**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**
**Белгородский государственный технологический университет
им. В. Г. Шухова**

В. В. Губарева

РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Учебное пособие

**Белгород
2014**

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
Белгородский государственный технологический университет
им. В. Г. Шухова

В. В. Губарева

РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

*Утверждено ученым советом университета
в качестве учебного пособия
для студентов направления бакалавриата
140100 – Теплоэнергетика и теплотехника
профилей подготовки "Энергетика теплотехнологии"
и "Энергообеспечение предприятий"*

Белгород
2014

УДК 666.1.032 (075)
ББК 35.41 я 73
Г93

Рецензенты:
Доктор технических наук, генеральный директор ООО «Энергоэффективность и энергосбережение» *П. А. Трубаев*
Кандидат технических наук, профессор Белгородского государственного технологического университета им. В. Г. Шухова *А. Д. Толстой*

Губарева В. В.
Г93 Расчет и проектирование конвективных сушильных установок: учеб. пособие: /В.В. Губарева. – Белгород: Изд-во БГТУ, 2014. – 118 с.

В учебном пособии представлены теплотехнологические и конструктивные схемы конвективных сушилок, приведены методики теплотехнического расчета сушилок, а также расчета и подбора вспомогательного оборудования. Кроме того, приведены справочные материалы для проведения расчетов основного и вспомогательного оборудования в ходе курсового проектирования

Учебное пособие предназначено для выполнения курсового проекта по дисциплинам "Термовлажностные и низкотемпературные теплотехнологические процессы и установки" и "Тепломассообменное оборудование предприятий" для студентов направления бакалавриата 140100 – Теплоэнергетика и теплотехника профилей подготовки "Энергетика теплотехнологии" и "Энергообеспечение предприятий".

Данное издание публикуется в авторской редакции.

УДК 666.1.032 (075)
ББК 35.41 я 73

© Белгородский государственный технологический университет (БГТУ) им. В.Г. Шухова, 2014

ВВЕДЕНИЕ

Курсовой проект является заключительным этапом в изучении теоретического курса.

При выполнении курсового проекта студент не только расширяет и закрепляет теоретически и практически знания, полученные при изучении дисциплины, но и овладевает навыками самостоятельного решения конкретных инженерных задач.

В качестве объекта проектирования выбраны конвективные сушильные установки, что в полной мере соответствует методическим требованиям подготовки энергетиков теплотехнологии, так как раздел «Сушка и сушильные установки» является одним из основных разделов дисциплин «Термовлажностные и низкотемпературные теплотехнологические процессы и установки» и «Тепломассообменное оборудование предприятий».

Для обезвоживания в промышленности чаще всего применяют тепловую сушку, которая является процессом с интенсивным потреблением энергии. Поэтому ученые и эксплуатационники постоянно изыскивают пути уменьшения использования тепла. Оценка современной технологии и техники сушки в различных отраслях промышленности и сельского хозяйства показывает, что с помощью использования известных способов энергосбережения можно получить экономию тепла до 30%.

На практике разрабатываются и применяются многочисленные способы интенсификации тепло- и массопереноса, причем выбор оптимального способа сушки должен быть основан на реализации системного подхода и завершаться оценкой его технико-экономической целесообразности.

Инженер-теплотехник должен хорошо владеть теорией сушки, а также иметь развернутое представление о проблемах рационального проектирования и эксплуатации сушильных установок.

Получив тему курсового проекта, студент должен изучить имеющиеся достижения в этой области, выбрать наиболее рациональную, энергоэффективную и экологически безопасную теплотехнологическую схему и выполнить теплотехнические расчеты основного и вспомогательного оборудования.

Расчетно-пояснительную записку курсового проекта оформляют на листах форматом А4. Запись ведут на одной стороне листа шрифтом Times New Roman, размер 14 pt с полуторным интервалом, текст выравнивается по ширине; абзацный отступ – 1,25 см, правое поле – 2 см, левое поле – 2 см, поля внизу и вверху – 2 см.

Первая страница работы является титульным листом; на втором листе оформляется задание, на третьем – оглавление.

Затем приводится литературный обзор с обоснованием применяемого

способа, рабочего режима сушки и принципиальной схемы установки, а также сравнительной характеристики конвективных сушилок. Далее дается описание установки в целом и основных ее устройств и аппаратов. Затем приводят материальный, тепловой, аэродинамический и конструктивный расчеты, а также расчет и подбор вспомогательного оборудования (топки, калорифера, питателя, пылеулавливающих устройств, вентилятора и др.). Все данные, отсутствующие в задании, но необходимые для расчета, выбирают из соответствующих справочных таблиц, получают по номограммам или рассчитывают по формулам.

При оформлении расчетной части необходимо выписать расчетное уравнение, все обозначения величин, входящих в уравнение; подставить числовые данные и дать расчет; подставить размерность величин окончательного результата. Все вычисления в курсовом проекте следует выполнять в международной системе единиц измерения. В связи с этим уравнения в учебном пособии приведены к форме, рассчитанной на подстановку в них физических величин в единицах СИ и не содержат переводных коэффициентов.

Объем рассчетно-пояснительной записки 25…30 страниц машинописного текста.

Графическая часть проекта состоит из двух листов формата А1 и выполняется с помощью компьютерной техники. На первом листе должна быть представлена теплотехнологическая компоновочная схема установки, на втором – разрез основного аппарата и разрез одного из аппаратов вспомогательного оборудования или узла основного аппарата (по заданию преподавателя).

1. ПРОЦЕССЫ СУШКИ В КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛКАХ

Тепловой метод обезвоживания или **тепловая сушка** – процесс удаления влаги из материала путем подвода теплоты (испарения влаги) и отвода образующихся паров.

Сушка материалов весьма распространенный технологический процесс. Нет ни одной отрасли промышленности, где бы этот процесс не имел места. Это ─ энергоемкий процесс. В целом в навей стране на сушку расходуется около 12% всей добываемой энергии топлива. Поэтому правильно выбранный оптимальный режим сушки должен соответствовать минимальным затратам тепла и энергии, максимальной скорости удаления влаги при наилучших технологических свойствах обрабатываемых материалов.

Реализация процесса тепловой сушки связана с изменением теплового состояния вещества при регламентированном тепловом воздействии на исходный материал посредством тепло- и массопереноса. Анализ тепло- и массопереноса, управление протеканием их во времени предполагают глубокое знание теории сушки.

Удаление влаги при сушке сводится к перемещению тепла и вещества (влаги) внутри материала и их переносу с поверхности материала в окружающую среду. Таким образом, процесс сушки является сочетанием связанных друг с другом процессов тепло- и массообмена. Этот процесс может протекать, когда парциальное давление водяных паров на поверхности высушиваемого материала больше, чем в окружающей среде. Так как процесс сушки носит двойственный характер (с одной стороны — это теплообменный процесс, с другой - массообменный), то существуют две движущие силы этого процесса: 1) для массообменного процесса – разность парциальных давлений (концентраций) водяных паров на поверхности материала $P_м$ и в окружающей среде $P_с$; 2) для теплообменного процесса – разность температур сушильного агента (температура сухого термометра t) и поверхности материала (температура мокрого термометра $t_м$), называемая потенциалом сушки.

Аппараты, в которых осуществляют тепловую сушку, называются сушилками.

По способу сообщения тепла различают конвективные, контактные, терморадиационные, сублимационные и высокочастотные сушилки. Дисперсные материалы, к которым относятся зернистые, порошкообразные, гранулированные, дробленые твердые, а также диспергированные жидкие и пастообразные продукты, в химической технологии высушивают, главным образом, конвективным способом.

В *конвективных сушилках* тепло для процесса несет газообразный сушильный агент (нагретый воздух, топочные газы или смесь их с воз-

духом), непосредственно соприкасающийся с поверхностью материала. Пары влаги уносятся тем же сушильным агентом. Если соприкосновение высушиваемого материала с кислородом воздуха недопустимо или если пары удаляемой влаги взрыво- или огнеопасны, сушильным агентом служат инертные по отношению к высушиваемому материалу газы: азот, диоксид углерода, гелий и другие инертные газы или перегретый водяной пар. В сушилках многих типов со взвешенным слоем высушиваемого материала сушильный агент служит не только тепло- и влагоносителем, но и транспортирующей средой для дисперсною материала.

В контактных сушилках тепло сушимому материалу передается от сушильного агента через разделяющую стенку.

В терморадиационных сушилках материал высушивается инфракрасными лучами, в **сублимационных** – при замораживании под вакуумом, в **диэлектрических** – токами высокой частоты.

Сушка проводится под атмосферным давлением и под вакуумом, при этом высушиваемый материал может находиться в состоянии покоя, перемешиваться, в "кипящем слое" и так далее.

В технологичесуих схемах различных производств конвективным способом, главным образом, высушивают дисперсные материалы, к которым относятся зернистые, порошкообразные, гранулированные, дробленые твердые, а также диспергированные жидкие и пастообразные продукты.

1.1. Классификация и свойства влажного материала

Классификация высушиваемых материалов по определяющим характеристикам и знание их свойств дают возможность выбрать рациональный метод и режим сушки, а также спроектировать эффективную сушильную установку.

Выявление общих физических закономерностей в процессе переноса теплоты и влаги внутри влажных материалов и анализ их структурно-механических характеристик позволило академику А.В.Лыкову предложить следующую классификацию высушиваемых материалов [1]:

– **капиллярно-пористые материалы** – это материалы, в которых жидкость в основном связана капиллярными силами. При обезвоживании капиллярно-пористые тела практически не изменяют свои размеры, становятся хрупкими и в высушенном состоянии могут быть превращены в порошок. Они мало сжимаются и впитывают любую смачивающую жидкость. Для таких материалов капиллярные силы значительно превышают силы тяжести (силикагель, керамика, гипс, полимеры);

– **коллоидные материалы** – это материалы, которые при изменении содержания в них влаги существенно изменяют геометрические размеры, сохраняя эластичные свойства (желатин, мучное тесто и т.п.);

– **капиллярно-пористые коллоидные материалы** (жидкость имеет различные виды связи) имеют капиллярно-пористую структуру, однако стенки капилляров, как правило, эластичны, способны к набуханию при увлажнении и к усыханию при обезвоживании. Материалы этой группы обладают свойствами двух вышеназванных групп.

Большинство влажных материалов относится к третьей группе.

Изучение закономерностей переноса теплоты и влаги при сушке типичных материалов каждой из групп позволяет качественно прогнозировать процесс сушки принадлежащих к этой группе материалов.

При сушке влага из внутренних слоев влажного материала передвигается к поверхности и затем испаряется в окружающую среду. На преодоление сил сцепления молекул влаги друг с другом и со скелетом материала требуются затраты энергии. Поэтому свойства влажных материалов, а также скорость процесса переноса в них зависят от формы связи влаги с материалом. Академиком П.А. Ребиндером [2] была разработана физически обоснованная классификация, согласно которой различают следующие **формы связи влаги с материалом** (в порядке убывания величины энергии связи):

– **химическая** (строго определенное стехиометрическое соотношение влаги и вещества), включающая ионную (влага в виде гидроксильных ионов) и молекулярную (в виде кристаллогидратов) связи. При сушке химически связанная влага не удаляется;

– **физико-химическая** (различные, но не строго определенные соотношения), включающая адсорбционную и осмотическую связи. Адсорбционно-связанная влага образуется при адсорбции пара из окружающей газовой среды поверхностью материала Осмотически связанная влага – это влага, проникающая в материал за счет осмотического давления, вызывающего избирательную диффузию влаги из окружающей среды через полупроницаемую оболочку;

– **физико-механическая** связь (неопределённые соотношения влаги и сухого вещества) включает влагу, находящуюся в микро- и макрокапиллярах, порах, а также влагу смачивания, проникающую в материал при непосредственном соприкосновении его с жидкостью.

Применительно к процессу сушки влагу материала классифицируют в более широком смысле на свободную и связанную. Под свободной понимают влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения воды со свободной поверхности (влага макрокапилляров и макропор). Следовательно, при наличии в материале свободной влаги $P_м = P_{нас}$, где $P_{нас}$ – давление пара воды над её свободной поверхностью. Под связанной понимают влагу, скорость испарения которой из материала меньше скорости испарения воды со свободной поверхности, при этом $P_м < P_{нас}$.

Рассмотренные выше классификации отражают качественные ха-

рактеристики материала, но для расчетов необходимы количественные характеристики.

Количественными характеристиками влажного состояния материала являются относительная и абсолютная влажность, а также влагосодержание. Массу влажного материала $G_{вл}$ можно представить в виде суммы массы сухого материала $G_{сух}$ и связанной с ним массы влаги W:

$$G_{вл} = G_{сух} + W. \qquad (1)$$

Относительная влажность материала – это отношение массы влаги ко всей массе влажного материала, выраженное в %

$$\omega_{от} = \frac{W}{G_{вл}} \cdot 100\%. \qquad (2)$$

Иногда пользуются понятием **абсолютная влажность.** Это отношение массы влаги к массе сухого материала, выраженное в %:

$$\omega_{аб} = \frac{W}{G_{сух}} \cdot 100\%. \qquad (3)$$

Более удобно влажность высушиваемого материала выражать **влагосодержанием,** т.е. отношением массы влаги к массе сухого материала, выраженным в относительных единицах

$$U = \frac{W}{G_{сух}}. \quad \left[\frac{кг}{кг}\right]. \qquad (4)$$

Пересчёт относительной влажности в абсолютную и наоборот производится как в процентах:

$$\omega_{аб} = \frac{\omega_{от} \cdot 100}{100 - \omega_{от}}, \% \qquad (5)$$

$$\omega_{от} = \frac{\omega_{аб} \cdot 100}{100 + \omega_{аб}}, \% \qquad (5а)$$

так и в долях:

$$\omega_{аб} = \frac{\omega_{от}}{1 - \omega_{от}}, \qquad (6)$$

$$\omega_{от} = \frac{\omega_{аб}}{1 + \omega_{аб}}. \qquad (6а)$$

Основанная на энергетическом принципе классификация влажных материалов П.А. Ребиндера носит обобщающий характер по формам связи влаги с материалом, а классификация А.В. Лыкова построена на структурном принципе и характеризует свойства твердой фазы высушиваемых материалов. В этих классификациях в известной мере учитывается возможность структурных изменений материалов в процессе их сушки: усадка, уменьшение пористости и других показателей в пределах выделенных классов, однако эти явления не увязываются с внешними условиями сушки. Между тем кинетика процесса сушки и изменение структуры высушиваемого материала в значительной степени зависят от внешних условий сушки (температуры, скорости и влажности сушильного агента) и состояния материала по отношению к окружающей среде.

По отношению к окружающей среде различают равновесное, гигроскопическое и влажное состояние материала. Для того чтобы проанализировать эти состояния материала, мы должны рассмотреть один из параметров влажного воздуха, а именно относительную влажность воздуха. **Относительной влажностью воздуха** φ называется отношение массы пара в 1 м^3 влажного воздуха $\rho_п$ к максимально возможной массе пара в 1 м^3 влажного воздуха при тех же условиях $\rho_{нас}$ (давлении P и температуре t):

$$\varphi = \frac{\rho_п}{\rho_{нас}} = \frac{P_п}{P_{нас}}, \qquad (7)$$

где $P_п$ и $P_{нас}$ – парциальное давление пара и давление насыщенного пара при тех же условиях.

Взаимодействие влажного материала с окружающим воздухом приводит в результате сорбции или десорбции к **равновесному состоянию системы,** когда парциальное давление паров влаги, содержащейся в материале, становится равным парциальному давлению паров влаги в окружающем воздухе. После этого влагосодержание материала будет оставаться неизменным до тех пор, пока не изменится температура или относительная влажность окружающего воздуха. Такое состояние соответствует **гигротермическому равновесию** материала и окружающей

среды. Влагосодержание, при котором устанавливается гигротермическое равновесие, называется **равновесным** $U_р$. Если влагосодержание материала U меньше равновесного, то он будет поглощать (сорбировать) водяные пары из окружающего воздуха, и наоборот, при $U < U_р$ материал будет сушиться [3].

Равновесное влагосодержание материала достигает максимума при $\varphi = 100\%$ и называется в этом случае **максимальным гигроскопическим влагосодержанием** $U_{м.г}$ или максимальной гигроскопической влажностью. Под **гигроскопическим состоянием материала** понимают такое, при котором он поглощает водяные пары из окружающей среды, а под **влажным состоянием материала** такое, при котором он отдает (десорбирует) водяные пары в окружающую среду. Материал может увлажняться за счет сорбции водяных паров воздуха, пока не приобретет $U_{м.г}$. Выше этого предела увлажнение материала может продолжаться только при непосредственном контакте с водой. Если влажный материал высушивается до $U < U_{м.г}$, то удаляется полностью вода, определяющая влажное состояние материала, а также часть сорбированной воды.

Почти каждый твердый материал, находящийся в контакте с влажным воздухом, способен поглощать из него или отдавать ему влагу. Направление переноса влаги определяется знаком разности парциальных давлений пара на поверхности материала $P_м$ и в окружающей среде P. При $(P_м - P) > 0$ происходит процесс десорбции влаги (сушка), при $(P_м - P) < 0$ – процесс сорбции влаги (увлажнение материала). Разность парциальных давлений определяет величину движущей силы и интенсивность переноса влаги.

1.2. Кинетика процесса сушки

Под кинетикой процесса сушки обычно понимают изменение по объему высушиваемого материала средних значений влагосодержания U и температуры материала θ с течением времени τ. Графическая зависимость $U = f(\tau)$ называется кривой сушки. Большой практический интерес представляет также изменение скорости сушки с течением времени. Под скоростью сушки понимают изменение влагосодержания материала в единицу времени. Следует отличать скорость сушки $du/d\tau$ от скорости массопередачи или интенсивности испарения влаги $dW/sd\tau$, которая определяет массу влаги, испаряемой с единицы поверхности материала в единицу времени.

Скорость сушки можно определить графическим дифференцированием кривой сушки по тангенсу угла наклона к оси абсцисс касательной, проведенной к данной точке кривой сушки. Откладывая в координатах $U - du/d\tau$ значения $\mathrm{tg}\alpha = du/d\tau$, можно построить кривую скорости

сушки. Как видно из рис. 1, на всех этих кривых можно выделить ряд характерных периодов.

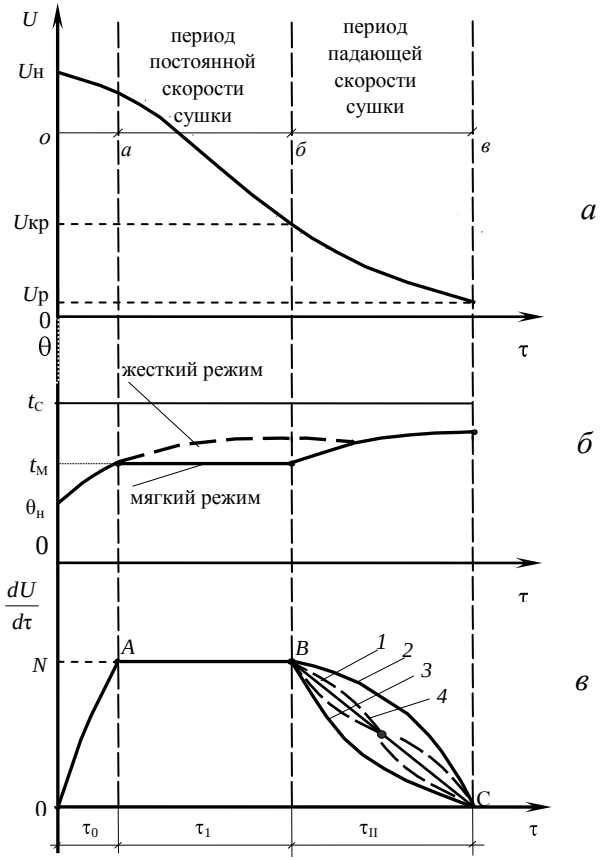


Рис. 1. Кривые сушки – *а,* изменения температуры материала – *б* и скорости сушки – *в*: *1* – волокнистые материалы; *2* – коллоидные материалы; *3* – капиллярно-пористые коллоидные; *4* – глина; *5* – сухари

Период прогрева (участок О-а) характеризуется: уменьшением влагосодержания от начального $U_н$ до некоторого промежуточного значения, увеличением температуры материала от начальной $\theta_н$ до температуры мокрого термометра $t_м$ и увеличением скорости сушки от нуля до максимального ее значения *N*. Участок *а - б,* соответствующий снижению влагосодержания до критического значения $U_{кр}$, носит название **периода постоянной скорости сушки** (он еще называется первым периодом), что наглядно видно на нижней кривой. Интенсивность испаре-

ния с поверхности влажного материала в этом периоде при мягких режимах сушки совпадает с интенсивностью испарения жидкости со свободной поверхности при тех же параметрах сушильного агента. Невысокая температура сушильного агента, небольшие скорости его движения и достаточно большая относительная влажность, имеющие место при мягких режимах сушки, способствуют тому, что температура материала практически не изменяется в течение всего периода и близка к температуре мокрого термометра, а парциальное давление пара у поверхности испарения равно давлению насыщения при температуре мокрого термометра. В этом периоде вся подводимая теплота тратится не на нагрев материала, а на испарение поверхностной влаги. Поэтому температура не меняется, а у поверхности материала устанавливается гигротермическое равновесие, соответствующее состоянию мокрого термометра.

Изменение влагосодержания во времени происходит линейно, поэтому скорость сушки постоянна и зависит лишь от условий тепло- и массообмена сушильного агента и сушимого материала, т.е. от температурного режима, относительной влажности и скорости сушильного агента.

Для первого периода мягкого режима сушки можно написать уравнение баланса теплоты:

$$q = \alpha(t_c - t_м) = g \cdot r, \tag{8}$$

где q – плотность теплового потока, Вт/м^2; α – коэффициент теплообмена, Вт/(м^2·°С); t_c и $t_м$ – температуры сушильного агента и поверхности тела, °С; g – интенсивность испарения, кг/(м^2 ·с); r – удельная теплота парообразования, Дж/кг.

Скорость сушки в периоде постоянной скорости $(du/d\tau) = N$ является максимальной вследствие того, что удаляется свободная влага, менее прочно связанная со скелетом тела. Она может быть определена из выражения:

$$N = \frac{gF}{\rho_0 V} = K, \tag{9}$$

где K – константа скорости сушки, $\left(\frac{кг}{кг}\right)$/с; ρ_0 – плотность сухого материала, кг/м^3; F и V – площадь поверхности, м^2, и объем, м^3, сушимого материала.

По известной скорости сушки, т.е. по интенсивности испарения влаги с поверхности влажного материала, определяют продолжительность периода постоянной скорости сушки τ_1, с [3]:

$$\tau_1 = \frac{1}{K}\left(U_{н} - U_{кр}\right) = \frac{1}{N}\left(U_{н} - U_{кр}\right) = \frac{\rho_0 V}{gF}\left(U_{н} - U_{кр}\right). \qquad (10)$$

При жестких режимах сушки, когда интенсивность испарения достаточно велика, средняя температура материала в периоде постоянной скорости сушки непрерывно растет. Это происходит потому, что подвод влаги из внутренних слоев к поверхности материала меньше, чем возможности отвода в окружающую среду, вследствие чего происходит углубление зоны, из которой осуществляется испарение жидкости. Верхние слои материала обезвоживаются, и их температура непрерывно повышается. Увеличение температуры верхних слоев приводит к росту средней температуры сушимого материала.

Период постоянной скорости сушки продолжается до некоторого значения влагосодержания, называемого критическим, $U_{кр}$. Начиная с этого момента времени (участок *б-в* на рис. 1), влаги, подводимой к наружным слоям, будет недостаточно для полного смачивания поверхности – сначала на ней появляются сухие участки ("островки"), а затем вся поверхность материала оказывается сухой и зона испарения углубляется внутрь материала. С момента, когда количество влаги, подводимое к поверхности, станет меньше того, которое могло бы испариться, скорость сушки начинает уменьшаться от своего максимального значения N до нуля. Этот период называется **периодом падающей скорости** сушки или **вторым периодом**.

Скорость сушки равна нулю после достижения материалом равновесного влагосодержания $U_р$. Известно, что при испарении влаги из материала существуют одновременно два потока молекул влаги: один направлен от поверхности материала в окружающую среду (собственно испарение), другой – из окружающей среды к поверхности материала (конденсация). До тех пор пока процесс испарения превалирует над процессом конденсации, происходит убыль влаги из материала. Равновесное влагосодержание соответствует такому состоянию, когда оба потока равны, при этом количество влаги в материале остается постоянным. Температура материала во II периоде непрерывно повышается, стремясь к температуре омывающего его сушильного агента. В период падающей скорости печения процесса сушки обусловливается диффузией влаги к поверхности испарения, т.е. внутренней диффузией, скорость которой определяется структурой материала, его толщиной, начальным влагосодержанием и мало зависит от внешних условий.

На кривой скорости сушки различают две критические точки (перегибы на рис. 1). Первая из них соответствует началу убывания скорости (т. *В*), когда температура на поверхности материала продолжает еще оставаться равной $t_м$, а влагосодержание достигает критического $U_{кр}$. Вторая критическая точка (т. *D*) характеризует такое состояние, когда U

на поверхности материала равно $U_р$. Характер изменения скорости сушки в периоде падающей скорости зависит от формы связи влаги с материалом. Построив зависимость $du/d\tau = f(U)$, по кривым сушки для различных материалов, можно получить несколько типов изменения скорости сушки в этом периоде (рис. 1).

В течение периода падающей скорости сушки влага внутри твёрдого материала перемещается как в виде жидкости, так и в виде пара под действием капиллярных сил и теплового воздействия. Скорость внутренней диффузии зависит от структуры материала и его температуры, а также от физико-химических свойств жидкости. Так как факторов много, то точного математического описания нет, поэтому в большинстве случаев время сушки во II периоде находится экспериментальным путем, но можно с достаточной точностью определить его по уравнению:

$$\tau_2 = \frac{U_{кр} - U_р}{N} \lg \frac{U_{кр} - U_р}{U_к - U_р}, \qquad (11)$$

где $U_к$ – конечное влагосодержание материала, кг/кг.

А.В. Лыковым был предложен упрощенный метод расчета кинетики II периода сушки: действительная кривая скорости сушки во II периоде заменяется прямой, соединяющей $U_р$ и прямую AB (N) так, чтобы заштрихованные площадки были равны (рис. 2).

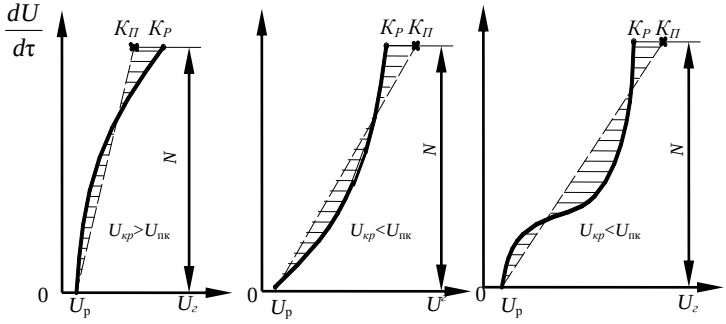


Рис. 2. Графический метод определения критического приведенного влагосодержания

Тогда критическая точка смещается вправо или влево. Влагосодержание, соответствующее полученной точке, называется приведенным критическим – $U_{п.к}$.

