$$Q_2 = K_2 F_{ц} \cdot (t_{ц.ч.} - t_{возд.}) = 0,62 \cdot 84,4 \cdot (300 - 20) = 14651,84 \text{ Вт}.$$

Тепловой поток через коническую часть сушилки. Принимаем, что коническая часть сушилки выполнена из листовой стали толщиной $\delta_1 = 5$ мм с теплоизоляционным слоем минеральной ваты толщиной $\delta_2 = 60$ мм и наружным ограждением из дюралюминиевых листов толщиной $\delta_3 = 1$ мм.

Принимаем температуру для внутренней поверхности цилиндрической части сушилки $t_{к.ч.} = 200$ °С.

Площадь конической части сушилки составляет:

$$F_{\epsilon} = \frac{\pi \cdot D_{\epsilon}}{2} \sqrt{1_{\epsilon}^2 + \frac{D_{\epsilon}^2}{4}} = \frac{3,14 \cdot 4,8}{2} \cdot \sqrt{3^2 + \frac{4,8^2}{4}} = 28,95 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплопередачи

$$K_3 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

где α_1 – коэффициент теплоотдачи от внутренней среды к внутренней поверхности стенки, $\alpha_1 = 23,2$ Вт/(м² · К); α_2 – коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности стенки в окружающую среду, $\alpha_2 = 15,7$ Вт/(м² · К).

Получаем

$$K_3 = \frac{1}{\frac{1}{23,2} + \frac{0,005}{58} + \frac{0,06}{0,08} + \frac{0,001}{200} + \frac{1}{15,7}} = 1,17 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Тепловой поток через коническую часть сушилки

$$Q_3 = K_3 F_{к} \cdot (t_{к.ч.} - t_{возд.}) = 1,17 \cdot 28,95 \cdot (200 - 20) = 6097,4 \text{ Вт}.$$

Суммарный тепловой поток в окружающую среду

$$Q^* = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 4264,4 + 14651,84 + 6097,4 = 25013,64 \text{ Вт}$$

или

$$Q^* = \frac{Q^* \cdot 3600}{1000} = \frac{25013,64 \cdot 3600}{1000} = 90049,1 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$$

Потери теплоты в окружающую среду, отнесенные к 1 кг испаренной влаги,

$$q_{\text{окр.}}^* = \frac{Q^*}{G_{\text{в.и.}}} = \frac{90049,1}{3132,8} = 28,74 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Уточняем удельный расход тепла

$$q_{\text{т}}^* = q_{\text{т}}^{\text{вл}} - q_{\text{окр}}^{\text{вл}} + q_{\text{окр}}^* = 2976 - 236 + 28,74 = 2768,74 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Расход природного газа

$$B = \frac{q_{\text{д}}^* \cdot G_{\text{а.э.}}}{Q_{\text{и}}^{\text{д}}} = \frac{2768,76 \cdot 3132,8}{35486} = 244,4 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Тепловой баланс распылительной сушилки

На основании выполненных расчетов составляем тепловой баланс сушилки, который сведен в табл. 3.17

Таблица 3.17

Тепловой баланс распылительной сушилки

Наименование статьи	Количество тепла			Наименование статьи	Количество тепла		
	$\frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг вл.}}$	%		$\frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг вл.}}$	%
Приход тепла				Расход тепла			
1	2	3		4	5	6	7
1. Тепло теплоносителя, поступающего на сушилку $Q_{\text{т}}$	9323226,45	2976	100	Нагрев готового продукта $Q_{\text{г.п.}}$	216649	69,15	2,32
				Потери тепла в окружающую среду Q^*	90049,1	28,74	0,97
				Испарение влаги из материала $Q_{\text{исп}}$	8250135	2633,5	88,49
				Тепло, уходящее с отработанным воздухом, $Q_{\text{ух}}$	807691,8	257,82	8,66
				Невязка баланса	- 41298,45	-13,2	-0,44
Итого:	9323226,45	2976	100	Итого:	9323226,45	2976	100

Вспомогательное оборудование к распылительной сушилке

Горелочные устройства

С точки зрения обеспечения симметричного обогрева устанавливают четное число горелок (4, 6, 8 или 12). Часовой расход газообразного топлива находится с 15 – 25 %-м запасом.

Тогда

$$B_{н.ч} = 1,2 \cdot B = 1,2 \cdot 244 = 293,28 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Принимаем к установке горелки типа ИГК-60-М [16] производительностью $Q_{г} = 34 \text{ м}^3/\text{ч}$. Количество горелок составит:

$$N_{г} = \frac{B_{н.ч}}{Q_{г}} = \frac{293,28}{34} = 6.$$

Принимаем 6 горелок.

Вентилятор для отбора отработанных газов

Количество отработанных газов $V_{ух}$ складывается из объема пара, получившегося в результате сушки суспензии, объема продуктов сгорания топлива с учетом избыточного воздуха и объема пара, содержащегося в исходном воздухе.

$$\begin{aligned} V'_{ух} &= \frac{G_{в.и.}}{0,8} + B \cdot [V_0 + L_0 \cdot (\alpha - 1)] + \frac{B \cdot L_0 \cdot \alpha \cdot d_0 \cdot 10^{-3}}{0,8} = \\ &= \frac{3132,8}{0,8} + 244,2 \cdot [10,64 + 9,42 \cdot (1,73 - 1)] + \frac{244,4 \cdot 9,42 \cdot 1,73 \cdot 13 \cdot 10^{-3}}{0,8} = 8261,8 \text{ м}^3/\text{ч}. \end{aligned}$$

Действительный объем влажных газов, уходящих из распылительной сушилки при температуре $150 \text{ }^{\circ}\text{C}$,

$$V_{газ} = V'_{ух} \cdot \left(1 + \frac{t_{к} - t_{воз}}{273}\right) = 8261,8 \cdot \left(1 + \frac{150 - 20}{273}\right) = 12196 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Для отсасывания дымовых газов из распылительной сушилки используется центробежный вентилятор. Подбор вентилятора производится по номограмме [20], которая устанавливает зависимость между производительностью $V_{газ}$, полным давлением h , а также КПД при определенном числе оборотов рабочего колеса и температуре отработанного теплоносителя. Данная номограмма составлена для плотности воздуха $\rho_{воз} = 1,2 \text{ кг/м}^3$, т.е. при температуре $t_{возд} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Подбираем вентилятор для подачи теплоносителя в количестве $V_{газ} = 12196 \text{ м}^3/\text{ч}$ и создаваемым полным давлением $h_{20} = 900 \text{ Н/м}^2$.

Учитываем, что при подаче горячего воздуха с другой плотностью давление его изменяется пропорционально изменению плотности

$$h_p = h_{20} \cdot \frac{\rho_t}{\rho_{воз}} \text{ Н/м}^2,$$

где h_p – расчетное давление при данной плотности воздуха; h_{20} – давление, создаваемое вентилятором при плотности воздуха $\rho_{\text{воз}} = 1,2 \text{ кг/м}^3$, ρ_t – плотность горячего воздуха, кг/м^3 .

Плотность нагретого воздуха

$$\rho_t = \frac{\rho_{\text{воз}}}{1 + \frac{t_n}{273}} = \frac{1,2}{1 + \frac{150}{273}} = 0,774 \quad \text{кг/м}^3.$$

Расчетное давление с учетом действительной температуры газа составит

$$h_p = 900 \cdot \frac{1,2}{0,774} = 1400 \quad \text{Н/м}^2.$$

Величина h_p служит для подбора вентилятора с помощью номограммы, приведенной в приложении или. Выбираем вентилятор № 5, для которого пересечение линии давления 1400 н/м^2 в верхней части номограммы с вертикалью $12500 \text{ м}^3/\text{ч}$ дает КПД $\eta_v = 0,62$ и число оборотов в мин. $n = 1440$.

Мощность на валу электродвигателя рассчитывается по следующей формуле:

$$N_{\text{дв}} = \frac{V_{\text{воз}} \cdot h_p}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_v \cdot \eta_{\text{п}}} \quad \text{кВт},$$

где $\eta_{\text{п}}$ – КПД передачи, который в зависимости от вида передачи имеет следующие значения:

$\eta_{\text{п}} = 0,98$ – КПД передачи при помощи эластичной муфты;

$\eta_{\text{п}} = 0,95$ – КПД клиноременной передачи;

$\eta_{\text{п}} = 0,90$ – КПД плоскоременной передачи.

Принимаем соединение вентилятора с двигателем при помощи эластичной муфты. Тогда

$$N_{\text{дв}} = \frac{12500 \cdot 1400}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,62 \cdot 0,98} = 8 \quad \text{кВт}.$$

Установочная мощность двигателя при значении коэффициента запаса мощности $k = 1,15$ равна:

$$N_{\text{уст}} = k \cdot N_{\text{дв}} = 1,15 \cdot 8 = 9,2 \quad \text{кВт}.$$

По значениям $N_{\text{уст}}$ и n выбираем короткозамкнутый асинхронный электродвигатель.

Циклоны

Циклон для очистки запыленного газа после распылительной сушилки подбирается по действительному объему отходящих газов, равному $V_{\text{газ}} = 12196 \text{ м}^3/\text{ч}$.

По номограмме (прил. рис.4.5) для производительности одного циклона $G_{\text{ц}} = 13000 \text{ м}^3/\text{ч}$ и выбранном отношении $\Delta p/(\rho_{\text{см}} \cdot g) = 60$ диаметр циклона ЦН – 24 составит $D = 900 \text{ мм}$.

На установке используем циклон НИИОГАЗ типа ЦН-24 диаметром 900 мм.

3.5. Расчет сушилки с кипящим слоем для сушки сульфата аммония

Задание

Рассчитать сушилку кипящего слоя производительностью по сухому сульфату аммония 7000 кг/ч. Процесс сушки производится подогретым воздухом.

Исходные данные для расчёта

Высушенный материал – сульфат аммония – $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

Производительность по высушенному материалу, $G_2 = 7000$ кг/ч

Влажность материала: начальная, $\omega_1 = 6$ мас.%

конечная, $\omega_2 = 0,3$ мас.%

Размер кристаллов $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$: $d_c = 1,0$ мм

Температура влажного материала: начальная $t_M^H = 10$ °C,

конечная $t_M^K = 85$ °C

Теплоемкость сухого материала, $c_M = 1,75$ кДж/кг °C

Плотность материала: истинная, $\rho = 1770$ кг/м³

насыпная, $\rho_{\text{нас}} = 800$ кг/м³

Сушильный агент – воздух.

Температура воздуха: на входе $t_r^H = 150$ °C,

на выходе $t_r^K = 90$ °C

Параметры наружного воздуха:

температура, $t_0 = 10$ °C;

относительная влажность, $\varphi_0 = 80$ %;

влажностное содержание, $d_0 = 6,5$ г/кг сух. воз.

Тепловые потери сушилкой составляют 2,5 % от расхода тепла в калорифере.

Выбор конструкции сушилки. Факторы, влияющие на выбор конструкции сушилки

Состояние высушиваемого материала: сыпучий, комкующийся при влажном состоянии. При небольшом соотношении размеров зерен можно выбрать аппарат постоянного сечения, не опасаясь выноса материала из слоя. Указанные факторы позволяют предварительно выбрать однокамерный сушильный аппарат.

Выбор и определение основных параметров сушки

Чтобы избежать разложения высушиваемого сульфата аммония и налипания его на стенки аппарата, температуру воздуха на входе в сушилку выбираем ниже температуры полного разложения соли ($t_p = 518$ °C) и равной $t_r^H = 110$ °C. Температуру паровоздушной смеси на выходе из сушилки выбираем

равной 90 °С, что позволит достаточно полно использовать тепло сушильного агента.

Материальный баланс сушилки

Количество влажного материала, поступившего на сушку:

$$G_1 = G_2 \frac{100 - \omega_2}{100 - \omega_1} = 7000 \frac{100 - 0,4}{100 - 6} = 7424 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} = 2,062 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Количество удаляемой влаги:

$$W = G_1 - G_2 = 7424 - 7000 = 424 \text{ кг/ч} = 0,118 \text{ кг/с}.$$

Тепловой расчёт сушилки

Внутренний тепловой баланс сушилки:

$$\Delta = c_{\text{H}_2\text{O}} t_{\text{M}}^{\text{H}} + q_{\text{доп}} - (q_{\text{T}} + q_{\text{M}} + q_{\text{П}}),$$

где Δ – разность удельных расходов теплоты в действительной и в теоретической сушилке;

$c_{\text{H}_2\text{O}}$ - теплоёмкость воды во влажном материале при температуре t_{M}^{H} , кДж/кг °С;

$q_{\text{доп}}$ - удельный дополнительный подвод тепла в сушилку, кДж/кг вл., $q_{\text{доп}} = 0$;

q_{T} - удельный расход тепла в сушилке с транспортными устройствами, кДж/кг вл., $q_{\text{T}} = 0$;

q_{M} - удельный расход тепла в сушилке с высушиваемым материалом, кДж/кг вл.;

$q_{\text{П}}$ - удельные потери тепла в окружающую среду, кДж/кг вл.

Для расчёта теплового баланса сушилки необходимо изобразить процесс сушки на диаграмме I – d. (рис.3.9) Построение начинается с нахождения точки А, координаты которой соответствуют начальным параметрам воздуха перед входом в калорифер ($t_0 = 10$ °С; $\phi_0 = 80$ %; $d_0 = 6,5$ г/кг сух. возд.). Точка В характеризует параметры нагретого воздуха после калорифера ($t_{\text{r}}^{\text{H}} = 150$ °С, $I_1 = 171$ кДж/кг, $d_0 = d_1 = 6,5$ г/кг сух. Воз.). Линия АВ характеризует подогрев воздуха в калорифере.

Для определения действительного влагосодержания воздуха на выходе из сушилки необходимо построить теоретический (линия ВС') и действительный (линия ВС) процессы сушки. Теоретический процесс сушки (адиабатическая сушка при $\Delta = 0$) совпадает с линией постоянного теплосодержания и ограничивается линией изотермы со значением температуры $t_{\text{r}}^{\text{K}} = 90$ °С.

Точка С' характеризуется параметрами воздуха на выходе из теоретической сушилки ($I_1 = 167$ кДж/кг, $t_{\text{r}}^{\text{K}} = 90$ °С, $d_2' = 30$ г/кг сух. возд.).

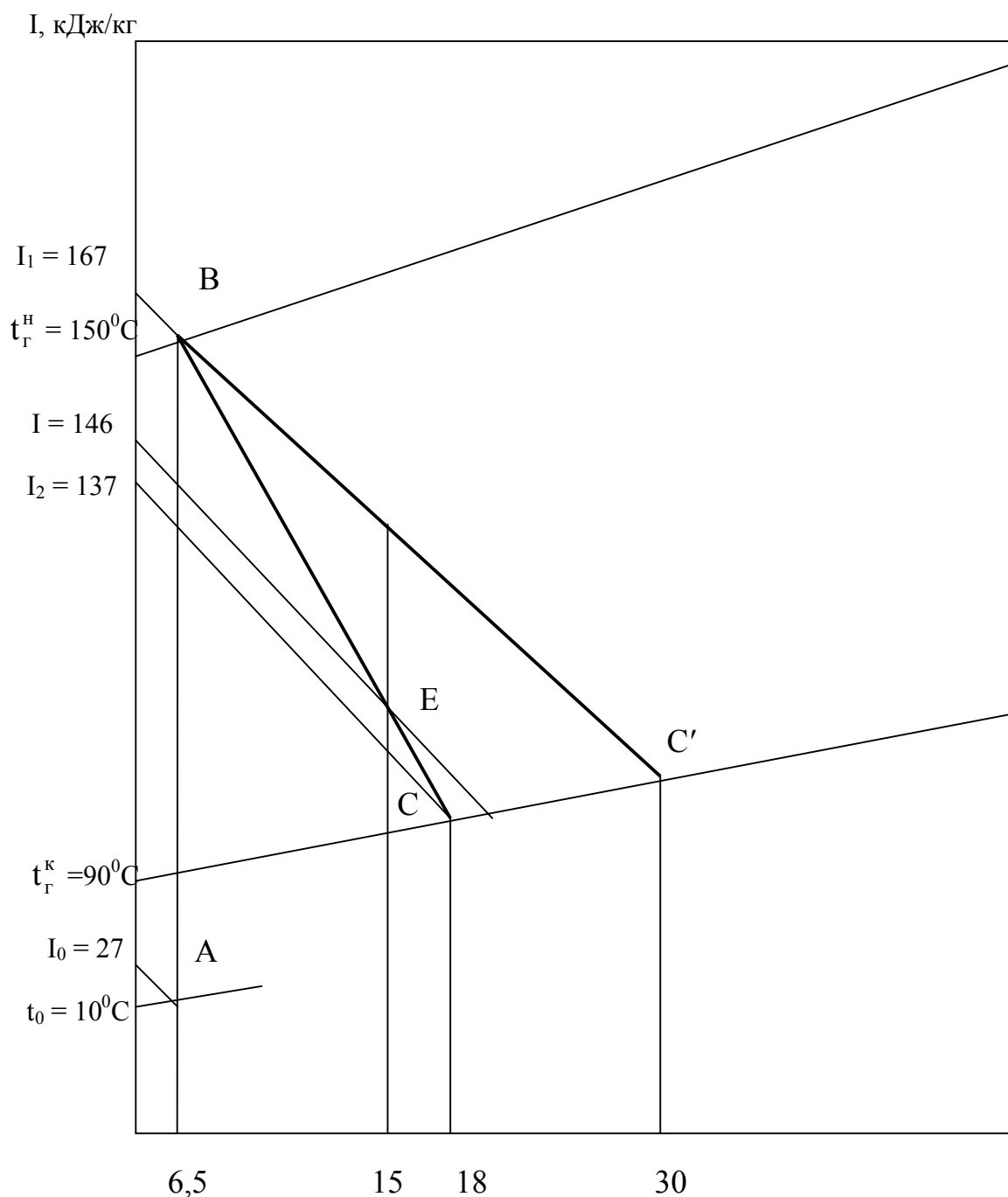


Рис.3.9. Графическое изображение процесса сушки на I – d диаграмме

Удельный расход тепла в теоретической сушилке:

$$q_{\text{теор}} = \frac{I_1 - I_0}{d'_2 - d_0} = \frac{167 - 27}{0,03 - 0,0065} = 5946 \frac{\text{кДж}}{\text{кг вл.}}$$

Принимаем удельную потерю теплоты $q_{\text{пот}}$ в размере 5 % от $q_{\text{теор}}$

$$q_{\text{пот}} = 0,05 \cdot 5946 = 297 \frac{\text{кДж}}{\text{кг вл.}}$$

Определяем удельные затраты тепла на нагрев материала

$$q_{\text{м}} = G_2 c_{\text{м}} (t_{\text{м}}^{\text{к}} - t_{\text{м}}^{\text{н}}) / W = \frac{7000 \cdot 1,75 (85 - 10)}{424} = 2164 \frac{\text{кДж}}{\text{кг вл.}}$$

Тогда разность между удельными потоками теоретической и действительной сушилок Δ составит:

$$\Delta = q_m + q_{\text{пот}} - c_{\text{H}_2\text{O}} t_m^{\text{H}} = 2164 + 297 - 4,19 \cdot 10 = 2420 \frac{\text{кДж}}{\text{кг вл.}}$$

С целью определения наклона линии действительного процесса сушки ВС необходимо задаться значением влагосодержания воздуха в интервале между d_0 и d_2 . Принимаем $d = 0,02$ кг/кг сух. возд.

В этом случае энтальпию воздуха находим по формуле:

$$I = I_1 - \Delta(d - d_0) = 167 - 2420(0,015 - 0,0065) = 146 \frac{\text{кДж}}{\text{кг сух. воз.}}$$

По найденным параметрам воздуха I и d находим точку пересечения E . Через точки B и E проводим линию действительного процесса сушки BC . Точка C характеризует действительные параметры воздуха на выходе из сушилки ($t_{\text{r}}^{\text{K}} = 90$ °С, $I_2 = 137$ кДж/кг сух.возд., $d_2 = 0,018$ кг/кг сух.возд.).

Расход сухого воздуха на сушку:

$$L = \frac{W}{d_2 - d_0} = \frac{0,118}{0,018 - 0,0065} = 9,842 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Принимаем расход сухого воздуха на сушку 9,842 кг/с или 35430 кг/ч.