Отсюда:

$$\tau_2 = \frac{1{,}28U_{\text{н}}}{N} \lg \frac{U_{\text{п.к}} - U_{\text{р}}}{U_{\text{к}} - U_{\text{р}}}. \qquad (12)$$

Общая продолжительность процесса сушки τ определяется суммированием времени сушки в периодах постоянной и падающей скорости:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{1}{N}\left[\left(U_{\text{н}} - U_{\text{п.к}}\right) + 1{,}28U_{\text{н}} \lg H \left(U_{\text{к}} - U_{\text{р}}\right)\right], \qquad (13)$$

где H – относительный коэффициент сушки, зависящий от свойств материала и его начальной влажности.

При определении плотности теплового потока к материалу q в периоде падающей скорости необходимо учесть, что теплота расходуется не только на испарение влаги, но и на нагрев всего тела:

$$q = \left(c\rho_0 \frac{V}{F} \cdot \frac{dt}{d\tau} + \frac{\rho_0 V}{F} r \frac{du}{d\tau}\right), \text{Вт/м}^2, \qquad (14)$$

где c – удельная теплоемкость влажного тела, Дж/(кг·°С); $dt/d\tau$ – изменение температуры тела за бесконечно малый промежуток времени, °С/с; $du/d\tau$ – изменение влагосодержания тела за бесконечно малый промежуток времени.

Значения остальных величин приведены выше. Первый член правой части уравнения (14) соответствует количеству теплоты, пошедшей на нагрев тела, второй – на испарение влаги.

2. КОНСТРУКЦИИ КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

В связи с задачей выбора способа сушки важные материалы делят на 6 основных групп:

1) твердые дисперсные материалы, обладающие сыпучестью во влажном состоянии: пылевидные, зернистые, кусковые;

2) штучные, массивные, крупногабаритные материалы и изделия: керамика, элементы строительных конструкций, изделия из древесины;

3) жидкотекучие материалы – это истинные и коллоидные растворы, эмульсии, суспензии, т.е. материалы, которые можно перекачивать насосами;

4) пастообразные материалы – это влажные материалы, которые не перекачиваются насосами;

5) тонкие, гибкие материалы: ткани, бумага, картон;

6) изделия, подвергающиеся сушке после окрашивания, склеивания и т.п.

В промышленности наиболее часто встречаются первые три группы материалов и сушильное оборудование для этих материалов.

2.1. Сушилки для твердых дисперсных материалов

Конвективная сушка твердых дисперсных сыпучих материалов проводится в сушилках с плотным, полувзвешенным и полностью взвешенным слоями материалов.

Слой сыпучего материала характеризуется сложной внутренней структурой. Объем слоя $V_{сл}$ всегда больше объема твердых частиц в слое V_m. Расчеты показывают, что порозность ε плотного слоя шарообразных частиц лежит в пределах 0,259...0,476.

Порозность – это доля свободного объема в слое:

$$\varepsilon = \frac{V_{сл} - V_{т}}{V_{сл}}. \qquad (15)$$

Однако в зависимости от распределения частиц по размерам, их формы, способа укладки и уплотнения слоя эта величина может быть больше или меньше указанных значений.

Плотным называется слой, если ε = 0,25...0,45. Для **взвешенного** слоя ε стремится к единице. В **полувзвешенном** состоянии ε = 0,4...1.

Сушилки с плотным слоем материала

В конвективных сушилках с **плотным слоем материала** сушильный агент подается вдоль слоя или через слой. К таким сушилкам относятся ка-

мерные сушилки с неподвижными и подвижными полками, шахтные, ленточные, турбинные.

Камерные сушилки с подвижными (опрокидывающимися**) полками** могут работать непрерывно (рис. 3).

В этом случае материал подается на верхнюю полку, дно которой составляют узкие продольные пластины. Через определенный промежуток времени пластины поворачиваются в вертикальное положение, давая возможность материалу пересыпаться на вторую полку.

С нижней полки высушенный материал поступает в бункер готовой продукции. Циркуляция сушильного агента осуществляется так же, как в камерах с неподвижными полками.

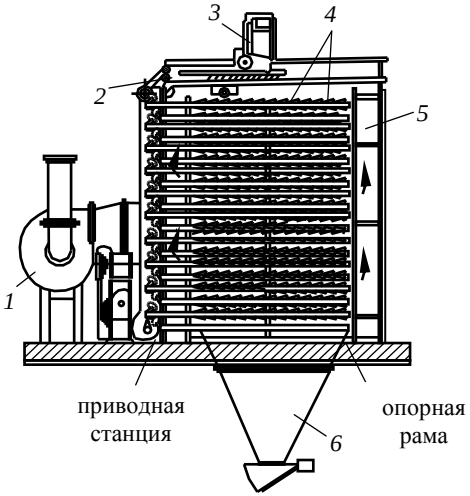


Рис. 3. Камерная сушилка с подвижными полками
(с выносным вентилятором):
1 – вентилятор; *2* – загрузочная каретка; *3* – загрузочное устройство;
4 – поворотные пластины; *5* – воздушные короба; *6* – разгрузочный бункер

Производительность сушилки по влаге достигает 1000 кг/ч, время сушки τ_c – 20...50 мин.

Сушилки с опрокидывающимися полками отличаются невысокой интенсивностью, повышенной металлоемкостью, низкой эксплуатационной надежностью и сложностью ремонта, поэтому сейчас они почти вытеснены более эффективными сушилками с взвешенным слоем.

Сушильный агент в таких сушилках продувается сквозь слой. При пересыпании материала с ленты на ленту увеличивается поверхность

его соприкосновения с сушильным агентом, что способствует увеличению скорости и равномерности сушки.

Сушилки с полувзвешенным слоем материала

Эти сушилки используют для сушки дисперсных, в том числе кусковых материалов. В них часть материала находится во взвешенном состоянии, что увеличивает поверхность тепломассообмена. К сушилкам с полувзвешенным состоянием материала относятся барабанные и аэрофонтанные.

Наибольшее распространение в крупнотоннажных производствах промышленности стройматериалов получили **барабанные сушилки** (рис. 4), поскольку они имеют большую производительность, надежны, просты в эксплуатации и достаточно экономичны. Они используются для сушки кусковых и зернистых материалов.

К барабанным сушилкам относят горизонтальные, цилиндрические сушилки с вращающимся или неподвижным корпусом. В первом случае с барабаном вращается внутренняя насадка, обеспечивающая перемешивание материала, во втором – специальное перемешивающее устройство.

По способу подвода тепла барабанные сушилки делятся на конвективные, контактные и комбинированные. На рис. 4 показана схема конвективной барабанной сушилки для сушки материала смесью воздуха с топочными газами.

Материал поступает в сушильный барабан *5* через питатель *2*. Топочные газы, получаемые сжиганием топлива в топке *1*, подают в камеру смешения и далее – в барабан. В сушилке материал и сушильный агент движутся прямотоком. Высушенный материал через затвор-мигалку направляется на ленточный транспортер *8*; отработанные газы поступают в циклон *7*, откуда дымососом *6* отводятся в атмосферу. Сушилка работает под небольшим разряжением.

Основной элемент барабанной сушилки – сушильная камера, представляющая собой наклонный (под углом 2...6°) вращающийся барабан, на корпус которого надеты два бандажа и зубчатый венец. Барабан приводится в движение электродвигателем через зубчатую передачу *9*. Бандажами барабан опирается на свободно вращающиеся опорные ролики *10*. Для предотвращения осевого смещения один из бандажей барабана упирается боковой поверхностью в упорные ролики. У одного конца барабана устанавливается загрузочная камера, у другого – разгрузочная.

Зазор между вращающимся барабаном и неподвижными камерами уплотняется специальными устройствами – уплотнениями, которые

предохраняют установку от больших подсосов воздуха извне и уменьшают расход энергии на вентилятор.

Если сушильный материал не вызывает коррозии и необходимости применения легированных сталей, барабаны изготовляют из царг, вальцованных из листовой углеродистой стали толщиной 8...20 мм. Для передачи давления от всех вращающихся частей аппарата на опорные ролики служат бандажи, представляющие собой стальные кольца прямоугольного, квадратного или коробчатого сечения. Для понижения местных напряжений материала корпуса под бандажами и венцовой шестерней приваривают усиливающие кольца, в 1,5...2 раза превышающие толщину барабана. Бандажи крепятся к корпусу, как правило, болтами, венцовая шестерня – жестким или гибким креплением. Жесткое крепление применяется при постоянной температуре корпуса, гибкое – в сушильных барабанах, работающих при высоких температурах.

Внутри корпуса сушилки, в зависимости от свойств высушиваемого материала, устанавливают различные насадки, способствующие равномерному распределению материала и его интенсивному перемешиванию в процессе сушки. Вид насадки соответствует свойствам высушиваемого материала.

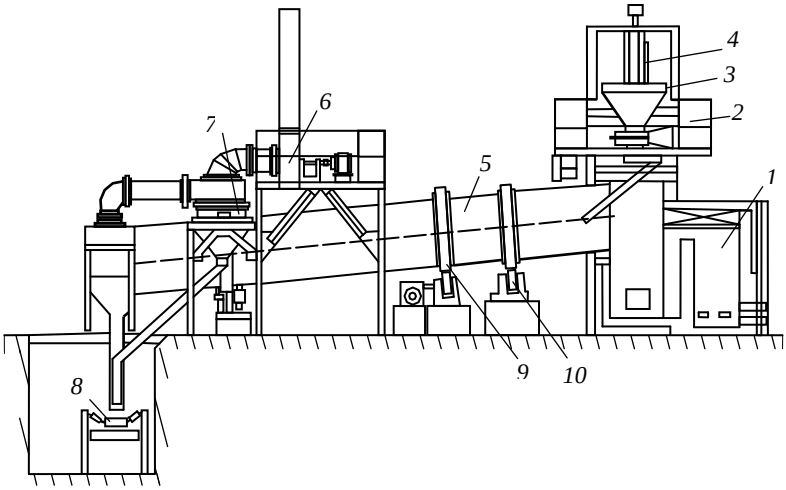


Рис. 4. Барабанная сушилка: *1* – топка; *2* – питатель; *3* – бункер; *4* – элеватор; *5* – сушильный барабан; *6* – дымосос; *7* – циклон; *8* – ленточный транспортер; *9* – зубчатая передача; *10* – опорные ролики

Если во время сушки свойства материала изменяются, то форму насадки принимают разной по длине барабана. Со стороны загрузочной камеры по длине, равной половине диаметра, располагают распредели-

тельную насадку в виде винтовых лопастей. При сушке достаточно сыпучих материалов за винтовой насадкой помещают периферийную подъемно-лопастную насадку. Форма насадки может быть различной (рис. 5).

В конце барабана устанавливают секторную насадку с пятью или шестью секторами (лопастная секторная или секторная перевалочная). Для налипающих материалов используется цепная насадка, которая позволяет в сушильном агрегате совмещать при обработке помол и сушку.

При сушке материала в барабане основное количество теплоты от сушильного агента передается материалу конвекцией. При увеличении степени загрузки барабана материалом возможность его пересыпания сокращается. Вместе с этим уменьшается поверхность контакта материала и сушильного агента, а также интенсивность сушки.

Поэтому одной из важнейших характеристик барабанной сушилки является коэффициент заполнения $\beta_м$. Чем выше $\beta_м$ тем бо́льшая поверхность высушиваемого материала участвует в тепломассообмене с сушильным агентом и тем эффективнее используется рабочий объем барабана.

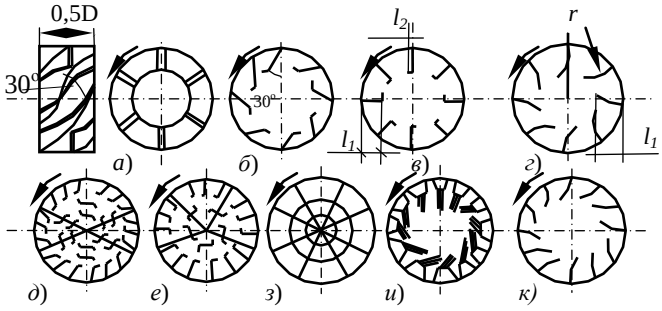


Рис. 5. Схемы некоторых внутренних насадок барабанных сушилок:
а – винтовая распределительная (приемно-винтовая); *б, к* – подъемно-лопастная;
в – подъемно-лопастная: l_1 = (0,15 ... 0,2) *D*; l_2 = 0,085·D; *г* – подъемно-лопастная:
l_1 = 0,125*D*; *r* = 0,07*D*; *д, е,* –лопастная секторная; *з* – секторная (перевалочная);
и – самоочищающиеся лопатки

Величина $\beta_м$ зависит от конструкции насадки (по практическим данным $\beta_м$ = 0,15...0,35):

$$\beta_м = \frac{A_v}{\rho_{нас}} \cdot \frac{1-(U_н + U_к)/2}{U_н - U_к}, \qquad (16)$$

где $\rho_{нас}$ – насыпная плотность материала, кг/м^3; $U_н$, $U_к$ – соответственно начальное и конечное влагосодержание материала, кг/кг.

При выборе размеров барабанной сушилки пользуются экспериментально установленными A_v, зависящими от $\beta_м$, $U_н$, $U_к$, вида сушимого материала, а также режимных параметров сушки. Отечественные предприятия выпускают барабанные сушилки диаметром от 1 до 5 м, длиной до 40 м (L/D = 4...8).

Барабанные сушилки могут работать как с прямоточным, так и с противоточным движением материала и сушильного агента.

Длительность сушки материала в барабанах зависит от вида материала, длины, диаметра и угла наклона барабана, частоты его вращения и составляет от 10 до 40 мин. Размеры барабана выбирают исходя из допустимого объемного напряжения по влаге, которое колеблется от 30 до 120 кг/(м^3·ч).

Скорость сушильного агента в барабане – 2,5...3 м/с. Для снижения пылеуноса скорость сушильного агента на выходе из барабана не должна превышать 1,8 м/с. Удельный расход теплоты $q_к$ (показатель тепловой экономичности) при сушке воздухом составляет примерно 4600 кДж/кг, при сушке смесью топочных газов с воздухом – 3500...6300 кДж/кг.

Аэрофонтанные сушилки (рис. 6) относятся к установкам с полувзвешенным слоем, поскольку в центре таких сушилок материал движется пневмотранспортом вверх, а по стенкам камеры возвращается в слой. Эти сушилки применяются для дисперсных материалов даже неоднородного гранулометрического состава при скорости витания частиц, значительно меняющейся в процессе сушки.

Существуют два типа аэрофонтанных сушилок – с решеткой и без решетки. Угол конусности таких сушилок обычно 30...70°. Практически апробированное D_{max}/D_{min} = 3…10. Это обеспечивает устойчивую работу сушилки. Скорость газа в узком сечении сушилки в 1,5...2 раза выше скорости витания частиц. В сушилке без решетки эту скорость принимают равной устойчивой скорости пневмотранспорта крупных частиц – 1,5...2 м/с.

В широкой части сушилки обычно создается режим кипения с условной скоростью газа по всему сечению 0,2…0,5 м/с. В конической части аппарата частицы циркулируют в потоке сушильного агента до тех пор, пока скорость витания $\upsilon_{вит}$ не станет больше скорости газового потока $\upsilon_{г.п}$. Тогда они выносятся из аппарата в пылеулавливающую систему.

Материал подается питателем в пневмотрубу *2*, где подхватывается потоком горячего сушильного агента, предварительно подсушивается и поступает на окончательную сушку в аэрофонтан *3*. Высушенный продукт полностью уносится газами и затем выгружается из циклона *4*.

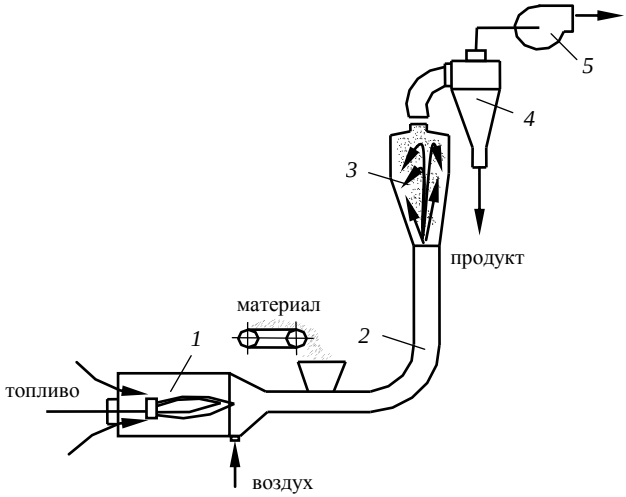


Рис. 6. Аэрофонтанная сушилка:
1 – топка; *2* – пневмотруба; *3* – аэрофонтан; *4* – циклон; *5* – дымосос

Порозность слоя ε в аэрофонтанных сушилках близка к 0,85. Время пребывания материала в аппарате – 15...25 с. Из-за кратковременного пребывания материала в таких сушилках их используют лишь для удаления свободной влаги.

Ввиду малых концентраций материала в единице рабочего объема сушилки и небольших относительных скоростей сушильного агента и материала интенсивность сушки невелика.

Высота таких сушилок достигает 40...60 м.

Вследствие этого их редко используют в сушильной технике.

Сушилки со взвешенным слоем материала

К сушилкам с взвешенным слоем материала относятся сушилки "кипящего" слоя и пневматические сушилки (трубы-сушилки, а также спиральные, вихревые, циклонные). Наибольшее распространение в промышленности стройматериалов получили **сушилки "кипящего" слоя** (рис. 7).

Сушка в "кипящем" слое – перспективный метод для сушки кусковых и сыпучих материалов диаметром до 70 мм. Если сравнить сушилку "кипящего" слоя с конвективной барабанной по объемному коэффициенту теплопередачи α_v , то для сушилок "кипящего" слоя этот коэффициент колеблется в пределах 6000...9000 Вт/м^2·°С, а для барабанной не превышает 580 Вт/м^3·°С. Следовательно, сушилки "кипящего" слоя

должны быть более компактными и производительными. Они позволяют, кроме сушки, одновременно классифицировать материал по фракциям. Однако сушилки "кипящего" слоя имеют свои недостатки: повышенный расход электроэнергии для создания высокой скорости сушильного агента с целью образования "кипящего" слоя и несколько повышенный удельный расход теплоты.

По конструктивному признаку эти сушилки делятся на две большие группы: одно- и двухкамерные. Однокамерные сушилки наиболее просты по устройству и в эксплуатации, обладают высокими экономическими показателями, легко поддаются автоматизации. Это наиболее распространенный тип промышленных сушилок.

На рис. 7 показана схема сушилки с одноступенчатым аппаратом "кипящего" слоя.

Сушильный агент получают за счет разбавления холодным воздухом продуктов горения топлива, сжигаемого в топке *2*. Далее сушильный агент за счет давления, создаваемого вентилятором *1*, поступает через решетку к слою материала со скоростью, равной скорости витания частиц. Материал питателем *3* непрерывно подается на решетку и высушивается в "кипящем" слое. Высушенный материал через шлюзовой затвор выгружается на конвейер.

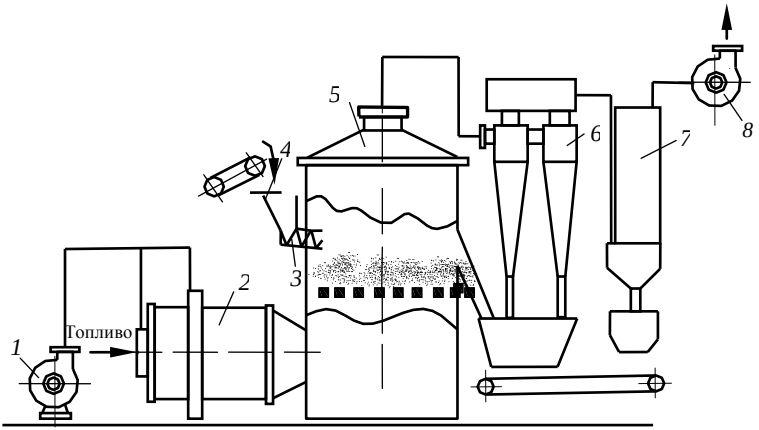


Рис. 7. Схема цилиндрической сушилки с кипящим слоем: *1* – вентилятор; *2* – топка; *3* – шнековый питатель; *4* – бункер; *5* – сушильная камера; *6* – циклон; *7* – рукавный фильтр; *8* – дымосос

Отработанный сушильный агент подается в циклон *6*, далее – в рукавный фильтр *7* и после очистки выбрасывается дымососом *8* в атмосферу.

Промышленные сушилки "кипящего" слоя работают в интервале порозности ε = 0,15...0,75. Эта область охватывает диаметр частиц от 30...40 мкм до 6...7 мм.

Недостатком некоторых конструкций является неравномерная сушка полидисперсного материала, обусловленная различным временем пребывания отдельных частиц в зоне сушки.

Этот недостаток можно предотвратить, организуя направленное движение слоя материала и разделяя камеру на зоны, различающиеся гидродинамическими и термодинамическими условиями проведения процесса. Но простейший вариант устранения этого недостатка заключается в применении призматической, конусообразной или корытообразной формы камеры, которая обусловливает сепарирование частиц разного размера по высоте; более мелкие частицы находятся в верхней части слоя, поэтому меньше подвергаются перегреву (рис. 8).

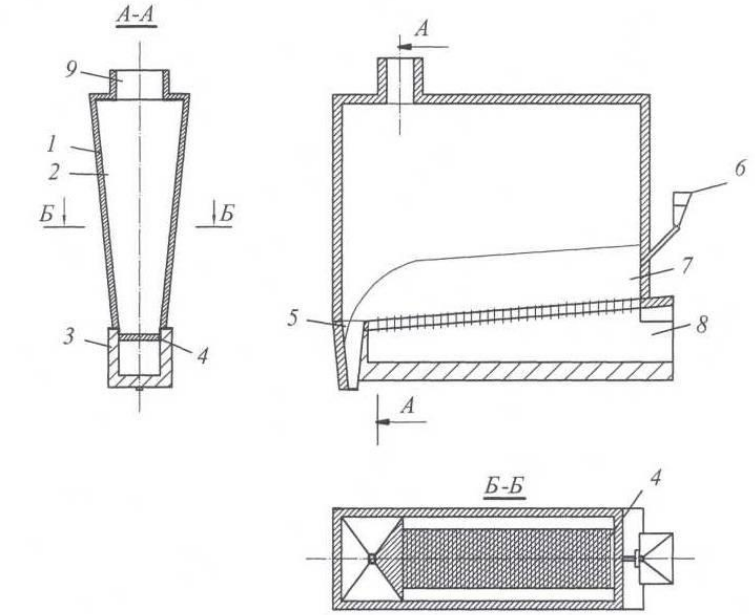


Рис. 8. Однокамерная прямоугольная сушилка с направленным движением материала: *1* – корпус; *2* – сепарационное пространство; *3* – футеровка; *4* – распределительная решетка; *5* – разгрузочный бункер; *6* – питатель; *7* – псевдоожиженный слой; *8* – вход газа; *9* – выход газа

Непрерывное перемещение частиц вдоль камеры обеспечивается наклоном и некоторым уменьшением ширины решетки в сторону выгрузки. Вследствие уменьшения вертикальной скорости газа к концу

камеры результирующая сил тяжести материала и давления газа заставляет частицы двигаться как бы по наклонной плоскости. В аппаратах с виброкипящим слоем для этой цели применяют виброрешетки.

Основным и наиболее важным элементом сушилок "кипящего" слоя являются газораспределительные решетки, которые выполняют две функции: они поддерживают псевдоожиженный слой и обеспечивают равномерное распределение газового потока по сечению камеры.

Наиболее равномерное распределение обеспечивают пористые плиты, но они забиваются и обладают очень большим гидравлическим сопротивлением, поэтому практического применения не имеют.

В настоящее время применяют два типа решеток – провальные и беспровальные.

Провальные решетки (рис. 9, *а, б*) представляют собой перфорированные плиты или колосники, на которых материал поддерживается за счет скоростного напора газа. Толщина плиты – 10...20 мм, что создает бо́льшую жесткость и значительную длину канала, при которой вероятность просыпания близка к нулю. Незначительные прогибы и неровности приводят к неравномерному кипению и залеганию материала.

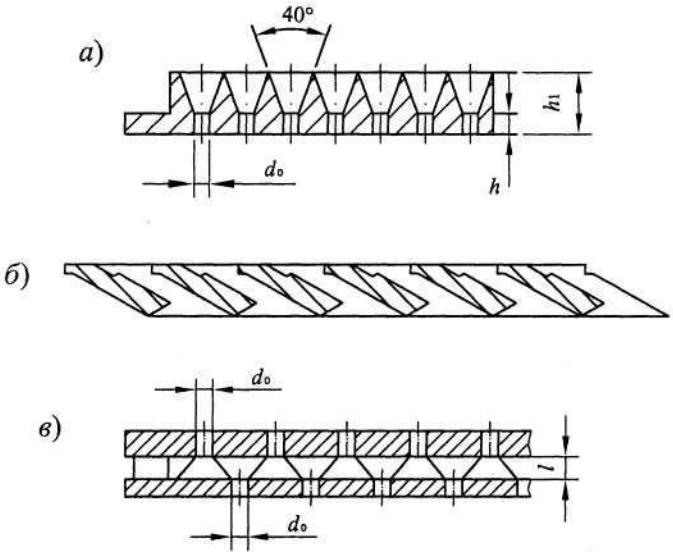


Рис. 9. Газораспределительные решетки:
а – сотовая; *б* – колосниковая; *в* – беспровальная

Беспровальные решетки (рис. 9, *в*) выполняются четырех типов: плиты из жаропрочного бетона или чугуна, в отверстия которых вставляются сменные сопла-колпачки с шагом 100...300 мм, расположенные в

шахматном или коридорном порядке; два параллельно расположенных листа или набор колосников, оси отверстий которых смещены по отношению друг к другу; два параллельно расположенных листа (перфорированных), промежуток между которыми заполнен огнеупорным дробленым материалом; перфорированные, горизонтально уложенные трубы (для мелких частиц).

Живое сечение решеток составляет 2...10%. Нижний предел обычно принимают при работе с малыми скоростями кипения, т.е. при сушке тонкодисперсных материалов с малой плотностью частиц. Диаметр отверстий чаще всего составляет 2,0...5,6 мм. Для равномерного распределения газов необходимо, чтобы бо́льшим диаметрам аппарата соответствовало большее сопротивление решетки. Скорость сушильного агента в отверстиях решетки должна быть больше скорости витания частиц, размеры которых равны диаметру отверстий. С возрастанием перепада температур живое сечение решетки при прочих равных условиях также увеличивается.