Удельный расход воздуха:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{9,842}{0,118} = 83,472 \frac{\text{кг сух. возд.}}{\text{кг вл.}}$$

Средняя температура воздуха в сушилке:

$$t_{\text{r}}^{\text{cp}} = \frac{t_{\text{r}}^{\text{H}} + t_{\text{r}}^{\text{K}}}{2} = \frac{150 + 90}{2} = 120$$
 °С

Среднее влагосодержание воздуха в сушилке

$$d_{\text{cp}} = \frac{d_0 + d_2}{2} = \frac{0,0065 + 0,018}{2} = 0,012 \frac{\text{кг вл.}}{\text{кг сух.возд.}}$$

Средняя плотность воздуха $\rho_{\text{r}}^{\text{cp}}$ и водяных паров $\rho_{\text{в.п.}}$ равна

$$\rho_{\text{r}}^{\text{cp}} = \frac{M_{\text{с.в.}}}{V_0} \cdot \frac{T_{\text{в}}}{T_0 + t_{\text{cp}}} = \frac{29}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 120} = 0,889 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$$\rho_{\text{в.п.}} = \frac{M_{\text{в.п.}}}{V_0} \cdot \frac{T_{\text{в}}}{T_0 + t_{\text{cp}}} = \frac{18}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 120} = 0,558 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Средняя объёмная производительность по воздуху:

$$V_{\text{сек}} = \frac{L}{\rho_{\text{cp}}} + d_{\text{cp}} \cdot \frac{L}{\rho_{\text{в.п.}}} = \frac{9,842}{0,899} + 0,012 \cdot \frac{9,842}{0,558} = 11,164 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 40190 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Тепловой баланс сушилки

Статьи прихода тепла:

- с атмосферным воздухом:

$$q_0 = l \cdot J_0 = 83,472 \cdot 27 = 2218 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

- с влагой материала:

$$q_B = C_d \cdot t_M^H = 4,19 \cdot 10 = 42 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

- с материалом:

$$q_M = \frac{G_2}{W} C_M \cdot t_M^H = \frac{7000}{424} \cdot 1,75 \cdot 10 = 289 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

- с воздухом после калорифера:

$$q_K = l(J_1 - J_0) = 83,472(167 - 27) = 11690 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Суммарный приход тепла 14239 кДж/кг.

Статьи расхода тепла:

- с отработанным воздухом:

$$q_{2B} = l I_2 = 83,472 \cdot 137 = 11450 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

- с высушенным материалом:

$$q_{2M} = \frac{G_2}{W} C_M \cdot t_M^K = \frac{7000}{424} \cdot 1,75 \cdot 85 = 2453 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

- потери в окружающую среду:

$$q_{\Pi} = 297 \text{ кДж/кг.}$$

Суммарный расход тепла 14200 кДж/кг.

Все статьи прихода и расхода тепловой энергии сведены в табл.3.18

Таблица 3.18

Тепловой баланс сушилки КС

Наименование статьи	Количество тепла	
	кДж/кг вл.	%
Приход тепла		
Тепло, вносимое атмосферным воздухом, q_0	2218	15,57
Тепло, вносимое влагой материала, q_B	42	0,29
Тепло, вносимое материалом q_M	289	2,06
Тепло, вносимое воздухом после калорифера q_K	11690	82,07
Итого	14239	100
Расход тепла		
С отработанным воздухом, q_{2B}	11450	80,39
С высушенным материалом, q_{2M}	2497	17,53
Потери в окружающую среду, q_{Π}	297	2,09
Невязка баланса	+ 39	+ 0,27
Итого	14239	100

В случае, если невязка теплового баланса имеет большее значение, то необходимо задаться новыми величинами параметров отработанного сушильного агента и повторить расчет.

Определение основных характеристик кипящего слоя и размеров аппарата

Динамическая вязкость воздуха при средней температуре 120 °С:

$$\mu = 0,023 \text{ сПз} = 0,023 \cdot 10^{-3} \text{ н} \cdot \text{с}/\text{м}^2 = 0,023 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Плотность воздуха: $\rho_{\Gamma}^{\text{cp}} = 0,9 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Критерий Архимеда:

$$\text{Ar} = \frac{d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{м}} \rho_{\Gamma}^{\text{cp}} g}{\mu^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9} \cdot 1,77 \cdot 10^3 \cdot 0,9 \cdot 9,81}{0,023^2 \cdot 10^{-6}} = 29541.$$

Критерий Рейнольдса ($\text{Re}_{\text{кр}}$)

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22 \sqrt{\text{Ar}}} = \frac{29541}{1400 + 5,22 \sqrt{29541}} = 12,86.$$

Начальная скорость псевдооживления:

$$W_{\text{кр}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр}} \mu}{\rho_{\Gamma}^{\text{cp}} d_{\text{ч}}} = \frac{12,86 \cdot 0,023 \cdot 10^{-3}}{0,9 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 0,329 \text{ м}/\text{с}.$$

Критерий Рейнольдса ($\text{Re}_{\text{вит}}$):

$$\text{Re}_{\text{вит}} = \frac{\text{Ar}}{18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar}}} = \frac{29541}{18 + 0,61 \sqrt{29541}} = 240,5.$$

Скорость витания (уноса):

$$W_{\text{вит}} = \frac{\text{Re}_{\text{вит}} \mu}{\rho_{\Gamma}^{\text{cp}} d_{\text{ч}}} = \frac{240,5 \cdot 0,023 \cdot 10^{-3}}{0,9 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 6,15 \text{ м}/\text{с}.$$

По опытным данным число псевдооживления $K_w = 1,45$.

Определяем рабочую скорость воздуха в сушилке

$$W_{\text{раб}} = K_w W_{\text{кр}} = 1,45 \cdot 0,329 = 0,477 \text{ м}/\text{с}.$$

Принимаем $W_{\text{раб}} = 0,5 \text{ м}/\text{с}$.

Находим рабочее значение критерия Рейнольдса ($\text{Re}_{\text{раб}}$):

$$\text{Re}_{\text{раб}} = \frac{W_{\text{раб}} d_{\text{ч}} \rho_{\Gamma}^{\text{cp}}}{\mu} = \frac{0,5 \cdot 1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,9}{0,023 \cdot 10^{-3}} = 20.$$

Находим порозность неподвижного слоя:

$$\varepsilon_0 = \left(\frac{18 \text{Re}_{\text{кр}} + 0,36 \text{Re}_{\text{кр}}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21} = \left(\frac{18 \cdot 12,86 + 0,36 \cdot 12,86^2}{29541} \right)^{0,21} = 0,38.$$

Порозность кипящего слоя:

$$\varepsilon_{\text{раб}} = \left(\frac{18 \text{Re}_{\text{раб}} + 0,36 \text{Re}_{\text{раб}}^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21} = \left(\frac{18 \cdot 20 + 0,36 \cdot 20^2}{29541} \right)^{0,21} = 0,43.$$

Определяем диаметр аппарата:

$$D_{\text{ап}} = \sqrt{\frac{V_{\text{сек}}}{0,785 \cdot W_{\text{раб}}}} = \sqrt{\frac{13,8}{0,785 \cdot 0,477}} = 6 \text{ м}.$$

Сечение аппарата на уровне решётки:

$$S_{\text{реш}} = \frac{V_{\text{сек}}}{W_{\text{раб}}} = \frac{13,8}{0,477} = 29 \text{ м}^2.$$

Исходя из опытных данных, время сушки сульфата аммония в слое (с учётом первого и второго периодов) $\tau_{\text{сл}} = 1$ ч.

Тогда масса слоя в аппарате составит

$$G_{\text{сл}} = G_2 \cdot \tau_{\text{сл}} = 7000 \cdot 1 = 7000 \text{ кг}.$$

Объём неподвижного слоя:

$$V_{\text{сл}} = \frac{G_{\text{сл}}}{\rho_{\text{нас}}} = \frac{7000}{800} = 8,75 \text{ м}^3.$$

Высота неподвижного слоя:

$$H_0 = \frac{V_{\text{сл}}}{S_{\text{реш}}} = \frac{8,75}{29} = 0,3 \text{ м}.$$

Высота кипящего слоя:

$$H = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{\text{раб}}} = 0,3 \cdot \frac{1 - 0,38}{1 - 0,43} = 0,33 \text{ м}.$$

По опытным данным высоту аппарата принимаем в 6 раз больше высоты кипящего слоя.

$$H_{\text{ап}} = 0,33 \cdot 6 = 1,98 \text{ м} \approx 2 \text{ м}.$$

В связи с тем, что площадь аппарата в сечении решётки составляет около 30 м^2 , с практической точки зрения для сушки мелкодисперсного сульфата аммония необходимо выбрать аппарат прямоугольного сечения, конструкция которого приведена в разделе 1.2.3.

Определяем гидравлическое сопротивление аппарата, которое складывается из сопротивлений слоя $\Delta p_{\text{сл}}$ и решётки $\Delta p_{\text{реш}}$.

Сопротивление аппарата:

$$\Delta p_{\text{ап}} = \Delta p_{\text{сл}} + \Delta p_{\text{реш}}.$$

Сопротивление слоя

$$\Delta p_{\text{сл}} = \rho_{\text{м}} (1 - \varepsilon_0) g H_0 = 1770 (1 - 0,38) 9,81 \cdot 0,3 = 3230 \text{ Па}.$$

Скорость воздуха в отверстиях решётки при живом сечении $\varphi = 0,05$:

$$\omega_{\text{отв}} = \frac{W_{\text{раб}}}{\varphi} = \frac{0,5}{0,05} = 10 \text{ м/с}.$$

Исходя из промышленной практики, примем диаметр отверстий решётки 4 мм ($d_{\text{отв}} = 0,004$ м), а толщину решётки 10 мм ($\delta_{\text{р}} = 0,01$ м). При $\frac{d_{\text{отв}}}{\delta} = 0,4$ по графику (см. рис.1.4) находим $C = 0,63$.

Сопротивление решётки

$$\Delta P_{\text{реш}} = \frac{0,503 \rho_{\text{г}}^{\text{сп}} \omega_{\text{отв}}^2 \cdot (1 - \varphi^2)}{C^2} = \frac{0,503 \cdot 0,9 \cdot 10^2 (1 - 0,05^2)}{0,63^2} = 114 \text{ Па}.$$

Сопротивление аппарата:

$$\Delta p_{\text{ап}} = 3230 + 114 = 3344 \text{ Па}.$$

Расчет и выбор оптимальных параметров газораспределительной решетки.

В качестве газораспределительного устройства чаще всего используют перфорированные решетки. При этом в зависимости от забиваемости и проскока твёрдой фазы через отверстия принимают следующие их диаметры, мм: 2,0; 2,2; 2,5; 2,8; 3,2; 3,6; 4,0; 4,5; 5,0; 5,6.

Наиболее предпочтительным является способ расположения отверстий в распределительной решётке по вершинам правильных шестиугольников или по концентрическим окружностям, обеспечивающий максимальную их компоновку (рис.3.10).

Чтобы определить количество отверстий по диагонали и сторонам шестиугольников, воспользуемся уравнением:

$$D_{\text{реш}} = t(b - 1) + 4d_{\text{отв}}, \text{ мм},$$

где $t(b - 1)$ – длина диагонали с отверстиями.

Откуда число отверстий на диагонали b составит:

$$b = \frac{D_{\text{реш}} - 4d_{\text{отв}}}{t} + 1,$$

где t – шаг между отверстиями, мм.

$$t = \sqrt{\frac{1,57 d_{\text{отв}}^2}{1,73 f_{\text{сеч.}}}} = \sqrt{\frac{1,57 \cdot 4^2}{1,73 \cdot 0,05}} = 17 \text{ мм},$$

где $f_{\text{сеч.}}$ – доля живого сечения решётки, которая по опытным данным изменяется от 3 до 10 %, $f_{\text{сеч.}} = 0,05$.

$$b = \frac{6000 - 4 \cdot 4}{17} + 1 = 353 \text{ отв.}$$

Число отверстий на стороне шестиугольника

$$b = 2a - 1,$$

откуда $a = \frac{b + 1}{2} = \frac{353 + 1}{2} = 177 \text{ отв.}$

Число шестиугольников равно

$$C = \frac{b - 1}{2} = \frac{353 - 1}{2} = 176.$$

Количество отверстий в каждом шестиугольнике равно его порядковому номеру (считая от центра аппарата), умноженному на шесть.

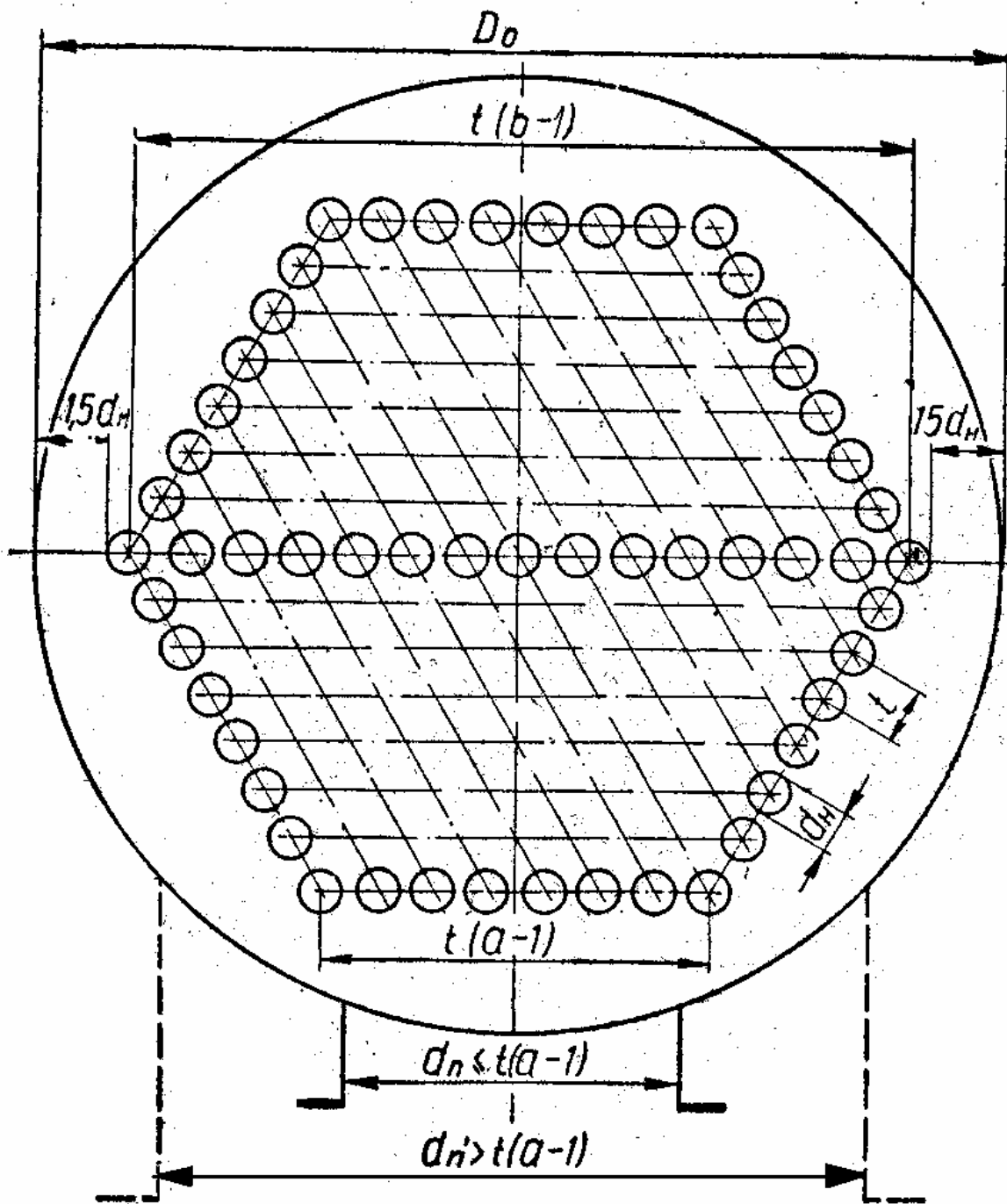


Рис.3.10. Схема размещения отверстий в газораспределительной решётке по сторонам правильных шестиугольников и концентрическим окружностям.

Следовательно, при C шестиугольниках теоретическое количество отверстий с учётом центрального отверстия

$$n = 1 + 6(1 + 2 + 3 + \dots + C) = 1 + 6 \frac{1+C}{2} C = 1 + 3C + 3C^2;$$

$$n = 1 + 3 \cdot 176 + 3 \cdot 176^2 = 93457 \text{ отв.}$$

3.6. Расчёт сушилки с кипящим слоем для сушки кварцевого песка смесью дымовых газов и воздуха

Задание

Рассчитать сушилку кипящего слоя производительностью 9000 кг/ч для сушки кварцевого песка смесью дымовых газов и воздуха

Исходные данные для расчёта:

Высушенный материал – кварцевый песок.

Производительность по высушенному материалу, $G_k = 9000$ кг/ч.

Влажность материала: начальная $\omega_n = 14$ мас.%;

конечная $\omega_k = 0,6$ мас.%;

Размер частиц песка: $d_{\text{ч}} = 1,0$ мм.

Температура влажного материала: начальная $t_m^H = 15$ °С;

конечная $t_m^K = 90$ °С.

Теплоемкость сухого материала $c_m = 0,8$ кДж/кг °С.

Плотность материала: истинная $\rho = 1500$ кг/м³;

насыпная $\rho_{\text{нас}} = 1200$ кг/м³.

Сушильный агент – смесь дымовых газов с воздухом.

Температура воздуха: на входе $t_r^H = 400$ °С;

на выходе $t_r^K = 95$ °С.

Параметры наружного воздуха:

температура $t_0 = 20$ °С;

относительная влажность $\varphi_0 = 72$ %;

влажностное содержание, $d_0 = 9,3$ г/кг сух. возд.

Расчет материального баланса

Производительность установки по влажному материалу:

$$G_i = G_k \cdot \frac{(100 - \omega_k)}{(100 - \omega_n)} = 2,5 \cdot \frac{(100 - 0,6)}{(100 - 14)} = 2,89 \text{ т/ч},$$

где G_k – производительность по сухому материалу, $G_k = 9000$ кг/ч = 2,5 кг/с.

Количество влаги, удаляемой в процессе сушки:

$$W = G_k \times \frac{(\omega_n - \omega_k)}{(100 - \omega_n)} = 2,5 \times \frac{(14 - 0,6)}{(100 - 14)} = 0,389 \text{ кг/с}.$$

Проверка материального баланса:

$$W = G_i - G_k = 2,89 - 2,5 = 0,39 \text{ кг/с}.$$

Расчет основных параметров сушильного агента

В качестве топлива используется сухой природный газ Ставропольского месторождения следующего состава (в об. %).

$\text{CH}_4 = 98$, $\text{C}_2\text{H}_6 = 0,3$, $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,1$, $\text{C}_4\text{H}_{10} = 0,1$, $\text{CO}_2 = 0,3$, $\text{N}_2 = 1,2$.

Теоретическое количество сухого воздуха, затрачиваемое на сжигание 1 кг топлива:

$$L_0 = 138 \times (0,0179 \text{ CO} + 0,248 \text{ H}_2 + 0,44 \text{ H}_2\text{S} + \sum \left(\frac{m + \frac{n}{4}}{12 \times m + n} \cdot C_m \times H_n \right));$$

$$L_0 = 138 \cdot (0,0179 \cdot 0 + 0,248 \cdot 0 + 0,44 \cdot 0 + \frac{1 + \frac{4}{4}}{12 \times 1 + 4} \cdot 0,98 + \frac{2 + \frac{6}{4}}{12 \times 2 + 6} \cdot 0,003 + \frac{3 + \frac{8}{4}}{12 \times 3 + 8} \cdot 0,001 + \frac{4 + \frac{10}{4}}{12 \times 4 + 10} \cdot 0,001) = 16,98 \text{ м}^3/\text{кг};$$

Количество тепла Q_{H}^{P} , выделяющееся при сжигании 1 м³ газа :

$$Q_{\text{Hv}}^{\text{P}} = 0,98 \cdot 35741 + 0,003 \cdot 63797 + 0,001 \cdot 91321 + 0,001 \cdot 118736 = 35427,6 \text{ кДж/м}^3,$$

где 35741, 63797, 91321, 118736 – тепловые эффекты реакций $\left(\frac{\text{кДж}}{\text{м}^3}\right)$ горения метана (CH₄), этана (C₂H₆), пропана (C₃H₈), бутана (C₄H₁₀) соответственно.

Плотность газообразного топлива:

$$\rho_{\text{T}} = \frac{\sum \tilde{N}_m \cdot H_n \cdot M_i}{V_0} \cdot \frac{T_0}{T_0 \cdot t_{\text{T}}};$$

где M_i – мольная масса топлива, кмоль/кг ;

t_{T} – температура топлива – 20 °С ;

V_0 – мольный объем, равный 22,4 м³/кмоль ;

$$\rho_{\text{T}} = \frac{(0,98 \cdot 16 + 0,003 \cdot 30 + 0,001 \cdot 58 + 0,001 \cdot 44 + 0,012 \cdot 28 + 0,003 \cdot 44)}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 20} = 0,68 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

Количество теплоты, выделяющейся при сжигании 1 кг топлива;

$$Q_i^{\delta} = \frac{Q_{\text{iv}}^{\delta}}{\rho_{\text{T}}} = \frac{35427,6}{0,68} = 52122,41 \text{ кДж/кг}.$$

Масса сухого воздуха, подаваемого в топку (в расчете на 1 кг сжигаемого топлива), определяется общим коэффициентом избытка воздуха $\alpha_{\text{общ}}$, необходимого для сжигания топлива и разбавления топочных газов до температуры смеси 400 °С. Значения $\alpha_{\text{общ}}$ находим из уравнений материального и теплового балансов .

Уравнение материального баланса:

$$1 + L_0 = L_{\text{сr}} + \sum \frac{9 \cdot n}{12 \cdot m + n} \cdot C_m \cdot H_n;$$

$L_{\text{сr}}$ – масса сухих газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива .

Уравнение теплового баланса .

$$Q_H^p \eta_T + c_T \cdot t_T + \alpha_{\text{общ.}} \cdot L_0 \cdot I_0 = (L_{\text{сг}} + L_0(\alpha_{\text{общ.}} - 1)) \cdot i_{\text{сг}} + \left(\alpha_{\text{ià}} \cdot L_0 \cdot x_0 + \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n \right) i_i$$

где η_T – общий КПД, учитывающий эффективность работы топки и потери тепла в окружающую среду, принимаем равным 0,95;

c_T – теплоемкость газообразного топлива, при температуре $t_T = 20^\circ \text{C}$, $c_T = 1,34 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$;

I_0 – энтальпия свежего воздуха, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$, $I_0 = 41,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ при температуре 20°C ;

$i_{\text{сг}}$ – энтальпия сухих газов, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$; $i_{\text{сг}} = c_{\text{сг}} \times t_{\text{сг}} = 1,05 \times 400 = 420 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$;

$c_{\text{сг}}$ – теплоемкость сухих газов, $c_{\text{сг}} = 1,05 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$;

$t_{\text{сг}}$ – температура сухих газов, $t_{\text{сг}} = 400^\circ \text{C}$;

d_0 – влагосодержание свежего воздуха, $d_0 = 0,0093 \text{ кг влаги/кг сух.возд.}$ при температуре $t = 20^\circ \text{C}$, и относительной влажности $\phi = 72\%$;

$i_{\text{п}}$ – энтальпия водяных паров, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$: $i_{\text{п}} = r_0 + c_{\text{п}} \cdot t_{\text{п}}$;

r_0 – теплота испарения воды при температуре 0°C , принимаем 2500 кДж/кг ;

$c_{\text{п}}$ – средняя теплоемкость водяных паров $c_{\text{п}} = 1,97 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$;

$t_{\text{п}}$ – температура водяных паров;

$t_{\text{п}} = t_{\text{сг}} = t_{\text{см}} = 400^\circ \text{C}$;

$i_{\text{п}} = 2500 + 1,97 \times 400 = 3288 \text{ кДж/кг}$;

Решая совместно уравнения теплового и материального баланса, получим:

$$Q_H^p \cdot \eta_T + c_T \cdot t_T - i_{\text{сг}} \left(1 - \sum \frac{9 \cdot n}{12 \cdot m + n} \cdot C_m H_n \right) - \alpha_{\text{ià}} = \frac{-i_i \cdot \sum \frac{9 \cdot n}{12 \cdot m + n} \cdot C_m H_n}{L_0 (i_{\text{ià}} + i_i \cdot x_0 - I_0)}$$

Пересчитаем содержание компонентов топлива, при сгорании которых образуется вода, из объемных долей в массовые:

$$C H_4 = \frac{0,98 \cdot 16 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,6797 \cdot (273 + 20)} = 0,9596;$$

$$C_2 H_6 = \frac{0,03 \cdot 30 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,6797 \cdot (273 + 20)} = 0,0055;$$

$$C_3 H_8 = \frac{0,001 \cdot 44 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,6797 \cdot (273 + 20)} = 0,0027;$$

$$C_4 H_{10} = \frac{0,001 \cdot 58 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,6797 \cdot (273 + 20)} = 0,0035;$$

Количество влаги, выделяющейся при сгорании 1 кг топлива:

$$\sum \frac{9 \cdot n}{12 \cdot m + n} \cdot C_m H_n = \frac{9 \cdot 4}{12 \cdot 4} \cdot 0,9596 + \frac{9 \cdot 6}{12 \cdot 2 + 6} \cdot 0,0055 + \frac{9 \cdot 8}{12 \cdot 3 + 8} \cdot 0,0027 + \frac{9 \cdot 10}{12 \cdot 4 + 10} \cdot 0,0035 = 2,17 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$$

Из общего уравнения материального и теплового балансов выразим количество избытка воздуха $\alpha_{\text{общ}}$:

$$\alpha_{\text{общ}} = \frac{Q + \eta + C_T \cdot t_T - i_{\text{нв}} \left(1 - \sum \frac{9 \cdot n}{12 \cdot m} \cdot C_m H_n\right) - i_i \left(\sum \frac{9 \cdot n}{12 \cdot m + n} \cdot C_m H_n\right)}{L_0 (i_{\text{нв}} + i_i \cdot x_0 - I_0)};$$

$$\alpha_{\text{общ}} = \frac{52122,41 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 - 420(1 - 2,179) - 3288 \cdot 2,179}{16,98 \cdot (420 + 3288 \cdot 0,0093 - 41,9)} = 6,18;$$

Общая удельная масса сухих газов, получаемая при сжигании 1 кг топлива и разбавления топочных газов воздухом до температуры смеси 400 °С :

$$L_{\text{нв}}^{\text{нв}} = 1 + \alpha_{\text{общ}} \cdot L_0 - \sum \frac{9 \cdot n}{12 \cdot m + n} \cdot C_m H_n = 1 + 6,18 \cdot 16,98 - 2,179 = 103,75 \text{ кг/кг}.$$

Удельная масса водяных паров в газовой смеси при сжигании 1 кг топлива:

$$L_i = \sum \frac{9 \times n}{12 \times m + n} \times C_m H_n + \alpha_{\text{общ}} \times L_0 \times d_0 = 2,179 + 6,18 \cdot 16,98 \cdot 0,0093 = 3,15 \text{ кг/кг}.$$

Влагосодержание газов на входе в сушилку ($d_1 = d_{\text{см}}$):

$$d_1 = \frac{L_i}{L_{\text{нв}}^{\text{нв}}} = \frac{3,15}{103,75} = 0,0304 \text{ кг/кг};$$

Энтальпия газов на входе в сушилку :

$$I_1 = \frac{Q \cdot \eta_0 + C_T \cdot t_T + \alpha_{\text{общ}} \cdot L_0 \cdot I_0}{L_{\text{нв}}^{\text{нв}}};$$

$$I_1 = \frac{52122,41 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 + 6,18 \cdot 16,98 \cdot 41,9}{103,75} = 519,9 \text{ кДж/кг}.$$

Количество сухих газов в кг, получаемых при сжигании 1 кг газообразного топлива при коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 1,15$.

$$L_{\text{сг}} = 1 + \alpha \cdot L_0 + \sum \frac{0,09}{12 \cdot m + n} \cdot C_m H_n;$$

$$L_{\text{сг}} = 1 + 1,15 \cdot 16,98 + \left(\frac{0,09}{12 + 4} \cdot 95,96 + \frac{0,09}{12 \cdot 2 + 6} \cdot 0,55 + \frac{0,09}{12 \cdot 3 + 8} \cdot 0,27 + \frac{0,09}{12 \cdot 4 + 10} \cdot 0,35\right) = 21,07 \text{ кг/кг}.$$

Количество водяных паров при сжигании газа:

$$L_{\text{вп}} = \alpha \cdot L_0 \cdot d_0 + \sum \frac{0,09}{12 \times m + n} \cdot C_m H_n;$$

$$L_{\text{вп}} = 1,15 \cdot 16,98 \cdot 0,0093 + \left(\frac{0,09}{12 + 4} \cdot 95,96 + \frac{0,09}{12 \cdot 2 + 6} \cdot 0,55 + \frac{0,09}{12 \times 3 + 8} \cdot 0,27 + \frac{0,09}{12 \cdot 4 + 10} \cdot 0,35\right) = 0,7256 \text{ кг/кг};$$

Влагосодержание дымовых газов:

$$d_r = \frac{L_{\text{вп}}}{L_{\text{сг}}} = \frac{0,7256}{21,07} = 0,0344 \text{ кг/кг}.$$

Теплосодержание дымовых газов:

$$I_{\Gamma} = \frac{Q_i^{\circ} \cdot \eta_{\Gamma} + \tilde{n}_{\Gamma} \cdot t_{\Gamma} + \alpha \cdot L_0 \cdot I_0}{L_{\text{на}}},$$

где η_{Γ} – КПД топки, принимаем $\eta_{\Gamma} = 0,95$;

c_{Γ} – удельная теплоемкость топлива, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$;

t_{Γ} – температура топлива, °C;

I_0 – теплосодержание атмосферного воздуха, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$;

$$I_{\Gamma} = \frac{52122,41 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 + 1,15 \cdot 16,98 \cdot 41,9}{21,07} = 2390,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

По $I - t$ диаграмме находим температуру горения топлива. Она составляет величину $t_{\Gamma} = 1430 \text{ °C}$;

По найденным значениям влагосодержания d_{Γ} и температуры t_{Γ} на диаграмме $I - d$ (рис. 3.5) находим положение т. F, которая характеризует состояние дымовых газов на выходе из топки.

Построение процесса сушки на $I - d$ диаграмме влажного воздуха

Уравнение внутреннего теплового баланса сушилки:

$$\Delta = q_{\text{доп}} + c_{\text{вл}} \cdot t_{\text{мн}} - (q_{\text{м}} + q_{\text{т.р.}} + q_{\text{пот}});$$

где $q_{\text{доп}}$ – удельный тепловой поток, сообщаемый дополнительными источниками теплоты, установленными в сушилке. Принимаем $q_{\text{доп}} = 0$;

$c_{\text{вл}}$ – массовая теплоемкость влаги во влажном материале при начальной температуре материала $t_{\text{м}}^{\text{н}}$, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$;

$q_{\text{м}}$ – удельный расход теплоты, идущей на нагрев влажного материала, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

$$q_{\text{м}} = \frac{G_{\text{в}} \cdot \tilde{n}_1 (t_i^{\text{в}} - t_i^{\text{н}})}{W};$$

где $c_{\text{м}}$ – теплоемкость влажного материала, на выходе из сушилки, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$;
 $c_{\text{м}} = 0,8 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°C}}$;

$$q_{\text{м}} = \frac{2,5 \cdot 0,8 \cdot (90 - 15)}{0,389} = 385,11 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

где $q_{\text{т.р.}}$ – удельный расход теплоты на нагрев транспортных устройств, (в рассматриваемом случае принимаем $q_{\text{т.р.}} = 0$);

$q_{\text{пот}}$ – потери теплоты в окружающую среду. Обычно $q_{\text{пот}} = 120 \div 240$.

Принимаем $q_{\text{пот}} = 180 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$.

Подставив соответствующие значения, получим:

$$\Delta = 0 + 4,19 \cdot 15 - 385,11 - 180 = - 502,26 \frac{\text{кДж}}{\text{кг влаги}};$$

Запишем уравнение рабочей линии сушки:

$$\Delta = \frac{I - I_1}{d - d_1} \quad \text{или} \quad I = I_1 + \Delta \cdot (d - d_1).$$

Для построения рабочей линии сушки на $I - d$ диаграмме необходимо знать координаты минимум двух точек. Координаты одной точки М известны

$$d_1 = 0,0304 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}, \quad I_1 = 519,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Для нахождения координат второй точки К зададимся произвольным

значением d_2^* . Пусть $d_2^* = 0,05 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$, тогда

$$I_2^* = 519,9 - 502,26 \cdot (0,05 - 0,0304) = 510,06 \text{ кДж/кг}.$$

Через две точки М и К на $I - d$ диаграмме с координатами d_1, I_1 и d_2^*, I_2^* проводим линию сушки до пересечения с заданной конечной температурой теплоносителя $t_2 = 95^\circ\text{C}$. В точке пересечения линии сушки с изотермой t_2 находим параметры отработанного сушильного агента $d_2 = 0,108 \text{ кг/кг}$, $I_2 = 462 \text{ кДж/кг}$.

Расход сухого газа равен:

$$L_{\text{ср}} = \frac{W}{d_2 - d_1} = \frac{0,3895}{0,108 - 0,0304} = 5,019 \frac{\text{кг}}{\text{н}}.$$

Определим удельный расход теплоты на нагрев материала.

$$q_M = \frac{G_e \cdot \tilde{n}_i}{W} \cdot (t_i^e - t_i^i) = \frac{2,5 \cdot 0,8}{0,3895} \cdot (90 - 15) = 385,11 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Построим процесс сушки по $I - d$ диаграмме.

Определим удельный расход сухих газов на 1 кг испаренной влаги :

$$\ell = \frac{1}{d_2 - d_1} = \frac{1}{0,108 - 0,0304} = 12,886 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Удельный расход теплоты на 1 кг испаренной влаги :

$$q = \ell \cdot (I_1 - I_0) = 12,886 \cdot (519,9 - 41,9) = 6159,8 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Полный расход сухих газов составит:

$$L = \ell \cdot W = 12,886 \cdot 0,3895 = 5,019 \frac{\text{кг}}{\text{с}}.$$

Полный расход тепла равен:

$$Q = q \cdot W = 6159,8 \cdot 0,3895 = 2399,24 \text{ кВт}.$$

Расход топлива, сжигаемого в топке, составляет:

$$B = \frac{q \cdot W}{Q_i^p \cdot \eta_T} = \frac{6159,8 \cdot 0,3895}{52122,41 \cdot 0,95} = 0,048 \frac{\text{кг}}{\text{н}}.$$

Тепловой баланс сушилки

Тепловой баланс составляется из отдельных статей прихода и расхода теплоты.

Приход теплоты

1. Физическая теплота топлива:

$$Q_T = V \cdot c_T \cdot t_T = 0,048 \cdot 1,34 \cdot 20 = 1,2 \text{ кВт.}$$

2. Теплота, вносимая топливом при его сжигании:

$$Q_{\hat{o}}^{\hat{n}ae} = \hat{A} \cdot Q_i^P = 0,048 \cdot 52122,4 = 2501,8 \hat{A}\hat{o}.$$

3. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на горение топлива:

$$Q_B^{rop} = \alpha_{общ.} \cdot L_0 \cdot V \cdot c_B \cdot t_0 = 6,18 \cdot 16,9 \cdot 0,048 \cdot 1,05 \cdot 20 = 105,3 \text{ кВт.}$$

4. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на смешение с дымовыми газами :

$$Q_{\hat{ae}}^{\hat{ni}} = I_0 \cdot L_{\hat{na}}^{\hat{ni}} \cdot \hat{A} = 41,9 \cdot 103,7 \cdot 0,048 = 208,5 \hat{A}\hat{o}.$$

5. Теплота, вносимая влагой материала:

$$Q_{вл} = W \cdot c_{вл} \cdot t_M^H = 0,3895 \cdot 4,19 \cdot 15 = 24,4 \text{ кВт ;}$$

6. Теплота, вносимая с материалом:

$$Q_{M1} = G_2 \cdot c_M \cdot t_M^H = 2,5 \cdot 0,8 \cdot 15 = 30 \text{ кВт.}$$

Расход теплоты

1. Теплота с отходящими газами:

$$Q_{2cm} = L_{\hat{na}}^{\hat{ni}} \cdot I_2 \cdot V = 103,75 \cdot 462 \cdot 0,0485 = 2402,4 \text{ кВт.}$$

2. Теплота с высушенным материалом:

$$Q_{M2} = G_2 \cdot C_M \cdot t_M^K = 2,5 \cdot 0,8 \cdot 90 = 180 \text{ кВт .}$$

3. Потери теплоты в топке:

$$Q_{пот}^T = V \cdot Q_i^P \cdot (1 - \eta_T) = 0,0485 \cdot 52122,41 \cdot (1 - 0,95) = 127 \text{ кВт.}$$

4. Потери в окружающую среду:

$$Q_{пот}^{окр.} = q_{пот} \cdot W = 180 \cdot 0,3895 = 70,3 \text{ кВт.}$$

Результаты расчета сводим в табл. 3.19

Тепловой баланс процесса сушки песка

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
Физическая теплота топлива	1,2	0,04	Теплота с отходящими газами	2402,4	83,67
Теплота, вносимая топливом при его сжигании	2501,8	87,13	Теплота с высушенным материалом	180	6,27
Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на горение топлива	105,3	3,67	Потери теплоты в топке	127	4,42
Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемая на смешивание с дымовыми газами	208,5	7,26	Потери в окружающую среду	70,3	2,46
Теплота, вносимая влагой материала	24,4	0,85	Невязка	+91,2	3,18
Теплота, вносимая материалом	30	1,05			
Итого:	2871,2	100	Итого:	2871,2	100

Невязка теплового баланса составляет:

$$\frac{2871,2 - 2780}{2871,2} \cdot 100 = 3,18 \%$$

Расчет объема газа, выходящего из сушилки

Определим среднее влагосодержание газов в сушилке:

$$d_{cp} = \frac{d_1 - d_2}{2} = \frac{0,0304 - 0,108}{2} = 0,0692 \text{ г/г}$$

Средняя разность температур в сушилке равна:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_1 - t_M^H) - (t_2 - t_M^K)}{2,31 \lg \left(\frac{t_1 - t_M^H}{t_2 - t_M^K} \right)} = \frac{(400 - 15) - (95 - 90)}{2,31 \lg \left(\frac{400 - 15}{95 - 90} \right)} = 87,58 \text{ }^\circ\text{C}$$

Средняя температура газа в сушилке

$$t_{cp} = \frac{t_M^H + t_M^K}{2} + \Delta t_{cp} = \frac{15 + 90}{2} + 87,58 = 140,08 \text{ }^\circ\text{C}$$

Средний удельный объем влажного газа, приходящегося на 1 кг сухого газа:

$$v_0^{\text{нб}} = 4,64 \cdot 10^{-6} \cdot (622 + x_{\text{нб}}) \cdot (273 + t_{\text{нб}});$$

$$v_0^{\text{сп}} = 4,64 \cdot 10^{-6} \cdot (622 + 69,2) \cdot (273 + 140,08) = 1,32 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Средний удельный вес газа:

$$\gamma_{\text{сп}} = \frac{1 + 0,01 \cdot x_{\text{нб}}}{v_0^{\text{нб}}} = \frac{1 + 0,01 \cdot 69,2}{1,32} = 1,28 \text{ кг/м}^3.$$

Средний объем тазов, проходящих через сушилку:

$$V_{\text{сп}} = B \cdot L_{\text{на}}^{\text{нб}} \cdot v_0^{\text{нб}};$$

$$V_{\text{сп}} = 0,048 \cdot 103,75 \cdot 1,32 = 6,6 \text{ м}^3/\text{с} = 23664,96 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Количество сухих газов, проходящих через сушилку в течение 1 часа:

$$L_{\text{сп}} = \frac{V_{\text{сп}}}{v_0^{\text{сп}}} = \frac{23664,96}{1,32} = 17928 \text{ кг/ч}.$$

Удельный объем влажного газа, приходящегося на 1 кг сухого, на выходе

из сушилки: $v_0 = 4,64 \cdot 10^{-6} \cdot (622 + x_2) \cdot (273 + t_2);$

$$v_0 = 4,64 \cdot 10^{-6} \cdot (622 + 0,108 \cdot 10^3) \cdot (273 + 95) = 1,25 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Количество газа, выходящего из сушилки:

$$V_{\text{г}}^{\text{п}} = L_{\text{сп}} \cdot v_0 = 17928 \cdot 1,25 = 22347,1 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расчет основных характеристик кипящего слоя и размеров сушилки

Расчет диаметра аппарата

Находим критерий Архимеда

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho \cdot g}{v_c^2 \cdot \rho_c} = \frac{(1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 1500 \cdot 9,81}{(34 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,68} = 18728;$$

где d – диаметр частиц, $d = 1$ мм;

ρ – плотность частиц, $\rho = 1500 \text{ кг/м}^3$;

v_c – динамический коэффициент вязкости, $v_c = 34 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$;

ρ_c – плотность газа, $\rho_c = 0,68 \text{ кг/м}^3$.

Определяем значение критерия Рейнольдса ($Re_{\text{кр}}$)

$$Re_{\text{кр}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}} = \frac{18728}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{18728}} = 8,86.$$

Определяем значение начальной скорости псевдооживления по формуле:

$$W_{кр} = \frac{Re_{\text{до}} \cdot v_c}{d} = \frac{8,86 \cdot 34 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 10^{-3}} = 0,3 \text{ м/с}.$$

Для осаждения одиночной частицы определяем значение критерия $Re_{\text{вит}}$ и скорости витания (уноса) $W_{\text{вит}}$:

$$Re_{\text{вит}} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{Ar}} = \frac{18728}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{18728}} = 184,55;$$

$$W_{\text{вит}} = \frac{Re_2 \cdot v_c}{d} = \frac{184,55 \cdot 34 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 10^{-3}} = 6,275 \text{ м/с}.$$

Полученное значение критической скорости частицы, исходя из опытных данных, можно увеличить в 1,5 – 2 раза. Принимаем число псевдооживления $K_W = 1,5$.

Определяем рабочую скорость газа в аппарате

$$W_{\text{раб.}} = K_W \cdot W_{кр} = 1,5 \cdot 0,3 = 0,45 \text{ м/с}.$$

Количество сушильного агента, поступающего в сушилку, составит:

$$V_c = \frac{L_{\text{ндо}}}{\rho_{\text{н}} \cdot 3600} = \frac{17928}{0,68 \cdot 3600} = 7,33 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где $L_{\text{ср}}$ – количество сухих газов, проходящих через сушилку в течение 1 часа; ρ_c – плотность газа.