Промышленные сушилки "кипящего" слоя работают с небольшим слоем материала – 300...400 мм. На основании опыта эксплуатации сушилок "кипящего" слоя установлено, что высота слоя $H_{сл}$ должна быть в 4 раза больше высоты гидродинамической стабилизации слоя $H_{ст}$, а $H_{ст} \approx 20\ d_{отв}$, следовательно, $H_{сл} \approx 80\ d_{отв}$. Высоту сепарационного пространства рекомендуется принимать в 4...6 раз больше $H_{сл}$.

Загрузка материала производится с помощью шлюзовых затворов, вибропитателей с автоматическими весами, шнеков или специальных забрасывателей. Питатель располагается примерно на высоте 1000 мм над решеткой. Выгрузка производится непосредственно с решетки, при этом производительность разгрузочного устройства регулируется так, чтобы высота слоя оставалась постоянной.

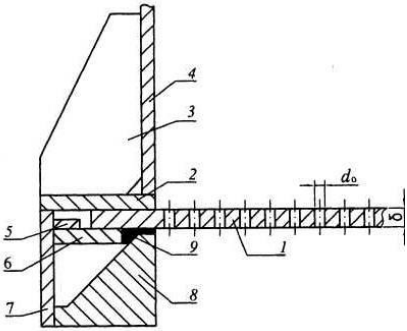


Рис. 10. Крепление газораспределительной решетки: *1* – решетка; *2* – фланец; *3* – косынка; *4* – верхний корпус сушилки; *5* – ограничитель; *6* – опора; *7* – нижний корпус сушилки; *8* – футеровка; *9* – уплотнительная набивка (асбестовый шнур)

а)

При сушке однородных материалов иногда применяют переливные пороги, высота которых определяет высоту слоя; разгружатель в этом случае не ставят. В нижней части порога делают отверстие для крупных частиц.

Для надежной работы распределительной решетки важное значение имеет правильный выбор материала. В условиях высоких температур при сушке газом решетки изготовляют из высоколегированной жаропрочной стали или легированного чугуна. Крепление распределительной решетки должно предусматривать свободное перемещение ее при расширении (рис.10)

Удельное объемное напряжение сушилок "кипящего" слоя по влаге A_v = 150...200 кг/м^{3}ч, поверхностное – A_s = 800... 1000 кг/м^2·ч. Удельный расход теплоты для этих сушилок – 5000...6500 кДж/кг.

Многокамерные сушилки "кипящего" слоя могут быть с последовательным движением материала и подачей свежего теплоносителя в каждую камеру, а также ступенчато-противоточные. Многокамерные сушилки являются многозонными, но в то же время в отдельных камерах могут быть организованы дополнительные зоны. Многокамерные сушильные аппараты можно создать простым секционированием сушильного пространства вертикальными или горизонтальными перегородками.

Для материалов, склонных к налипанию, комкообразованию и каналообразованию, применяются одно- и многокамерные сушилки "кипящего" слоя, оборудованные различными механическими побудителями слоя (мешалки-ворошители, виброрешетки, шнеки, движущиеся перегородки и т.п.).

Пневматические сушилки представляют собой чаще всего трубы, в которых материал подвергается сушке во взвешенном состоянии. Схема простейшей трубы сушилки приведена на рис. 11.

Диаметр частиц сушимого материала не превышает 10 мм. Его перемещение в сушилке происходит за счет энергии движения сушильного агента (пневмотранспорт).

Проходя в сушильной трубе *5* со скоростью 10...35 м/с, сушильный агент подхватывает куски влажного материала и, благодаря большой поверхности испарения, высушивает его во время перемещения в трубе в течение 1,5...2,5 с. Расширитель (аэрофонтан) *4* в средней части трубы создает условия нестационарного гидродинамического режима, что интенсифицирует процесс сушки, а также задерживает крупные куски материала в зоне сушки.

Разделение высушенного материала и сушильного агента происходит в одиночном циклоне *6* и батарейном циклоне *7*. Обеспыленный сушильный агент выбрасывается вентилятором или дымососом *8* в атмосферу. Карман *1* в нижней части трубы играет роль сепаратора и ло-

вушки для крупных кусков материала, предохраняя их от перегрева и разложения.

Вертикальный пневмотранспорт сушимого материала может происходить только при такой скорости движения сушильного агента, которая превышает скорость витания частиц материала.

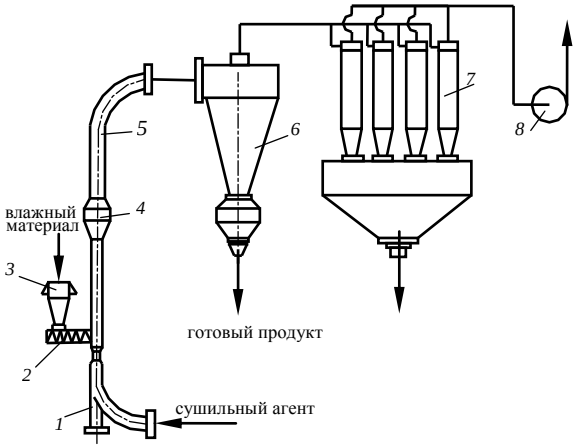


Рис. 11. Схема трубной пневматической сушилки:
1 – карман; *2* – питатель; *3* – бункер; *4* – аэрофонтан; *5* – труба-сушилка; *6* – циклон; *7* – батарейный циклон; *8* – вентилятор

Большим достоинством пневматических сушилок является использование прямотока и кратковременность сушки, вследствие чего даже для термочувствительных материалов допустимо применять высокотемпературный теплоноситель. В трубе постоянного сечения около 55% влаги удаляется на разгонном участке длиной 1...1,5 м (это 1/10 всей высоты трубы), где движущая сила наибольшая. Удельная объемная напряженность по влаге A_v у этих сушилок достигает 350...400 кг/м^3·ч.

Основными недостатками труб-сушилок являются значительный расход электроэнергии для создания необходимой скорости сушильного агента и большой пылеунос, а также большой износ трубопроводов.

В промышленности применяют также **многоступенчатые** трубы-сушилки (рис. 12).

Их преимуществом является то, что, создавая на каждой ступени наиболее благоприятный режим сушки, можно высушить материал до низкой остаточной влажности при минимальных затратах тепла.

На первой ступени происходит, как правило, съем основного количества влаги. Для этого в сушилку подается сушильный агент с максимально

возможной температурой. Температура отработанного сушильного агента сравнительно низкая. Вторая ступень используется для окончательной сушки материала. Считается, что оптимальное число ступеней для многоступенчатых сушилок – две.

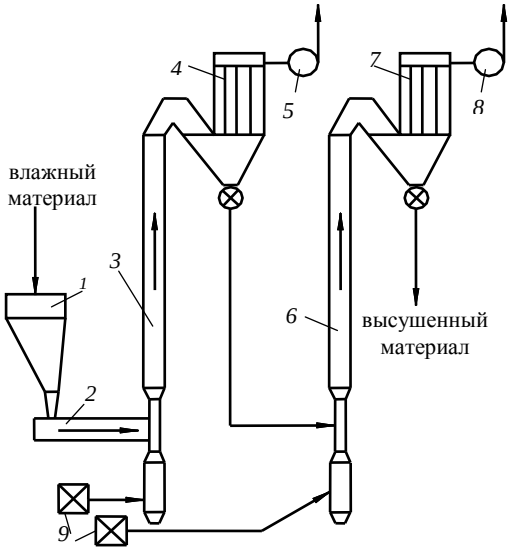


Рис. 12. Схема установки с двухступенчатой трубной пневматической сушилкой: *1* – бункер материала; *2* – питатель; *3* – труба-сушилка первой ступени; *4, 7* – фильтры рукавные; *5, 8* – дымососы; *6* – труба-сушилка второй ступени; *9* – калориферы

.

Если материал не высушивается в двух ступенях, то во избежание роста капитальных и эксплуатационных вложений целесообразно использовать сушилку другого типа.

Интенсификация тепло- и массообмена в потоках газовзвесей может быть достигнута искусственным увеличением относительной скорости движения частиц в газе при воздействии силы, не оказывающей влияния на газовую среду.

Наиболее простым и радикальным способом увеличения относительной скорости движения частиц в газе является использование центробежной силы, возникающей при движении газовзвеси по криволинейному пути. Применительно к пневмотранспорту закручивание может быть осуществлено по винтовой траектории (объемной спирали) или по траектории плоской спирали. Двигаясь по криволинейной траектории, частицы материала отбрасываются на внешнюю стенку канала, соударяясь между собой

и стенкой. При этом скорость их движения уменьшается, что приводит к концентрированию газовзвеси и интенсификации межфазного тепло- и массообмена.

В то же время движение частиц в пристенной области позволяет создать в сушилке благоприятные условия для контактного подвода дополнительной теплоты к материалу. Дисперсная фаза, двигаясь в пристенной зоне аппарата, активно воздействует на пограничный слой, турбулизируя его, что способствует значительному повышению коэффициента теплоотдачи от стенки аппарата к газовзвеси.

Поскольку концентрация дисперсного материала в пристенной зоне значительно выше, чем в прямых пневмотрубах, то и коэффициент конвективного теплообмена намного выше. Коэффициент теплоотдачи от стенки аппарата к газовзвеси может достигать 230...350 Вт/(м^2·°С). Указанные возможности реализованы в **спиральных пневматических сушилках.**

На рис. 13 представлена пневмосушилка с плоским спиральным каналом и циклонным сепаратором.

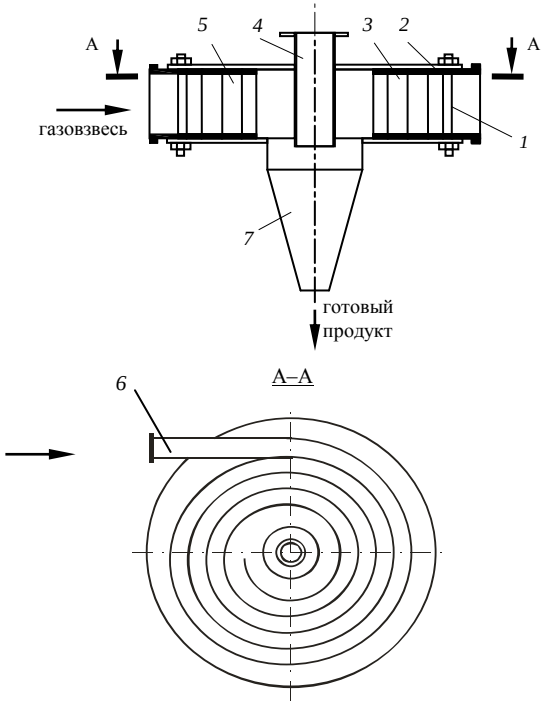


Рис. 13. Пневмосушилка с плоским спиральным каналом и циклонным сепаратором:
1 – корпус; *2* – крышка; *3* – спиральная лента; *4* – выхлопная труба; *5* – спиральный канал; *6* – входной штуцер; *7* – сепарирующая камера

Это сушилка с плоским спиральным каналом в горизонтальной плоскости, плавно переходящим в сепарирующую камеру, конструктивно оформленную в виде циклона. Аппарат состоит из корпуса *1*, в котором днище-крышка *2* и спиральная лента *3* образуют спиральный канал *5*, плавно переходящий в сепарирующую камеру *7*.

Достоинства: компактна и относится к аппаратам безуносного типа. Эффективность разделения твердой и газовой фаз достигает 99%, что позволяет исключить из технологической схемы пылеочистные устройства, а это соответственно уменьшает энергетические затраты на сушку.

Недостатки: ограничен верхний предел производительности. С ростом производительности повышается расход сушильного агента, и соответственно проходное сечение канала, радиус сепаратора и максимальный радиус сушилки увеличиваются.

Расчет показывает, что практическое использование сушилок этого типа с приемлемым радиусом 1,5...2 м ограничено расходом сушильного агента – 12...15 тыс. $м^3$/ч.

Гидравлическое сопротивление сушилки – 1500...3000 Па, причем 30...40% его приходится на сопротивление циклонного сепаратора. Длина спирали 10...20 м (зависит от материала), время пребывания в сушилке составляет 1...2 с.

2.2. Сушилки для штучных, массивных, крупногабаритных материалов и изделий

К таким сушилкам относятся камерные сушилки с неподвижными полками и туннельные сушилки.

Схема простейшей **камерной сушилки с неподвижными полками** приведена на рис. 14.

Камера *1* длиной 10...13 м и высотой 3,5 м рассчитана на загрузку 10 полок с материалом. Эти полки загрузочной вагонеткой укладываются на выступы камеры *2*. Ниже уровня пола камера имеет три канала *3, 4, 5*, два боковых *3, 5* – для подачи сушильного агента, средний *4* – для отбора сушильного агента. Каналы перекрыты настилами с отверстиями *6*.

Камеры соединяются в блоки по 20...30 шт. и имеют общее снабжение сушильным агентом через подводящий канал и общий принудительный отбор сушильного агента.

Сушильный агент через каналы *3, 5* подается в камеру и, так как он легче воздуха, занимающего рабочий объем камеры, поднимается вверх (на рис. 20 показано стрелками) до тех пор, пока его плотность в процессе охлаждения не выровняется с плотностью воздуха в камере. По пути движения нагретый сушильный агент отдает теплоту более холодному мате-

риалу и начинает двигаться вниз, постепенно снижаясь, попадает в нижний канал *4* и выбрасывается в атмосферу.

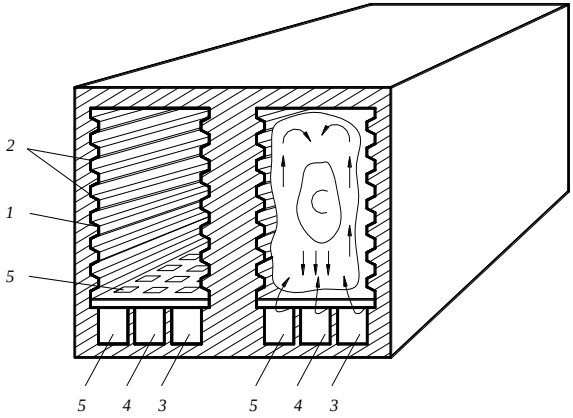


Рис. 14. Схема камерной сушилки с неподвижными полками:
1 – камера; *2* – выступы; *3, 5* – каналы для подачи сушильного агента;
4 – канал для отвода сушильного агента; *5* – настилы

Смешивание восходящих и нисходящих потоков сушильного агента вызывает многократную циркуляцию и достаточно равномерную сушку изделий. В середине сушилки, где сушильный агент опускается вниз, имеется зона слабой сушки С. Процесс в этой зоне можно интенсифицировать путем увеличения скорости сушильного агента с одновременным снижением его начальной температуры.

На большинстве заводов в качестве сушильного агента используют смесь топочных газов с воздухом или отходящие газы обжиговых печей. Температура газов в подводящем канале камерных сушилок колеблется от 90 до 150 °С.

Температура отработанных газов в начале цикла составляет 25...30 °С, а в конце цикла возрастает до 50...55 °С. Скорость газов в камере составляет 2,5...3,5 м/с, разряжение поддерживается в пределах 10 Па.

Время сушки в камерных сушилках составляет 2...3 сут. Удельный расход теплоты 4200...6300 кДж/кг$_{вл}$.

Длительное время основным недостатком камерных сушилок считали периодичность их действия, обусловливающую повышенный расход топлива и неравномерность сушки, определявшую увеличение продолжительности сушки и снижение качества высушенных изделий. Однако современные конструкции камерных сушилок обеспечивают высокое качество вы-

сушенной продукции при малых расходах топлива по сравнению с туннельными сушилками.

В то же время большое преимущество камерных сушилок – возможность эксплуатации по дискретному режиму, что исключает необходимость круглосуточной и непрерывной работы заготовительных цехов. Работа по этому режиму имеет определенные социальные преимущества, повышает производительность труда и облегчает решение многих организационно-производственных вопросов.

В связи с этим как в нашей стране, так и за рубежом отмечается тенденция возврата к камерным сушилкам, но на новой технической основе, каковой является внутренняя принудительная циркуляция теплоносителя.

В отличие от камерных, **туннельные сушилки** являются сушилками непрерывного действия.

Их рабочей камерой является туннель, по которому непрерывно перемещается высушиваемый материал. Тепловые зоны стационарны по длине туннеля. Поток теплоносителя (газов или воздуха) в туннеле движется или навстречу материалу (противоточные сушилки), или в одном направлении с ним (прямоточные сушилки). Распространены сушилки с комбинированным движением теплоносителя, а также с продольным и поперечным его перемещением.

Конструкции туннельных сушилок весьма разнообразны по теплотехнологическим схемам, а также по виду транспортирующих устройств. По последнему признаку различают сушилки вагонеточные, с цепными, ленточными, ленточно-сетчатыми и роликовыми конвейерами.

Туннельные сушилки с наземным вагонеточным транспортом в промышленности строительных материалов широко применяют для сушки кирпича, черепицы и дренажных труб. Противоточные туннельные сушилки, работающие с однократным использованием теплоносителя, предельно просты по конструкции и потому получили наибольшее распространение в промышленности строительных материалов.

Туннельная противоточная вагонеточная сушилка для сушки кирпича-сырца (рис. 15) представляет собой длинный туннель *1,* заполненный вагонетками *2*, на которых уложены полки *3* с кирпичом. Длина туннеля обычно 25…35 м, ширина 1,2…1,3 м и высота до 1,7 м. С помощью толкателя *6* вагонетки подаются в туннель, при этом весь поезд вагонеток, заполняющих туннель, продвигается на длину одной вагонетки. В это же время из разгрузочного конца туннеля выталкивается вагонетка с уже высушенным кирпичом.

Из главного подводящего коллектора *12,* расположенного вдоль фронта выгрузочных дверей туннелей, газы поступают в каждый туннель через соединительные каналы *10,* которые заканчиваются отверстием *9* в полу туннеля. Регулируют количество подаваемых в каждый туннель газов заслонкой *11.*

Газы, продвигаясь по туннелю, омывают кирпич и, высушивая его, увлажняются и охлаждаются. Удаляются они на загрузочном конце тунне-

ля через отверстие *8*, соединительный канал *7* с заслонкой *5* и главный коллектор *4* отработанных газов.

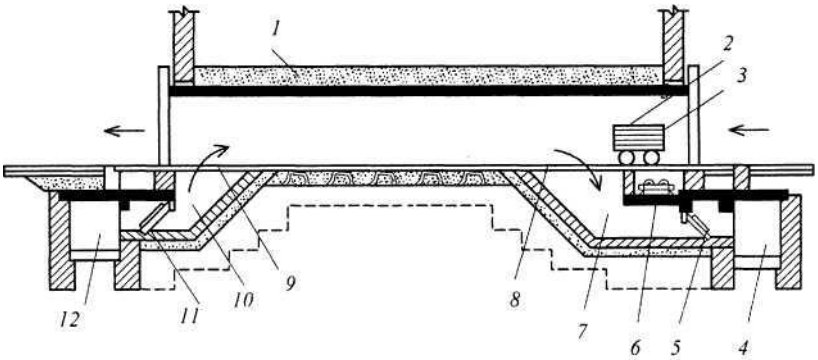


Рис. 15. Рабочая камера туннельной сушилки для сушки кирпича-сырца:
1 – туннель; *2* – вагонетка; *3* – полки;*4* – главный коллектор; *5, 11* – заслонки;
6 – толкатель; *7* – соединительный канал; *8* – отверстие для удаления отработанного сушильного агента; *9* – отверстие для подачи в камеру сушильного агента;
10 – соединительные каналы; *12* – подводящий коллектор

Таким образом, при противоточной схеме загруженный в туннель холодный и механически слабый сырец омывается влажными остывшими газами. При этом он прогревается, не подвергаясь интенсивной сушке, которая могла бы вызвать возникновение в нем напряжений и трещин. По мере продвижения по туннелю сырец встречает все более нагретые и более сухие газы и интенсивность его сушки возрастает.

Вблизи выгрузочного конца туннеля сырец взаимодействует с горячими и сравнительно сухими газами. Однако их взаимодействие в этой зоне туннеля уже не представляет опасности для сырца, поскольку здесь он подогретый, в значительной мере высушенный, механически окрепший и не дает усадки.

Туннельные сушилки большой производительности компонуются в блоки по 10…15 туннелей.

При сушке кирпича в простых противоточных туннельных сушилках начальная температура газов обычно t = 90…120 °С, температура отработанных газов t = 30…35 °С, а их относительная влажность φ = 80…85%.

Основным недостатком, обусловливающим невысокое качество высушенных в таких сушилках изделий, является отсутствие возможности принудительного регулирования режима сушки по длине туннеля.

Для смягчения режима сушки на горячем конце туннелей иногда увлажняют теплоноситель подачей воды в подводящий коллектор.

Скорость газов в живом сечении туннеля должна быть не менее 2,5…4 м/с. Практически таких скоростей можно достичь либо при низкой начальной температуре газов (t = 60…70 °С), что неэкономично в тепловом отношении, либо путем рециркуляции отработанных газов, что более ра-

ционально.

Удельный расход теплоты в противоточных туннельных сушилках составляет 4600…5500 кДж/кг влаги.

В простейших противоточных сушилках можно регулировать лишь начальную температуру газов. Температурная кривая по длине туннеля, а также кривая сушки, равно как и параметры отработанных газов, складываются стихийно и чаще всего получаются не такими, какие нужны по технологическим свойствам высушиваемого материала. Кроме того, подача в туннель сухих газов приводит часто к чрезмерно интенсивной сушке на коротком участке туннеля, в результате чего на кирпиче возникают трещины. На разгрузочном же конце туннеля наблюдается переохлаждение газов с выпадением конденсата на загруженный холодный сырец, что приводит в конечном счете к снижению качества готовых изделий.

Недостатки в некоторой степени преодолеваются в сушилках с рециркуляцией отработанных газов. Различают рециркуляцию общую и зонную. При общей рециркуляции часть отработанных газов – рециркулят смешивают с теплоносителем вне туннеля и образующуюся смесь подают в туннель. При зонной рециркуляции рециркулят подают в одну или несколько зон туннеля, и он смешивается с основным теплоносителем уже в самом туннеле.

Общая рециркуляция позволяет регулировать влагосодержание поступающих в туннель газов и несколько смягчить режим сушки, растянув участок наиболее интенсивной сушки материала. Кроме того, общая рециркуляция повышает количество газов, поступающих в туннель, что способствует более равномерной сушке по сечению туннеля.

Зонная рециркуляция дает возможность локально регулировать параметры процесса и согласовывать с кривой сушки на отдельных участках. Чаще всего ввод рециркулята осуществляют на расстоянии 1/3 длины туннеля от его загрузочного конца.

2.3. Сушилки для жидкотекучих материалов

Для сушки этих материалов необходимо создать определенные гидродинамические условия: либо распыление, либо распределение тонким слоем, либо перемешивание в тонком слое, либо образование пенного слоя.

Используются сушилки: распылительные, вальцовые, роторно-вакуумные, шнековые, вихревые. Кроме того, возможны комбинации распыления и нанесения тонких слоев жидкого материала на поверхность инертных тел или гранул высушиваемого материала в барабанных сушилках-грануляторах или сушилках псевдоожиженного слоя. Сушка в пенном слое осуществляется в пеносушилках, примененяемых в пищевой и мясомолочной промышленности.

Необходимость испарения большого количества влаги влечет за собой существенное повышение потребления тепловой энергии и расхода тепло-

носителя, что связано с увеличением габаритов сушильных аппаратов, а также с удорожанием систем очистки отработанного сушильного агента. Кроме того, сушка жидких материалов сопровождается формированием морфологической структуры частиц продукта, а в случае распылительной сушки – повышенным пылеобразованием.

Эти особенности обусловливают направление разработки и усовершенствования технологии и оборудования сушки жидких материалов: максимальное энергосбережение, интенсификация, решение проблемы очистки воздуха от пыли, формирование на стадии сушки требуемой дисперсности и структуры частиц готового продукта. Во многих случаях возможно комплексное решение указанных вопросов.

В промышленности наибольшее распространение получили **распылительные сушилки**. Их используют, как правило, при производительности 10…20 т/ч по испаренной влаге, редко до 40 т/ч.

Распылительные сушилки, отличаются конструктивной простотой, малым термическим воздействием на материал в процессе сушки, возможностью регулирования конечных влагосодержаний сушимого материала, достаточной экономичностью и технологической простотой процесса из-за отсутствия таких промежуточных стадий как фильтрование, центрифугирование, кристаллизация, размол и т.п.

К недостаткам этих сушилок можно отнести небольшую удельную напряженность по влаге A_V, которая составляет 5…20 кг/ (м^3·ч) и, как следствие, значительные габариты установки, повышенный расход электроэнергии и большой пылеунос.

Распылительные сушилки применяют в тех случаях, когда необходим интенсивный процесс сушки жидких материалов с начальной влажностью не менее 40% с получением сухого продукта высокой дисперсности. Их целесообразно применять для термочувствительных материалов.

Рабочей камерой распылительной сушилки является башня, в которой шликер определенной вязкости диспергируется на мелкие капли. Последние взаимодействуют с дымовыми газами высокой температуры и в короткое время, исчисляемое секундами, высыхают до остаточной влажности 7…9%.

На керамических заводах нашей страны эксплуатируются распылительные сушилки трех основных конструкций: НИИстройкерамики, КБ Минского комбината строительных материалов (МКСМ) и Гипростройматериалов.

На рис. 16 представлена распылительная сушилка НИИстройкерамики.

Цилиндрическую башню *1* собирают из полых металлических панелей, заполненных минеральной ватой.

Внутренняя поверхность башни выполнена из жаростойкой стали.

Конусное днище *3* является сборником высушенного порошка.

Мембранным насосом под давлением 1,2…1,3 МПа шликер нагнетают в кольцевой шликеропровод *9,* откуда он поступает в восемь механических форсунок *10,* расположенных пучком. Они образуют в башне факел распыленного шликера, направленный снизу вверх. В корпус башни вмонтированы газовые горелки *2.* В модернизированных конструкциях этих сушилок горелки расположены в два яруса.

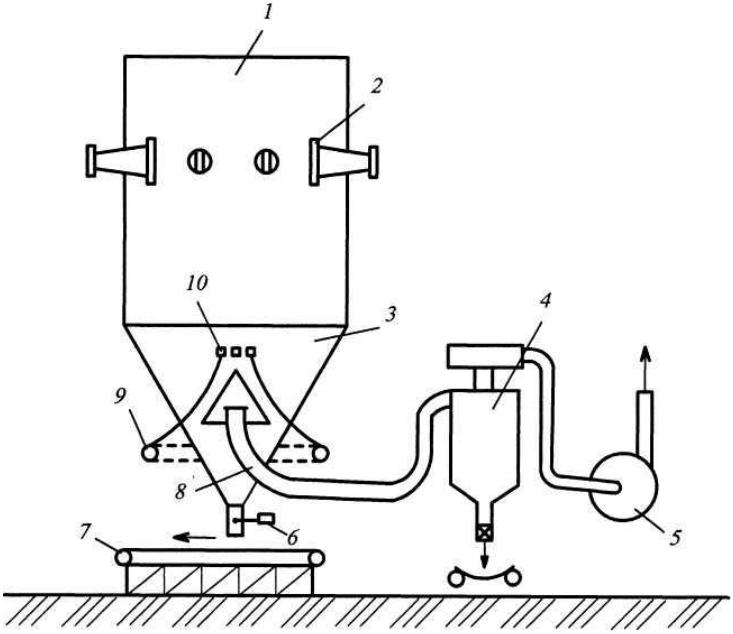


Рис. 16. Распылительная сушилка НИИстройкерамики: *1* – сушильная камера; *2* – газовые горелки; *3* – конусное днище; *4* – циклон; *5* – дымосос; *6* – клапан-мигалка; *7* – транспортер; *8* – отсасывающий патрубок; 9 – кольцевой шликеропровод;

Продукты горения природного газа, взаимодействуют с каплями шликера, высушивают их и превращают в округлые полые гранулы. Отработанные дымовые газы по отсасывающему патрубку *8,* защищенному от засорения конусным колпаком, направляются в циклон *4,* а из него дымососом *5* в атмосферу.

Готовый продукт из конусного днища при помощи клапан-мигалки *6* разгружается на транспортер *7.*

Диаметр башни сушилки описанной конструкции 4,5 м, высота ци-

линдрической части 5 м, а конической – 3 м. Общий объем сушилки 94 $м^3$.

Производительность по готовому продукту при влажности шликера 45% составляет 3,5 т/ч, а по испаряемой влаге 2,5 т/ч; удельный влагосъем A_v = 26,5 кг/$м^3$·ч; удельный расход теплоты 3200 кДж/кг испаренной влаги.

Институтом НИИстройкерамика разработано шесть типоразмеров распылительных сушилок производительностью 0,36…36 т/ч порошка.

Классификация распылительных сушилок включает три признака:

1) способ распыления материала (форсуночный с механическим или пневматическим методом распыла и дисковый – с центробежно-дисковым распылом);

2) место ввода сушильного агента (нижний подвод, верхний подвод);

3) конструкция нижней части сушильной камеры (коническое днище, плоское днище).

Выбор той или иной конструкции обусловлен технологическими требованиями и свойствами материала.

Анализ схем распылительных сушилок (рис. 17) позволит сравнить и выбрать наиболее оптимальную схему сушки в распылительной сушилке.

Прямоток (а) позволяет использовать сушильный агент высокой начальной температуры (до 800…1000 °С), но перегрева материала не происходит, так как до 80 … 90% теплоты передается раствору в зоне факела распыла, что приводит к резкому снижению температуры сушильного агента на выходе из сушильной камеры. Поэтому наиболее термолабильные материалы целесообразно сушить в прямоточных сушилках, так как температура контактирующих с наиболее горячим сушильным агентом частиц не превышает $t_м$. Температура сухих частиц определяется в основном температурой сушильного агента на выходе из сушильной камеры.

При *противотоке* скорость осаждения частиц меньше, чем при прямотоке, и, соответственно, больше время пребывания частиц в камере.

Особенностью аппарата *фонтанного типа* является последовательное сочетание противоточного и прямоточного движения распыляемой суспензии, двух кратное использование высоты. В зону высоких температур и максимальной движущей силы попадают сначала крупные капли, и по мере движения вниз сушильный агент контактирует с каплями меньшего размера. Самые мелкие капли, обладающие наибольшей развитой поверхностью, поднимаются на небольшую высоту и взаимодействуют с теплоносителем минимального потенциала.

Таким образом, в фонтанных сушилках наиболее полно используется сушильный потенциал, но велико время пребывания в камере, т.е. режим сушки жесткий.

Для осаждения мелких частиц ($d_{ср}$ = 20…60 мкм) и уменьшения уноса скорость сушильного агента в камере, считая на ее полное сечение (фик-

тивная), обычно не превышает 0,3…0,5 м/с, но унос значительный.

По опытным данным, прямоточные цилиндрические сушильные камеры с коническим днищем при верхнем расположении распыливающего центробежного диска имеют наилучшие эксплуатационные показатели и наиболее технологичны в производстве.

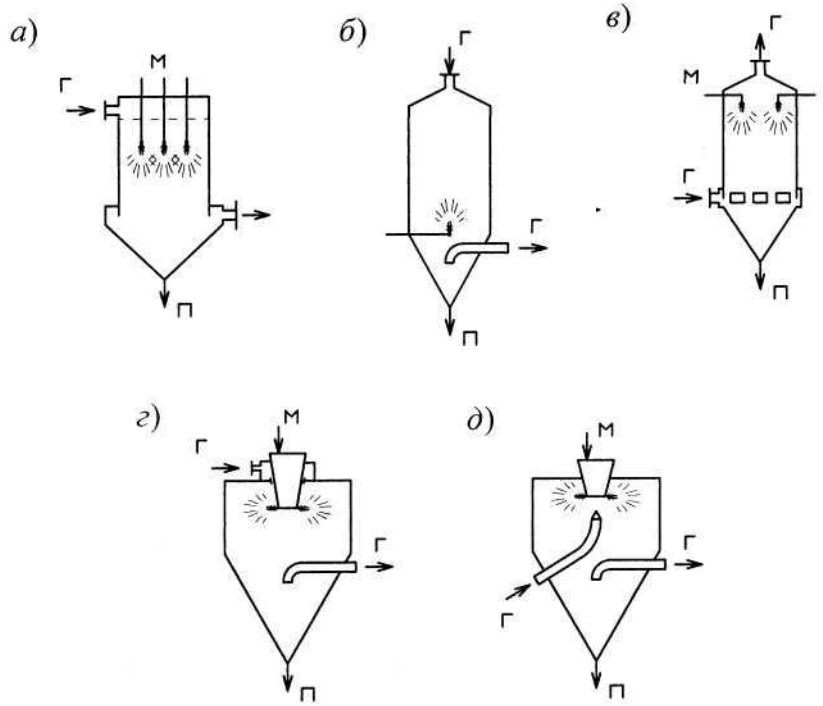


Рис. 17. Схемы распылительных сушилок: *форсуночное распыление*: *а* – прямоток, *б* – смешанный ток (сушилки фонтанного типа), *в* – противоток; *дисковое распыление*: *г* – подача сушильного агента сверху факела распыла, *д* – подача сушильного агента снизу, в центр факела, М – влажный материал, Г – сушильный агент, П – готовый продукт

На стадии аппаратурного оформления при разработке новых высокоэффективных сушильных установок необходима подробная информация о движении капель и сушильного агента в камере и влиянии отдельных теплотехнических и конструктивных факторов на процесс сушки и габариты установки. В этом случае необходимо пользоваться сложными расчетно-аналитическими методами.

Капитальные затраты на сушку распылением, по сравнению с другими методами, уменьшаются с увеличением производительности.

Развитие промышленности требует создания распылительных сушилок

большой единичной мощности, что неэкономично, следовательно, размеры сушильных камер должны возрастать.

Поэтому необходимо интенсифицировать процессы тепло- и массообмена внутри сушильного аппарата, усовершенствовать технику распыления (тогда объем сушильной камеры не будет возрастать пропорционально количеству испаряемой влаги *W*).

Получило распространение совмещение сушки с другими процессами: обжигом, дегидратацией, перемешиванием и др. Создание комбинированных аппаратов представляет большие преимущества с точки зрения уменьшения промежуточных операций; компактности установки; увеличения теплового КПД.

2.4. Теплотехнологические схемы конвективных сушильных установок

Наибольшее распространение в практике сушки получил нормальный сушильный вариант (схема с однократным использованием сушильного агента без дополнительного подогрева). Для повышения тепловой экономичности сушки или снижения предельной температуры нагрева сушильного агента, для проведения сушки во влажном сушильном агенте иногда целесообразно использовать более сложные теплотехнологические схемы сушильных установок. Широкое применение кроме нормального сушильного варианта нашли сушилки с использованием топочных газов и с частичной рециркуляцией сушильного агента.

Тепловой расчет сушильных установок может быть выполнен аналитически или графоаналитически при помощи *I-X* диаграммы состояния влажного воздуха, **Графоаналитический метод расчета** менее трудоемок, прост и нагляден, поэтому широко используется в инженерной практике. Однако в нём ограничено применение ЭВМ для выбора оптимальных вариантов сушки.

Характеристика *I-X* диаграммы состояния влажного воздуха (рис. 18).

Диаграмма была предложена в 1918 г. Л.К. Рамзиным и разработана совместно с М.Ю. Лурье для постоянного давления 99,4 кПа, которое можно считать среднегодовым для центральных районов России. *I-X* диаграмма построена в косоугольной системе координат.

Угол между осями координат 135°, причем на оси ординат отложены в определенном масштабе энтальпии *I*, а на наклонной оси абсцисс – влагосодержания *X*, которые для удобства пользования диаграммой спроектированы на вспомогательную ось, перпендикулярную оси ординат.

На диаграмме нанесены: 1) линии постоянного влагосодержания (X = const) – вертикальные прямые, параллельные оси ординат; 2) линии постоянной энтальпии (I = const) – прямые, параллельные оси абс-

цисс, т.е. идущие под углом 135° к горизонту; 3) линии постоянных температур, или изотермы (t = const); 4) линии постоянной относительной влажности (φ = const); 5) линии парциальных давлений водяного пара $P_п$ во влажном воздухе, значения, которых отложены в масштабе на правой оси ординат диаграммы.

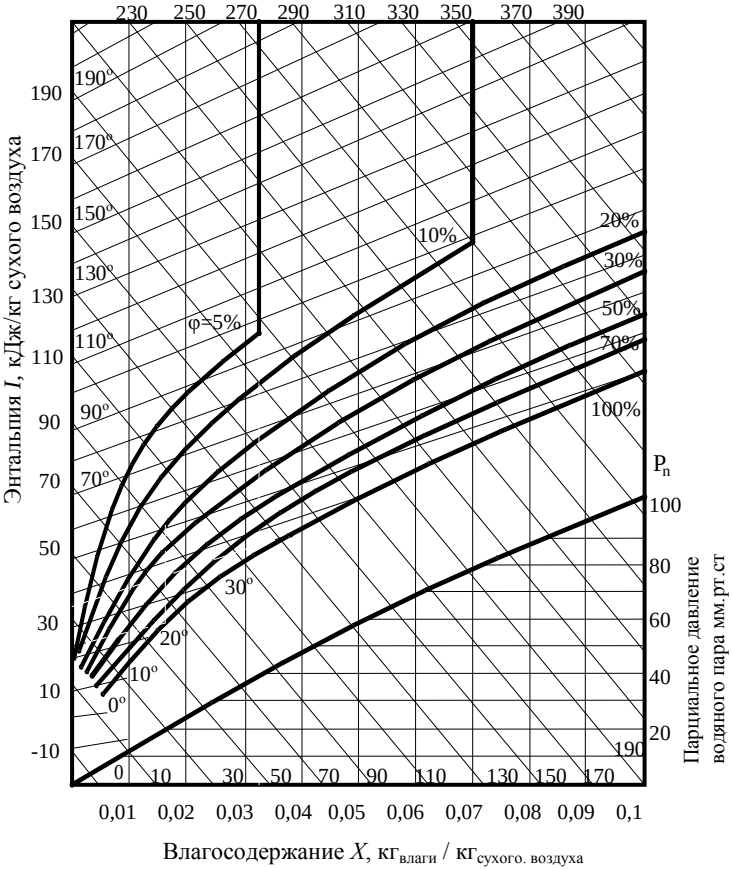


Рис 18. Диаграмма состояния влажного воздуха при давлении 99,4 кПа

Линии φ = const образуют пучок расходящихся кривых, выходящих из одной точки с координатами t = -273 °С и X = 0. При температуре 99,4 °С давление насыщенного пара P_n становится равным барометрическому, B = 99,4 кПа, для которого построена I-X диаграмма

Тогда φ = P_n/B и влагосодержание вычисляется по формуле:

$$X = \frac{M_{\text{п}}}{M_{\text{с.в.}}} \cdot \frac{\varphi P_{\text{н}}}{B - \varphi P_{\text{н}}} = 0{,}622 \frac{P_{\text{п}}}{B - P_{\text{п}}} = 0{,}622 \frac{\varphi}{1 - \varphi}.$$

Следовательно, при температуре $t \geq 99{,}4$ °С относительная влажность воздуха φ не зависит от температуры и практически является величиной постоянной, так же как и влагосодержание X.

Поэтому при $t = 99{,}4$ °С линии φ имеют резкий перелом и идут почти вертикально вверх. Линия φ = 100% соответствует насыщению воздуха водяным паром при данной температуре и делит площадь диаграммы на две области. Область над кривой насыщения отвечает ненасыщенному влажному воздуху, используемому в качестве сушильного агента. Под кривой насыщения находится область пересыщенного паром воздуха и для расчета сушилок интереса не представляет.

Рассмотрим основы графоаналитического метода расчета некоторых характерных сушильных установок.

Сушка с однократным использованием сушильного агента. Рассмотрим основную схему процесса конвективной сушки на примере воздушной сушилки, в которой воздух нагревается только в основном калорифере и однократно проходит через сушилку.

Поскольку использование I-X диаграммы для расчетов процесса сушки подразумевает лишь анализ изменения состояния сушильного агента при его движении в сушильной установке, принципиальная схема такой установки может быть представлена упрощенно.

На рис. 19 приведена принципиальная теплотехнологическая схема сушилки нормального сушильного варианта.

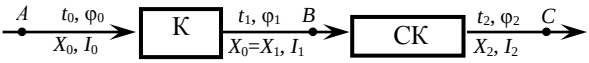


Рис. 19. Принципиальная теплотехнологическая схема воздушной сушилки с однократным использованием сушильного агента:

Для расчета и построения должны быть известны два любых параметра наружного воздуха, обычно t_0 и φ_0, а также t_1 и t_2 или φ_2.

Сушка смесью топочных газов с воздухом. Наиболее интенсивным и экономичным является процесс сушки с использованием в качестве сушильного агента топочных газов. Такие сушилки, по сравнению с сушилками с паровыми калориферами, более экономичны по расходу топлива, менее металлоемки (нет необходимости в паровых котлах, паропроводах, калориферах и т. д.), но тепловая экономичность их ниже.

Кроме того, эта теплотехнологическая схема сушки позволяет ис-

пользовать в качестве сушильного агента отходящие от промышленных высокотемпературных установок газы.

Как правило, в сушильных установках используются не чисто топочные газы, а их смесь с воздухом. При коэффициенте избытка воздуха $\alpha \geq 3...5$ отличие теплотехнических характеристик смеси от теплотехнических характеристик воздуха не превышает 5%. Поэтому балансовые расчеты сушильных установок на топочных газах, определение расхода теплоты Q и общего расхода воздуха L также могут быть выполнены с помощью I-X диаграммы.

Воздух с параметрами t_0, φ_0 нагнетается вентилятором в камеру смешения КС. Туда же поступают из топки Т дымовые газы с параметрами $I_{т.г}$, $X_{т.г}$ (определяют при расчете горения топлива).

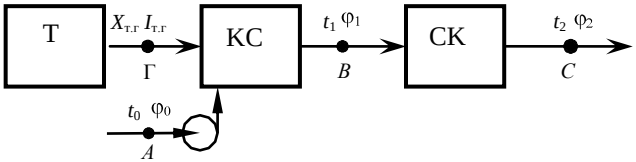


Рис. 20. Принципиальная теплотехнологическая схема сушилки с использованием смеси топочных газов с воздухом

Полученная в камере смешения смесь с температурой t_1 вентилятором подается в сушильную камеру СК, из которой выходит с температурой t_2.

Сушка с частичной рециркуляцией сушильного агента. Одним из путей повышения степени использования воздуха является рециркуляция – подмешивание части уходящего из сушилки воздуха к свежему воздуху перед подачей его в подогреватель или сушильную камеру. При этом в сушилку возвращается также и часть теплоты.

Сушилки с рециркуляцией имеют ряд преимуществ перед основной схемой: при одинаковых температурных режимах в них выше X и φ сушильного агента на входе и выходе из сушилки, а также выше тепловая экономичность (чем выше коэффициент рециркуляции $K_р$, тем ниже удельные расходы теплоты). Повышенные X и φ на входе дают возможность сушить материал в мягком режиме, идет более равномерная сушка. Однако наряду с достоинствами применение рециркуляции имеет и недостатки, связанные с теплотехническими и производственными трудностями сушки высоковлажным сушильным агентом.

Коэффициентом рециркуляции $K_Р$ называется отношение количества сухого рециркулирующего $L_р$ и сухого смешиваемого (свежего) L_0 сушильных агентов:

$$K_{\text{р}} = \frac{L_{\text{р}}}{L_0} = \frac{\ell_{\text{р}}}{\ell_0}.$$

Принципиально возможны возврат и смешение некоторой части отработавшего (рециркулируемого) воздуха: *а*) перед сушилкой и *б*) перед калорифером.

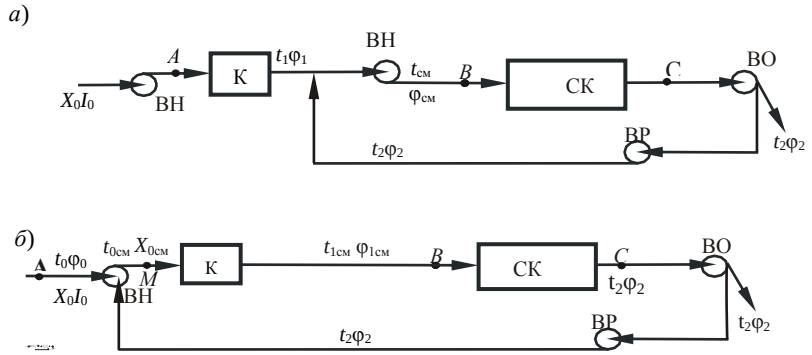


Рис. 21. Принципиальные теплотехнологические схемы сушилки с частичной рециркуляцией отработанного сушильного агента

При заданных температуре сушильного агента t_1 и коэффициенте рециркуляции $K_{\text{р}}$ перед сушилкой в схеме на рис. 12, *а* следует нагревать незначительные количества свежего воздуха с параметрами точки *A* до очень высоких температур, а в схеме на рис. 12, *б* температура нагревания в калорифере равна температуре сушильного агента на входе в сушилку t_1, однако количество нагреваемого в нем воздуха существенно выше, чем в первой схеме.

Вторая схема получила в промышленности большее распространение как относительно простая в техническом отношении. Нагнетающий вентилятор ВН засасывает одновременно окружающий воздух с параметрами t_0, φ_0 и отработанный воздух с параметрами t_2, φ_2. Получаемая смесь с параметрами $t_{0\ см}$, $\varphi_{0\ см}$, $X_{0\ см}$, $I_{0\ см}$ направляется вентилятором ВН в калорифер К, где подогревается до $t_{1см}$, а затем поступает в сушильную камеру (СК).

Часть отработанных газов, с параметрами t_2, φ_2 выбрасывается в атмосферу отсасывающим вентилятором ВО, а другая часть, называемая рециркулятом, посредством рециркуляционного вентилятора ВР возвращается для вторичного использования с передачей в нагнетающий вентилятор ВН.

При выборе теплотехнологической схемы сушки руководствуются как технологическими, так и экономическими соображениями.

3. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

3.1. Горелочные устройства и топки

Для сжигания природного газа рекомендуется применять короткофакельные горелки с частичным или полным предварительным смешением топлива и воздуха (см. рис. 22).

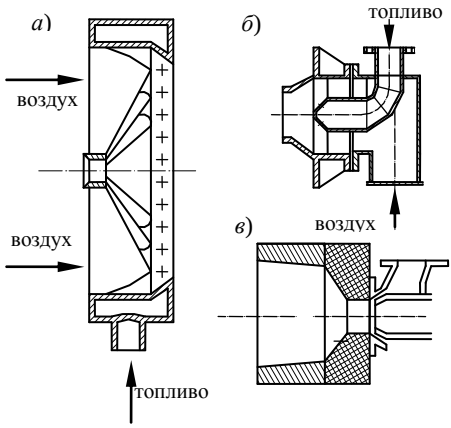


Рис. 22. Короткофакельные горелки для природного газа:
а, б – с частичным смешением топлива с воздухом;
в – инжекционная

В горелках с частичным смешением природный газ распределяют в закрученном потоке воздуха в виде мелких струй, вытекающих под давлением из отверстий газового коллектора (рис. 22, *а*, *б*).

В инжекционных горелках (рис. 22, *в*) струя газообразного топлива, вытекающая из сопла с большой скоростью, инжектирует (подсасывает) атмосферный воздух. Применение инжекционных горелок позволяет в некоторых случаях отказаться от установки дутьевого вентилятора для подачи воздуха на горение.

В сушильных установках возможно применение беспламенных горелок (рис. 23) с полным предварительным смешением холодного воздуха и природного газа, которое осуществляется в инжекционном смесителе.

Из диффузора смесителя газовоздушная смесь поступает в распределительную камеру, а оттуда через систему соединительных трубок в керамические туннели, в которых поддерживается высокая температура и происходит беспламенное горение.

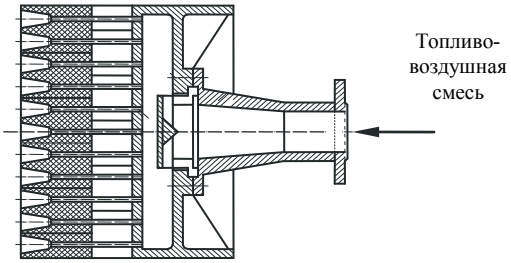


Рис. 23. Беспламенная горелка панельного типа

Жидкое топливо (мазут) сжигают с помощью форсунок высокого и низкого давления (рис. 24), распыляющих мазут на мелкие капли.

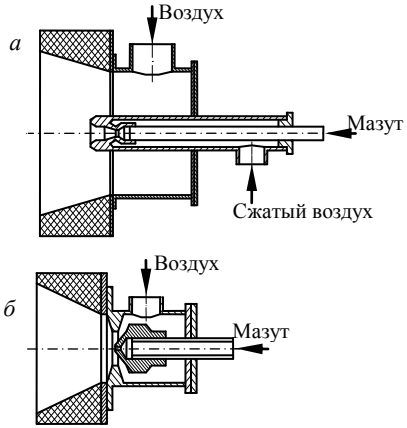


Рис. 24. Мазутные форсунки:
а – горелка с форсункой высокого давления;
б – горелки с форсункой низкого давления.

В форсунках высокого давления топливо распыляют струями сжатого воздуха (рис. 24, *а*), в форсунках низкого давления – потоком воздуха, подаваемого вентилятором (рис. 24, *б*).

В форсунках большой мощности может быть применено механическое распыливание: закрученный поток мазута подают под повышенным давлением через выходное отверстие малого диаметра. Во всех случаях для улучшения распыла мазута его подогревают перед подачей в форсунку до 90…100 °С.

Рациональная конструкция топки для сжигания мазута показана на рис. 25.

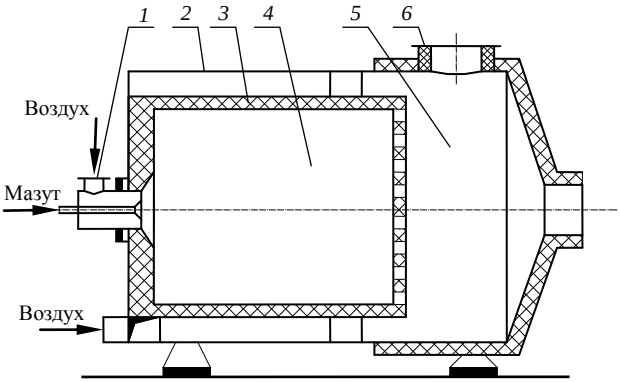


Рис. 25. Цилиндрическая топка с воздушным охлаждением:
1 – горелка; *2* – корпус топки; *3* – футеровка; *4* – кольцевой зазор;
5 – дожигательная перегородка; *6* – -камера смешения;
7 – взрывной клапан

Топка имеет цилиндрическую форму; ее боковые стены футерованы огнеупорным бетоном и охлаждаются холодным воздухом, направленным в камеру смешения через кольцевой зазор между футеровкой и наружным корпусом топки. Дожигательная перегородка (решетка) отделяет зону горения мазутного факела от сравнительно холодной камеры смешения.

3.2. Аппараты пылеочистки

Санитарными нормами проектирования промышленных предприятий допускается наличие в воздухе рабочих помещений не более 6 мг/м^3 минералов, не содержащих свободного CO_2 . Запыленность газов и воздуха, выбрасываемых в атмосферу, не должна превышать 80 мг/ м^3.

Поэтому отработанные газы и воздух перед удалением в атмосферу обеспыливают в специальных обеспыливающих устройствах.

Для очистки газа, выходящего из сушильного аппарата, рекомендуется в качестве первой ступени применять **пылеуловители циклонного типа.** В технике пылеулавливания наиболее распространены одиночные, групповые и батарейные циклоны НИИОГАЗ (рис. 26, 27, 28).

Одиночные циклоны НИИОГАЗ (рис. 26), обычно имеющие диаметр в диапазоне 400…800 мм, применяют при небольшом расходе (до 2 м^3/с). Не рекомендуется устанавливать циклоны с диаметром более 800…1000 мм.

Циклоны являются аппаратами грубой и средней очистки.

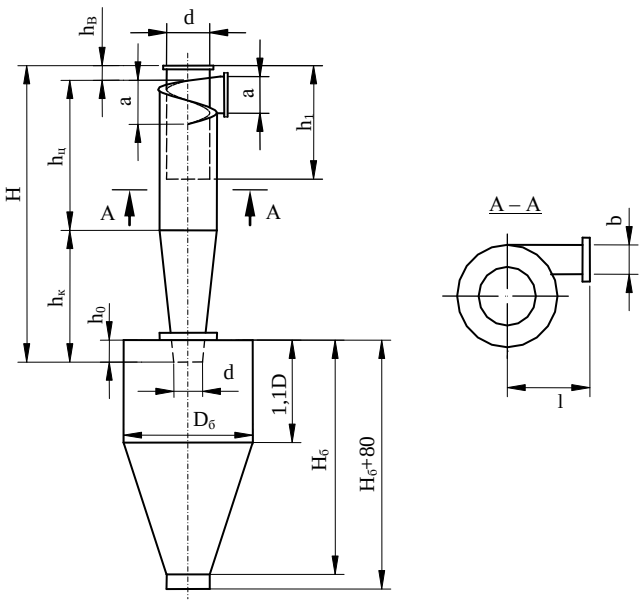


Рис. 26. Циклонный пылеуловитель НИИОГАЗ

Минимальная величина улавливаемых ими частиц 8 мкм. Степень очистки 50…60%.

Предельная температура газов должна быть на 20…50 °С выше их точки росы, а наружные поверхности аппаратов, бункеров и газопроводов должны быть теплоизолированы. Допускаемая запыленность, поступающих в циклон газов: слабослипающаяся – 200 г/м^3, среднеслипающаяся – 100 г/м^3, сильнослипающаяся – 50 г/м^3 пыли, а для батарейных циклонов – 75…100 г/м^3. Циклоны предпочтительно устанавливать на всасывающей стороне вентилятора.