Определяем диаметр сушилки по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{V_c}{0,785 \cdot W_{\text{раб.}}}} = \sqrt{\frac{7,33}{0,785 \cdot 0,45}} = 4,7 \text{ м};$$

Расчет высоты аппарата

Находим рабочее значение критерия Рейнольдса ($Re_{\text{раб.}}$)

$$Re_{\text{раб.}} = \frac{W_{\text{раб.}} \cdot d_{\text{с}}}{\nu_c} = \frac{0,45 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{34 \cdot 10^{-6}} = 14.$$

Определяем порозность кипящего слоя:

$$\varepsilon_p = \left(\frac{18 \cdot Re_{\text{раб.}} + 0,36 \cdot Re_{\text{раб.}}^2}{Ar} \right)^{0,21} = \left(\frac{18 \cdot 14 + 0,36 \cdot 14^2}{18728} \right)^{0,21} = 0,43.$$

Гидравлическое сопротивление аппарата:

$$\Delta p_{\text{апп}} = \Delta p_{\text{реш}} + \Delta p_{\text{сл}},$$

где $\Delta p_{\text{реш}}$ – сопротивление решетки;

$\Delta p_{\text{сл}}$ – сопротивление слоя.

Определим сопротивление решетки

$$\Delta p_{\text{реш}} = \frac{0,503 \cdot \omega_{\text{иоа}}^2 \cdot \rho_{\text{а}} (1 - \varphi^2)}{\tilde{N}^2},$$

где φ – живое сечение решетки, $\varphi = 0,03$;

$\omega_{\text{отв}}$ – скорость сушильного агента в отверстиях решетки при $\varphi = 0,03$

$$\omega_{\text{иоа}} = \frac{W_{\text{раб.}}}{\varphi} = \frac{0,45}{0,03} = 15 \text{ м/с};$$

c – коэффициент, определяется по графику в зависимости от отношения $\frac{d_0}{\delta_p}$.

Принимаем диаметр отверстий решетки $d_0 = 3$ мм, а толщину решетки $\delta_p = 5$ мм.

Тогда отношение $\frac{d_0}{\delta_p}$ составит величину $\frac{d_0}{\delta} = \frac{3}{5} = 0,6$.

При $\frac{d_0}{\delta} = 0,6$ по графику [13] находим значение $C = 0,73$.

$$\Delta p_{\text{реш}} = \frac{0,503 \cdot 15^2 \cdot 0,68 \cdot (1 - 0,03^2)}{0,73^2} = 144,3 \text{ Па}.$$

Определим поверхность частиц материала в аппарате, необходимую для обеспечения передачи тепла Q :

$$f = \frac{Q}{\alpha \cdot \Delta t_{\text{но}}},$$

где Q – расход тепла, $Q = 2871200$ Вт;

α – коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к частицам материала, Вт/(м² °С). Принимаем значение $\alpha = 3,26$ Вт/(м² °С).

$$f = \frac{2871200}{3,26 \cdot 87,58} = 10008 \text{ м}^2.$$

Определим заполнение сушилки материалом по формуле:

$$G_{\text{с}} = \frac{1}{6} \cdot d_{\text{с}} \cdot \rho \cdot f = \frac{1}{6} \cdot 1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,9 \cdot 10008 = 2502 \text{ кг}.$$

Находим удельную нагрузку на 1 м² решетки:

$$g = \frac{G_{\text{с}}}{F_{\text{р}}},$$

где $F_{\text{р}}$ – площадь решетки, $F_{\text{р}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 4,7^2}{4} = 17,3 \text{ м}^2$;

$$g = \frac{2502}{17,3} = 144,6 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2}$$

Определим высоту неподвижного слоя

$$H_0 = \frac{g}{\rho_{\text{нас}}} = \frac{144,6}{1200} = 0,121 \text{ м}.$$

Высота кипящего слоя:

$$H = H_0 \cdot \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_p} = 0,121 \cdot \frac{1 - 0,4}{1 - 0,43} = 0,127 \text{ м},$$

где ε_0 – порозность слоя, $\varepsilon_0 = 0,4$.

Определим среднее время сушки.

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{G_{\text{с}}}{0,5 \cdot (G_i + G_{\text{с}})} = \frac{2502}{0,5 \cdot (10404 + 9000)} = 0,26 \text{ ч} \approx 16 \text{ мин}.$$

где G_k – производительность по сухому продукту, кг/ч;

G_n - производительность по влажному материалу, кг/ч

Сопротивление кипящего слоя:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \frac{G_3}{F_p} = \frac{2502}{17,3} = 144,6 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление сушилки:

$$\Delta p_{\text{апп}} = 144,3 + 144,6 = 288,9 \text{ Па.}$$

С учетом динамического напора сопротивлений в трубопроводах и циклоне общее сопротивление аппарата увеличивается на 20 %.

$$\Delta p_{\text{общ.}} = 1,2 \cdot \Delta p_{\text{апп}} = 1,2 \cdot 289 = 346,8 \text{ Па.}$$

Расчет и подбор вспомогательных устройств

Топка

Принимаем к установке круглую отдельно стоящую топку.

Определим объем топочного пространства по формуле:

$$V_T = \frac{B \cdot Q_H^P}{q},$$

где B – расход топлива, кг/с;

Q_H^P – низшая теплота сгорания топлива;

q – тепловое напряжение. Для газообразного топлива принимаем $q = 1400$ кВт/м³.

Тогда объем топочного пространства составит:

$$V_T = \frac{0,048 \cdot 52122,41}{1400} = 1,8 \text{ м}^3.$$

Горелка

Принимаем к установке две двухпроводные дутьевые горелки типа ГНП-7.

Циклон

Для разделения газовой и твердой фазы выбираем циклон НИИОГаз марки ЦН – 24 (см. номограмму 4.7 в прилож.) и определяем оптимальную скорость газов в аппарате $\omega_{\text{опт}}$. Она составляет $\omega_{\text{опт}} = 4,5 \text{ м/с}$.

Определяем необходимую площадь сечения циклона:

$$F = \frac{V_{\Gamma}^P}{\omega_{\text{опт}}} = \frac{6,2}{4,5} = 1,38 \text{ м}^2,$$

где V_{Γ}^P – количество очищаемого газа при рабочих условиях, $V_{\Gamma}^P = 22347,1$ м³/ч = $6,2 \text{ м}^3/\text{с}$.

Находим диаметр циклона, предварительно задавшись числом циклов N :
Принимаем $N = 6$, тогда

$$D = \sqrt{\frac{F}{0,785 \cdot N}} = \sqrt{\frac{1,38}{0,785 \cdot 6}} = 0,54 \text{ м}.$$

Принимаем диаметр циклона равным $D = 600 \text{ мм}$.

Вентилятор

Определяем напор, развиваемый вентилятором, по формуле:

$$H = \frac{\Delta p_{\text{общ}}}{\rho_{\text{г}} \times g} = \frac{346,8}{0,68 \times 9,81} = 52 \text{ Па}.$$

Определяем мощность, потребляемую вентилятором, по формуле:

$$N_{\text{вал}} = \frac{L_{\text{в}} \cdot \Delta p_{\text{в}}}{1000 \cdot \rho_{\text{а}} \cdot \eta_{\text{в}}} = \frac{6,2 \cdot 346,8}{1000 \cdot 0,68 \cdot 0,6} = 5,3 \text{ кВт},$$

где $L_{\text{вл}}$ – расход влажного газа, $\text{кг}/\text{с}$;

$$L_{\text{вл}} = V_{\text{г}}^{\text{P}} = 22347,1 \text{ м}^3/\text{ч} = 6,2 \text{ м}^3/\text{с}.$$

$\eta_{\text{общ}}$ – общий КПД воздуходувной машины (0,5 – 0,6). Принимаем $\eta_{\text{общ}} = 0,6$

Находим установочную мощность электродвигателя

$$N_{\text{эл}} = k \cdot N_{\text{вал}} = 1,1 \cdot 5,3 = 5,8 \text{ кВт},$$

где k – коэффициент запаса электродвигателя на пусковой момент, $k = 1,1 – 1,25$.

По [9] выбираем к установке центробежный вентилятор серии ВРН №14 со следующими характеристиками: расход воздуха – $25000 \text{ м}^3/\text{ч}$, полное давление $50 \text{ кг}/\text{м}^2$, КПД = 0,58.

По [9] выбираем электродвигатель типа АО – 63 – 8 мощностью

$N_{\text{м}} = 7 \text{ кВт}$, скорость вращения вала $735 \text{ об}/\text{мин}$, $\eta_{\text{дв}} = 0,9$;

Питатель

Производительность питателя определим по формуле:

$$G = 15 \cdot \pi \cdot n \cdot D_{\text{рот}} \cdot L_{\text{рот}} \cdot \rho_{\text{нас}} \cdot \psi \cdot \varphi,$$

где n – частота вращения ротора, $\text{об}/\text{мин}$;

$D_{\text{рот}}$ – диаметр ротора, м. Принимаем $D_{\text{рот}} = 250 \text{ мм}$;

$L_{\text{рот}}$ – длина ротора, м. Принимаем $L_{\text{рот}} = 1200 \text{ мм}$;

ψ – коэффициент, характеризующий отношение площади сечения ячеек, к площади окружности ротора, $\psi = 0,85$;

φ – коэффициент заполнения ячеек материалом, $\varphi = 0,85$;

$$G = 15 \cdot 3,14 \cdot 0,85 \cdot 0,85 \cdot 250 \cdot 1200 \cdot 10^{-3} \cdot 3,5 \cdot 0,26 = 9290,12 \text{ кг}/\text{ч};$$

Выбираем секторный (шлюзовой) питатель марки ПШ 1 – 250.

3.7. Расчёт пневматической трубы – сушилки для сушки кварцевого песка

Задание

Рассчитать пневматическую трубу –сушилку производительностью 9000 кг/ч по сухому кварцевому песку.

Исходные данные для расчёта

Высушенный материал – кварцевый песок

Производительность по сухому песку, $G_2 = 9000$ кг/ч

Влажность материала: начальная, $\omega_H = 7$ мас.%

конечная, $\omega_K = 0,5$ мас.%

Температура влажного материала: $t_H^M = 16$ °С

Теплоемкость сухого песка, $c_M = 1,15$ кДж/кг °С

Плотность сухого кварцевого песка: $\rho_K = 1450$ кг/м³

Температура газов при входе в трубу $t_H = 800$ °С

Температура газов на выходе из установки $t_K = 98$ °С

Температура материала на выходе из трубы $t_K^M = 90$ °С

Диаметр частиц материала – 1,2 мм.

Сушка производится дымовыми газами, разбавленными воздухом. В топке сжигается природный газ месторождения Республика Коми, Верхняя Омра.

Параметры наружного воздуха:

температура, $t_0 = 20$ °С

относительная влажность $\phi_0 = 70$ %

начальное влагосодержание $d_0 = 10$ г/кг сух. возд.

1. Количество влажного материала, поступающего на сушку G_1 :

$$G_1 = G_2 + W_{\text{вл}},$$

где $W_{\text{вл}}$ – количество испарённой влаги, G_2 – производительность пневмосушилки по сухому песку, ω_1 – начальная влажность; ω_2 – конечная влажность.

$$W_{\text{вл}} = \frac{G_2 (\omega_1 - \omega_2)}{(100 - \omega_1)} = \frac{9000 (7 - 0,5)}{(100 - 7)} = 629,03 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Вес влажного кварцевого песка, поступающего на сушку:

$$G_1 = G_2 + W_{\text{вл}} = 9000 + 629,03 = 9629,03 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Количество влаги, содержащееся в высушенном материале:

$$V_{\text{вл.к.}} = \frac{\omega_K \cdot G_2}{100} = \frac{0,5 \cdot 9000}{100} = 45 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

2. Плотность кварцевого песка при начальной и конечной влажности рассчитывается по формуле. Принимаем плотность сухого кварцевого песка

$$\rho_c = 1450 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

При начальной влажности $\omega_H = 7\%$:

$$\rho_H = 1450 \frac{100}{100 - 7} = 1559 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

При конечной влажности $\omega_k = 0,5\%$:

$$\rho_K = 1450 \frac{100}{100 - 0,5} = 1457 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

3. Состав и теплотворность топлива.

В качестве топлива принимаем природный газ месторождения Верхняя Омра (табл.3.20).

Таблица 3.20

Состав сухого газа, об. %

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO	N ₂	Σ
85,73	3,77	1,1	0,1	0,05	0,05	0,2	100

Газ сжигается с коэффициентом расхода воздуха $\alpha = 1,2$.

Принимаем содержание влаги в газе 1,0%. Пересчитываем состав сухого газа на влажный рабочий газ, причём $W^p = 1$.

$$\text{CH}_4^{\text{ВЛ}} = \text{CH}_4 \cdot (100 - W^p) / 100 = 85,73 \cdot 0,99 = 84,87$$

Полученные данные сводим в табл.3.21.

Таблица 3.21

Состав влажного (рабочего) газа, об. %

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂	Σ
84,87	3,73	1,09	0,099	0,0495	0,0495	9,1	100

Определим теплоту сгорания газа Q_H^p по формуле Д.И. Менделеева:

$$Q_H^p = 358,2\text{CH}_4 + 637,5\text{C}_2\text{H}_6 + 912,5\text{C}_3\text{H}_8 + 1186,5\text{C}_4\text{H}_{10} + 1460,8\text{C}_5\text{H}_{12} \text{ кДж/м}^3,$$

$$Q_H^p = 358,2 \cdot 84,87 + 637,5 \cdot 3,73 + 912,5 \cdot 1,09 + 1186,5 \cdot 0,099 + 1460,8 \cdot 0,0495$$

$$Q_H^p = 33963 \text{ кДж/м}^3.$$

4. Находим теоретически необходимое количество сухого воздуха, для горения газа:

$$L_0 = 0,0476(2 \cdot \text{CH}_4 + 3,5 \cdot \text{C}_2\text{H}_6 + 5 \cdot \text{C}_3\text{H}_8 + 6,5 \cdot \text{C}_4\text{H}_{10} + 8 \cdot \text{C}_5\text{H}_{12}) \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$L_0 = 0,0476(2 \cdot 84,87 + 3,5 \cdot 3,73 + 5 \cdot 1,09 + 6,5 \cdot 0,099 + 8 \cdot 0,0495) = 9,01 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Принимая влагосодержание атмосферного воздуха $d_0 = 10$ г/кг сух. возд., найдём теоретически необходимое количество атмосферного воздуха с учётом его влажности:

$$L_0' = (1 + 0,016 d_0) L_0;$$

$$L_0' = (1 + 0,016 \cdot 10) \cdot 9,01 = 10,45 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Найдём действительное количество сухого воздуха при коэффициенте расхода воздуха $\alpha = 1,2$:

$$L_\alpha = \alpha \cdot L_0 = 1,2 \cdot 9,01 = 10,812 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

5. Количество продуктов горения при $\alpha = 1,2$ равно:

$$V(\text{CO}_2) = 0,01(\text{CO}_2 + \text{CH}_4 + 2 \cdot \text{C}_2\text{H}_6 + 3 \cdot \text{C}_3\text{H}_8 + 4 \cdot \text{C}_4\text{H}_{10} + 5 \cdot \text{C}_5\text{H}_{12}) \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V(\text{CO}_2) = 0,01(0,0495 + 84,87 + 2 \cdot 3,73 + 3 \cdot 1,09 + 4 \cdot 0,099 + 5 \cdot 0,0495) = 0,96 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 0,01(2 \cdot \text{CH}_4 + 3 \cdot \text{C}_2\text{H}_6 + 4 \cdot \text{C}_3\text{H}_8 + 5 \cdot \text{C}_4\text{H}_{10} + 6 \cdot \text{C}_5\text{H}_{12} + \text{H}_2\text{O} + 0,16 \cdot d_0 \cdot L_\alpha),$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 0,01(2 \cdot 84,87 + 3 \cdot 3,73 + 4 \cdot 1,09 + 5 \cdot 0,099 + 6 \cdot 0,0495 + 1 + 0,16 \cdot 10 \cdot 10,812),$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 2,04 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

$$V(\text{N}_2) = 0,79 \cdot L_\alpha + 0,01 \cdot \text{N}_2;$$

$$V(\text{N}_2) = 0,79 \cdot 10,812 + 0,01 \cdot 0,112 = 8,63 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

$$V(\text{O}_2) = 0,21 \cdot (\alpha - 1) \cdot L_0;$$

$$V(\text{O}_2) = 0,21 \cdot (1,2 - 1) \cdot 9,01 = 0,378 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Общее количество продуктов горения составит:

$$V_0 = V(\text{CO}_2) + V(\text{H}_2\text{O}) + V(\text{N}_2) + V(\text{O}_2)$$

$$V_0 = 0,96 + 2,04 + 8,63 + 0,378 = 12,01 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

6. Теплосодержание продуктов горения находим по формуле:

$$i_{\text{общ}} = \frac{Q_{\text{н}}^{\text{р}}}{V_0} + \frac{c_{\text{возд}} \cdot t_{\text{возд}} \cdot L'_0}{V_0} + \frac{c_{\text{г}} \cdot t_{\text{г}}}{V_0} \frac{\text{кДж}}{\text{м}^3},$$

где

$$c_{\text{возд}} = 1,30 \text{ кДж/м}^3 \cdot \text{град}; t_{\text{возд}} = 20^\circ\text{C}; c_{\text{г}} = 1,5 \text{ кДж/м}^3 \cdot \text{град}; t_{\text{г}} = 98^\circ\text{C}.$$

$$i_{\text{общ}} = \frac{33963}{12,01} + \frac{1,3 \cdot 20 \cdot 10,45}{12,01} + \frac{1,5 \cdot 98}{12,01} = 2862,76 \frac{\text{кДж}}{\text{м}^3}$$

7. Находим коэффициент расхода воздуха при разбавлении продуктов горения для получения температуры смеси $t_{\text{н}} = 800^\circ\text{C}$. Составим уравнение баланса тепла на 1 м^3 продуктов горения, принимая КПД топки и смесительной камеры 0,95.

$$i_{\text{общ}} \cdot 0,95 + \frac{c_{\text{возд}} \cdot t_{\text{возд}} \cdot x}{V_0} = t_{\text{дым}}^{800} + \frac{d}{V_0} \cdot i_{\text{возд}}^{800},$$

где $i_{\text{возд}}^{800} = 1100 \text{ кДж/м}^3$; $i_{\text{дым}}^{800} = 1185,3 \text{ кДж/м}^3$.

$$2862,76 \cdot 0,95 + \frac{1,3 \cdot 20 \cdot x}{12,01} = 1185,3 + \frac{d}{12,01} \cdot 1110$$

$d = 17,16 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$ - количество вводимого для разбавления атмосферного воздуха.