Типоразмер циклона подбирают по его пропускной способности, приведенной в каталогах и справочниках. Основные размеры одиночных циклонов НИИОГАЗ приведены в прил. 20. При выборе типоразмера циклона следует иметь в виду, что с увеличением его диаметра степень очистки газа снижается.

Циклоны относятся к аппаратам инерционного типа и выполняются в виде вертикальных цилиндров с коническим днищем. Запыленные газы входят в циклон по тангенциально расположенному входному патрубку и спиралеобразно перемещаются вниз. Под действием центробежных сил твердые частицы пыли отбрасываются к внутренней поверхности цилиндрической части корпуса, а под действием сил тяжести скатываются в цилиндрическую часть корпуса циклона. В центре циклона остаются наиболее

очищенные газы, которые, меняя направление, уходят через выхлопную трубу в атмосферу. Под циклоном устанавливается пылесборный бункер, из которого осажденная пыль выгружается по мере ее накопления.

На эффективность очистки газа в циклонах НИИОГАЗ влияет угол наклона крышки и входного патрубка аппарата.

Оптимальную величину коэффициента очистки и гидравлического сопротивления имеет циклон ЦН-15 с углом наклона крышки и входного патрубка 15°. Циклон ЦН-15у, имеющий уменьшенную высоту, характеризуется меньшей эффективностью пылеулавливания.

Циклон ЦН-24 с углом наклона крышки 24° применяют при повышенных расходах газа и большой концентрации пыли, состоящей в основном из крупных частиц.

Циклон ЦН-11 с углом наклона крышки 11°, позволяет эффективно улавливать мелкие частицы размером 5…10 мм, но имеет повышенное гидравлическое сопротивление.

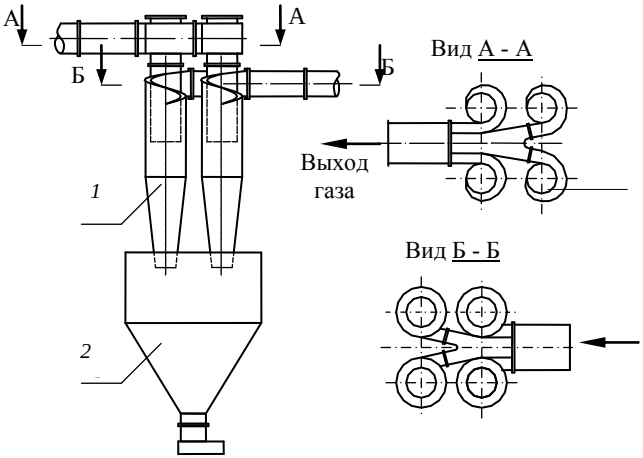


Рис. 27. Групповая установка циклонов: *1* – циклон; *2* – бункер

При расходе газа выше 1,5…2 м^3/с циклоны НИИОГАЗ компонуют в группы до восьми аппаратов в каждой. Газ к отдельным циклонам подводят с помощью коллектора, снабженного патрубками для подсоединения к циклонам (рис. 27). Все циклоны в группах должны быть однотипными и иметь одинаковое гидравлическое сопротивление.

Для отвода газа из группы циклонов служат улитки, подключаемые к отводящему коллектору. Для отбора и отвода пыли применяют общий для всех циклонов группы бункер, имеющий угол наклона стенок 55…60° (больше угла естественного откоса пыли).

При общем расходе газа не ниже 5 м^3/с рекомендуются к применению батарейные циклоны НИИОГАЗ (рис. 28). Они более металлоемкие, чем групповые, но занимают меньшую площадь.

Батарейные циклоны состоят из большого количества циклонных элементов малого диаметра, установленных в общем корпусе с бункером. Опыт эксплуатации батарейных циклонов с элементами диаметром 100, 150, и 250 мм показал, что наиболее целесообразно применять элементы диаметром 250 мм. Количество элементов по глубине батарейного циклона обычно не превышает 10…12.

В качестве закручивателей газового потока в циклонных элементах применяют винтовые двухзаходные или восьмилопаточные розеточные направляющие аппараты. Угол наклона винта и лопаток розетки к горизонтали 25°.

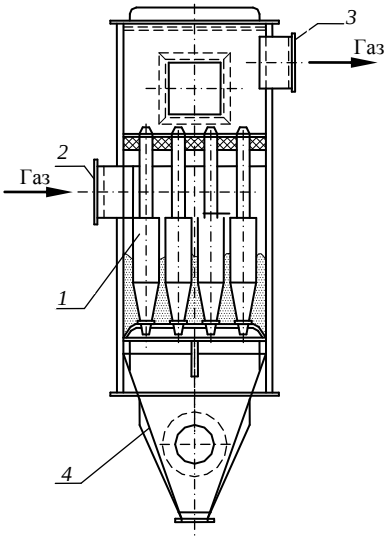


Рис. 28. Батарейный циклон:
1 – циклонный элемент; *2* – входной патрубок; *3* – выходной патрубок; *4* – бункер

Винтовые направляющие аппараты в меньшей степени забиваются пылью. Розеточные направляющие аппараты обеспечивают более высокую смесь очистки газа, но имеют повышенный коэффициент гидравлического сопротивления. Этот коэффициент можно снизить на 25%, обеспечив безударный вход газа путем применения фигурных направляющих лопаток, имеющих входной угол 90° при выходном угле 25°.

Элементы батарейных циклонов обычно устанавливают в прямоугольном корпусе. Известны также компоновки циклонных элементов в

цилиндрическом корпусе, которые имеют то преимущество, что обеспечивают равномерность раздачи запыленного газа по отдельным элементам.

Чугунные корпуса элементов батарейного циклона установлены на нижней опорной решетке, выполненной из стального листа. Между фланцами корпусов элементов и опорной плитой уложена асбестовая прокладка, поверх фланцев и опорной решетки нанесен слой уплотняющего раствора, а остальное пространство между корпусами элементов засыпано сухим шлаком. К верхней опорной решетке приварены фланцы (трубные диски) выхлопных труб. Таким образом, обеспечивается газоплотность батарейных циклонов НИИОГАЗ.

Остаточная запыленность газа на выходе из пылеуловителя должна быть меньше величины, установленной санитарными нормами. В противном случае необходимо подобрать более эффективный пылеуловитель или установить дополнительную ступень очистки газа, например, рукавный фильтр (рис. 29) или электрофильтр (рис. 30).

Рукавные фильтры могу быть разделены по способу подачи запыленных газов, по расположению рукавов и их размеру, виду крепления рукавов, по методу регенерации и конструкции механизма для ее проведения.

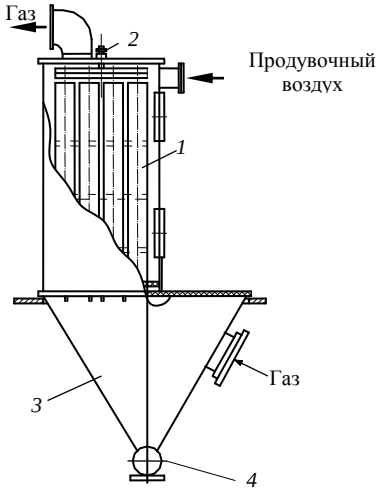


Рис. 29. Рукавный фильтр:
1 – рукава; *2* – встряхивающее устройство; *3* – бункер сбора пыли;
4 – разгрузочное устройство

Рукава изготавливают из тканей или нетканых материалов в виде бесшовного цилиндра или сшивают из полотна. Длина рукавов составляет от 1,5 до 10 м, диаметр 220 мм, реже – 125 мм и 300 мм. Обычно отноше-

ние длины к диаметру колеблется от 15 до 20. Аппарат делят на секции по 10…12 рукавов в каждой с целью уменьшения нагрузки на ткань во время обратной продувки. Располагают рукава прямыми рядами или в шахматном порядке.

Корпус фильтра обычно изготавливают из металла в виде прямоугольной камеры с бункерами для сбора пыли. Аппарат внутри разделен горизонтальной решеткой, в которой сделаны отверстия с патрубками для крепления рукавов.

Для регенерации фильтровальных рукавов из шерстяных и синтетических тканей применяют в большинстве случаев сочетание механического встряхивания рукавов с их обратной продувкой.

Рукавные фильтры с обратной продувкой типа СМЦ-100 предназначаются для очистки газов с температурой до 300 °С, типа ФР – до 250 °С; рукавные фильтры со встряхивающим усройством типа СМЦ-101 – для очистки газов с температурой до 140 °С; рукавные фильтры с импульсной продувкой типа ФРИ – для очистки газов от мелкодисперсной пыли с температурой до 130 °С.

Для более тонкой очистки газов применяют **электрофильтры**.

Очистка газов от пыли в электрофильтрах происходит в неравномерном электрическом поле между коронирующим и осадительным электродами.

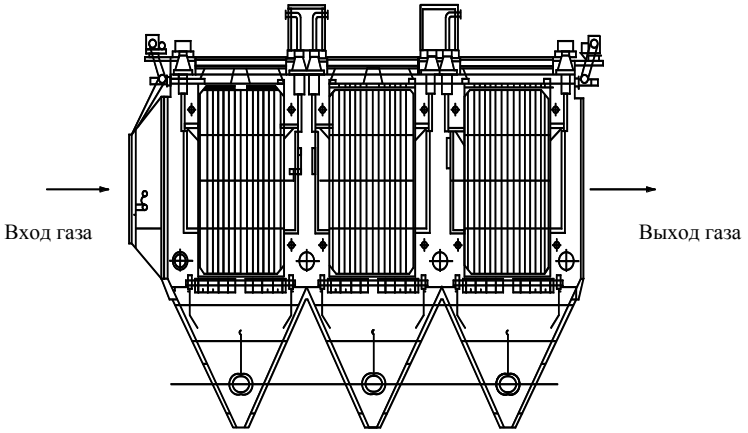


Рис. 30. Электрофильтр ЭГА1

Отрицательно заряженные частицы пыли притягиваются к осадительному электроду и нейтрализуются на нем. Эти электроды периодически встряхиваются, пыль ссыпается в нижнюю часть электрофильра и разгружателем удаляется из него. Очищенные газы выбрасываются в атмосферу.На рис. 30 представлен пластинчатый, горизонтальный, дымовой трех-

польный электрофильтр с коронирующими электродами игольчатого типа и осадительными – с-образной формы.

Электрофильтр, так же как и рукавный фильтр, подбирают по рассчитанной площади поперечного сечения.

Для сухих электрофильтров с плоскими осадительными электродами скорость газа в активном сечении аппарата обычно не более 0,8…1,0 м/с, а в электрофильтрах с профилированными электродами (например, серии УГ, предназначенных для очистки газов с температурой до 250 °С) – не более 1,5…1,7 м/с.

Аэродинамическое сопротивление электрофильтров невелико и для расчетов принимается 100…200 Па.

3.3. Питатели и затворы

Для непрерывной подачи материала в сушильный аппарат на входе устанавливают питатель. Наиболее распространенными являются тарельчатый, лопастной и шнековый питатели (рис. 31, *в, г, д*).

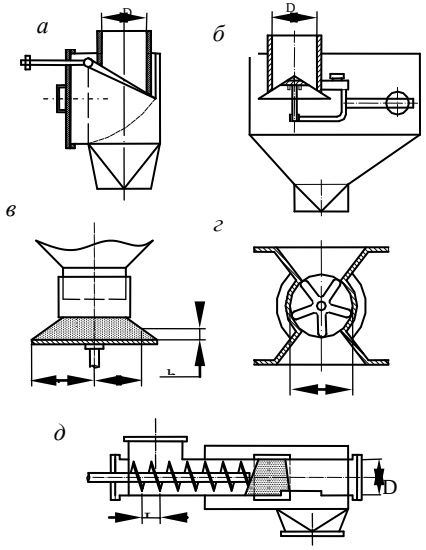


Рис. 31. Затворы и питатели:
а – клапан-мигалка плоский; *б* – клапан-мигалка конусная; *в* – тарельчатый питатель; *г* – лопастной питатель; *д* – шнековый питатель

Тарельчатые питатели предназначены для непрерывной подачи и дозировки мелкодробленых сыпучих материалов и устанавливаются под бункерами или силосами. Основным элементом питателя является вращаю-

щийся диск (тарелка). Материал высыпается из трубы бункера на диск в форме конуса. При вращении диска питателя часть находящегося на нем материала сбрасывается в разгрузочный лоток ножом.

Производительность тарельчатого питателя может регулироваться с помощью ножа или с подъемом и опусканием подвижной обоймы, надетой на трубу бункера.

Лопастные и шнековые питатели применяются для равномерной подачи мелкодисперсных сыпучих материалов и удаления сухой пыли из бункеров рукавных и электрофильтров.

Во избежание перетечек газа аппараты каждой ступени пылеочистки снабжают самостоятельным бункером для сбора и отвода пыли.

Пыль из бункеров пылеуловителей выгружается непрерывно через запирающие клапаны-мигалки (рис. 31, *а*, *б*), устанавливаемые на вертикальных участках пылеотводных труб. Зазор уплотняется пылью, накапливающейся на клапане.

Если разряжение над клапаном превышает 1000 Па, то для обеспечения надежного уплотнения устанавливают две мигалки последовательно.

Наиболее надежно работают конусные мигалки (рис. 31, *б*). Они имеют повышенную чувствительность, благодаря установке качающейся системы на призматических опорах, и обеспечивают равномерный кольцевой зазор для прохода пыли.

4. РАСЧЕТ КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Расчет сушильных аппаратов состоит из следующих этапов: 1) изучив литературные источники по заданной теме выбирают наиболее рациональную теплотехнологическую схему сушки; 2) по требуемой производительности составляют материальный баланс сушилки и определяют количество влаги, испаряемой в единицу времени; 3) составляют тепловой баланс и находят требуемое количество теплоты в единицу времени, расход топлива или пара и расход сушильного агента; 4) определяют требуемую поверхность тепло- и массобмена; 5) находят рабочий объем и габариты сушилки; 6) проводят расчет и подбор вспомогательного оборудования; 7) находят общее гидравлическое сопротивление сушильной установки и подбирают тягодутьевое оборудование.

4.1. Литературный обзор

Изучив учебную и периодическую литературу по заданной теме, студент в этом разделе должен раскрыть сущность заданного процесса, дать краткое описание и сравнительную характеристику установок для осуществления данного процесса, выбрать наиболее рациональную теплотехнологическую схему сушки, описать выбранную установку и привести ее эскиз.

4.2. Материальный расчет сушилки

Целью расчета является определение количества влаги W, испаряемой в сушилке за единицу времени, и расход материала – влажного G_1 или высушенного G_2.

Общее количество испаряемой влаги рассчитывают по следующим формулам, вытекающим из уравнений материального баланса сушилки:

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_2} \tag{17}$$

или

$$W = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{1 - \omega_1}, \tag{18}$$

где G_1, G_2 – производительность сушилки по влажному и высушенному материалу; ω_1, ω_2 – соответственно начальная и конечная влажность материала, в долях.

Расход материала G_1, G_2 находят с помощью уравнения материального баланса:

$$G_1 = G_2 + W. \tag{19}$$

4.3. Внутренний баланс сушильной камеры

Величина Δ, называемая внутренним балансом сушильной камеры, выражает разность между приходом и расходом теплоты непосредственно в сушильной камере без учета теплоты сушильного агента:

$$\Delta = q_{в1} - (q_м + q_{о.в} + q_{тр} + q_п). \qquad (20)$$

Расчет величины Δ выполняют для летних и зимних условий.

Удельный приход теплоты с испаряемой влагой равен:

$$q_{в1} = C_{в1}\theta_1, \qquad (21)$$

где $C_{в1}$ – удельная теплоемкость влаги, удаляемой из материала при начальной температуре материала θ_1; для воды $c_в$ = 4,19 кДж/(кг·*К*).

Удельный расход теплоты на нагревание высушенного материала равен:

$$q_м = \frac{G_2(1-\omega_2)C_{с.м}(\theta_2 - \theta_1)}{W}. \qquad (22)$$

Удельную теплоемкость абсолютно сухого материала $C_{с.м}$ находят по прил. 1.

Температуру материала θ принимают равной температуре мокрого термометра при средних параметрах окружающего воздуха. В зимних условиях допускается считать θ_1 = 0 °С (при хранении материала в помещении), иначе необходимо учитывать дополнительный расход тепла на подогрев и плавление замерзшей свободной влаги в материале.

Температуру θ_2 высушенного материала при мягком режиме хранения рекомендуется принимать на 10…15 °С выше температуры мокрого термометра, определяемой по параметрам сушильного агента на входе в сушилку. При жестком режиме сушки температура материала приближается к температуре кипения влаги.

Удельный расход тепла на нагрев остаточной влаги в материале рассчитывают по формуле:

$$q_{о.в} = \frac{G_2\omega_2 C_в(\theta_2 - \theta_1)}{W}, \qquad (23)$$

где $C_в$ – средняя удельная теплоемкость влаги.

Удельные потери теплоты на нагрев транспортирующих устройств (вагонеток, конвейера и др.) рассчитывают с учетом массы $G_{тр}$ транспортирующего устройства, проходящего через сушилку за единицу времени:

$$q_{тр} = \frac{G_{тр}C_{тр}(t_{тк} - t_{тн})}{W}, \qquad (24)$$

где $G_{тр}$ – масса транспортирующего устройства, проходящая в единицу времени через сушилку; $C_{тр}$ – удельная теплоемкость материала транспортирующего устройства, $t_{тн}$ – начальная температура транспортирующего устройства, примерно равная температуре воздуха в помещении, $t_{тк}$ – конечная температура транспортирующего устройства (принимается равной температуре t_1 сушильного агента при противоточной или t_2 – при прямоточной схеме сушки).

Удельные потери теплоты в окружающую среду оценивают предварительно в долях от теплоты, расходуемой на испарение 1 кг влаги:

$$q_п = a_п(r_0 + C_п t_2), \tag{25}$$

где r_0 – удельная теплота парообразования при нормальных условиях (для воды r_0 = 2493 кДж/кг), $C_п$ – удельная теплоемкость пара ($C_п$ = 1,97 кДж/(кг·*К*)). Коэффициент $a_п$ = 0,005…0,05. Меньшее значение рекомендуется для сушки в "кипящем" слое, большее – для барабанной и туннельной сушилок. После определения размеров сушильного аппарата следует выполнить уточненный расчет потери теплоты в окружающую среду.

4.4. Построение на *I–X* диаграмме процесса сушки воздухом

На диаграмме (рис. 32) состояние атмосферного воздуха изображается точкой *A*, состояние горячего воздуха на входе в сушилку – точкой *B*. Прямая *AB* характеризует процесс нагрева воздуха в калорифере.

Точку *A* наносят на диаграмму по значениям температуры t_0 и относительной влажности φ_0 в заданном районе (прил. 8). Для зимних условий (при отрицательной температуре) рекомендуется использовать параметры x_0 и I_0. Влагосодержание воздуха рассчитывают по уравнению:

$$X_0 = 0{,}622\frac{\varphi_0 P_н}{P - P_н}, \tag{26}$$

где $P_н$ – давление насыщенного водяного пара, соответствующее заданной температуре t_0 (см. прил. 4). Энтальпию I_0 определяют по формуле (35).

Точку *B* с параметрами X_1, t_1, I_1 находят из условия равенства X_1 и X_0 на пересечении вертикальной линии *AB* с заданной изотермой t_1.

Из точки *B* проводят линию I_1 = const до пересечения с t_2 или φ_2. Получают точку *D* с параметрами $X_{2т}$, t_2 ,отражающую состояние отработанного воздуха на выходе из теоретической сушилки. и откладывают по вертикали (в масштабе диаграммы) величину $\Delta(X'_2 - X_1)$ до точки *E*. Линия *BE* совпадает по направлению с линией действительного процесса сушки. Ее пересечение с изотермой t_2 определяет положение точки *C*.

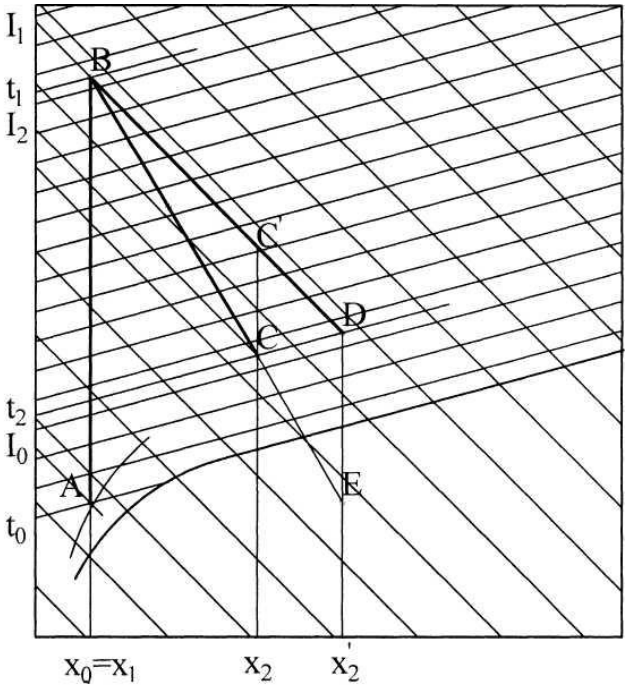


Рис. 32. Построение на *I-X* диаграмме процесса сушки воздухом

Для проверки правильности построения необходимо убедиться в том, что разность энтальпий I_1 и I_2 при влагосодержании X_2 (т.е. отрезок CC' в масштабе диаграммы) соответствует величине, рассчитанной по формуле:

$$I_1 - I_2 = -\frac{\Delta}{l} = -\Delta(X_2 - X_1), \qquad (27)$$

где Δ – внутренний баланс сушильной камеры, l – удельный расход воздуха.

4.5. Определение параметров сушильного агента при сушке смесью топочных газов с воздухом

Для расчета параметров сушильного агента в этом случае на *I-X* диаграмму (рис. 33) наносят т. *A*, соответствующую параметрам окружающего воздуха (t_0, φ_0) и определяют X_0, I_0.

Температура сушильного агента на входе в сушильную камеру t_1 определяется заданием.

Так как при сушке топочными газами влагосодержание X_1 заранее

неизвестно, рекомендуется рассчитать параметры вспомогательной точки *Г* на диаграмме *I-X*, характеризующие состояние топочных газов после их предварительного смешения с воздухом. При этом коэффициент избытка воздуха α в смеси принимают от 2 до 5, в зависимости от заданной начальной температуры сушильного агента (меньшие значения α при $t_1 \approx 1200$ °С, большие – при $t_1 \approx 300$ °С).

Состав и расчетные характеристики топлива (природного газа, мазута и угля) даны в прил. 2 и 3. Расходы воздуха и продуктов сгорания в таблицах и расчетных формулах при сжигании жидкого и твердого топлива отнесены соответственно к 1 кг рабочей массы мазута и угля или 1 м^3 сухого природного газа, взятого при нормальных условиях (влагосодержание природного газа при обычном его давлении в расчётах можно не учитывать).

Объем V^0 теоретически необходимого воздуха также соответствует нормальным условиям (н.у.).

Масса $G_В$ сухого воздуха, необходимого для сжигания топлива и смешения с топочными газами, зависит от принятой величины коэффициента избытка воздуха α:

$$G_в = \alpha \rho_{с.в} V^0, \tag{28}$$

где $\rho_{с.в}$ – плотность сухого воздуха при нормальных условиях (0 °С, 760 мм. рт.ст.), равная 1,293 кг/м^3.

Примечание: в составе природного газа, кроме указанных углеводородов C_mH_n, имеются негорючие компоненты:

$$N_2 + CO_2 = 1 - \sum C_m H_n,$$

где $\sum C_m H_n = CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}$.

Масса сухих топочных газов при коэффициенте избытка воздуха α составляет:

при сжигании 1 кг мазута или угля:

$$G_{с.г} = 1 - (W^р + A^р + 9H^р) + G_в; \tag{29}$$

при сжигании 1 м^3 природного газа:

$$G_{с.г} = \rho_г^с - \rho_п \sum \frac{n}{2} C_m H_n + G_в, \tag{30}$$

где $\rho_п$ – плотность водяного пара при нормальных условиях, $\rho_п = 0{,}804$кг/м^3.

Масса водяных паров в топочных газах при коэффициенте избытка воздуха α составляет:

при сжигании мазута или угля:

$$G_п = W^р + 9H^р + X_0 G_в; \tag{31}$$

при сжигании природного газа:

$$G_{п} = \rho_{п} \sum \frac{n}{2} C_{m} H_{п} + X_{0} G_{в}, \qquad (32)$$

где X_0 – влагосодержание окружающего воздуха.

Влагосодержание топочных газов при коэффициенте избытка воздуха α определяют по формуле:

$$X_{т.г} = \frac{G_{п}}{G_{с.г}}. \qquad (33)$$

Энтальпию топочных газов, отнесенную к 1 кг абсолютно сухого газа, при избытке воздуха α вычисляют по следующей формуле:

$$I_{т.г} = \frac{(Q_{н}^{р} \eta_{т} + c_{тл} t_{тл} + I_{0} G_{в})}{G_{с.г}}. \qquad (34)$$

где $\eta_т$ – КПД топки, учитывающий потери тепла от неполноты сгорания топлива и от наружного охлаждения топки, $\eta_т \approx 0{,}95$; $c_{тл}$ – удельная теплоемкость мазута, кДж/(кг·*К*), величину которой можно определить по формуле $c_{тл} = 1{,}74 + 0{,}0025 t_{тл}$,; $t_{тл}$ – температура подогрева мазута перед подачей в форсунку, $t_{тл} \approx 80 \ldots 100$ °С; I_0 – энтальпия окружающего воздуха, кДж/кг, величину которой определяют по диаграмме I–X для летних и зимних условий или вычисляют по формуле:

$$I_{0} = c_{в} t_{0} + (r_{0} + c_{п} t_{0}) X_{0}, \qquad (35)$$

где t_0, X_0 – температура и влагосодержание окружающего воздуха; r_0, $c_в$ и $c_п$ – удельная теплота парообразования и теплоемкость воздуха и пара, имеющие те же значения, что и в формуле (116), $c_в$ = 1 кДж /(кг·*К*).

4.6. Построение на *I–X* диаграмме процесса сушки смесью топочных газов с воздухом

На диаграмме (рис. 33) состояние окружающего воздуха изображается точкой *A*, состояние топочных газов при расчетном коэффициенте избытка воздуха α (после предварительного смешения с воздухом) изображается вспомогательной точкой *F* с параметрами $X_{т.г}$, $I_{т.г}$. Линия *AF* характеризует процесс смешения топочных газов с воздухом.

При высокой температуре топочных газов точка *F* может оказаться вне поля применяемой диаграммы. В этом случае следует рассчитать параметры топочных газов при большом значении α. Точку *B*, определяющую параметры сушильного агента (X_1, t_1, I_1) на входе в сушилку, находят на пересечении линии *AF* с изотермой t_1. Дальнейшее построение процесса сушки (линии *BC*) проводят так же, как для воздушных сушилок нормального сушильного варианта.

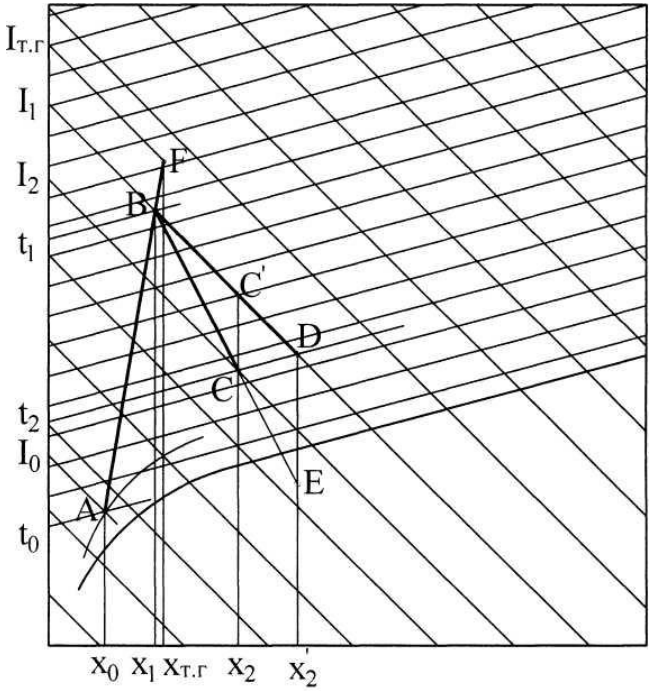


Рис. 33. Построение на *I-X* диаграмме процесса сушки смесью топочных газов с воздухом

По соотношению длин отрезков *AB* и *AF* на линии смешения *AF* (или их проекций на ось *X*) вычисляют кратность смешения воздуха с топочными газами:

$$n = \frac{G_{\text{в.см}}}{G_{\text{с.г}}} = \frac{X_{\text{т.г}} - X_1}{X_1 - X_0}, \tag{36}$$

где $G_{\text{в.см}}$ – масса сухого воздуха, подаваемого на окончательное смешение с топочными газами.

Коэффициент избытка воздуха $\alpha_{\text{см}}$ в газовоздушной смеси, поступающей в сушильную камеру, можно определить по формуле:

$$\alpha_{\text{см}} = \alpha(1 + n\frac{G_{\text{с.г}}}{G_{\text{в}}}). \tag{37}$$

4.7. Построение на *I–X* диаграмме процесса сушки с рециркуляцией воздуха

В схеме сушильной установки с рециркуляцией часть воздуха, выходящего из сушилки, подается вентилятором на смешение с атмосферным воздухом, поступающим в калорифер. При построении на *I-X* диаграмме (рис. 34) линии теоретического процесса сушки с рециркуляцией наносят точки *A* и *C*, соответствующие параметрам свежего (t_0, φ_0) и отработанного (t_2, φ_0) воздуха. На линии смешения *AC* находят точку *M*, характеризующую параметры смеси, поступающей в калорифер.

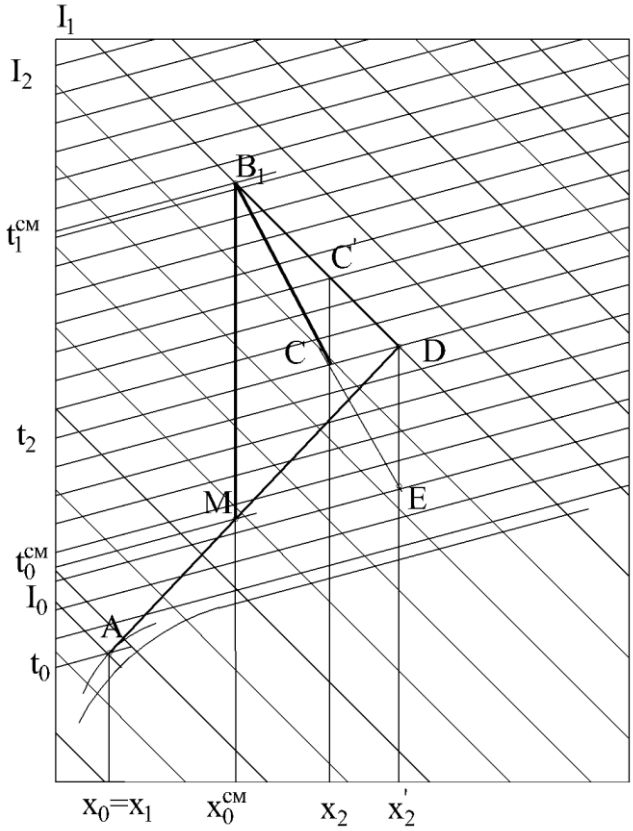


Рис. 34. Построение на *I-X* диаграмме процесса сушки с частичной рециркуляцией отработанного воздуха

Место этой точки определяет отношение отрезков $\frac{CM}{AM} = K_р$, которое численно равно коэффициенту рециркуляции. Обычно $K_р$ вычисляется из заданной по расчету доли рециркулята $G_р$, выраженной в процентах по отношению ко всей получаемой смеси:

$$G_р = \frac{K_р}{K_р + 1} \cdot 100\%, \tag{38}$$

Откуда

$$K_р = \frac{G_р}{100 - G_р}. \tag{39}$$

$$K_р = \frac{L_р}{L} = \frac{X_{0сс} - X_0}{X_2 - X_{0сс}}. \tag{40}$$

Отсюда определяют влагосодержание сушильного агента после смешивания на входе в калорифер:

$$X_{0сс} = \frac{X_0 + n_р X_2}{1 + n_р}. \tag{41}$$

Из точки M проводят линию $X_{0см}$ = const до пересечения с линией $I_2 = I_1$ = const, проведенной из точки C. Точка пересечения B характеризует состав воздуха на входе в сушильную камеру, а изотерма $t_{1см}$ – температуру смеси на входе в сушильную камеру.

Если же заданы $K_р$ неизвестен, а заданы составы свежего и отработанного воздуха (т. A и C) и допустимая температура нагрева смеси $t_{1см}$, то положение точки B определяется по пересечению линии $I_2 = I_1$ = const, проведенной из точки C, с заданной $t_{1см}$ = const. Опуская вертикаль из точки B_1 на линию AC, находят положение точки M ($t_{0\ см}$, $\varphi_{0\ см}$, $X_{0\ см}$).

Процесс сушки в целом изображается ломаной линией $AMBC$. На I-X диаграмме линия AM характеризует смешение свежего и отработанного воздуха, линия MB – нагрев смеси в калорифере, а линия BC – процесс теоретической сушки в сушильной камере.

Построение действительного процесса сушки проводят так же, как для воздушных сушилок нормального сушильного варианта.

4.8. Расчет расходов сушильного агента, греющего пара и топлива

Массовый расход абсолютно сухого газа (в составе сушильного агента) рассчитывают, используя результаты построения процесса сушки на диаграмме I–X:

$$L = \frac{W}{(X_2 - X_1)}. \tag{42}$$

Массовый расход влажного газа $L_{вл.г}$ определяют в зависимости от его влагосодержания X:

$$L_{\text{вл.г}} = L(1 + X). \tag{43}$$

Расход греющего пара в калорифере при сушке воздухом рассчитывают по уравнению теплового баланса:

$$D = \frac{L(I_1 - I_0)}{r}, \tag{44}$$

где r – удельная теплота парообразования, соответствующая заданному давлению греющего пара (прил. 4).

Расход топлива (при сушке топочными газами) может быть найден из соотношения массового расхода сушильного агента L и массы сухих газов $G_{\text{с.г}}$, приходящийся на 1 кг или 1 м^3 топлива, с учетом кратности n смешения их с воздухом перед сушилкой:

$$B_m = \frac{L}{G_{\text{с.г}}(1+n)}. \tag{45}$$

4.9. Расчет рабочего объема сушилки

Размеры сушилки в значительной степени зависят от интенсивности теплообменных процессов. Лишь при сушке в кипящем слое решающее значение приобретают условия псевдоожижения.

Общее количество теплоты, затрачиваемой в процессе сушки за 1 с, определяют по формуле:

$$Q_0 = L(I_1 - I_0). \tag{46}$$

Вычитая из него тепловые потери на нагрев транспортных устройств и в окружающую среду, можно найти количество теплоты, передаваемой высушиваемому материалу в рабочем объеме сушилки за 1 с:

$$Q = Q_0 - W(q_{\text{тр}} + q_{\text{п}}). \tag{47}$$

При сушке формованных изделий и в других случаях, когда известна связь теплообменной поверхности с массой материала, рассчитывают коэффициент теплоотдачи α (см. разд. 4.9) и поверхность теплообмена:

$$S_{\text{т}} = \frac{Q}{\alpha \Delta t_{\text{ср}}}, \tag{48}$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ – средний температурный напор. Рабочий объем сушилки выбира-

ют из условия размещения в сушилке изделий (материала) с расчетной величиной поверхности теплообмена (см. разд. 4.10).

В остальных случаях рассчитывают непосредственно рабочий объем сушилки, применяя объемный коэффициент теплоотдачи α_v (см. разд. 4.10) или объемный коэффициент тепломассообмена K_v.

Для расчета рабочего объема $V_р$ сушилки используют уравнение теплоотдачи от сушильного агента к материалу:

$$V_р = \frac{Q}{\alpha_v \Delta t_{ср}}. \qquad (49)$$

Интенсивность теплообмена в сушилке характеризуется величиной удельной производительности рабочего объема по влаге:

$$A_v = \frac{W}{V_р}. \qquad (50)$$

Если отсутствуют надежные методы расчета коэффициента теплоотдачи, например, ***в барабанной сушилке***, величину A_v определяют по уравнению тепломассообмена:

$$A_v = K_v \Delta t_{ср}, \qquad (51)$$

где K_v – объемный коэффициент тепломассообмена.

Затем из формулы (49) находят рабочий объем $V_Р$ сушилки. Объемный коэффициент тепломассообмена K_V вычисляют по эксплутационным показателям сушилок в промышленных условиях (прил. 9). Он в значительной степени зависит от гигроскопичных свойств и конечной влажности высушиваемого материала.

Средний температурный напор вычисляют по формуле;

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{\lg\left(\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}\right)}. \qquad (52)$$

Для расчета величины $\Delta t_{ср}$ находят температурные напоры на входе сушильного агента и на выходе из нее:

$$\Delta t_б = t_1 - \theta_м; \qquad \Delta t_м = t_2 - \theta_м,$$

где t_1 и t_2 – температуры сушильного агента соответственно на входе в сушилку и на выходе из нее.

В большинстве случаев допускается принимать температуру материала $\theta_м$ равной температуре мокрого термометра $t_м$, которую находят с помощью диаграммы *I–X* по параметрам сушильного агента на входе и выходе из сушилки.

При удалении связанной влаги в период падающей скорости сушки

материал нагревается выше температуры мокрого термометра.

Рабочий объем сушилки можно также определить, задавшись оптимальным для данной конструкции сушилки значением A_v.

4.10. Расчет коэффициента теплоотдачи

Для расчета конвективной теплоотдачи применяют эмпирические уравнения, которые устанавливают зависимость критерия Нуссельта Nu = $\alpha l/\lambda$ от критерия Рейнольдса Re = $\upsilon l/\nu$. Здесь υ – средняя скорость газа, l – определяющий линейный размер. Коэффициент теплопроводности λ, кинематический коэффициент вязкости ν, удельную теплоемкость C_p и величину критерия Прандтля (Pr) выбирают по таблице физических свойств воздуха при средней температуре сушильного агента (прил. 6), что допустимо также и при сушке смесью топочных газов с воздухом. Среднюю температуру сушильного агента находят по формуле:

$$t_{ср} = \theta_м + \Delta t_{ср},$$

где $\theta_м$ – температура материала.

Для расчета коэффициента конвективной теплоотдачи при продольном обтекании поверхности турбулентным потоком газа применяют уравнение:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}023\,\mathrm{Re}^{0{,}8}\,\mathrm{Pr}^{0{,}4}. \qquad (53)$$

Здесь определяющим линейным размером является эквивалентный диаметр канала:

$$d_э = \frac{4S}{П}, \qquad (54)$$

где S – живое (поперечное) сечение канала, $П$ – смоченный периметр канала.

Коэффициент теплоотдачи к частицам (кускам) материла можно рассчитать по уравнению, справедливому для значений Re > 1000:

$$\mathrm{Nu} = 2 + 1{,}05\,\mathrm{Re}^{0{,}5}\,\mathrm{Pr}^{0{,}33}\,\mathrm{Gu}^{0{,}175}. \qquad (55)$$

Здесь определяющим линейным размером является диаметр частиц, кусков материала или изделий. Если кусок материала или изделие имеет неправильную форму, то за определяющий размер можно приближенно принимать среднегеометрическую величину:

$$l = \sqrt{l_{max} l_{min}},$$

где l_{max} и l_{min} – наибольший и наименьший размеры куска материала

или изделия.

Критерий Гухмана Gu, введенный в уравнение, учитывает влияние массообмена на теплообмен:

$$\mathrm{Gu} = \frac{(t_{\text{ср}} - t_{\text{м}})}{(273 + t_{\text{ср}})}, \tag{56}$$

где $t_{\text{ср}}$ – средняя температура газа, °С; $t_{\text{м}}$ – температура мокрого термометра, °С.

Для сушки в кипящем слое рекомендуются следующие формулы:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}016\left(\frac{\mathrm{Re}_0}{\varepsilon}\right)^{1{,}3} \mathrm{Pr}^{0{,}33}, \text{ при } \frac{\mathrm{Re}_0}{\varepsilon} < 200; \tag{57}$$

$$\mathrm{Nu} = 0{,}4\left(\frac{\mathrm{Re}_0}{\varepsilon}\right)^{0{,}67} \mathrm{Pr}^{0{,}33}, \text{ при } \frac{\mathrm{Re}_0}{\varepsilon} \geq 200, \tag{58}$$

где ε – порозность псевдоожиженного ("кипящего") слоя.

Критерий Re_0 вычисляют по фиктивной скорости газа υ_0. Определяющим линейным размером является средний диаметр d частиц материала.

4.11. Расчет основных параметров туннельной сушилки

Площадь поперечного сечения S туннеля выбирают из условия создания в ней средней скорости υ_0 сушильного агента не менее 1…1,5 м/с:

$$S = \frac{L}{\rho \upsilon_0}, \tag{59}$$

где L и ρ – массовый расход и плотность абсолютно сухого сушильного агента. В этом случае скорость υ сушильного агента, по которой рассчитывают теплоотдачу в туннеле, заполненном изделиями, будет в несколько раз превышать принятое значение υ_0, что соответствует оптимальным условиям конвективного теплообмена.

Ширина и высота туннеля должны соответствовать размерам вагонетки и габаритам осадки изделий. Рекомендуется принимать следующие размеры вагонетки: высота 600 мм, длина 1200 мм, ширина 850 мм. Масса стальной вагонетки 200 кг. Допускается применять вагонетки с увеличенными до двух метров размерами по длине и ширине.

Ширину туннеля принимают на 150 мм больше ширины вагонеток, высоту туннеля – на 100 мм больше суммарной высоты вагонетки и садки.

Размещение садки изделий изображают на эскизе и с его помощью рассчитывают емкость G_0 одной вагонетки по массе (числу), высушенных изделий и поверхность теплообмена $S_{\text{то}}$ изделий на вагонетке. Затем, рассчитав по формуле (56) необходимую поверхность теплообмена изделий в сушилке $S_{\text{т}}$, определяют число вагонеток, которое необходимо разместить в

сушилке для обеспечения заданной ее производительности:

$$n_{заг} = \frac{S_т}{S_{то}}. \qquad (60)$$

Принимая длину одного туннеля от 20 до 36 м и учитывая зазоры между вагонетками (каждый зазор 300…400 мм), находят число вагонеток n_0 в одном туннеле и необходимое число туннелей:

$$n_{тун} = \frac{n_{ваг}}{n_0}. \qquad (61)$$

Время сушки изделия можно найти по формуле:

$$\tau = \frac{n_{ваг} G_0}{G_2}, \qquad (62)$$

где G_2 – производительность сушилки по массе (числу) высушенных изделий.

В некоторых случаях время сушки принимают на основании эксплуатационного опыта (прил. 10). Тогда необходимое число вагонеток $n_{ваг}$, одновременно размещаемых в сушилке, рассчитывают по формуле (60).

4.12. Расчет параметров барабанной сушилки

Рабочий объем $V_р$ сушилки определяют по уравнению (49), напряжение объема сушильного барабана по влаге A_v – по формуле (50).

Из материального баланса сушилки следует зависимость, по которой можно найти коэффициент заполнения ψ барабана, т. е. долю рабочего объема барабана, заполненную материалом:

$$\psi = \frac{A}{\rho_{нас}} \cdot \frac{1 - (U_1 + U_2)/2}{U_1 - U_2}, \qquad (63)$$

где $\rho_{нас}$ – насыпная плотность материала (прил. 9).

Обычно величина ψ не превышает 0,2…3.

Во избежание чрезмерного пылеуноса скорость газов $\upsilon_г$ в барабане не должна превышать 2,5…3 м/с. Исходя из этого условия, находят минимально допустимый диаметр сушильного барабана:

$$D_б = \sqrt{\frac{4L}{\pi(1 - \psi)\rho_2 \upsilon_г}}, \qquad (64)$$

где ρ_2 и L – плотность и расход абсолютно сухого сушильного агента.

Задаются отношения длины барабана $L_б$ к его диаметру $D_б$ в пределах $4 < L_б/D_б < 8$ и определяют диаметр барабана из формулы:

$$V_{р} = \frac{\pi D_{б}^{2} L_{б} (1 - \psi)}{4}. \quad (65)$$

Принимают стандартные размеры сушильного барабана по ГОСТ 11875-79 (прил. 11), соответствующие наибольшей из величин $D_б$, вычисленных по формулам (64, 65).

Находят средний массовый расход материала:

$$G_{ср} = \frac{(G_1 + G_2)}{2} \quad (66)$$

и время пребывания материала в барабане:

$$\tau = \frac{V_{б} \rho_{нас} \psi}{G_{ср}}. \quad (67)$$

Выбирают угол наклона сушильного барабана $\gamma_б$ согласно стандарту от 0,0175 до 0,07 рад (1…4°) и рассчитывают частоту вращения барабана $n_б$ или угловую скорость $\omega_б$, необходимую для перемещения заданного количества материала по длине $L_б$ барабана за время сушки τ:

$$n_{б} = \frac{a_1 a_2 L_{б}}{\gamma_{б} D_{б} \tau}, \quad (68)$$

где a_1 – коэффициент, зависящий от типа насадки (для подъемно-лопастной 0,7, для секторной 1,0); a_2 – коэффициент, зависящий от плотности высушиваемого материала и направления движения газов и материала (прил. 13); $\gamma_б$ – угол наклона барабана, рад.

Потребную мощность $N_б$ на вращение барабана приближенно определяют по формуле:

$$N_{б} = 78 \sigma \rho_{нас} n_{б} D_{б}^{3} L_{б}, \quad (69)$$

где σ – коэффициент мощности (прил. 12).

Для подъемно-лопастной насадки коэффициент мощности можно вычислить по формуле:

$$\sigma = 0{,}22\psi + 0{,}016. \quad (70)$$

Массу металла барабанной сушилки $G_б$ допускается определять ориентировочно в зависимости от ее рабочего объема $V_р$:

$$G_{б} = 7200 + 630 V_{р}. \quad (71)$$

4.13. Расчет параметров сушилки "кипящего" слоя

По среднему диаметру $d_т$ частиц, характеристикам физических свойств влажного газа (воздуха) при средней температуре $t_{ср}$ (вязкость μ, плотность ρ) и плотности $\rho_т$ материала вычисляют критерий Архимеда:

$$\mathrm{A}r = \frac{d_{\text{т}}^{3}\rho \cdot g\left(\rho_{\text{т}} - \rho\right)}{\mu^{2}}. \tag{72}$$

Как правило, в расчетах можно принимать, что средняя температура сушильного агрегата равна его температуре на выходе из слоя.

Принимая величину порозности ε псевдоожиженного слоя в интервале 0,55…0,75 (предпочтительное значение ε = 0,7…0,75), определяют критерий Рейнольдса по уравнению:

$$\mathrm{Re}_0 = \frac{\mathrm{Ar} \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,6\sqrt{\mathrm{Ar} \cdot \varepsilon^{4,75}}}, \tag{73}$$

и учитывая, что

$$\mathrm{Re}_0 = \frac{\rho \upsilon_0 d_{\text{т}}}{\mu}, \tag{74}$$

находят фиктивную (отнесенную к полному сечению) скорость υ_o ожижающего газа.

При сушке материала, близкого по составу к монодисперсному, определяют также критическую скорость псевдоожижения $\upsilon_{\text{пс}}$ при ε = 0,4 и число псевдоожижения

$$K_{\upsilon} = \frac{\upsilon_0}{\upsilon_{\text{пс}}}. \tag{75}$$

По расходу сухого газа через сушилку и скорости υ_0 находят расчетную площадь $S_{\text{пс}}$ псевдоожиженного слоя

$$S_{\text{пс}} = \frac{L\left(1 + X_2\right)}{\rho_2 \upsilon_0}, \tag{76}$$

где X_2 и ρ_2 – влагосодержание и плотность сушильного агента на выходе из слоя.

Рассчитав $S_{\text{пс}}$, находят диаметр $D_{\text{пс}}$ сушилки (для аппарата круглой формы):

$$D_{\text{пс}} = \sqrt{\frac{4}{\pi} S_{\text{пс}}}. \tag{77}$$

Диаметр $D_{\text{пс}}$ сушилки округляют до стандартного по ГОСТ 9931-79 (прил. 15), после чего уточняют величину фиктивной скорости υ_0 газа в псевдоожиженном слое, величину порозности ε слоя и расчетную площадь $S_{\text{пс}}$ слоя.

Площадь $S_{\text{р}}$ распределительной решетки примерно равна расчетной площади $S_{\text{пс}}$ псевдосжиженного слоя.

Живое сечение распределительной решетки находят по формуле:

$$S_0 = \varphi_р S_р, \tag{78}$$

где $\varphi_р$ – доля живого сечения решетки. При сушке мелкого материала $\varphi_р$ обычно находится в диапазоне от 0,02 до 0,1. С увеличением среднего размера частиц до 5 мм, доля живого сечения $\varphi_р$ возрастает до 0,3.

При большом свободном сечении решетки и малом сопротивлении распределения потока по сечению решетки будет неравномерным. Для удовлетворительного распределения газового потока следует соблюдать определенное соотношение между сопротивлениями слоя и решетки. Минимально допустимое гидравлическое сопротивление решетки может быть вычислено по формуле:

$$\Delta P_{\min} = \Delta P_{сл} \frac{K_\upsilon^2}{K_\upsilon^2 - 1} \cdot \frac{\varepsilon - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}, \tag{79}$$

где $\Delta P_{сл}$ – сопротивление кипящего слоя, K_υ – число псевдоожижения; ε_0 – порозность неподвижного слоя.

Перепад давления в псевдоожиженном слое находят из условия равенства силы гидравлического сопротивления слоя весу всех его частиц:

$$\Delta P_{сл} = (1 - \varepsilon)(\rho_т - \rho_2) g H_{пс}, \tag{80}$$

где $H_{пс}$ – высота кипящего слоя.

Доля живого сечения распределительной решетки должна быть подобрана так, чтобы сопротивление $\Delta P_р$ было примерно равным минимальному допустимому $\Delta P_{\min}$.

Сопротивление распределительной решетки аппарата с кипящим слоем рассчитывают по формуле:

$$\Delta P_р = \zeta_р \rho_2 \frac{\upsilon_р^2}{2}, \tag{81}$$

где $\zeta_р$ – коэффициент гидравлического сопротивления решетки:

$$\zeta_р = \frac{(1 - \varphi_р^2)}{c^2}. \tag{82}$$

Коэффициент *c,* входящий в последнюю формулу, зависит от соотношения диаметра отверстия d_0 и толщины решетки δ. При изменении d_0/δ от 0,25 до 0,5, т.е. в диапазоне, характерном для распределительных решеток, коэффициент *c* возрастает приблизительно от 0,5 до 0,7.

Таким образом, чтобы найти долю живого сечения $\varphi_р$, следует сначала рассчитать $S_р$ и S_0 и затем, приняв $\Delta P_р$ равным $\Delta P_{\min}$, определить скорость газа $\upsilon_р$ в отверстиях распределительной решетки из формулы (81). Площадь живого сечения решетки S_0, соответствующую этой скорости, рассчитывают по уравнению:

$$S_0 = \frac{L(1 + X_1)}{\rho_1 \upsilon_р}, \tag{83}$$

где ρ_1 – плотность влажного газа (воздуха) при начальной температуре сушки t_1 и влагосодержании X_1.

Из соотношения (88) можно определить величину $\varphi_р$.

При сушке кристаллических материалов высоту $H_{пс}$ кипящего слоя выбирают обычно не менее 250…300 мм, чтобы предотвратить каналообразование, и не более 400…500 мм, так как от высоты слоя непосредственно зависит перепад давления в нем и, следовательно, расход электроэнергии на сушку материала.

Диаметр отверстий $d_0 \approx 0{,}0125 H_{пс}$.

Рассчитанную величину d_0 округляют до одного из значений ряда нормальных линейных размеров, установленных ГОСТ 6636-69: 2,0мм; 2,2 мм; 2,5 мм; 2,8 мм; 3,2 мм; 3,6 мм; 4,0 мм; 4,5 мм; 5,0 мм; 5,6 мм.

Число отверстий в решетке определяют по уравнению:

$$n_0 = \frac{4S_0}{\pi d_0^2}. \tag{84}$$

Высота сепарационного пространства сушилки обычно в 4…6 раз больше высоты псевдоожиженного слоя. Диаметр газоотводящего патрубка $d_{от}$ сушильного аппарата выбирают по величине скорости газа в нем ($\upsilon_{от}$ = 10…15 м/с).

При площади кипящего слоя $S_{пс}$, высоты $H_{пс}$ и порозности ε определяют заполнение сушилки материалом $G_м$ и среднее время τ сушки материала:

$$G_м = \rho_т (1 - \varepsilon) S_{пс} H_{пс}; \tag{85}$$

$$\tau = \frac{G_м}{0{,}5(G_1 + G_2)} \tag{86}$$

4.14. Расчет параметров пневматической трубы-сушилки

Поперечное сечение трубы-сушилки рассчитывается по скорости движения и секундному расходу сушильного агента

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{V_t}{\upsilon_t}, м^2. \tag{87}$$

Отсюда внутренний диаметр трубы-сушилки

$$D = 113\sqrt{\frac{V_t}{\upsilon_t}}, \text{м}, \tag{88}$$

где V_t – действительный расход сушильного агента при t, м^3/с; υ_t –действительная скорость движения газов в трубе-сушилке, м/с.

Действительная скорость сушильного агента должна незначительно (на 10...20%) превышать скорость витания наиболее крупных частиц материала, чтобы не создавать чрезмерно большие аэродинамические сопротивления, перерасход электроэнергии, а также ненужное увеличение трубы-сушилки.