Общее количество воздуха, идущее на разбавление дымовых газов и горения будет равно:

$$L'_\alpha = L_0 + d = 9,01 + 17,16 = 26,17 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}.$$

Общий коэффициент расхода воздуха составит:

$$\alpha_{\text{общ}} = \frac{26,17}{10,45} = 2,5.$$

8. Для определения начального влагосодержания сушильного агента находим состав разбавленных продуктов горения при $\alpha_{\text{общ}} = 2,5$.

$$V(\text{CO}_2) = 0,96 \frac{\text{M}^3}{\text{M}^3}$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 0,01 \cdot (2 \cdot \text{CH}_4 + 3 \cdot \text{C}_2\text{H}_6 + 4 \cdot \text{C}_3\text{H}_8 + 5 \cdot \text{C}_4\text{H}_{10} + 6 \cdot \text{C}_5\text{H}_{12} + \text{H}_2\text{O} + 0,16 \cdot d_0 \cdot L_\alpha),$$

$$L_\alpha = L_0 \cdot \alpha_{\text{общ}} = 9,01 \cdot 2,5 = 22,56 \frac{\text{M}^3}{\text{M}^3}.$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 0,01 \cdot (2 \cdot 84,8 + 3 \cdot 3,73 + 4 \cdot 1,09 + 5 \cdot 0,099 + 6 \cdot 0,0495 + 1 + 0,16 \cdot 10 \cdot 22,56),$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 2,230 \frac{\text{M}^3}{\text{M}^3}.$$

$$V(\text{N}_2) = 0,79 \cdot L_\alpha + 0,01 \cdot \text{N}_2 = 0,79 \cdot 22,56 + 0,01 \cdot 9,112 = 17,91 \frac{\text{M}^3}{\text{M}^3}$$

$$V(\text{O}_2) = 0,21 (\alpha - 1) \cdot L_0 = 0,21 \cdot (2,5 - 1) \cdot 9,01 = 2,845 \frac{\text{M}^3}{\text{M}^3}.$$

Общее количество продуктов горения составляет:

$$V_\alpha = V(\text{CO}_2) + V(\text{H}_2\text{O}) + V(\text{N}_2) + V(\text{O}_2)$$

$$V_\alpha = 0,96 + 2,230 + 17,91 + 2,845 = 23,945 \frac{\text{M}^3}{\text{M}^3}.$$

Влагосодержание разбавленных дымовых газов определяем как отношение массы водяных паров к массе сухих продуктов горения:

$$d_H = \frac{804 \cdot \text{H}_2\text{O}}{1,977 \cdot V(\text{CO}_2) + 1,251 \cdot V(\text{N}_2) + 1,429 \cdot V(\text{O}_2)} \text{ г/кг сух. возд.}$$

$$d_H = \frac{804 \cdot 2,230}{1,977 \cdot 0,96 + 1,251 \cdot 17,91 + 1,429 \cdot 2,845} = 63,20 \text{ г/кг сух. возд.}$$

Таблица 3.22

Материальный баланс процесса горения

Приход	кг	%	Расход	кг	%
$\text{CH}_4 = 84,87 \cdot 0,717$	60,85	4,09	$\text{CO}_2 =$ $100 \cdot 0,96 \cdot 1,977$	189,792	12,76
$\text{C}_2\text{H}_6 = 3,73 \cdot 1,356$	5,06	0,34	$\text{H}_2\text{O} =$ $100 \cdot 2,04 \cdot 0,804$	164,016	11,03
$\text{C}_3\text{H}_8 = 1,09 \cdot 2,02$	2,2	0,15	$\text{N}_2 = 100 \cdot 8,63 \cdot 1,251$	1079,613	72,58
$\text{C}_4\text{H}_{10} = 0,099 \cdot 2,84$	0,281	0,02	$\text{N}_2 =$ $100 \cdot 0,378 \cdot 1,429$	54,016	3,63
$\text{C}_5\text{H}_{12} = 0,0495 \cdot 3,218$	0,16	0,01	Невязка	+0,053	+0,00356

$\text{CO}_2 = 0,0495 \cdot 1,977$	0,098	0,01			
$\text{N}_2 = 9,112 \cdot 1,251$	11,399	0,77			
$\text{H}_2\text{O} = 1,0 \cdot 0,804$	0,804	0,05			
Воздух					
$\text{O}_2 = 189,21 \cdot 1,2 \cdot 1,429$	324,46	21,81			
$\text{N}_2 = 711,79 \cdot 1,2 \cdot 1,251$	1068,54	71,84			
$\text{H}_2\text{O} = 0,16 \cdot 10 \cdot 1,2 \cdot 9,01 \cdot 0,804$	13,91	0,94			
Итого	1487,49	100,00	Итого	1487,49	100,00

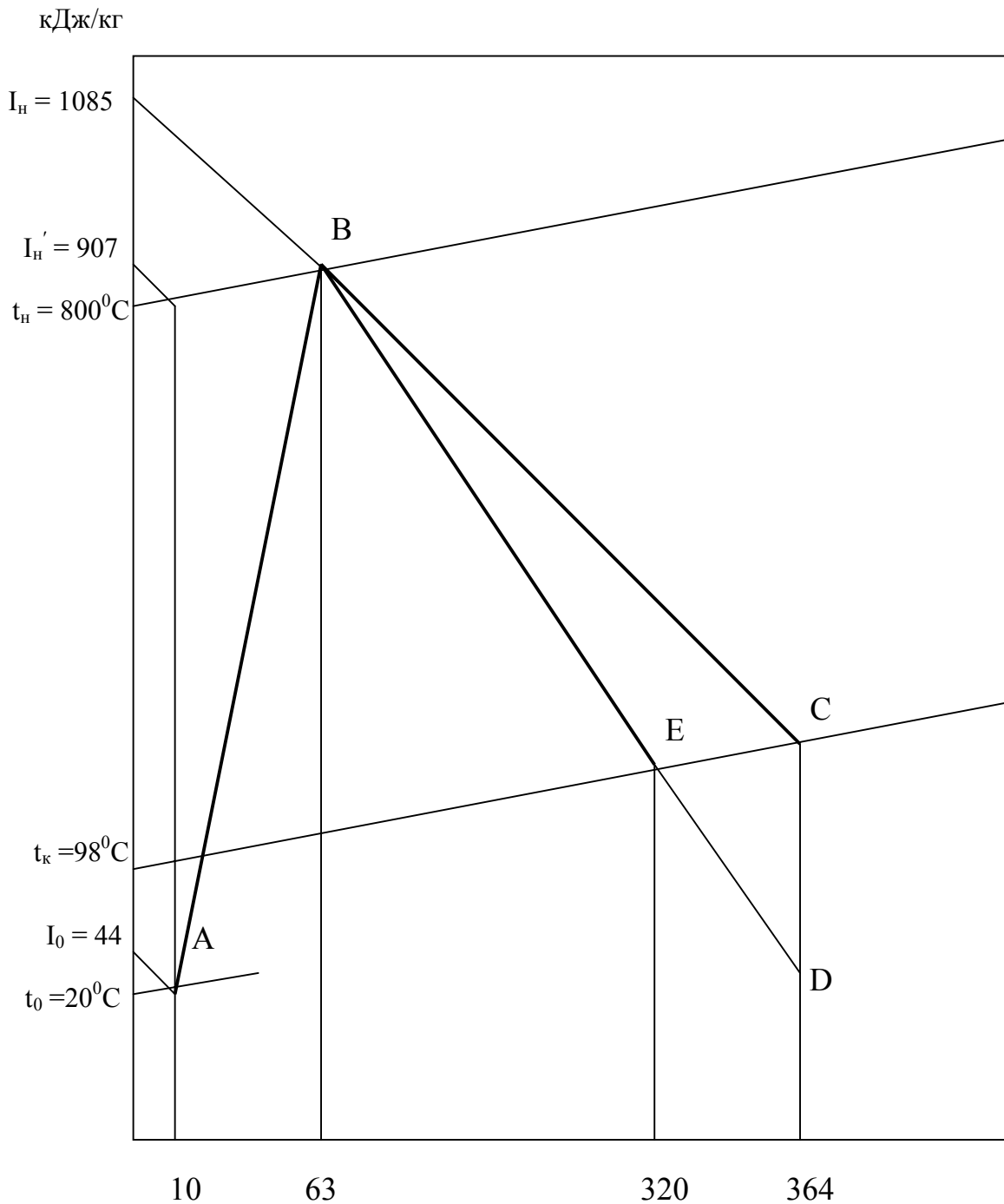


Рис. 3.11. Изображение процесса сушки топочными газами на I – d диаграмме в пневмосушилке

9. Построение теоретического и действительного процесса сушки изображено на I – d диаграмме рис. 3.11.

Для построения теоретического процесса сушки известно два начальных параметра сушильного агента $t_H = 800 \text{ }^{\circ}\text{C}$ и $d_H = 63,20 \text{ г/кг сух. возд.}$, по которым находим точку В, соответствующую началу процесса сушки. Точка А соответствует начальным параметрам атмосферного воздуха: $t_0 = 20^{\circ}\text{C}$, $d_0 = d_{\text{возд}} = 10 \text{ г/кг сух. воз.}$, с которыми воздух поступает в топку. Далее, соединив точки А и В прямой, получаем отрезок АВ, соответствующий процессу смешения газов с атмосферным воздухом. Параметры точки С ($t_K = 98^{\circ}\text{C}$, $I_H = 1085 \text{ кДж/кг сух. воз.}$, $d_2 = 364 \text{ г/кг сух. возд.}$) обозначают окончание теоретического процесса сушки.

Расход сухих газов для теоретического процесса сушки составит:

$$G_{\text{Н.А.А.С}} = \frac{1000 W_{\text{аэ}}}{d_2 - d_H} = \frac{1000 \cdot 629,03}{364 - 63,20} = 2091,19 \text{ кг сух. возд./ч}$$

10. С целью изображения на I – d диаграмме действительного процесса сушки необходимо определить потери теплосодержания газов и материала в процессе сушки по формуле:

$$Q_{\text{ПОТ}} = Q_M + Q_{\text{ОКР}} + Q_{\text{ВОЗД}} \frac{\text{кДж}}{\text{ч}},$$

где Q_M – расход тепла на нагрев материала;

$Q_{\text{ОКР}}$ – потери тепла в окружающей среде;

$Q_{\text{ВОЗД}}$ – потери тепла с воздухом, вследствие подсоса через неплотности.

Начальная температура материала: $t_H^M = 16 \text{ }^{\circ}\text{C}$; $t_K^M = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Начальную и конечную теплоёмкости песка находим по формулам:

$$c_H = 0,921 \cdot \frac{100 - \omega_i}{100} + \frac{4,2 \cdot \omega_i}{100} = 0,921 \frac{100 - 7}{100} + \frac{4,2 \cdot 7}{100} = 1,150 \text{ кДж/кг}^{\circ}\text{C};$$

$$c_K = 0,921 \frac{100 - \omega_e}{100} + \frac{4,2 \cdot \omega_e}{100} = 0,921 \frac{100 - 0,5}{100} + \frac{4,2 \cdot 0,5}{100} = 0,9374 \text{ кДж/кг}^{\circ}\text{C}.$$

Расход тепла на нагрев материала

$$Q_M = G_2 \cdot c_K \cdot t_K^M - G_1 \cdot c_H \cdot t_H^M = 9000 \cdot 0,9374 \cdot 90 - 9629,03 \cdot 1,150 \cdot 16 = 582119,8 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}.$$

Потери тепла в окружающей среде ориентировочно можно принять в размере 10 – 15% от расхода тепла на нагрев материала:

$$Q_{\text{ОКР}} = 0,12 \cdot 582119,8 = 69854,4 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}.$$

Тепло, расходуемое на нагрев атмосферного воздуха, подсасываемого через неплотности сушильной установки (присос воздуха в системе приближенно принимаем 20% от теоретического расхода сушильного агента) составит:

$$Q_{\text{ВОЗ}} = 0,2 G_{\text{С.ГАЗ}}^{\text{ТЕОР}} \cdot 1,3 (t_{\text{К}}^{\text{ГАЗ}} - t_{\text{ВОЗ}}) = 0,2 \cdot 2091,19 \cdot 1,3 \cdot (98 - 20) = 42409,3 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$$

Определяем общие потери тепла:

$$Q_{\text{ПОТ}} = 582119,8 + 69854,4 + 42409,3 = 694383,5 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$$

Потери теплосодержания равны:

$$I_{\text{ПОТ}} = \frac{Q_{\text{ПОТ}}}{G_{\text{С.ГАЗ}}^{\text{ТЕОР}}} = \frac{694383,5}{2091,19} = 332 \text{ кДж/кг сух. газ.}$$

11. Для построения действительного процесса сушки на I – d диаграмме от точки С откладываем вниз величину $I_{\text{ПОТ}} = 332$ кДж/кг сух. газ. и получаем вспомогательную точку Д. Линия ВД соответствует действительному процессу сушки на I – d диаграмме. Пересечения линии ВД с линией $t_{\text{К}} = 98^{\circ}\text{C}$ даёт точку Е, параметры которой соответствуют окончанию процесса сушки. При этом точке Е соответствует $d_{\text{К}} = 282$ г/кг сух. возд.

Действительный расход газов на сушку равен:

$$G_{\text{Н.ААС}} = \frac{1000 W_{\text{аэ}}}{d_{\text{Е}} - d_{\text{I}}} = \frac{1000 \cdot 629,03}{282 - 63,20} = 2874,9 \text{ кг сух. газ/час.}$$

Расход тепла в сушилке определяем по формуле:

$$Q = G_{\text{С. ГАЗ}} (I_{\text{Н}}' - I_0) - 4,2 \cdot W_{\text{вл}} \cdot t_{\text{Н}}^{\text{М}},$$

где $I_{\text{Н}}'$ - теплосодержание воздуха, подаваемого на сушку, которое определяется по I-d диаграмме для т. В при $t_{\text{ВОЗД}} = 800^{\circ}\text{C}$ и $d_0 = 10$ г/ кг сух. возд. Тогда значение $I_{\text{Н}}' = 907$ кДж/кг сух. газа. Теплосодержание атмосферного воздуха соответствует точке А и равно $I_0 = 44$ г/ кг сух. возд.

$$Q = 2874,9 \cdot (907 - 44) - 4,2 \cdot 629,03 \cdot 16 = 2438775,3 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$$

Расход тепла в топке:

$$Q_{\text{ТОП}} = \frac{Q}{\eta_{\text{ТОП}}} = \frac{2438775,3}{0,95} = 2567131,9 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}$$

Расход природного газа при теплотворности $Q_{\text{Н}}^{\text{P}} = 33963 \frac{\text{кДж}}{\text{М}^3}$:

$$V = \frac{Q_{\text{ТОП}}}{Q_{\text{Н}}} = \frac{2567131,9}{33963} = 75,59 \frac{\text{М}^3}{\text{ч}}$$

Удельный расход тепла на сушку составит:

$$q = \frac{Q_{\text{ТОП}}}{W_{\text{вл}}} = \frac{2567131,9}{629,03} = 4081,1 \text{ кДж/кг вл.}$$

12. Находим скорость движения газов, которая превышает скорость витания частиц на 10 %.

При этом плотность газа на входе в сушильную трубу с температурой $t_n = 800$ °С, будет равна:

$$\rho_{t_{\text{вх}}}^{\text{газ}} = \frac{\rho_{0_{\text{вх}}}}{1 + \beta t_i} = \frac{1,26}{1 + \beta 800} = \frac{1,26}{3,93} = 0,32 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3},$$

где $1 + \beta t_n$ – бином расширения газа (см. прилож.табл.4.9);

$\rho_{0_{\text{газ}}}$ – плотность газа при 0°С (в соответствии с его составом) рассчитывается по формуле:

$$\begin{aligned} \rho_{0_{\text{газ}}} &= \frac{\rho_{\text{CO}_2} V_{\text{CO}_2} + \rho_{\text{N}_2} V_{\text{N}_2} + \rho_{\text{O}_2} V_{\text{O}_2} + \rho_{\text{H}_2\text{O}} V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_{\alpha}} = \\ &= \frac{1,977 \cdot 0,96 + 1,251 \cdot 17,91 + 1,429 \cdot 2,845 + 0,804 \cdot 2,230}{23,945} = 1,26 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}. \end{aligned}$$

Минимальная скорость газового потока в начале трубы рассчитывается по формуле:

$$W_{\text{вх}}^i = 5,7 \sqrt{\frac{d\rho_i}{\rho_{t_{\text{вх}}}^{\text{газ}}}} = 5,7 \sqrt{\frac{0,0012 \cdot 1559}{0,32}} = 13,78 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Плотность газа в конце трубы находим с учётом испарившейся из материала влаги. Количество испарившейся влаги, приходящейся на 1 м³ горячего газа, будет равно:

$$W_{\text{исп}} = \frac{W_{\text{вл}}}{V \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{629,03}{75,59 \cdot 0,804} = 10,35 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}.$$

Общее количество влаги в разбавленных продуктах горения перед выходом из сушила составляет:

$$V_{\text{H}_2\text{O}}'' = 2,230 + 10,35 = 12,58 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}.$$

Проверим влагосодержание сушильного агента в конце процесса сушки:

$$d_k = \frac{804 \cdot 12,58}{1,977 \cdot 0,96 + 1,251 \cdot 17,91 + 1,429 \cdot 2,845} = 356,44 \text{ г/кг сух. газа.}$$

Так как рассчитанное значение $d_k = 356,44$ г/кг сух. газа. значительно отличается от найденного по I – d диаграмме значения $d_k = 282$ г/кг сух. газ., то пересчитаем действительный расход газов:

$$G_{\text{С. ГАЗ}} = \frac{1000 \cdot 629,03}{356,44 - 63,20} = 2145,1 \text{ кг сух. газ/ч}$$

Расход тепла в сушилке:

$$Q = 2145,1 \cdot (907 - 44) - 4,2 \cdot 629,03 \cdot 16 = 1808950,48 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}.$$

Расход тепла в топке:

$$Q_{\text{ТОП}} = \frac{1808950,48}{0,95} = 1904158,4 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}.$$

Уточнённый расход природного газа:

$$V = \frac{1904158,4}{33963} = 56,07 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

Удельный расход тепла на сушку равен:

$$q = \frac{1904158,4}{629,03} = 3027,13 \text{ кДж/кг вл.}$$

Минимальная скорость газового потока в конце трубы:

$$W_{\text{газ}}^{\text{к}} = 5,7 \sqrt{\frac{d_{\text{м}} \cdot \rho_{\text{к}}}{\rho_{\text{тгаз}}}} = 5,7 \sqrt{\frac{0,0012 \cdot 1457}{0,80}} = 8,43 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Количество испарившейся влаги:

$$W_{\text{исп}} = \frac{629,03}{56,07 \cdot 0,804} = 13,95 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$$

Общее количество влаги в разбавленных продуктах:

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 2,23 + 13,95 = 16,18 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$$

Плотность газа в конце трубы при 0°C составит:

$$\rho_{0\text{ГАЗ}} = \frac{1,977 \cdot 0,96 + 1,251 \cdot 17,91 + 1,429 \cdot 2,845 + 0,804 \cdot 16,18}{23,945 + 13,95} = 1,09 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Плотность газа при выходе из сушила с температурой 98°C составит:

$$\rho_{\text{тгаз}}^{\text{выход}} = \frac{1,09}{1 + \beta_{98}} = \frac{1,09}{1,37} = 0,80 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

13. Составим таблицу теплового баланса (табл.3.23)сушильной трубы.

Таблица 3.23

Тепловой баланс пневмосушилки

Наименование статьи	Количество тепла		
	кДж/ч	кДж/кг вл.	%
Приход тепла			
1.Тепло, вносимое топливом в топку (уточнённое) $Q_1 = V \cdot Q_{\text{Н}} = 56,07 \cdot 33963$	1904158,4	3027,1	95,2
2.Тепло, вносимое атмосферным воздухом при $\alpha = 2,504$ $Q_2 = \alpha \cdot V \cdot \rho_{\text{Л}} \cdot i_{\text{ВОЗ}} = 2,504 \cdot 56,07 \cdot 26,17 \cdot 1,3 \cdot 20$	95530,5	151,9	4,8
Всего	1999688,9	3179,0	100
Расход тепла			
1.Тепло отходящих газов (без учёта тепла, уносимого испаряемой влагой): $Q_1 = V_{\alpha} \cdot V \cdot i_{\text{ОТХ}} = 23,945 \cdot 56,07 \cdot 1,3 \cdot 98$	171046,7	271,9	8,6
2.Тепло на испарение влаги $Q_2' = W_{\text{вл}} \cdot (r + c_{\text{п}} \cdot t_{\text{м}}^{\text{к}}) = 629,03 \cdot (2285 + 1,97 \cdot 90)$	1550558,9	2465,0	77,5
3.Потери тепла в топке: $Q_3' = V \cdot Q_{\text{Р}}^{\text{H}} \cdot (1 - \eta) = 56,07 \cdot 33963 \cdot 0,08$	152344,4	242,2	7,6

4. Потери в окружающую среду $Q_4' = 0,12 \cdot 582119,8$	69854,4	111,1	3,5
5. Тепло с воздухом, подсасываемым через неплотности $Q_5' = 0,2 \cdot G_{C, ГАЗ}^{ТЕОР} \cdot 1,3 \cdot (t_{К}^{ГАЗ} - t_{ВОЗ}) =$ $0,2 \cdot 2091,19 \cdot 1,3 \cdot (98 - 20)$	42409,3	67,4	2,1
Невязка баланса	+ 13475,2	21,4	0,7
Всего	1999688,9	3179,0	100

14. Определим основные размеры сушильной трубы.

Количество газов, поступающих в пневмосушилку, составит:

$$G_{CM} = (1 + 0,001 \cdot d_H) \cdot G_{C, ГАЗ};$$

$$G_{CM} = (1 + 0,001 \cdot 63,20) \cdot 2145,1 = 2280,67 \frac{кг}{ч}.$$

Секундный расход сушильного агента при входе в сушилку с температурой $t_H = 800^\circ C$ равен:

$$V_t = \frac{2280,67}{0,32 \cdot 3600} = 1,98 \frac{м^3}{с}.$$

Определяем диаметр трубы по формуле:

$$D_1 = 1,13 \sqrt{\frac{V_t}{W_{\text{аац}}^i}} \text{ м},$$

где V_t – действительное количество сушильного агента, входящего в трубу-сушилку при начальной температуре, $м^3/с$;

$W_{\text{газ}}^H$ – действительная скорость движения газов на входе в трубу – сушилку, $м/с$.

$$D_1 = 1,13 \sqrt{\frac{1,98}{13,78}} = 0,43 \text{ м}.$$

При этом диаметре скорость газов в конце трубы определяется по формуле:

$$W_{\text{газ}}^k = \frac{V_t'}{0,785 \cdot D^2} \frac{м}{с},$$

где V_t' – объём газа при выходе из сушилки, $м^3/с$.

$$V_t' = \frac{G_{CM} + W_{\text{исп}}}{\rho_t \cdot 3600} = \frac{2280,67 + 629,03}{0,8 \cdot 3600} = 1,01 \frac{м^3}{с}.$$

Тогда

$$W_{\text{аац}}^e = \frac{V_t'}{0,785 D^2} = \frac{1,01}{0,785 \cdot 0,43^2} = 6,96 \frac{м}{с}.$$

Эта скорость ниже, чем минимальная расчётная ($W_{\text{газ}}^k = 8,43 \text{ м/с}$), поэтому трубу необходимо изготовить с небольшим сужением кверху.