Для частиц шаровой формы скорость витания (критическая скорость) определяется по формуле:

$$\upsilon_{\text{вит}} = \frac{3{,}62}{\sqrt{\xi}}\sqrt{\frac{d\rho_{\text{м}}}{\rho_{\text{с.а}}}}, \text{м/с}. \tag{89}$$

При Re > 1000, ξ = 0,28...0,32.

Тогда

$$\upsilon_{\text{вит}} = (6{,}4...6{,}85)\sqrt{\frac{d\rho_{\text{м}}}{\rho_{\text{с.а}}}}, \text{м/с}, \tag{90}$$

где ξ – коэффициент гидравлического сопротивления; d – диаметр частиц, м; $\rho_{\text{м}}$, $\rho_{\text{с.а}}$ – плотность материала и сушильного агента соответственно, кг/м^3.

Для частиц неправильной произвольной формы ξ = 0,48. Тогда действительная скорость движения газов υ_t, увеличенная на 10% по отношению к скорости витания $\upsilon_{\text{вит}}$, будет равна

$$\upsilon_t = 5{,}7\sqrt{\frac{d\rho_{\text{м}}}{\rho_{\text{с.а}}}}, \text{м/с} \tag{91}$$

Как видно из формул (89, 90), скорость витания $\upsilon_{\text{вит}}$ зависит от плотности сушильного агента $\rho_{\text{с.а.}}$, которая меняется с изменением состава газа, температуры и давления.

Фактическая продолжительность сушки в трубе зависит от длины трубы $L_{\text{т}}$ и скорости витания $\upsilon_{\text{вит}}$. При равномерном движении:

$$\tau = \frac{L_{\text{т}}}{\upsilon_{\text{с.а}} - \upsilon_{\text{вит}}}, \text{ч}. \tag{92}$$

На продолжительность сушки влияет концентрация материала в газовом потоке:

$$C = \frac{G_{\text{м}}}{G_{\text{г}}}, \text{кг/кг} \tag{93}$$

В отличие от простого пневмотранспорта (концентрация частиц 5...15 кг/кг) для пневмосушилки требуется небольшая концентрация материала (0,3...3 кг/кг). Она зависит также от степени подсушки материала, влажности и температуры сушильного агента.

4.15. Расчет распылительной сушилки

Упрощенный расчет распылительной сушилки с дисковым распылением, включающий определение расхода теплоты *Q* и сушильного агента *L*, производится аналитически или графоаналитически.

При определении напряженности сушилки по влаге (удельная объемная производительность по испаряемой влаге) используют эмпирическое соотношение полученное в НИИхиммаш:

при дисковом распылении

$$A_{\text{V}} = 0{,}114\left[\left(\frac{t_1 + t_2}{2} - t_{\text{М2}}\right) - 50\right], \tag{94}$$

при форсуночном распылении:

$$A_{\text{V}} = 0{,}0625\left[\left(\frac{t_1 + t_2}{2} - t_{\text{М2}}\right) - 50\right]. \tag{95}$$

Для определения температуры мокрого термометра $t_{\text{м}}$ используют *I-X* диаграмму или эмпирическую зависимость.

Рассчитав или выбрав по рекомендациям A_{V} можно определить рабочий объем камеры:

$$V_{\text{к}} = \frac{W}{A_{\text{V}}}.$$

По объему камеры из ГОСТ 18906-80 (прил. 16) определяем типоразмер сушильной камеры и ее диаметр:

$$H_{\text{к}} = \frac{4 \cdot V_{\text{к}}}{\pi \cdot D_{\text{к}}^2}. \tag{96}$$

Диаметр камеры $D_{\text{к}}$ выбирают в зависимости от вида распылителя, так, чтобы факел распыляемых частиц не касался стенок камеры, что предотвращает налипание.

Для устранения налипания порошка на стенки и потолок сушильной камеры *при фонтанном распылении* (подачи суспензии снизу вверх) необходимо, чтобы расстояние между уровнем установки форсунки и по-

толком камеры, а также диаметр камеры были больше, чем высота (H_{99}) и диаметра ($2R_{99}$) факела распыленной суспензии.

Радиус факела распыла определяют по формуле

$$R_{99} = 3\frac{P^{0,243}}{\mu^{1,1}} \cdot \rho^{0,78} \cdot d_{3,2}^{1,23} \cdot \ , \qquad (97)$$

Высота факела распыла

$$H_{99} = 13{,}05\frac{P^{0,57}}{\rho^{1,17}} \cdot d_{3,2}^{1,23} \cdot \mu^{0,3}, \qquad (98)$$

где $d_{3,2}$ – средний объемно-поверхностный диаметр частиц; ρ – плотность распыляемой суспензии; μ – коэффициент расхода форсунки; P – давление распыления.

При заданных параметрах суспензии, коэффициента расхода, и диаметра сопла необходимый гранулометрический состав будет обеспечен при давлении распыления, ат

$$P = 52{,}5\frac{\mu^{1,33} \cdot d_c^{1,37}}{W_0^{1,63} \cdot d_{3,2}^{2,86}}\ , \qquad (99)$$

где d_c – диаметр сопла форсунки, d_c = 2,1; 2,7; 3,7; 4,7 мм.

Производительность форсунки

$$G_1^{ф} = 39{,}7 \cdot \mu \cdot d_c^2 \cdot P^{0,5} \cdot \rho^{0,5} \qquad (100)$$

Необходимое количество форсунок определяется, исходя из производительности сушилки по влажному материалу G_1

$$n = \frac{G_1}{G_1^{ф}} \qquad (101)$$

Для выбранной форсунки находим высоту (H_{99}) и диаметр ($2R_{99}$) факела распыла суспензии.

Суммарный объем факела при использовании нескольких форсунок:

$$\sum_1^n (V_{99})_i = 0{,}785\left[\left(R_{99}\right) + \Delta D\right]^2 (H_{99})_i\ , \qquad (102)$$

где ΔD – максимальное расстояние между крайними форсунками, ΔD = 2м [2].

Удельный влагосъем $q, \frac{кг}{м^3 \cdot ч}$ в объеме факела распыла суспензии определяется по формуле

$$q = \left(\frac{\omega_н - \omega_к}{100 - \omega_к}\right)\frac{G_1}{\sum V_{99}} \qquad (103)$$

Если общее удельное количество испаряемой в сушилке влаги со-

ответствует необходимым нормам, то принимаем к установке расчетное количество форсунок с выбранным ранее диаметром сопла d_c.

Согласно полученным размерам факела распыляемой суспензии по ГОСТ 18906-80 принимаем к установке распылительную сушилку с соответствующими параметрами (прил. 16)

При форсуночном распылении рекомендуется принимать следующие отношения высоты и диаметра камеры

$$\frac{H_к}{D_к} = 1{,}5\ldots2{,}5 \qquad (104)$$

Меньшие отношения берутся, при больших производительностях и размерах с низкой начальной влажностью.

При дисковом распылении

$$\frac{H_к}{D_к} = 0{,}75\ldots1, \qquad \text{т.е.} \qquad D_к = \sqrt[3]{(1{,}25\ldots1{,}7)V_к} \qquad (105)$$

5. РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

5.1. Расчет футеровки и тепловой изоляции

После того, как определены основные размеры сушильного аппарата, по рекомендациям подбирают толщину футеровки или тепловой изоляции.

Затем рассчитывают потери теплоты через поверхность сушилки.

Тепловой поток $Q_п$ через поверхность $S_{ст}$ стенок сушилки вычисляют по уравнению теплопередачи:

$$Q_п = K\Delta t_{ср} S_{ст}. \qquad (106)$$

Коэффициент теплопередачи K рассчитывают по формуле для многослойной плоской стенки:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}\right)}, \qquad (107)$$

где δ и λ – соответственно толщина и коэффициент теплопроводности различных слоев футеровки и различных слоёв теплоизоляции.

Коэффициент теплоотдачи α_1 от сушильного агрегата к внутренней поверхности стенки находят с помощью критериальных уравнений:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}66\,\mathrm{Re}^{0{,}5}\,\mathrm{Pr}^{0{,}33}; \quad \text{при} \quad \mathrm{Re} < 5\cdot10^5 \qquad (108)$$

или

$$\mathrm{Nu} = 0{,}037\,\mathrm{Re}^{0{,}8}\,\mathrm{Pr}^{0{,}43}; \quad \text{при} \quad \mathrm{Re} > 5\cdot10^5, \qquad (109)$$

Определяющим линейным размером в критериях Nu и Re в данном случае служит длина стенки l в направлении витания потока газа.

Суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучением от наружной поверхности стенки к окружающему воздуху при установке сушилки в помещении можно определить по эмпирическому уравнению:

$$\alpha_2 = 9{,}74 + 0{,}07(t_{ст} - t_в), \qquad (110)$$

где $t_{ст}$ – температура наружной поверхности стенки; $t_в$ – температура окружающего воздуха ($t_в \approx 20$ °С).

Температура наружной поверхности стенки сушильного аппарата должна быть не выше 40…50 °С. По этому условию выбирают толщину футеровки и теплоизоляции. Ориентировочные значения толщины футеровки, располагаемой внутри металлического корпуса, даны в прил. 14. Снаружи корпус сушильного аппарата или газохода может быть снабжен

дополнительным слоем теплоизоляции толщиной 60…100 мм. Удельную потерю теплоты в окружающую среду определяют по формуле:

$$q_{п} = \frac{Q_{п}}{W}, \tag{111}$$

где W – масса влаги, удаляемая из высушиваемого материала за 1 с.

Коэффициент теплопроводности λ теплоизоляционных материалов имеет следующие значения, Вт/(м·°С): для огнеупорного кирпича (шамот) 1,05; для теплоизоляционного кирпича (диатомит) 0,15; для шлаковой ваты 0,075.

Если $q_{п}$ не превышает $q_{п}$, принятую в теплотехническом расчете, значит толщина футеровки и тепловой изоляции выбрана верно.

5.2. Расчет калорифера при сушке воздухом

Поверхность теплообмена $S_{т}$ калорифера определяется по уравнению теплопередачи:

$$S_{т} = \frac{Q_0}{k\Delta t_{ср}}. \tag{112}$$

Общее количество теплоты Q_0, которое получает воздух в калорифере за 1 с, рассчитывают по формуле (46).

Средний температурный напор вычисляют по формуле

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_{б} - \Delta t_{м}}{\lg\left(\frac{\Delta t_{б}}{\Delta t_{м}}\right)}. \tag{113}$$

При этом температурные напоры $\Delta t_{б}$ и $\Delta t_{м}$ на концах теплообменника рассчитывают как разность температуры греющего пара t_1 (равной температуре насыщения пара при заданном давлении) и температуры воздуха на входе в калорифер $t_{2Н}$ или на выходе из него $t_{2К}$:

$$\Delta t_{б} = t_1 - t_{2н}; \qquad \Delta t_{м} = t_1 - t_{2к}.$$

Коэффициент теплопередачи K для пластинчатых калориферов при обогреве паром вычисляют по эмпирической формуле:

$$K = 14{,}1(\rho\upsilon)^{0{,}366}. \tag{114}$$

Рекомендуемая скорость воздуха ρυ = 7…10 кг/(м^2·с). Для оребренных калориферов (рис. 35) значение коэффициента теплопередачи в зависимости от массовой скорости воздуха ρυ приведены в прил. 18.

Секции калорифера устанавливают параллельно по ходу воздуха так,

чтобы получить в них рекомендуемую скорость воздуха, и последовательно по ходу воздуха для набора необходимой поверхности теплообмена.

Находят необходимое число $n_к$ секций калорифера, установленных последовательно:

$$n_к = \frac{S_т}{S_с}. \tag{115}$$

Размеры и поверхность теплообмена $S_с$ одной секции пластинчатых калориферов принимают по ГОСТ 7201-70, секции оребренных калориферов – по прил. 17. Фактическое число секций выбирают с 15…20%-м запасом по сравнению с расчетным.

Для определения числа $n_в$ секций калорифера, установленных параллельно, рассчитывают среднюю массовую скорость воздуха в калорифере:

$$\rho\upsilon = \frac{L}{S}, \tag{116}$$

где L – расход абсолютно сухого воздуха; S – площадь живого сечения секций, включенных параллельно по ходу воздуха.

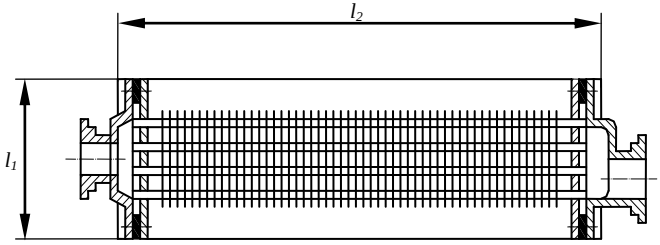


Рис. 35. Секция оребренного калорифера

Если фактическая скорость воздуха $\rho\upsilon$ значительно отличается от ранее принятой $\rho\upsilon_{пр}$, то число секций калорифера, установленных параллельно,

$$n_в = \frac{\rho\upsilon}{\rho\upsilon_{пр}}. \tag{117}$$

Потерю давления при проходе воздуха через секцию калорифера можно определить по следующим формулам:

в пластинчатом калорифере большой модели

$$\Delta p = 2{,}75(\rho\upsilon)^{1,7}; \tag{118}$$

в оребренном калорифере большой модели

$$\Delta p = 4{,}4(\rho\upsilon)^{1{,}85}. \qquad (119)$$

Сопротивление секций средней модели в 1,2 раза меньше, чем большой.

Сопротивление оребренных калориферов приведено в прил.19.

5..3. Расчет топки

Объем топки $V_т$ рассчитывают по рекомендуемой величине теплового напряжения объема q_v:

при сжигании мазута

$$V_т = \frac{Q_н^р B_т}{q_v}; \qquad (120)$$

при сжигании природного газа

$$V_т = \frac{Q_н^с B_т}{q_v}; \qquad (121)$$

Рекомендуемые значения теплового напряжения объема q_v составляют для камерных топок 100…300 кВт/м^3, для циклонных топок – 2000…5000 кВт/м^3 . При сжигании мазута принимают меньшие из указанных значений q_v.

Соотношение длинны $L_т$ в диаметре $D_т$ следует выдерживать в следующих пределах: для камерных топок – 1,5…3; для циклонных – 1…1,5.

При сжигании мазута длина камерной топки должна быть не менее 6 м для обеспечения полного сгорания топлива.

5.4. Расчет питателей и затворов

Диаметр лопастного или шнекового питателя (рис. 31, *г, д*) вычисляют по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi n \psi \rho_н L}}, \qquad (122)$$

где G – расход влажного материала через питатель; ψ – доля объема питателя, заполненного материалом (ψ = 0,5…0,8); n – частота вращения питателя; $\rho_н$ – насыпная плотность материала; L – расчетная длина питателя (для лопастного питателя $L \approx (1…1{,}2)D$; для шнекового питателя длину принимают равной шагу винта шнека, т.е. длина шнека, соответствующая одному обороту винта на 360°).

Вычисленное значение D округляют или приводят в соответствие с сортаментом труб (для шнекового питателя).

Производительность тарельчатого питателя (рис. 31, *в*) зависит от частоты вращения $n_т$ тарелки и объема материала, сбрасываемого с нее за один оборот. Производительность питателя рассчитывают по формуле:

$$G = \pi n_т \rho_{нас} \left[\frac{h}{3}(R^2 + r^2 + R \cdot r) - r^2 h \right], \qquad (123)$$

где h – высота кольцевого слоя материала, сбрасываемого с тарелки ножом; R – наружный радиус тарелки; r – радиус установки внутренней кромки ножа.

Высоту h определяют по углу $\gamma_м$ естественного откоса материала ($\gamma_м \approx 30…50°$):

$$h = (R - r)\mathrm{tg}\gamma_м. \qquad (124)$$

Частоту вращения тарелки ограничивают, так как центробежная сила не должна превышать силу трения материала о тарелку. Из этого условия следует, что:

$$n_т \angle \frac{0{,}275}{\sqrt{R}}. \qquad (125)$$

Внутренний диаметр входного патрубка клапана-мигалки (рис. 31, *а, б*) определяют по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi G_{уд}}}, \qquad (126)$$

где G – расход материала через мигалку; $G_{уд}$ – удельная производительность мигалки (рекомендуется принимать 15…80 кг/м^2·с).

Расчетный диаметр патрубка мигалки следует округлить до одного из следующих значений:

D = 25, 70, 100, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500 мм.

Рекомендуется, применять конусную мигалку (рис. 31, *б*), обеспечивающую меньшие присосы воздуха, чем плоская мигалка.

5.5. Выбор и расчет пылеуловителей

Объемный расход газов $V_г$ в системе пылеулавливания (без учета присосов воздуха) определяют по массовому расходу и параметрам сушильного газа на выходе из сушилки:

$$V_г = \frac{L(1 + X_2)}{\rho_{в.г}}. \qquad (127)$$

Плотность влажного газа $\rho_{в.г}$ равна сумме плотностей абсолютно сухого газа $\rho_{с.г}$ и пара $\rho_п$, взятых при парциальных давлениях и влагосодер-

жании X_2 :

$$\rho_{в.г} = \rho_{с.г}(1 + X). \tag{128}$$

Парциальное давление абсолютно сухого газа $p_{с.г}$ вычисляют как разность между общим давлением смеси P и парциальном давлением пара $p_п$:

$$P_{с.г} = P - p_п. \tag{129}$$

Парциальное давление пара $p_п$ можно найти по диаграмме I–X в зависимости от величины влагосодержания X. При этом общее давление p влажного газа следует принимать равным 99,4 кПа (745 мм рт. ст.), т.е. давлению, для которого построена диаграмма.

Плотность сухого газа при давлении $p_{с.г}$ и температуре t определяют по формуле:

$$\rho_{с.г} = \rho_0 \frac{p_{с.г} T_0}{p_0 T}, \tag{130}$$

где ρ_0 – плотность газа при нормальных условиях (для абсолютно сухого воздуха ρ_0= 1,293 кг/м^3); p_0 – давление, соответствующее нормальным условиям (p_0= 101,3 кПа); T_0 – температура, соответствующая нормальным условиям (T_0= 273,15 К); T – температура влажного газа, измеренная по абсолютной (термодинамической) шкале:

$$T = 273{,}15 + t.$$

Рекомендуемый расход газов $q_ц$ через одиночный циклон НИИОГАЗ (рис. 26) или один элемент батарейного циклона НИИОГАЗ (рис. 28) диаметром $D_ц$ определяют из условия:

$$\frac{\Delta P_ц}{\rho_г} = (550...750), \left[\frac{Па}{кг/м^3}\right], \tag{131}$$

где $\Delta P_ц$ – гидравлическое сопротивление циклона; $\rho_г$ – плотность газа.

В этом случае:

$$q_ц = (26...30)\frac{D_ц^2}{\sqrt{\zeta_ц}}, \tag{132}$$

где $\zeta_ц$ – коэффициент гидравлического сопротивления циклона (прил. 21), определяемый по условной скорости газа в цилиндрической части циклона.

Число циклонов или элементов в батарейном циклоне должно соответствовать рекомендациям каталогов:

$$n \approx \frac{V_г}{q_ц}. \qquad (133)$$

Для выбора рукавного фильтра определяют расчетную площадь фильтрования:

$$S = \frac{V_г}{\upsilon_ф}, \qquad (134)$$

где $V_г$ – объемный расход газов через систему пылеулавливания; $\upsilon_ф$ – фиктивная скорость газа в фильтровальной ткани, т.е. расход газа, приходящийся на 1 м^2 ткани (прил. 23).

Фактическая поверхность рукавного фильтра должна на 15…20% превышать расчетную для очистки продувочного воздуха и воздуха, подсосанного через неплотности.

Рассчитав по формуле (134) площадь поверхности фильтрования, подбирают соответствующий типоразмер рукавного фильтра (прил. 22).

Электрофильтр, также как и рукавный фильтр, подбирают по рассчитанной площади активного сечения, определяемой по формуле (144). Габаритные размеры электрофильтров приведены в прил. 24.

5.6. Расчет гидравлического сопротивления сушильной установки

Потерю давления на трение $\Delta P_{тр}$ и на преодоление местных сопротивлений $\Delta P_м$ на отдельных участках газового (воздушного) тракта рассчитывают по уравнениям:

$$\Delta P_{тр} = \lambda \frac{l}{d_э} \cdot \frac{\rho \upsilon^2}{2}, \qquad (135)$$

$$\Delta P_м = \frac{\Sigma \zeta_м \rho \upsilon^2}{2}, \qquad (136)$$

где λ – коэффициент трения; l и $d_э$ – соответственно длина и эквивалентный диаметр расчетного участка тракта; ρ и υ – соответственно плотность и средняя скорость газа на этом участке; $\Sigma\zeta_м$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений на расчетном участке тракта.

Так как доля сопротивления трению в общей потере давления невелика, величину коэффициента трения λ обычно принимают постоянной и независимой от величины критерия Рейнольдса. Для отдельных не футерованных газовоздухопроводов $\lambda \approx 0{,}02$, для кирпичных или бетонных каналов $\lambda \approx 0{,}03$ при $d_э \geq 0{,}9$ м и $\lambda \approx 0{,}04$ при $d_э < 0{,}9$ м. Эквивалентный диаметр $d_э$ вычисляют по формуле:

$$d_э = \frac{4S}{П}, \qquad (137)$$

где S – площадь живого сечения; П – смоченный периметр канала.

Для газовоздухопроводов круглого сечения эквивалентный диаметр $d_э$ равен диаметру канала.

Коэффициенты местных сопротивлений (выхода, входа, сужений, расширенный, разветвлений, поворотов и др.) приведены в прил. 25.

Гидравлическое сопротивление при проходе газа через сушильный барабан определяют по опытным данным. При отсутствии данных его можно принять равным 100…200 Па.

Сопротивление кипящего слоя и распределительной решетки рассчитывают по уравнениям (90) и (91).

Потерю давления в одной секции калорифера определяют в зависимости от массовой скорости $\rho\upsilon$ в наиболее узком живом сечении теплообменной части аппарата (прил. 19). При последовательном соединении нескольких секций по воздушному тракту их сопротивления суммируют.

Общее гидравлическое сопротивление горелок и топки обычно имеет величину в пределах 500…1000 Па. Потерю давления в горелке можно рассчитать по формуле (146), приняв что υ – скорость воздуха в выходном сечении горелки, а коэффициент сопротивления $\zeta_{гор} = 1{,}2…2{,}5$.

Гидравлическое сопротивление циклонных пылеуловителей определяют из условий (фиктивной) скорости $\upsilon_ц$ в цилиндрической части циклона. Значение коэффициентов сопротивления циклонных аппаратов приведены в прил. 21.

Условную скорость газа $\upsilon_ц$ рассчитаем по формуле:

$$\upsilon_ц = \frac{4V_г}{\pi D_ц^2 n_ц}, \qquad (138)$$

где $V_г$ – общий расход газов в системе пылеулавливания; $D_ц$ – внутренний диаметр цилиндрической части циклона или элемента в батарейном циклоне; $n_ц$ – число параллельного включенных циклонов.

При групповом расположении циклонов сопротивление пылеуловителя вместе с коллекторами приблизительно на 10% превышает величину гидравлического сопротивления одиночного циклона.

Сопротивление рукавных фильтров зависит в основном от количества пыли, осевшей на ткани. При регулярной её очистке (встряхиванием и обратной продувкой) потеря давления составляет от 1000 до 1500 Па при средней скорости фильтрования 0,01…0,02 $м^3/(м^2·с)$.

Гидравлическое сопротивление электрофильтров при максимальной скорости газа $\upsilon_г = 1{,}5$ м/с обычно не превышает 150…200 Па.

Общее сопротивление тракта, находящегося под давлением, определяют, суммируя потери давления на всех его участках и аппаратах:

$$\Delta P_{\text{дав}} = \Delta P_{\text{в}} + \Delta P_{\text{т}} + \Delta P_{\text{р}} + \Delta P_{\text{сл}} - \Delta P_{\text{об}} - \Delta P_{\text{стр}}, \qquad (139)$$

где $\Delta P_{\text{в}}$ – сопротивление воздушного тракта до топки или калорифера; $\Delta P_{\text{т}}$ – сопротивление горелки и топки или калорифера; $\Delta P_{\text{р}}$ – сопротивление распределительной решетки и сушилки с кипящим слоем; $\Delta P_{\text{сл}}$ – сопротивление псевдоожиженного слоя материала; $\Delta P_{\text{об}}$ – минимальное разрежение, которое обычно поддерживается в рабочем объеме сушилки ($\Delta P_{\text{об}} \approx 10$ Па); $\Delta P_{\text{стр}}$ – динамическое давление струй газа (воздуха), выходящего из отверстий распределительной решетки:

$$\Delta P_{\text{стр}} = \frac{\rho_1 \upsilon_{\text{р}}^2}{2} = \frac{\Delta P_{\text{р}}}{\zeta_{\text{р}}}. \qquad (140)$$

Общее сопротивление тракта, находящегося под разрежением, рассчитывают, суммируя потери давления в сушильном аппарате, в пылеуловителях и в соединительных газовоздухопроводах:

$$\Delta P_{\text{раз}} = \Delta P_{\text{об}} + \Delta P_{\text{с}} + \Delta P_{\text{ц}} + \Delta P_{\text{пл}} + \Delta P_{\text{г}}, \qquad (141)$$

где $\Delta P_{\text{с}}$ – сопротивление сушильного аппарата; $\Delta P_{\text{ц}}$ – сопротивление циклонных аппаратов; $\Delta P_{\text{пл}}$ – сопротивление других пылеуловителей (электрофильтров или рукавных фильтров); $\Delta P_{\text{г}}$ – сопротивление соединительных газовоздухопроводов.

Для туннельных сушилок в общее сопротивление входит сопротивление садки $\Delta P_{\text{сад}}$

$$\Delta P_{\text{сад}} = \zeta_{\text{сад}} \frac{\upsilon_0^2}{2} \rho_0 (1 + \beta t), [\text{Па}] \qquad (142)$$

где $\zeta_{\text{сад}}$ – коэффициент сопротивления садки; β – коэффициент объемного расширения сушильного агента; υ – скорость сушильного агента; t – температура сушильного агента.

Коэффициент сопротивления садки определяется по формуле:

$$\zeta_{\text{сад}} = (0{,}4...0{,}5)L, \qquad (143)$$

где L – длина туннеля.

5.7. Выбор вентиляторов (дымососов)

Вентиляторы характеризуются подачей $V_{\text{м}}$, м^3/ч и перепадом полных давлений между выходными и входными патрубками, называемыми давлением вентилятора $p_{\text{н}}$. Вентиляторы выбирают с некоторым запасом по подаче и давлению.

Расчетную подачу $V'_{н}$ вентилятора, установленного на воздушной стороне тракта, находят по следующим формулам:

при сушке топочными газами

$$V'_{н} = \beta'_1 \alpha V_0 B_т \frac{273 + t_0}{273}, \qquad (144)$$

при сушке воздухом

$$V'_{н} = \frac{\beta'_1 L}{\rho}, \qquad (145)$$

где β_1' – коэффициент запаса, равный 1,05; α – коэффициент избытка воздуха; V_0 – объем воздуха, теоретически необходимого для горения, м^3/кг или м^3/м^3; $B_т$ – расход топлива; t_0 – температура окружающего воздуха засасываемого вентилятором, °С; L – расход абсолютно сухого воздуха; ρ – плотность воздуха.