Кроме того, эта скорость должна быть несколько выше (как минимум на 20 %) скорости витания частицы. Уточним скорость витания для частицы песка размером $d_m = 0,0012 \text{ м}$.

Находим критерий Архимеда.

$$Ar = \frac{g d_M^3 \rho_M}{\nu_{\text{кон}}^2 \rho_{\text{газ}}},$$

где $\nu_{\text{кон}}$ – кинематическая вязкость воздуха на выходе из трубы, $\text{м}^2/\text{с}$.

$$Ar = \frac{9,81 \cdot 0,0012^3 \cdot 1457}{(2,725 \cdot 10^{-5})^2 \cdot 0,8} = 41580.$$

По номограмме $Re = f(Ar)$ определяем значение критерия $Re_{\text{вит}}$ и скорости витания по формуле:

$$W_{\text{вит}} = \frac{Re_{\text{вит}} \cdot \nu_{\text{кон}}}{d_M} = \frac{300 \cdot 2,725 \cdot 10^{-5}}{0,0012} = 6,75 \text{ м/с}.$$

Полученное значение скорости витания на 25 % меньше минимальной скорости газа на выходе из трубы-сушилки, что соответствует условию транспортировки материала в трубе.

С целью определения разгонного участка трубы, полученное значение скорости витания частицы можно увеличить, исходя из опытных данных, в 1,5 - 2 раза. Таким образом, скорость газа в трубе составит

$$W_{\text{газ}}^k = 1,5 W_{\text{вит}} = 1,5 \cdot 6,75 = 10,125 \text{ м/с}.$$

С учётом уточнённого значения расхода газа в конце сушилки определим диаметр вверху трубы

$$D_2 = 1,13 \sqrt{\frac{1,01}{10,125}} = 0,36 \text{ м или } 360 \text{ мм}.$$

Принимаем $D_2 = 360 \text{ мм}$.

Определяем концентрацию материала:

- в начале сушильной трубы

$$\mu_H = \frac{G_1}{G_{\text{газ}}} = \frac{9629,03}{2280,67} = 4,22 \frac{\text{кг}}{\text{кг}};$$

- в конце сушильной трубы

$$\mu_K = \frac{9000}{2280,67 + 629,03} = 3,093 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Тогда с учётом напряжённости сушильного объёма по влаге $m_0 = 300 \text{ кг/м}^3$ ч и среднего диаметра трубы $D_{\text{ср}} = (0,43 + 0,36)/2 = 0,4 \text{ м}$ длина пневмосушилки составит:

$$L = \frac{W_{\text{ЭН}}}{m_0 \cdot 0,785 \cdot D_{\text{ср}}^2} = \frac{629,03}{300 \cdot 0,785 \cdot 0,4^2} = 16,69 \approx 17 \text{ м}.$$

Общая длина пневмосушилки с учётом участка на разгон частиц

$$L_{\text{общ}} = L + L_p,$$

где дополнительная длина сушилки, необходимая для разгона частиц материала

$$L_p \approx W_{\text{газ}}^k \cdot d_{\text{ср}} = 10,125 \cdot 1,2 = 12,15 \text{ м (размерность } d_{\text{ср}} \text{ в мм)}.$$

Принимаем $L_p = 12 \text{ м}$.

Тогда $L_{\text{общ}} = L + L_p = 17 + 12 = 29 \text{ м}$.

15. Гидравлическое сопротивление сушилки

$$\Delta\delta_n = \Delta\delta_1 + \Delta\delta_2 + \Delta\delta_3.$$

Потери давления $\Delta p_1, \Delta p_2$ и Δp_3 на преодоление различных сопротивлений рассчитываются следующим образом.

Критерий Re для сушилки

$$Re = \frac{W_{\text{газ}}^k D_{\text{ср}}}{v_{\text{кон}}} = \frac{10,125 \cdot 0,4}{2,725 \cdot 10^{-5}} = 1,49 \cdot 10^5.$$

Коэффициент гидравлического трения при шероховатости изношенной трубы $\Delta = 0,2$ мм будет $\lambda_{\text{тр}} = 0,017$ (рис.1.8). Коэффициент местного сопротивления колена $\zeta = 0,1$. При относительной скорости частиц $W_{\text{отн}} = 0,95(W_{\text{газ}}^k - W_{\text{виг}}) = 0,95(10,125 - 6,75) = 3,21$ м/с и при $\Delta p_4 = 0$ получим:

$$\Delta p = \left(0,017 \frac{29}{0,4} + 2 \cdot 0,1 \right) \frac{0,8 \cdot 10,125^2}{2} + \frac{(1457 - 0,8) 29 \cdot 9000 / 3600 \cdot 9,81}{0,785 \cdot 0,4^2 \cdot 1457 \cdot 10,125} + \frac{9000 / 3600 \cdot 3,21}{0,785 \cdot 0,4^2} = 681,52 \text{ Па}.$$

Принимаем сопротивление сушилки с двумя коленами 682 Па.

16. Расчёт циклона.

Для разделения газовой и твёрдой фазы используем циклон марки ЦН.

Потери давления в циклоне:

$$\Delta\delta_{\delta} = \xi \rho_{\text{т.газ}} \frac{\omega_{\text{газ}}^{\delta 2}}{2}.$$

Принимаем $\frac{\Delta p}{\rho_{\text{газ}} \cdot g} = 75 \text{ м}$, $\xi = 105$.

Тогда скорость газа в циклоне

$$\omega_{\text{газ}}^{\delta} = \sqrt{\frac{2\Delta\delta}{\xi \rho_{\text{т.газ}} g}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 75}{105 \cdot 9,81}} = 0,38 \text{ м/с}.$$

Диаметр циклона

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{V_{\text{т}}'}{0,785 \omega_{\text{газ}}^{\text{ц}}}} = \sqrt{\frac{1,01}{0,785 \cdot 0,38}} = 0,55 \text{ м}.$$

Выбираем циклон марки НИИОГАЗ типа ЦН-15 диаметром $D_{\text{ц}} = 600$ мм с сопротивлением циклона $\Delta p_{\text{ц}} = 589$ Па.

Общее сопротивление сушильной установки

$$\Delta p_{\text{общ}} = \Delta p_{\text{с}} + \Delta p_{\text{ц}} = 682 + 589 = 1271 \text{ Па}.$$

17. Мощность на колесе вентилятора

$$N_{\text{э}} = \frac{V_{\text{т}}' \Delta p_{\text{общ}}}{1000 \eta},$$

где $\eta = \eta_{\text{в}} \eta_{\text{п}} \eta_{\text{д}}$ – общий КПД вентилятора.

$$N_э = \frac{1,01 \cdot 1271}{1000 \cdot 0,48} = 2,67 \text{ кВт.}$$

Установочная мощность электродвигателя

$$N_{уст} = \beta N_э,$$

где β - коэффициент запаса, принимаемый для центробежных вентиляторов по табл.3.24.

Таблица 3.24

Коэффициент запаса мощности β для центробежных вентиляторов

$N_э, \text{ кВт}$	$\leq 0,5$	0,51 - 1	1,01 - 2	2,01 - 5	> 5
β	1,5	1,3	1,2	1,15	1,1

Библиографический список

1. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин.- М.: Химия, 1971.- 784 с.
2. Лыков, М.В. Сушка в химической промышленности / М.В. Лыков.- М.: Химия, 1970. -432 с.
3. Гинзбург Д.Б., Деликишкин С.Н., Ходоров Е.И., Чижский А.Ф. Печи и сушилки силикатной промышленности/[Д.Б Гинзбург и др.].- М.: Гос. изд-во лит. по строит. материалам, 1949.- 484 с.
4. Лебедев, П.Д. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий / П.Д Лебедев, А.А. Щукин.- М.: Энергия, 1970. -408 с.
5. Перегудов, В.В. Тепловые процессы и установки в технологии строительных изделий и деталей / В.В. Перегудов, М.И. Роговой.- М.: Стройиздат, 1983.- 416 с.
6. Мазуров, Д.Я. Теплотехническое оборудование заводов вяжущих материалов / Д.Я Мазуров.- М.: Стройиздат, 1975. -288 с.
7. Романков, П.Г. Сушка во взвешенном состоянии / П.Г. Романков, Н.Б. Рашковская.- Л.: «Химия», 1968. -360 с.
8. Исламов, М.Ш. Печи химической промышленности / М.Ш. Исламов.- М.: Высш. Шк., 1967. -259 с.
9. Рысин, С.А. Вентиляционные установки машиностроительных заводов / С.А Рысин. Справочник. - М.: Машиностроение, 1964.- 704 с.
10. Классен, П.В. Типовые методики расчета процессов гранулирования / [П.В. Классен и др.].-М: НИУИФ, 1977. -88 с.
11. Мазуров, Д.Я. Теплотехника и теплотехническое оборудование предприятий промышленности строительных материалов / [Д.Я Мазуров и др.]. Часть 2. Промышленная теплотехника.- М.: Изд-во лит. по стр-ву, 1966.- 500 с.
12. Кашкаев, И.С. Производство керамического кирпича / И.С. Кашкаев, Е.Ш. Шейнман ..Учебник для подгот. рабочих на пр-ве. - М.: Высш. Шк., 1983. - 223с.
13. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / [К.Ф. Павлов и др.]. – Л.: Химия, 1987 – 576 с.
14. Хворостовская, Н.С. Сборник задач по теплопередаче в строительстве / Н.С. Хворостовская .Учебное пособие. – Красноярск: Изд-во КрПИ, 1987. – 63 с.
15. Левченко, П.В. Расчеты печей и сушилок силикатной промышленности / П.В Левченко.- М.: Высш. Шк., 1968. -366 с.
16. Новая технология керамических плиток / Под ред. В.И. Добужинского. М.: Стройиздат, 1977. 228 с.
17. Строительная керамика: Справочник / Под ред. Е.Л. Рохваргера. М.: Стройиздат, 1976. -493 с.

- 18.Ильевич, А.П. Машины и оборудование для заводов по производству керамики и огнеупоров / А.П Ильевич .-М.: Высш. Шк., 1979. -344 с.
- 19.Овчинников, Л.Н. Барабанный гранулятор-сушилка (БГС): учеб. пособие / [Л.Н Овчинников и др.].Иван.гос. хим.-технол. ун-т. Иваново,2002.-112с.
20. Овчинников, Л.Н. Сушка в силикатной промышленности:учеб. пособие / Л.Н Овчинников, Н.Л. Овчинников. Иван.гос. хим.-технол. ун-т. Иваново,2002.-104 с.
- 21 Овчинников, Л.Н. Сушка во взвешенном слое:учеб. пособие / Л.Н Овчинников, Н.Л. Овчинников. Иван.гос. хим.-технол. ун-т. Иваново,2006.-104 с.
22. Овчинников, Л.Н. Сушка и обжиг в кипящем слое: учеб. пособие / [Л.Н Овчинников и др.] ГОУ ВО Иван.гос. хим.-технол. ун-т. Иваново,2009.-106 с.
- 23.Чернобыльский, И.И. Сушильные установки химической промышленности / И.И. Чернобыльский, Ю.М. Тананайко. - Киев: Техника, 1969. - 272 с.
- 24.Справочник по пыле- и золоулавливанию / М.И. Биргер, А.Ю. Вальдберг, Б.И. Мягков и др.- М.: Энергоатомиздат,1983.-312 с.

4. Приложения

Таблица 4.1

Среднемесячные значения $t_{\text{воз}}$ и φ для различных городов России

Наименование города	Январь		Июль	
	$t_{\text{воз}}, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$	$t_{\text{воз}}, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$
Архангельск	-13,3	88	15,3	79
Астрахань	- 7,1	91	25,2	58
Благовещенск	- 24,2	78	21,2	72
Брянск	- 8,8	88	18,2	74
Владивосток	-13,7	74	20,6	77
Волгоград	- 9,9	85	24,7	50
Вологда	-12,0	85	17,5	70
Воронеж	- 9,8	90	20,6	62
Ворошиловград	- 7,0	84	22,2	59
Нижний	-12,2	89	19,4	68
Иркутск	- 20,9	85	17,2	72
Казань	-13,6	86	19,9	63
Краснодар	- 2,1	90	23,7	67
Красноярск	-19,2	81	19,3	72
Курск	- 9,3	88	19,4	67
Петербург	- 7,7	87	17,5	69
Минск	- 6,8	88	17,5	78
Москва	-10,8	88	18,0	70
Николаев	- 4,0	88	23,1	63
Новгород	- 8,4	88	17,6	78
Новосибирск	-19,3	83	18,7	59
Новороссийск	- 2,0	75	23,6	68
Одесса	- 3,1	88	22,6	61
Омск	-19,6	85	19,1	70
Орел	- 9,5	92	19,6	77
Пермь	-16,0	84	18,0	72
Ростов-на-Дону	- 6,1	89	23,7	59
Саратов	-11,3	84	23,1	53
Екатеринбург	-16,2	84	17,2	70
Смоленск	- 8,4	88	17,6	78
Томск	-19,4	82	17,8	76
Челябинск	-16,2	84	18,6	72
Чита	- 27,4	82	18,7	65

Таблица 4.2

Парциальное давление водяного пара во влажном воздухе
 $p_n, \text{Н/м}^2$

$t, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$						
	100	90	80	70	60	50	40
-15	165,3	148 8	132,2	115,8	99,2	82,7	66,1
-10	259,9	230 9	208,0	181,9	155,9	129,9	104,0
-5	401,3	361 2	321,1	280,9	240,8	200,7	160,5
0	610,8	549 7	488,6	427,6	366,5	305,4	244,3
5	872,7	785 5	698,2	611,0	523,7	436,4	349,1
10	1228,2	1105 4	982,7	859,9	737,1	614,3	491,5
15	1705,5	1535 1	1364,7	1194,2	1023,6	853,1	682,5
20	2338,7	2105 0	1771,3	1637,6	1403,8	1169,9	936,0
25	3168,4	2851 9	2535,3	2218,7	1902,0	1585,1	1268,3
30	4244,4	3820 6	3396,6	2972,5	2548,3	2123,9	1699,4
35	5225,0	5063 5	4501,8	3939,7	3377,7	2815,2	2252,6
40	7378,8	6642 5	5905,9	5168,9	4431,6	3693,8	2955,8
45	9587,3	8631 0	7673,4	6716,9	5759,0	4800,5	3841,5
50	12338,0	11108 0	9877,3	8645,6	7413,1	6179,7	4945,5
55	15743,1	14174 6	12604,9	11033,8	9461,6	7887,9	6312,9
60	19923,1	17939 6	15954,2	13966,8	11977,4	9986,1	7992,8
65	25013,5	22525 1	20033,8	17539,8	15042,9	12542,9	10040,1
70	31167,4	28069 5	24967,0	21860,9	18750,4	15635,9	12517,1
75	38559,0	34729 9	30894,4	27053,8	23206,7	19353,6	15494,9
80	47362,0	42665 2	37958,2	33243,3	28520,3	23788,4	19047,7
85	57830,0	52099 0	46357,4	40604,4	34839,5	29062,3	23273,5
90	70122,0	63184 4	56229,6	49258,6	42271,1	35267,3	28246,9
95	84560,0	76208 3	67832,2	59433,9	51010,5	42566,7	34099,7
99,4	99356,0	89549 7	79718,0	69857,1	59966,7	50045,8	40095,5
100	99356,0	89560 2	79729,4	69872,1	59984,5	50065,4	40114,5

Таблица 4.3

Удельный объем влажного воздуха на 1 кг сух. возд.
($v \text{ м}^3/\text{кг}$)

Т, °С	φ, %							
	100	90	80	70	60	50	40	30
-15	0,747	0,747	0,747	0,747	0,747	0,746	0,746	0,746
-10	0,762	0,762	0,762	0,762	0,762	0,761	0,761	0,761
- 5	0,778	0,778	0,777	0,777	0,777	0,776	0,776	0,776
0	0,794	0,794	0,793	0,793	0,792	0,792	0,791	0,791
5	0,811	0,810	0,809	0,809	0,808	0,807	0,806	0,806
10	0,828	0,827	0,826	0,825	0,824	0,823	0,822	0,821
15	0,847	0,846	0,844	0,843	0,841	0,840	0,838	0,837
20	0,867	0,865	0,863	0,861	0,859	0,857	0,855	0,853
30	0,915	0,911	0,907	0,903	0,899	0,895	0,891	0,887
40	0,977	0,970	0,962	0,954	0,947	0,940	0,933	0,925
50	1,07	1,05	1,04	1,02	1,01	0,996	0,983	0,970
60	1,20	1,17	1,15	1,12	1,09	1,07	1,05	1,02
70	1,44	1,38	1,32	1,27	1,22	1,17	1,13	1,09
80	1,95	1,79	1,65	1,53	1,43	1,34	1,26	1,19
90	3,57	2,88	2,42	2,08	1,83	1,63	1,47	1,33
100	—	10,9	5,45	3,63	2,72	2,17	1,81	1,55
120		11,5	5,73	3,82	2,86	2,28	1,90	1,63
140	—	12,0	6,01	4,01	3,00	2,40	2,00	1,71
160		12,6	6,30	4,19	3,14	2,51	2,09	1,79
180		13,2	6,58	4,38	3,29	2,63	2,19	1,87
200	—	13,7	6,86	4,57	3,43	2,74	2,28	1,96

Таблица 4.4

Физические постоянные сухого воздуха $P = 1 \text{ атм}$

t , °C	ρ , кг/м ³	c_p , ккал кг · град	$\lambda \cdot 10^2$, ккал м · ч · °C	$a \cdot 10^2$, м ² /ч	$\mu \cdot 10^6$, кг · сек м ²	$\nu \cdot 10^6$, м ² /сек	Pr
-180	3,685	0,250	0,65	0,705	0,66	1,76	0,900
-150	2,817	0,248	1,00	1,45	0,89	3,10	0,770
-100	1,984	0,244	1,39	2,88	1,20	5,94	0,742
-50	1,534	0,242	1,75	4,73	1,49	9,54	0,726
-20	1,365	0,241	1,94	5,94	1,66	11,93	0,724
-0	1,252	0,241	2,04	6,75	1,75	13,70	0,723
10	1,206	0,241	2,11	7,24	1,81	14,70	0,722
20	1,164	0,242	2,17	7,66	1,86	15,70	0,722
30	1,127	0,242	2,22	8,14	1,91	16,61	0,722
40	1,092	0,242	2,28	8,65	1,96	17,60	0,722
50	1,056	0,243	2,34	9,14	2,00	18,60	0,722
60	1,025	0,243	2,41	9,65	2,05	19,60	0,722
70	0,996	0,243	2,46	10,18	2,08	20,45	0,722
80	0,968	0,244	2,52	10,65	2,14	21,70	0,722
90	0,942	0,244	2,58	11,25	2,20	22,90	0,722
100	0,916	0,244	2,64	11,80	2,22	23,78	0,722
120	0,870	0,245	2,75	12,90	2,32	26,20	0,722
140	0,827	0,245	2,86	14,10	2,40	28,45	0,722
160	0,789	0,246	2,96	15,25	2,46	30,60	0,722
180	0,755	0,247	3,07	16,50	2,55	33,17	0,722
200	0,723	0,247	3,18	17,8	2,64	35,82	0,722
250	0,653	0,249	3,42	21,2	2,85	42,8	0,722
300	0,596	0,250	3,69	24,8	3,03	49,9	0,722
350	0,549	0,252	3,93	28,4	3,21	57,5	0,722
400	0,508	0,253	4,17	32,4	3,36	64,9	0,722
500	0,450	0,256	4,64	40,1	3,69	80,4	0,722
600	0,400	0,260	5,00	49,1	4,00	98,1	0,723
800	0,325	0,266	5,75	68,0	4,54	137,0	0,725
1000	0,268	0,272	6,55	89,9	5,05	185,0	0,727
1200	0,238	0,278	7,27	113,0	5,50	232,5	0,730
1400	0,204	0,284	8,00	138,0	5,89	282,5	0,736
1600	0,182	0,291	8,70	165,0	6,28	338,0	0,740
1800	0,165	0,297	9,40	192,0	6,68	397,0	0,744

Таблица 4.5

Физические свойства воды (на линии насыщения)

P , кгс/см ²	t , °С	ρ , кг/м ³	i , кДж/кг	c , кДж/(кг·К)	$\lambda \cdot 10^2$, Вт/(м·К)	$a \cdot 10^7$, м ² /с	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	$\beta \cdot 10^4$, К ⁻¹	$\sigma \cdot 10^4$, кг/с ²	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	1,79	-0,63	756	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	1,31	+0,70	762	9,52
1	20	988	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,566	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,50	589	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,00	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,60	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212	0,266	9,20	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,70	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	1,17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

Пересчет в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$.

Таблица 4.6

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры

Температура, °С	Давление (абсолютное) кгс/см ²	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность, кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования r , кДж/кг
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481,7
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2532,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333,0
75	0,3930	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
80	0,4830	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,5900	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,7150	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
95	0,8620	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
100	1,0330	1,675	0,5970	419,0	2679	2260
105	1,2320	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,4610	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,7240	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,0520	0,893	1,1199	504,1	2711	2207
125	2,3670	0,7715	1,296	525,4	2718	2194
130	2,7550	0,6693	1,494	546,8	2726	2179
135	3,1920	0,5831	1,715	568,2	2733	2165
140	3,6850	0,5096	1,962	589,5	2740	2150
145	4,2380	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4,8550	0,3933	2,543	632,7	2753	2120
160	6,3030	0,3075	3,252	654,1	2765	2089
170	8,0800	0,2431	4,113	719,8	2776	2056
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	2785	2021
190	12,80	0,1568	6,378	808,3	2792	1984
200	15,85	0,1276	7,840	852,7	2798	1945
210	19,55	0,1045	9,567	897,9	2801	1904
220	23,66	0,0862	11,60	943,2	2803	1860
230	28,53	0,07155	13,98	989,3	2802	1813
240	34,13	0,05967	16,76	1035	2799	1763
250	40,55	0,04998	20,01	20,01	2792	1710
260	47,85	0,04199	23,82	23,82	2783	1653
270	56,11	0,03538	28,27	28,27	2770	1593
280	65,42	0,02988	33,47	33,47	2754	1528
290	75,88	0,02525	39,60	39,60	2734	1459
300	87,60	0,02131	46,93	46,93	2710	1384

Таблица 4.7

Плотность сухого воздуха

В таблице приводятся значения плотности ρ (кг/м³), вычисленные по формуле:

$$\rho = \frac{1,293 \cdot B}{(1 + 0,00367t) \cdot 760},$$

где B — давление, мм рт. ст.; (t — температура воздуха, °С).

Температура, °С	Давление, мм рт. ст.				Температура, °С	Давление, мм рт. ст.			
	720	740	760	770		720	740	760	770
0	1,225	1,259	1,293	1,310	18	1,149	1,181	1,213	1,229
2	1,216	1,250	1,284	1,301	20	1,141	1,173	1,205	1,221
4	1,208	1,241	1,275	1,291	22	1,134	1,165	1,197	2,212
6	1,199	1,232	1,266	1,282	24	1,126	1,157	1,189	1,204
8	1,190	1,223	1,257	1,273	26	1,118	1,149	1,181	1,196
10	1,182	1,215	1,247	1,264	28	1,111	1,142	1,173	1,188
12	1,173	1,206	1,239	1,255	30	1,104	1,134	1,165	1,180
14	1,165	1,198	1,230	1,246	32	1,096	1,127	1,157	1,173
16	1,157	1,189	1,221	1,238	35	1,086	1,116	1,146	1,161

Таблица 4.8

Плотность некоторых материалов

Наименование	Плотность, $\rho \cdot 10^{-3}$, кг/м ³	Наименование	Плотность, $\rho \cdot 10^{-3}$, кг/м ³
Антрацит	1,3—1,8	Кварцит сырой	2,66—2,67
Асбест	2,1-2,8	Мел	1,8—2,7
Бурый уголь	1,1—1,44	Мергель	2,3—2,5
Гипс кристаллический	2,17—2,31	Пемза	0,37—0,9
Глина сухая	1,25—1,52	Песок сухой	1,4-1,65
Доломит	2,1—2,95	Песок мокрый	1,95—2,05
Известняк	2,3—3,0	Торф сухой	0,1 — 1,0
Каменный уголь	1,2-1,5	Шлак	2,5—3,0

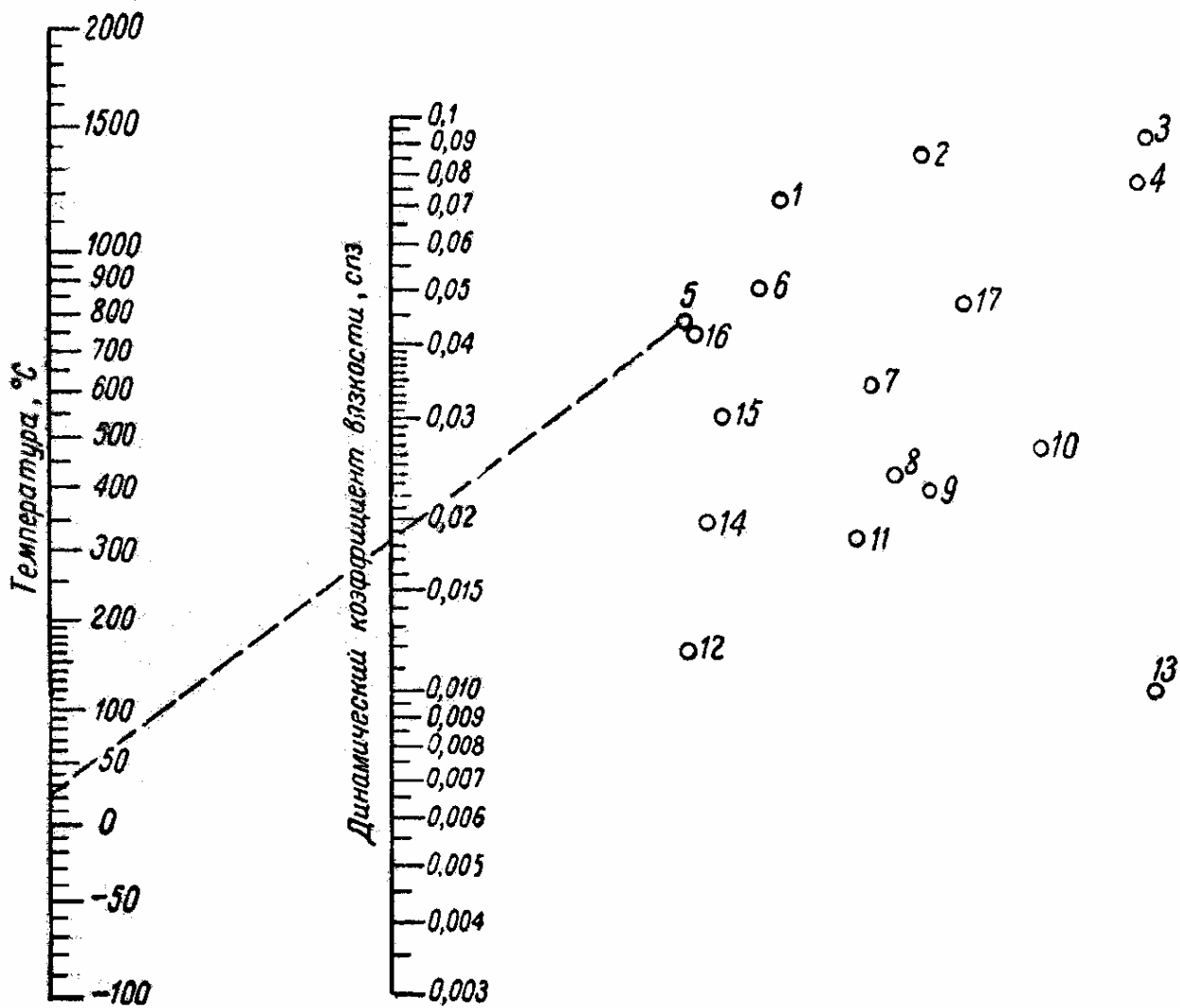


Рис.4.1. Номограмма для определения вязкости газов:

1 – O_2 ; 2 – NO ; 3 – CO_2 ; 4 – HCl ; 5 – воздух; 6 – N_2 ; 7 – SO_2 ; 8 – CH_4 ; 9 – H_2O ; 10 – NH_3 ; 11 – C_2H_6 ; 12 – H_2 ; 13 – C_6H_6 ; 14 – $9\text{H}_2 + \text{N}_2$; 15 – $3\text{H}_2 + \text{N}_2$; 16 – CO ; 17 – Cl_2

Пересчёт в СИ: $1 \text{ спз} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Н}\cdot\text{с}/\text{м}^2$

Таблица 4.9

Бином расширения газов ($1+\beta t$) и плотность воздуха ρ_t

t °C	$1 + \beta t$	ρ_t кг/м ³	t °C	$1 + \beta t$	ρ_t кг/м ³
0	1,00	1,293	800	3,93	0,328
50	1,18	1,095	850	4,11	0,314
100	1,37	0,946	900	4,30	0,300
150	1,55	0,840	950	4,48	0,288
200	1,73	0,746	1000	4,66	0,276
250	1,92	0,671	1050	4,85	0,266
300	2,10	0,615	—	—	—
350	2,28	0,566	—	—	—
400	2,46	0,524	1100	5,03	0,256
450	2,65	0,486	1150	5,21	0,247
500	2,83	0,456	1200	5,40	0,239
550	3,01	0,428	1250	5,58	0,231
600	3,20	0,403	1300	5,76	0,224
650	3,38	0,382	1350	5,95	0,217
700	3,56	0,363	1400	6,13	0,210
750	3,75	0,344	1450	6,31	0,204
1500	6,50	0,199	1800	7,59	0,170
1550	6,68	0,193	1850	7,78	0,166
1600	6,86	0,188	1900	7,96	0,162
1650	7,04	0,183	1950	8,14	0,158
1700	7,22	0,178	2000	8,33	0,154
1750	7,41	0,174	2050	8,51	0,151

Таблица 4.10

Состав и свойства природных газов

Наименование газа (месторождение)	Состав сухого газа, %								Тепло- провод- ность, кДж/м ³	Плотность сухого газа, кг/м ³
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂	H ₂ S		
Природный газ										
Ставропольский	98,0	0,3	0,1	0,1	—	0,3	1,2	—	35380	0,800
Саратовский (Елшанская)	94,0	1,2	0,7	0,4	0,2	0,2	3,3	—	35720	0,765
Коми АССР	85,9	3,1	1,0	0,4	0,1	0,1	9,4	—	33370	0,804
Бугуруслановский (Поволжье)	81,7	5,0	2,0	1,2	0,6	0,4	8,5	0,6	36720	0,884
Березовский-Игримский (северный Урал)	91,6	1,6	0,8	0,4	0,2	0,6	4,7	0,1	33100	0,780

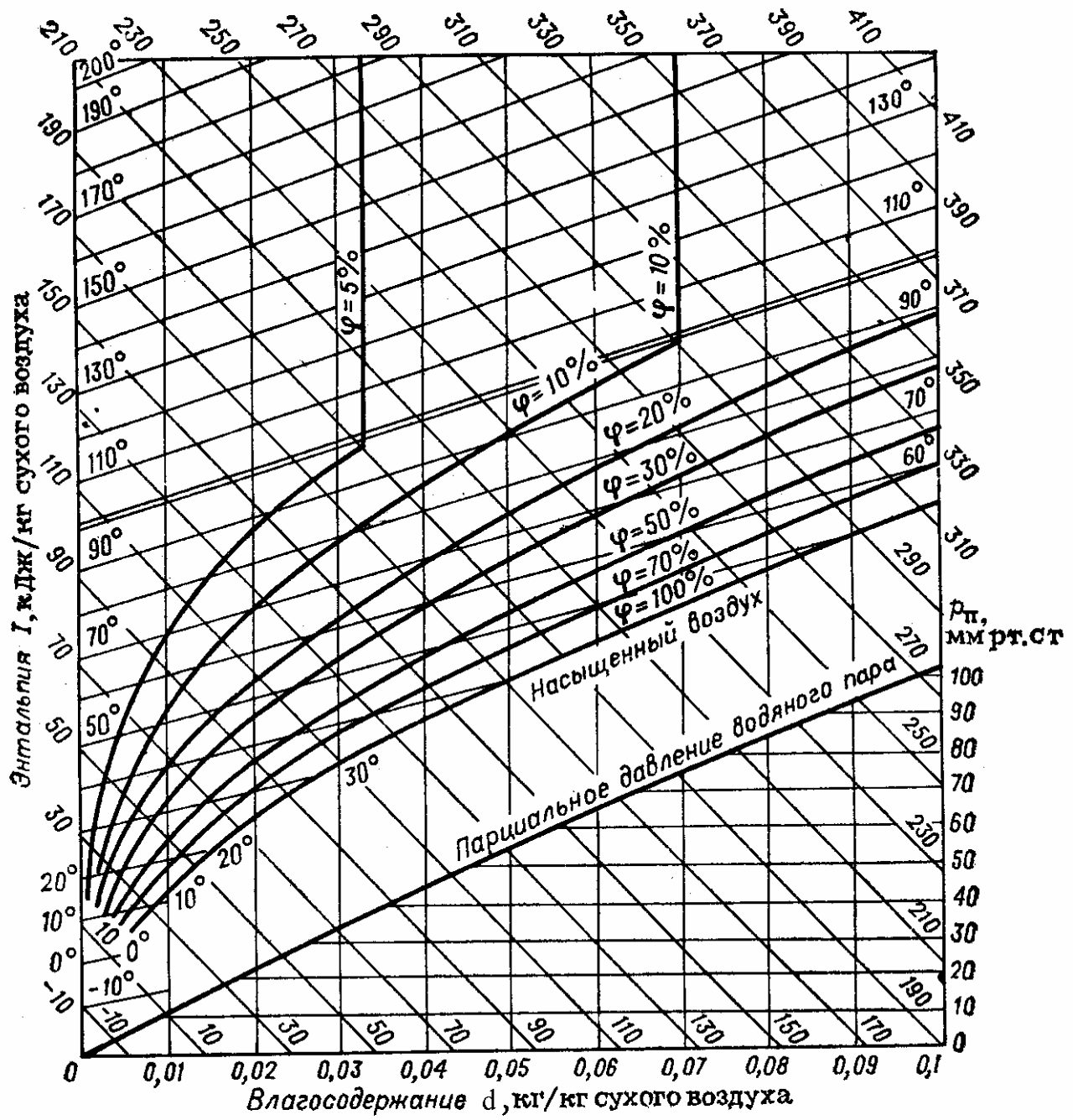


Рис.4.2. I – d диаграмма влажного воздуха (до 200 °С)

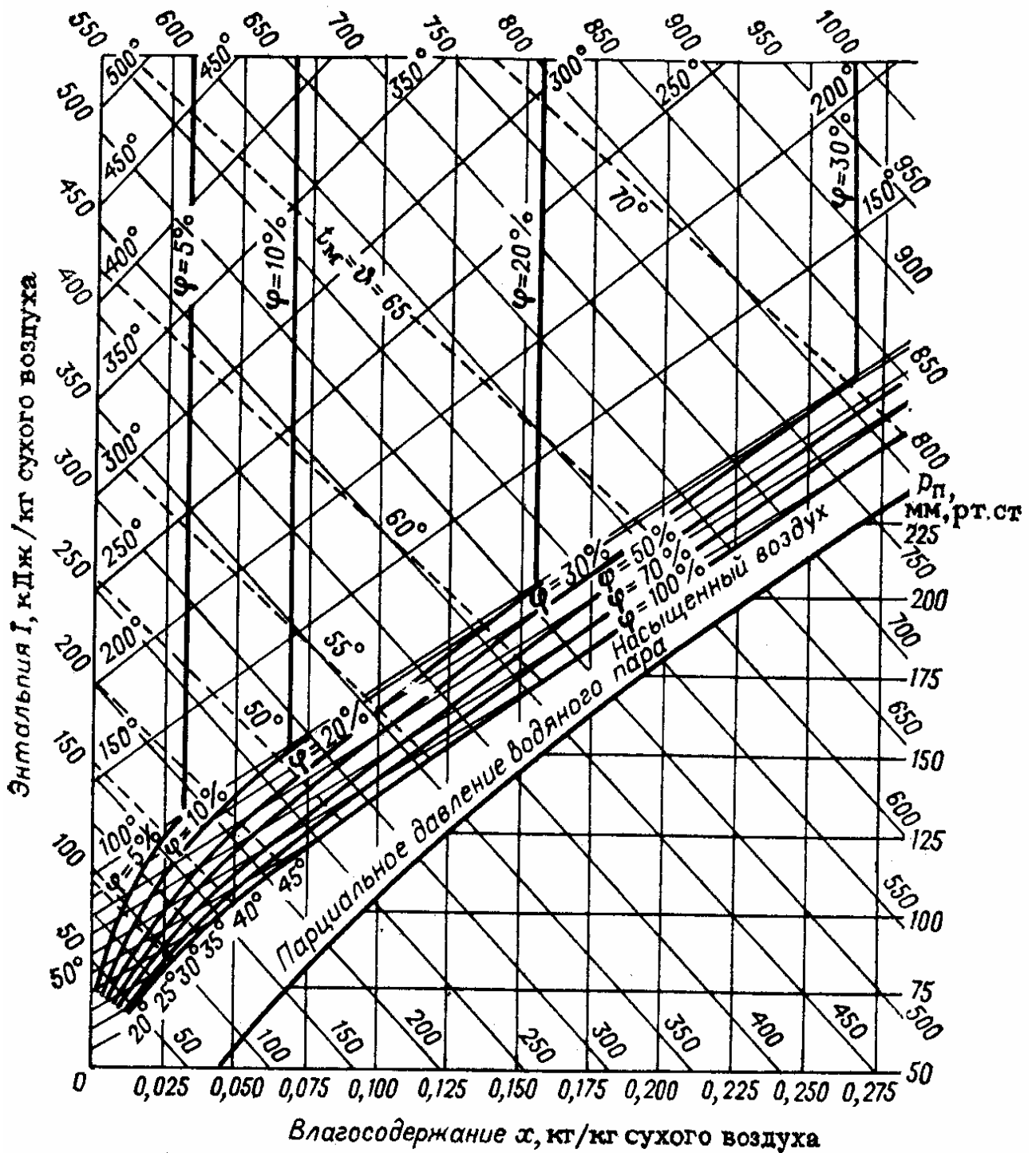


Рис.4.3. I – d диаграмма влажного воздуха (до 550 °С)

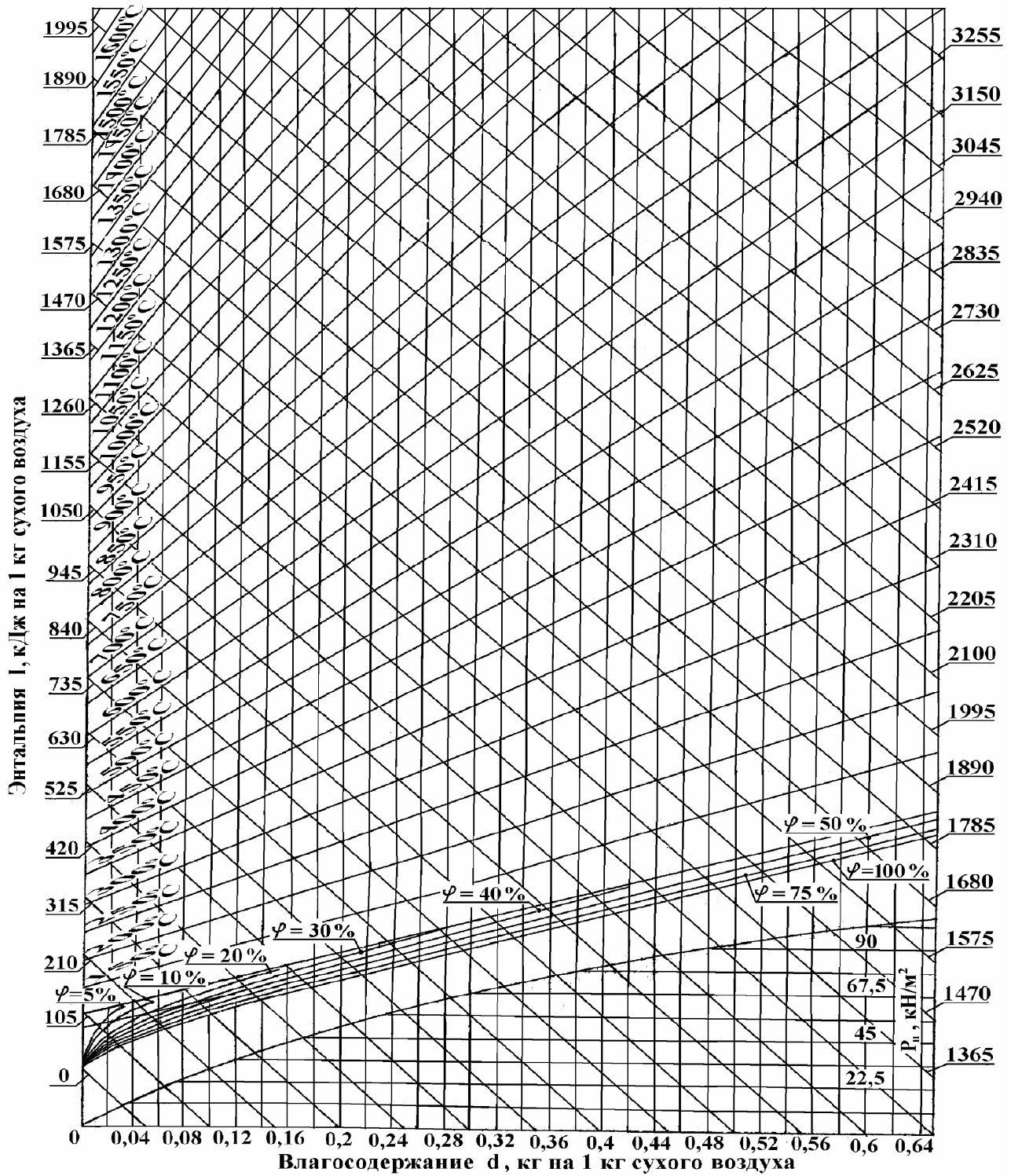


Рис.4.4. I – d диаграмма влажного воздуха (до 1600 °C)

Таблица 4.11

Средняя удельная теплоемкость некоторых твердых материалов
при 0 - 100 °С, кДж/(кг · К)

Алюминий	0,92	Каменный уголь	1,30
Асбест	0,84	Кварц	0,80
Бетон	1,13	Кирпич красный	0,92
Бронза	0,38	Кирпич огнеупорный	0,88 – 1,01
Винипласт	1,76	Кокс	0,84
Глина	0,92	Латунь	0,394
Дерево (сосна)	2,72	Лед	2,14
Железо	0,50	Литье каменное	0,84
Известняк, известь	0,92	Магнезия	0,92
Каолин	0,92	Медь	0,385
Мел	0,88	Стекло	0,42 – 0,84
Нафталин	1,30	Текстолит	1,47
Парафин	2,72	Целлюлоза	1,55
Песок сухой	0,80	Цинк	0,38
Пробка	1,68	Чугун	0,50
Резина	1,68	Шерсть	1,63
Свинец	0,13	Шлак	0,75

А. Коэффициенты теплопроводности огнеупорных
и теплоизоляционных материалов

Изделия	ρ кг/м ³	Допустимая рабочая температура, К	λ Вт/м · К
Шамотные	>1900	1350 — 1500	1,04 + 0,00015 t
»	1900	1350 — 1500	0,70 + 0,00064 t
»	1300	1300	0,61 + 0,00018 t
»	1200	1300	0,35 + 0,00035 t
»	1000	1250	0,28 + 0,00023 t
»	800	1200	0,21 + 0,00043 t
Динасовые	1900	1650 — 1700	1,07 + 0,00093 t
»	1900	1650 — 1700	0,81 + 0,00076 t
»	1100	1500	0,58 + 0,00043 t
Полукислый кирпич	1800	1250 — 1400	0,85 + 0,00040 t
Керамический кирпич	1800	700	0,47 + 0,00051 t
Высокоглиноземистые	2500	1900	2,1 – 0,00062 t
»	2200	1600	1,52 – 0,00018 t
»	1330	1450	0,66 + 0,00008 t
Корундовые	2600 — 2900	1600 — 1700	2,1 + 0,00215 t
Силлиманитовые	2200 — 2600	1650	1,66 – 0,00018 t
Муллитовые	2200 — 2900	1750	2,96 – 0,00110 t
Магнезитовые	2600 — 2700	1650 — 1750	6,2 – 0,00270 t
»	2600 — 2700	1650 — 1750	4,6 – 0,00120 t
Магнезитохромитовые	2700— 2900	1750	4,0 – 0,00082 t
Хромомагнезитовые	2900	1750	2,0 – 0,00035 t
Форстеритовые	3000	1800	3,3 – 0,00110 t
Периклазошпинельные	3000	1750	2,5 – 0,00058 t
Карборундовые	2000 — 2500	1400 — 1500	5,2 – 0,00130 t
Угольные	1350 — 1600	2000	23,2 + 0,00035 t
Диатомитовые	1100	900	0,27 + 0,00023 t
»	750	900	0,17 + 0,00035 t
Диатомовая засыпка	500	700	0,10 + 0,00028 t
Шамотная засыпка	1000	1000	0,23 + 0,00049 t
Шлаковая вата	300	700	0,065 + 0,00035 t

Таблица 4.13

Основные параметры сушки материалов применительно
к сушильным барабанам

Наименование материала	Плотность насыпания, кг/м ³	Влажность, %		Температуры газов, °С		Напряже- ние m_0 , кг/м ³ · ч	Рекомендуе- мый тип насадки барабана
		ω_n	ω_k	t_n	t_k		
Глина	1800	20—25	4—6	600—800	80—100	50-60	Лопастная
»	1800	20—25	0,5—1	750—850	100—110	40	Ячейковая
Глина огнеупорная	—	8—10	0,5—1	800—1000	70—80	60	Лопастная
Опилки	250	30—40	10—15	300—400	80—100	20—30	»
Известняк	2000	10—12	0,5—1	800—1000	100—120	40—65	Ячейковая
Инфузорная земля	—	40	15	600	120	50—60	Лопастная
Каолин	1500	20—30	0,5—2	800—1000	60—100	30—45	»
Песок	1500	5—10	0,1—0,3	800—1000	80—100	80—100	Ячейковая
Сланец	—	25—30	5—10	500—600	80—100	40—65	Лопастная
Торф	300	40—50	15—20	400—450	80—100	70—80	»
Бурый уголь	—	30	10—15	400—500	60—150	60—100	»
Шлак гранулирован- ный	—	20	0,3	500—600	80—100	25—50	Ячейковая

Таблица 4.14

Технические характеристики распылительных
сушилок НИИСтройкерамики

Наименование показателя	Значение показателя
Объем сушилки, м ³	30 – 110
Размеры сушильной камеры, м	
высота цилиндрической части	4 – 6
диаметр	2,8 – 4,5
Производительность сушилки по абсолютно сухому годному порошку, кг/ч	360 - 36000
Производительность сушилки по испаренной влаге, кг/ч	250 - 25000
Потери порошка в сушилке, %	3 - 4
Относительная влажность готового порошка, %	6 - 8
Относительная влажность шликера, %	
при производстве облицовочных плиток	42 - 48
при производстве плиток для полов	50 - 56
Давление распыления шликера, МПа	0,8 – 1,2
Удельный влагосъем, кг/(м ³ ч)	8,5 – 45,5
Удельный расход тепла на 1 кг испаренной влаги, кДж/кг	3000 - 4000
Удельные потери тепла в окружающую среду, кДж/кг вл.	195 - 210

Таблица 4.15

Плотность и теплота сгорания отдельных газов

Чистые газы	Плотность ρ_0 , кг/м ³	Теплотворность		
		высшая Q_v , кДж/кг	высшая Q_n , кДж/кг	высшая Q_n , кДж/м ³
Водород H ₂	0,0898	142986	120376	10760
Окись углерода CO	1,250	10110	10110	12636
Сероводород H ₂ S	1,539	16400	15070	23150
Метан CH ₄	0,717	55690	50030	35820
Этилен C ₂ H ₄	1,261	49775	46543	58690
Этан C ₂ H ₆	1,356	51919	47522	63751
Пропан C ₃ H ₈	2,020	50495	46329	91256
Бутан C ₄ H ₁₀	2,840	49616	45848	118651
Пентан C ₅ H ₁₂	3,218	49114	45345	145833
Гексан C ₆ H ₁₄	3,840	48862	45178	162112
Кислород O ₂	1,429	—	—	—
Азот N ₂	1,251	—	—	—
Двуокись углерода CO ₂	1,977	—	—	—
Водяной пар H ₂ O	0,804	—	—	—
Сернистый газ SO ₂	2,852	—	—	—

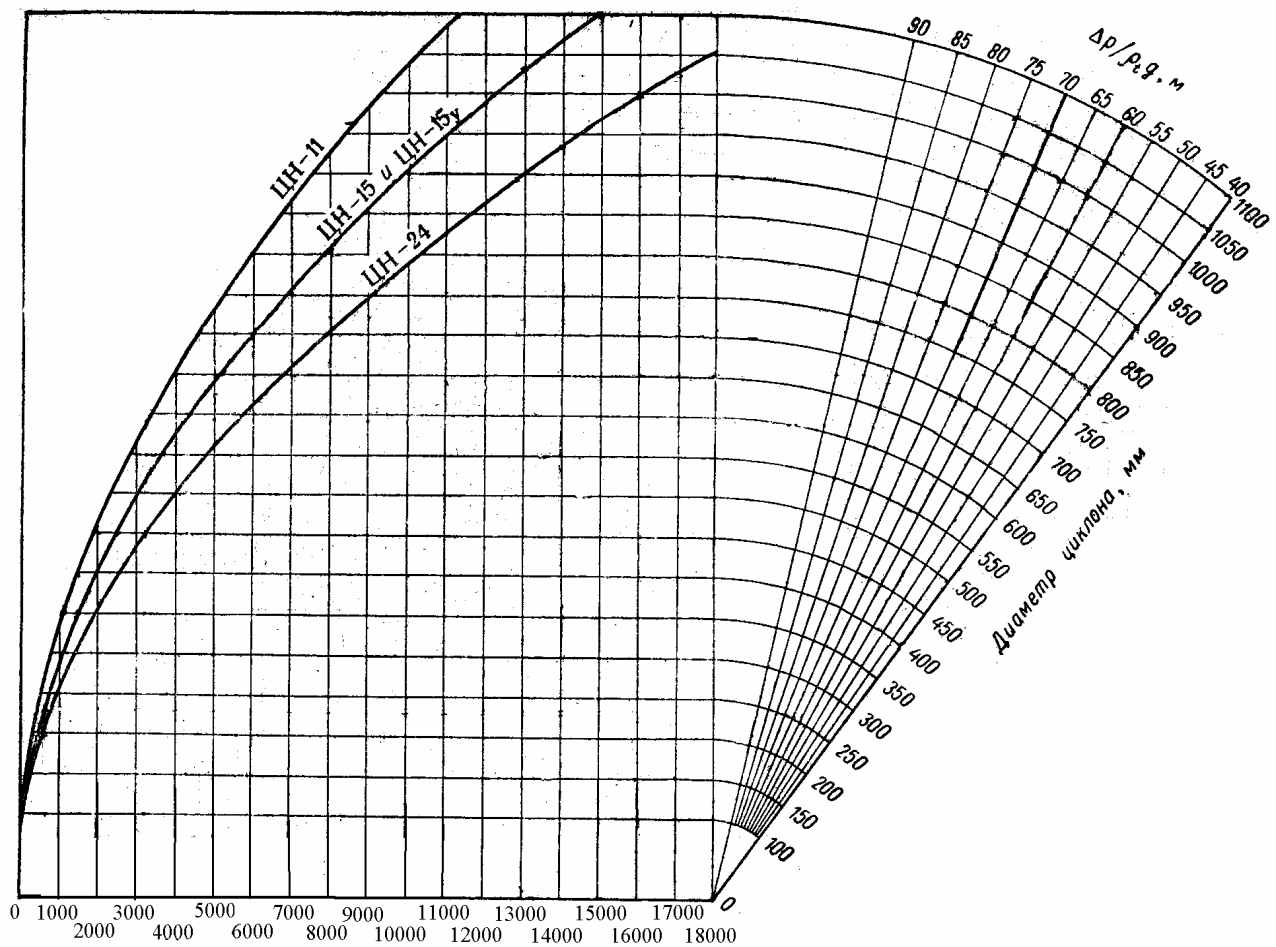


Рис.4.5. Номограмма для приближенного определения производительности и гидравлического сопротивления циклонов типа ЦН

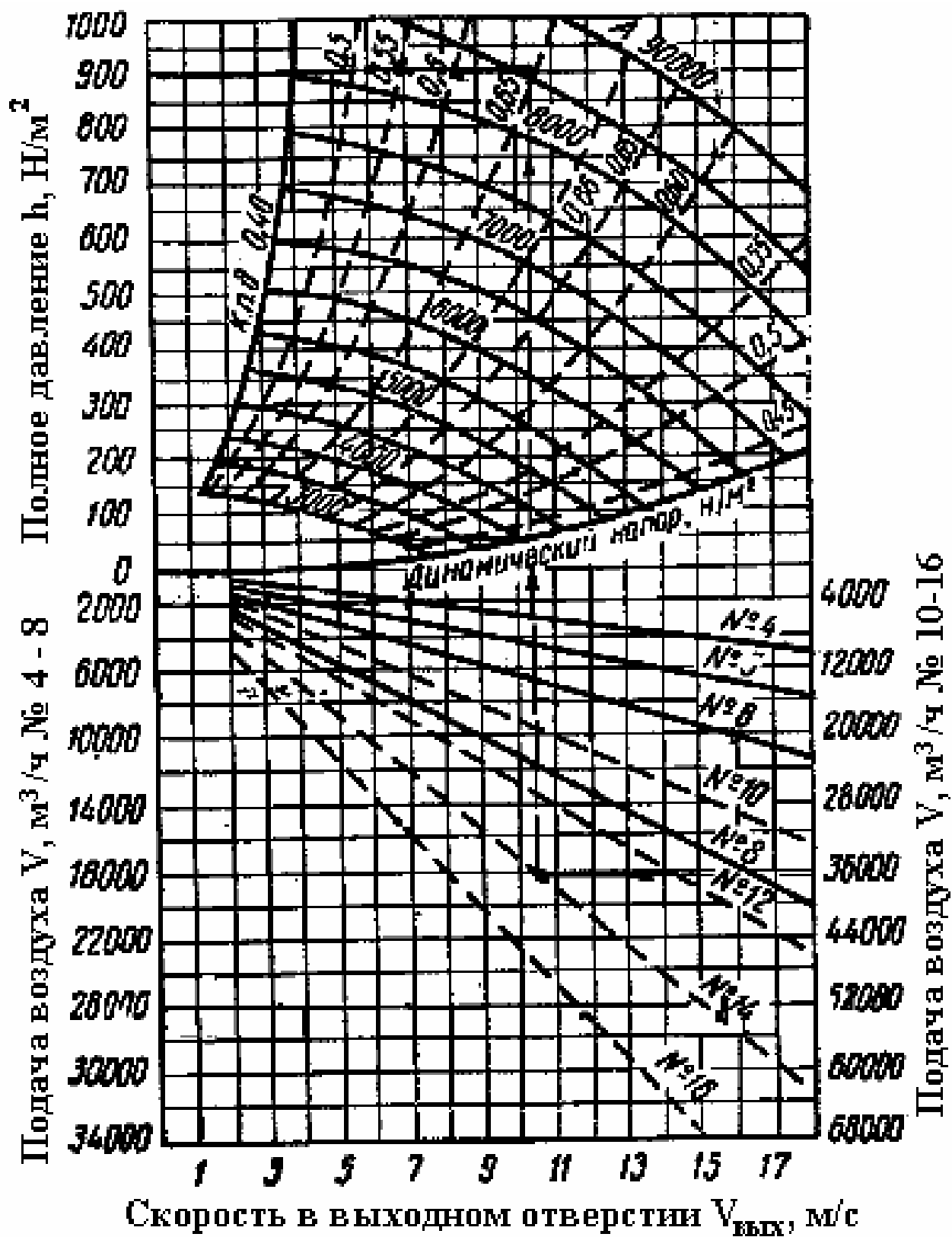


Рис. 4.6 Номограмма для подбора центробежного вентилятора низкого давления серии ВРН

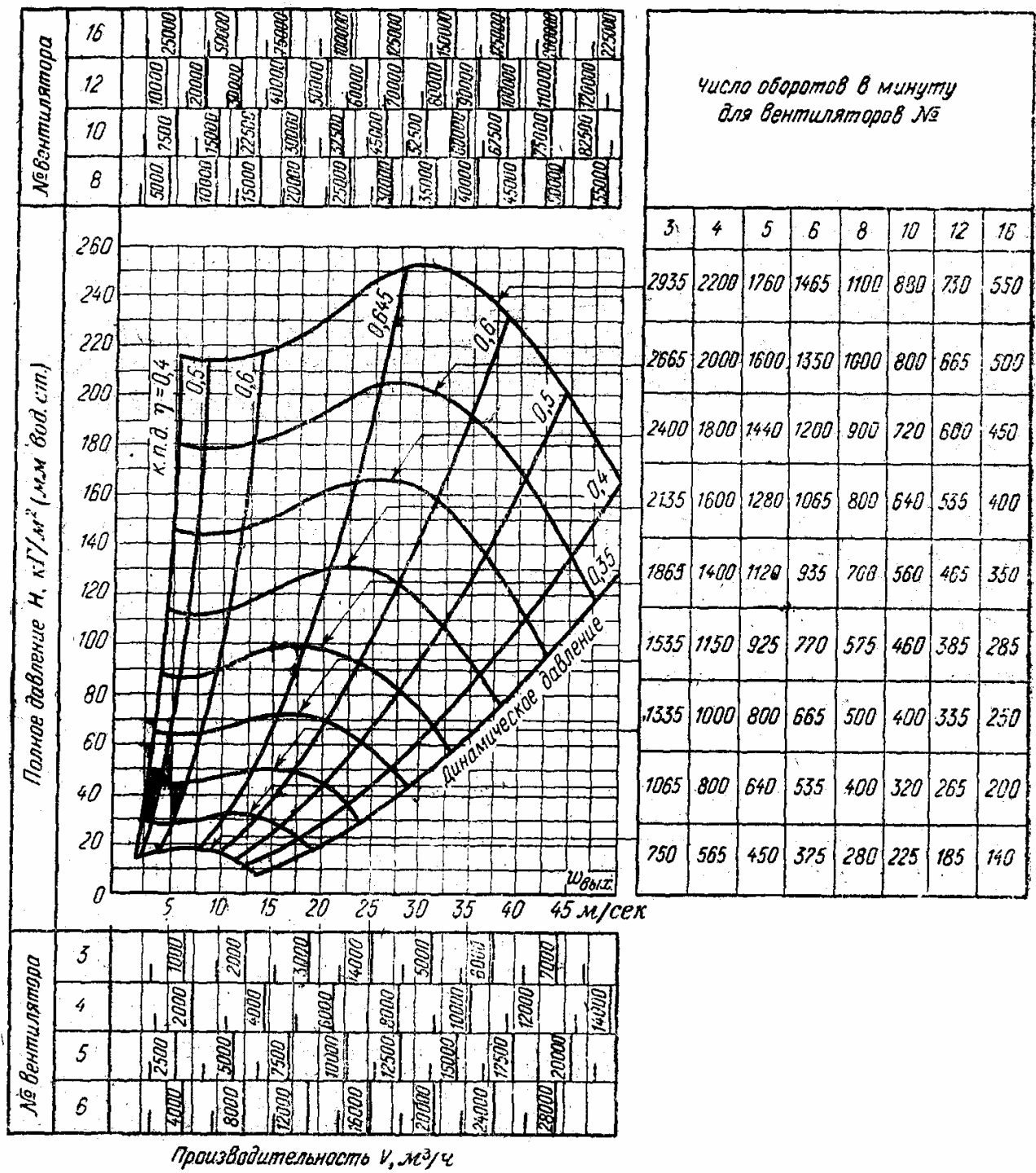


Рис. 4.7. Номограмма для подбора центробежного вентиляторов среднего давления СТД - 57

Таблица 4.16

Содержание сухого вещества и влажность шликера в зависимости от его удельного веса при удельном весе твердого вещества 2,65 г/см³

ρ , г/см ³	g _c , %	W _ш , %	ρ , г/см ³	g _c , %	W _ш , %
1,20	26,77	73,23	1,53	55,63	41,37
1,21	27,88	72,12	1,54	56,32	45,68
1,22	28,96	71,04	1,55	56,98	43,02
1,23	30,00	70,00	1,56	57,65	42,35
1,24	31,09	68,91	1,57	58,31	41,69
1,25	32,12	67,88	1,58	58,96	41,04
1,26	33,14	66,86	1,59	59,60	40,40
1,27	34,15	65,85	1,60	60,08	39,92
1,28	35,13	64,87	1,61	60,70	39,30
1,29	36,11	63,89	1,62	61,32	38,68
1,30	37,06	62,94	1,63	61,90	38,10
1,31	38,01	61,99	1,64	62,55	37,45
1,32	38,93	61,07	1,65	63,13	36,87
1,33	39,84	60,16	1,66	63,72	36,28
1,34	40,75	59,25	1,67	64,31	35,69
1,35	41,64	58,36	1,68	64,88	35,12
1,36	42,51	57,49	1,69	65,45	34,55
1,37	43,38	56,62	1,70	66,01	33,99
1,38	44,21	55,79	1,71	66,68	33,32
1,39	45,06	54,94	1,72	67,23	32,77
1,40	45,89	54,11	1,73	67,77	32,23
1,41	46,71	53,29	1,74	68,30	31,70
1,42	47,50	52,50	1,75	68,83	31,17
1,43	48,29	51,71	1,76	69,35	30,65
1,44	49,08	50,92	1,77	69,83	30,17
1,45	49,84	50,16	1,78	70,38	29,62
1,46	50,60	49,40	1,79	70,88	29,12
1,47	51,35	48,65	1,80	71,38	28,62
1,48	52,09	47,91	1,81	71,87	28,13
1,49	52,82	47,18	1,82	72,36	27,64
1,50	53,54	46,46	1,83	72,84	27,16
1,51	54,24	45,76	1,84	73,32	26,68
1,52	54,94	45,06	1,85	73,79	26,21

Учебное издание

**Овчинников Лев Николаевич
Овчинников Николай Львович**

**Примеры расчёта сушильного оборудования
для химической и силикатной промышленности**

Учебное пособие

Редактор В.Л. Родичева

Подписано в печать 1.12. 21015. Формат 60×84 1/16. Бумага писчая.
Усл. печ. Л. 10,00. Тираж 100 экз. Заказ

ФГБОУ ВО «Ивановский государственный химико-технологический университет»

Отпечатано на полиграфическом оборудовании
кафедры экономики и финансов ФГБОУ ВО «ИГХТУ»

153000 , г.Иваново, Шереметевский пр., 7