Расчетная подача вентилятора (дымососа), установленного на газовой стороне тракта, равна:

$$V''_{н} = \beta''_1 V_г, \qquad (146)$$

где $V_г$ – объемный расход газов в системе пылеулавливания; β_1'' – коэффициент запаса, учитывающий также присосы воздуха в системе пылеулавливания $\beta_1'' \approx 1{,}1 \ldots 1{,}2$.

Расчетное давление вентилятора определяют по уравнению:

$$p_н = \beta_2 \Delta p, \qquad (147)$$

где β_2 – коэффициент запаса, равный 1,1; Δp – суммарное гидравлическое сопротивление участка тракта, находящегося под давлением ($\Delta p_{давл}$) или под разряжением ($\Delta p_{разр}$).

Заводская характеристика вентилятора дается обычно для воздуха при температуре, отличной от расчетной, поэтому при выборе вентилятора используют величину приведенного расчетного давления $p^*_н$, отличающуюся от величины $p_н$ поправочным множителем k_ρ, учитывающим различие плотностей газа в расчетных и заводских условиях:

$$p^*_н = \kappa_\rho p_н, \qquad (148)$$

$$\kappa_\rho = \frac{\rho_0}{\rho_г} \cdot \frac{273}{273 + t_{зав}}, \qquad (149)$$

где ρ_0 – плотность воздуха при нормальных условиях; $\rho_г$ – плотность газа (воздуха) у вентилятора (приблизительно равная плотности сушильного газа ρ_2 на выходе из сушилки); $t_{зав}$ – температура воздуха по заводской харак-

теристике машины, °С.

По заводским характеристикам подбирают вентиляторы, у которых подача $V_н$ и давление $p_н$ совпадает с расчетными значениями $V_г$ и $p^*_н$ или несколько превышает эти значения, и определяют число оборотов вентилятора и коэффициент полезного действия $\eta_н$ при расчетной подаче $V_н$. Расчетное значение КПД, как правило, должно составлять не менее 90% от максимальной величины КПД, определяемой по характеристике вентилятора.

В прил. 28, 29 представлен общий вид вентиляторов среднего и высокого давления, а также приведены их характеристики. С помощью этих характеристик можно определить давление $p_н$ и коэффициент полезного действия $\eta_н$ вентилятора по заданной величине подачи $V_н$ и угловой скорости рабочего колеса $\omega_н$. В прил. 26, 27 даны технические характеристики дутьевых вентиляторов и дымососов.

Мощность, расходуемую вентилятором (мощность на валу), рассчитывают по формуле:

$$N_н = \frac{p_н V_н}{\eta_н}. \qquad (150)$$

Мощность электродвигателя находят по выражению:

$$N_{дв} = \frac{N_н}{\eta_{пер}\eta_{дв}}, \qquad (151)$$

где $\eta_{пер}$ – КПД передачи, $\eta_{пер} \approx 0{,}98$; $\eta_{дв}$ – КПД электродвигателя, $\eta_{дв} \approx 0{,}98$.

Установочную мощность электродвигателя определяют по формуле:

$$N_{уст} = \beta_{уст} N_{дв}, \qquad (152)$$

где $\beta_{уст}$ – коэффициент запаса (принимают равным 1,1).

На основе результатов теплотехнического расчета сушильной установки и вспомогательного оборудования студенты разрабатывают чертежи теплотехнологической схемы установки, общего вида и отдельных узлов основного агрегата.

В разделе "Заключение" пояснительной записки обобщаются результаты расчетов и дается оценка тепловой эффективности сушильной установки.

5.8. Задания на курсовое проектирование

Номер варианта выбирает из числа, образуемого двумя последними цифрами шифра зачетной книжки. Если это число больше 49, то из него вычитают 50 и по полученному числу находят номер варианта. Например, шифр 485068 – 50 = 18.

Если последние две цифры шифра образуют число меньше 50 , то по нему следует сразу выбирать номер нужного варианта.

Работа, не соответствующая заданному варианту, преподавателем не рассматривается.

ТЕМА 1

Выбрать рациональную теплотехнологическую схему, рассчитать и спроектировать барабанную сушилку для сушки известняка производительностью G_2, считая по высушенному материалу. Начальная влажность известняка ω_1 , конечная ω_2 (считать на общую массу).

В качестве сушильного агента используется смесь воздуха и продуктов горения топлива. Начальная температура сушильного агента t_1, конечная t_2 . Топливо выбирается в зависимости от места расположения сушилки.

Исходные данные приведены в табл. 1 .

Таблица 1

Номер варианта	G_2, т/ч	ω_1, %	ω_2, %	t_1, ^0C	t_2, ^0C	Район расположения сушилки
00	18,0	13,0	2,5	1000	90	Владивосток
01	20,0	14,5	3,4	980	95	Днепропетровск
02	25,0	14,0	3,3	950	98	Киров
03	15,0	13,5	3,2	920	100	Киев
04	17,5	13,0	3,1	900	103	Новгород
05	19,0	12,5	3,0	870	105	Одесса
06	21,0	12,0	2,9	850	110	Псков
07	23,0	11,5	2,8	830	115	Смоленск
08	25,0	11,0	2,7	800	118	Челябинск
09	27,0	10,5	2,6	780	120	Ашхабад

ТЕМА 2

Выбрать рациональную теплотехнологическую схему, рассчитать и спроектировать сушилку "кипящего слоя" для сушки песка производи-

тельностью G_2, считая по высушенному материалу. Начальная влажность материала ω_1, конечная ω_2. Сушка осуществляется
смесью воздуха и продуктов горения топлива с начальной температурой t_1, конечную температуру t_2 принимают в соответствии с рекомендациями. Топливо выбирается в зависимости от района расположения сушилки.

Исходные данные приведены в табл. 2 .

Таблица 2

Номер варианта	G_2, т/ч	ω_1, %	ω_2, %	t_1, ^0C	Район расположения сушилки
10	20,0	8,0	2,3	650	Архангельск
11	22,5	10,5	2,5	700	Батуми
12	25,0	9,8	2,7	800	Горький
13	30,0	9,0	2,5	1100	Красноярск
14	40,0	11,0	2,8	1000	Волгоград
15	27,5	10,0	2,6	720	Керчь
16	18,0	13,0	2,4	950	Брянск
17	35,0	12,5	2,6	900	Омск
18	32,0	11,5	2,7	850	Казань
19	38,0	12,0	2,8	750	Волгоград

ТЕМА 3

Выбрать рациональную теплотехнологическую схему, рассчитать и спроектировать туннельную сушилку для сушки глиняного кирпича-сырца производительностью G_1, считая по влажному материалу. Влажность поступающего в сушилку кирпича-сырца ω_1, выходящего из сушилки - ω_2 (считать на общую массу). Сушка производится нагретым до температуры t_1 воздухом. Температура воздуха на выхода из сушилки t_2. Давление пара в калорифере P (абсолютное). Кирпич-сырец, имеет размеры 250х120х65 мм, плотность его 1300 кг/ $м^3$.

Исходные данные приведены в табл. 3

Таблица 3

Номер варианта	G_1, т/год	ω_1, %	ω_2, %	t_1, ^0C	t_2, ^0C	Р, ат	Район расположения сушилки
1	2	3	4	5	6	7	8
20	10000	22,5	7,7	75	35	1,0	Тамбов
21	12000	22,0	7,4	80	40	1,0	Харьков

Окончание табл. 3

1	2	3	4	5	6	7	8
22	14000	21,5	7,1	85	36	1,0	Уфа
23	16000	21,0	6,8	90	35	1,2	Новгород
24	20000	20,0	6,2	100	38	1,5	Кутаиси
25	18000	20,5	6,5	95	42	1,2	Новорос-сийск
26	22000	19,5	5,9	105	45	1,8	Киров
27	24000	19,0	5,6	110	40	2,0	Керчь
28	26000	18,5	5,3	115	40	2,5	Иркутск
29	28000	18,0	5,0	120	40	2,8	Акмолинск

ТЕМА 4

Выбрать рациональную теплотехнологическую схему, рассчитать и спроектировать барабанную сушилку для сушки глины производительностью G_1, считая по влажному материалу. Сушка производится воздухом с начальной температурой t_1, конечной - t_2. Начальная влажность материала ω_1, конечная ω_2 (считая на общую массу). Давление пара в калорифере Р (абсолютное).

Исходные данные представлены в табл. 4.

Таблица 4

Номер вари-анта	G_1, т/ч	ω_1,%	ω_2,%	t_1, ^0C	t_2, ^0C	Р, ат	Район рас-положения сушилки
30	16,0	12,0	2,7	110	60	2,0	Брянск
31	17,0	11,5	2,9	115	63	2,5	Вологда
32	19,0	11,0	2,1	120	66	2,8	Белгород
33	9,5	10,5	2,9	125	69	3,2	Казань
34	10,0	10,0	2,3	130	72	3,8	Красно-дар
35	10,5	9,5	2,5	135	75	4,2	Курск
36	11,0	9,0	2,8	120	78	2,8	Николаев
37	11,5	8,5	2,0	135	82	4,2	Пермь
38	12,0	8,0	2,2	130	80	3,8	Одесса
39	12,5	7,5	2,4	125	70	3,2	Томск

ТЕМА 5

Выбрать рациональную теплотехнологическую схему, рассчитать и спроектировать распылительную сушилку для получения керамического пресс-порошка из глиняного шликера производительностью G_2, считая по высушенному материалу. Начальная влажность материала ω_1, конечная ω_2. Сушка осуществляется смесью воздуха и продуктов горения топлива с начальной температурой t_1, конечную температуру t_2 принимают в соответствии с рекомендациями. Топливо выбирается в зависимости от района расположения сушилки.

Исходные данные приведены в табл. 5 .

Таблица 5

Номер варианта	G_2, т/ч	ω_1, %	ω_2, %	t_1, ^0C	Район расположения сушилки
40	10,0	42,0	9,3	650	Пермь
41	12,5	40,5	9,2	700	Курск
42	15,0	41,0	8,8	680	Псков
43	18,0	40,0	8,5	720	Новгород
44	20,0	38,0	8,9	700	Новосибирск
45	24,0	45,0	8,7	780	Челябинск
46	26,0	41,0	8,3	760	Брянск
47	28,0	37,5	8,1	750	Омск
48	30,0	43,0	9,1	800	Мурманск
49	32,0	39,0	9,0	830	Екатеринбург

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1

Средняя удельная теплоемкость сухих материалов при температуре от 0° до 100 °С

Материал	Теплоемкость C_0, кДж/(кг·K)	Материал	Теплоемкость C_0, кДж/(кг·K)
Асбест	0,816	Мел	0,879
Базальт	0,837	Песок кварцевый	0,796
Глина	0,921	Уголь бурый	1,424
Глинозем	0,766	Уголь каменный	1,166
Доломит	0,930	Шлак доменный	0,754
Известняк	0,921		

Приложение 2

Расчетные характеристики природного газа

Газопровод	Состав газа, % по объему					Плотность сухого газа(при н.у.) $\rho_г$, кг/м^3	Теплота сгорания сухого газа, низшая $Q_н^с$, кДж/м^3	Объем теоретически необходимого воздуха V^0, м^3/м^3
	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}	C_5H_{12}			
Саратов-Москва	84,5	3,8	1,9	0,9	0,3	0,837	35850	9,52
Серпухов-Ленинград	89,7	5,2	1,7	0,5	0,1	0,799	37500	10,00
Дашава-Киев	98,9	0,3	0,1	0,1	0,0	0,712	35900	9,52
Караганда-Ереван	93,9	3,1	1,1	0,3	0,1	0,766	37150	9,85
Бухара-Урал	94,9	3,2	0,4	0,1	0,1	0,758	36800	9,73
Средняя Азия-Центр	93,8	3,6	0,7	0,2	0,4	0,776	37600	9,91

Приложение 3

Расчетные характеристики мазута и твердых топлив

Вид топлива	Состав рабочей массы топлива, % по массе			Теплота сгорания низшая $Q_н^р$, кДж/кг	Объем теоретически необходимого воздуха V^0, м^3/кг
	Влажность $W^р$	Зольность $A^р$	Содержание водорода $H^р$		
Мазут сернистый	3,0	0,1	11,2	39800	10,45
Уголь каменный длиннопламенный	14,0	25,8	3,4	17800	4,78
Уголь бурый	32,0	25,2	2,2	10450	2,94

Приложение 4

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

P, ат	t, °С	$V_{уд}$, М^2/кг	ρ, кг/м^3	$I_ж$, кДж/кг	$I_п$, кДж/кг	r, кДж/кг
1	2	3	4	5	6	7
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2456
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
0,04	28,9	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2690	2336
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
1,6	112,7	1,113	0,8980	473,1	2703	2227

Окончание прил. 4

1	2	3	4	5	6	7
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151.1	0.3825	2,614	637,7	2754	2117
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,245	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
11	183,2	0,1813	5,516	778,8	2787	2009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
13	190,7	0,1545	6,474	811.2	2793	1984
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1956
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898

Приложение 5

Давление насыщенного водяного пара $P_н$ при отрицательной температуре t_0

Температура, t_0, °С	Давление, $P_н$, Па	Температура, t_0, °С	Давление, $P_н$, Па
0	610	-10	259
-1	562	-11	237
-2	517	-12	217
-3	476	-13	198
-4	437	-14	181
-5	401	-15	165
-6	368	-16	150
-7	337	-17	137
-8	309	-18	125
-9	283	-19	113

Приложение 6

Физические параметры

t, °С	ρ, кг/м^3	c, кДж/кг·°С	ν·10^6, м^2/с	λ, Вт/м^2· °С	*a*, м^2/ч	Pr
Воды на линии насыщения						
0	1001,7	4,221	1,788	0,551	4,71	1,36
20	999,98	4,185	1,006	0,596	5,15	7,02
40	994,06	4,182	0,658	0,626	5,44	4,34
60	984,94	4,187	0,478	0,65	5,59	3,02
80	973,57	4,2	0,364	0,666	5,89	2,22
100	960,12	4,218	0,294	0,679	6,05	1,74
120	944,75	4,253	0,247	0,683	6,15	1,446
140	927,78	4,286	0,214	0,682	6,21	1,241
160	909,21	4,345	0,19	0,679	6,22	1,099
180	888,56	4,42	0,173	0,673	6,21	1,004
200	866,3	4508	0,16	0,662	6,14	0,937
220	841,97	4,614	0,15	0,651	6,05	0,891
240	815,23	4,76	0,143	0,633	5,9	0,871
260	785,45	4,953	0,138	0,609	5,68	0,874
280	752,15	5,212	0,135	0,579	5,33	0,910
300	713,89	5,732	0,135	0,538	4,77	1,019
Воздуха						
0	1,254	1,0056	13,72	0,0241	0,069	0,712
50	1,06	1,0056	18,48	0,028	0,095	0,701
100	0,917	1,0098	23,77	0,0319	0,124	0,69
200	0,724	1,0266	25,85	0,039	0,19	0,678
300	0,597	1,0433	49,43	0,0461	0,268	0,668

Приложение 7

Теплофизические свойства дымовых газов, полученных при сжигании природного газа среднего химического состава

t, °С	ρ, кг/м^3	C_p, кДж/кг°С	$\lambda \cdot 10^2$ Вт/м^2 °С	a, м^2/с	$\mu \cdot 10^6$, м^2/с	$\nu \cdot 10^6$, м^2/с	Pr
0	1,295	1,04	2,28	16,85	15,8	12,20	0,72
100	0,950	1,07	3,12	31,2	20,4	21,54	0,69
200	0,748	1,10	4,00	49,0	24,6	32,8	0,67
300	0,617	1,13	4,83	70,5	28,3	45,81	0,65
400	0,525	1,15	5,68	94,5	31,6	60,38	0,64
500	0,457	1,19	6,54	122,5	34,8	76,30	0,63
600	0,405	1,21	7,44	150,0	38,0	93,61	0,62
700	0,363	1,24	8,25	184,0	40,6	112,10	0,61
800	0,330	1,26	9,15	220,0	43,5	131,80	0,60
900	0,301	1,29	9,98	259,0	46,0	152,50	0,59
1000	0,275	1,31	10,90	304,0	47,7	173,40	0,58
1100	0,257	1,32	11,75	346,0	51,0	197,10	0,57
1200	0,240	1,34	12,62	400,0	53,0	221,00	0,56
1300	0,230	1,36	13,51	432,0	55,0	239,0	0,554
1400	0,220	1,38	14,40	474,0	56,6	257,0	0,543
1500	0,210	1,41	15,30	516,0	58,6	279,0	0,54
1600	0,200	1,44	16,20	560,0	60,0	300,0	0,534
1700	0,195	1,46	15,05	600,0	64,6	331,0	0,553
1800	0,190	1,48	18,1	645,0	68,5	361,0	0,560
1900	0,185	1,50	18,95	685,0	72,0	390,0	0,570
2000	0,180	1,52	19,85	725,0	75,4	419,0	0,576

Приложение 8

Среднемесячные значения температуры t_0 и относительной влажности φ_0 воздуха для различных городов России и стран ближнего зарубежья

Город	Январь		Июль	
	t_0, °С	φ_0	t_0, °С	φ_0
1	2	3	4	5
Акмолинск	-17,0	85	20,3	59
Алма-Ата	-8,6	87	22,1	56
Архангельск	-13,3	88	15,3	79
Астрахань	-7,1	91	25,2	58
Ашхабад	-0,4	86	29,6	41
Баку	-3,4	82	25,3	65

Продолжение прил. 8

1	2	3	4	5
Батуми	-6,3	78	23,1	84
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 Новгород	-12,2	89	19,4	68
Грозный	-4,9	93	23,9	70
Днепропетровск	-6,0	88	22,3	60
Ереван	-5,8	89	25,0	50
Иваново	-12,0	90	18,8	71
Иркутск	-20,9	85	17,2	72
Казань	-13,6	86	19,9	63
Керчь	-1,3	88	23,4	68
Киев	-6,0	89	19,3	69
Киров	-15,1	86	18,1	71
Кировоград	-5,8	88	20,9	60
Красноводск	-2,4	78	28,6	46
Краснодар	-2,1	90	23,7	67
Красноярск	-19,2	81	19,3	72
Курск	-9,3	88	19,4	67
Кутаиси	-4,4	75	23,8	73
Санкт-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
Новороссийск	-2,0	75	23,6	68
Новосибирск	-19,3	83	18,7	59
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
Псков	-7,1	86	17,5	72
Ростов-на-Дону	-6,1	89	23,7	59
Самарканд	-0,2	92	24,8	47
Саратов	-11,3	84	23,1	53
Екатеринбург	-16,2	84	17,2	70
Смоленск	-8,4	88	17,6	78
Тамбов	-11,1	88	20,0	68
Ташкент	-1,3	81	26,8	46
Тбилиси	-0,1	80	24,6	51

Окончание прил. 8

1	2	3	4	5
Томск	-19,4	82	17,8	76
Уральск	-14,0	85	23,5	47
Уфа	-15,0	86	19,4	67
Харьков	-7,7	88	20,6	65
Целиноград	-17,0	85	20,3	59
Челябинск	-16,2	84	18,6	72

Приложение 9

Параметры сушки материала в сушильных барабанах

Материал	Размер кусков, *d*, мм	Насыпная плотность материала ρ, кг/м^3	Влажность материала		Коэффициент тепломассообмена K_V, кг/(м^3·с·К)	Рекомендуемый вид насадки
			начальная ω_1, %	конечная ω_2, %		
Глина	30	1800	25	5	0,3	лопастная
»	30	1800	25	2,5	0,25 }	и ячейко-
»	30	1800	10	0,7	0,15	вая
Известняк	20	2000	10	1,0	0,2	ячейковая
Каолин	-	1500	25	1,0	0,15	лопастная
Мел	20	1200	24	2,0	0,2	лопастная
Песок	0,5	1500	10	0,1	0,35	ячейковая
Уголь:						
бурый	3,0	800	40	15	0,4	лопастная
каменный	6,0	800	25	15	0,25	лопастная
каменный	3	800	9	0,6	0,15	лопастная
Шлак гранулированный	2,0	600	20	0,3	0,3	ячейковая

Приложение 10

Продолжительность сушки изделий в туннельных сушилках

Изделия	Начальная влажность U_1, %	Время сушки, τ, ч
Шамотные, пластического формования:		
нормальный кирпич	17…18	18…20
простой фаянс	18…19	24…36
сложный фаянс	18…19	42…110
Динасовые:		
нормальный кирпич	6	6
простой фаянс	8	8
сложный фаянс	8	16…36
Магнезитовые:		
нормальный кирпич	3	12…20
безобжиговый кирпич	3	35
Канализационные трубы	17	18…19
Керамические плитки для полов	8	12…14
Санитарно-техническая керамика	16	24…36
Керамические блоки	18…19	18…36

Приложение 11

Основные размеры барабанных сушилок (ГОСТ 11875-79)

Диаметр, мм	Длина, мм			Масса, т (не более)
	L	l	l_1	
1	2	3	4	5
1000	4000	850	2300	5,8
1000	6000	1250	3500	6,4
1200	6000	1250	3500	8,5
1200	8000	1650	4700	9,3
1200	10000	2050	5900	10,0
1600	8000	1650	4700	16,9
1600	10000	2050	5900	18,9
1600	12000	2500	7000	19,6
2000	8000	1650	4700	25,1
2000	10000	2050	5900	27,1
2000	12000	2500	7000	29,1
2200	10000	2050	5900	32,1
2200	12000	2500	7000	33,8
2200	14000	2900	8200	37,1

Окончание прил. 11

1	2	3	4	5
2200	16000	3350	9300	39,3
2500	12000	2500	7000	80,0
2500	14000	2900	8200	85,0
2500	18000	3750	10500	100,0
2500	20000	4150	11700	115,0
2800	14000	2900	8200	102,0
2800	16000	3350	9300	110,0
2800	20000	4150	11700	130,0
2800	22000	5150	11700	140,0
3000	16000	2700	10600	135,0
3000	18000	4000	10000	145,0
3000	20000	4000	12000	155,0
3200	16000	2700	10000	165,0
3200	18000	4000	10000	185,0
3200	22000	4500	13000	205,0
3200	16000	2700	10600	205,0
3500	18000	4000	10000	215,0
3500	22000	4500	13000	240,0
3500	27000	5000	17000	270,0
4000	16000	2700	10600	205,0
4000	18000	4000	10000	220,0
4000	22000	4500	13000	235,0
4000	28000	5000	18000	270,0
4500	16000	2700	10600	230,0
4500	18000	4000	10000	240,0
4500	22000	4500	13000	255,0
4500	28000	5000	18000	290,0
4500	35000	6500	22000	415,0
5000	22000	4500	13000	280,0
5000	28000	5000	18000	310,0
5000	35000	6500	22000	430,0

Приложение 12

Значение коэффициента мощности σ

Вид насадки	При значении коэффициента заполнения ψ			
	0,1	0,15	0,20	0,25
Подъемно-лопастная	0,038	0,053	0,063	0,071
Распределительная	0,013	0,026	0,038	0,044
Секторная	0,0125	0,018	0,020	0,022
Ячейковая (перевалочная)	0,006	0,008	0,010	0,011

Приложение 13

Ориентировочное значение коэффициента a_2

Материал	Направление движения газов	a_2
Тяжелый ($\rho_{нас} > 2500$ кг/м^3)	Прямоток Противоток	0,5 0,7
Легкий ($\rho_{нас} < 1000$ кг/м^3)	Прямоток Противоток	0,2 2,0

Приложение 14

Рекомендуемая толщина футеровки

Температура газов, °С	Толщина футеровки, мм	Толщина слоя футеровки, мм		
		Шамот	Диатомит	Минеральная вата
400…600	250	125	125	-
600…800	310	125	125	60
800…900	380	195	125	60
900…1200	500	315	125	60

Приложение 15

Рекомендуемые диаметр и высота цилиндрической части сушильных аппаратов кипящего слоя

Диаметр *D*, мм	Высота *H*, мм	Диаметр *D*, мм	Высота *H*, мм
1000	1400	2000	1600
1000	1800	2200	1600
1200	1800	2400	1600
1400	1800	2600	1600
1600	1600	2800	1600
1800	1600	3000	1600

Приложение 16

Основные размеры распылительных сушилок (ГОСТ 18906-80)

Внутренний диаметр *D*, м	Высота цилиндрической части *H*, м	Рабочий объем $V_р$, м^3	Масса, т (не более)	Тип сушилки
2,5	4,0	20,0	4,0	СРФ
2,5	5,0	29,0	4,5	СРФ
2,5	2,0	9,0	6,0	СРЦ
2,5	3,0	15,0	7,5	СРЦ
3,2	2,0	16,0	9,0	СРЦ
3,2	3,0	24,0	10,0	СРЦ
3,2	4,0	30,0	11,0	СРЦ
3,2	5,0	40,0	5,0	СРФ
3,2	6,0	50,0	5,5	СРФ
4,0	3,0	40,0	12,5	СРЦ
4,0	4,0	50,0	13,7	СРЦ
4,0	5,0	60,0	14,9	СРЦ
4,0	6,0	75,0	8,0	СРФ
4,0	8,0	100,0	9,0	СРФ
5,0	4,0	80,0	21,5	СРЦ
5,0	5,0	100,0	23,5	СРЦ
5,0	6,0	120,0	24,5	СРЦ
5,0	7,0	140,0	12,0	СРФ
5,0	10,0	200,0	13,5	СРФ
6,5	4,0	125,0	23,0	СРЦ
6,5	5,0	170,0	27,5	СРЦ
6,5	6,0	200,0	29,0	СРЦ
6,5	10,0	330,0	19,5	СРФ
6,5	12,0	400,0	21,0	СРФ
8,0	6,0	300,0	38,0	СРЦ
8,0	7,0	350,0	40,0	СРЦ
8,0	8,0	400,0	40,0	СРЦ
8,0	12,0	600,0	31,0	СРФ
8,0	16,0	800,0	35,0	СРФ
10,0	7,0	550,0	62,0	СРЦ
10,0	10,0	785,0	65,0	СРЦ
12,5	9,0	1100,0	70,0	СРЦ
12,5	12,0	1500,0	80,0	СРЦ

Приложение 17

Техническая характеристика оребренных калориферов средней (КФСО) и большой модели (КФБО)

№ калорифера	Поверхность теплообмена $S_с$, м^2		Живое сечение для воздуха $S_в$, м^2		Размеры секции, мм			
					Длина l_1		Ширина l_2	Высота l_3
	КФСО	КФБО	КФСО	КФБО	КФСО	КФБО		
2	9,77	13,02	0,091	0,091	200	230	390	600
4	17,06	20,68	0,153	0,143	200	230	510	750
5	21,71	26,68	0,167	0,182	200	230	640	750
6	26,29	32,65	0,227	0,222	200	230	640	900
7	30,05	40,06	0,271	0,271	200	230	760	900
8	35,28	47,00	0,318	0,318	200	230	760	1050
9	41,89	53,86	0,375	0,375	200	230	880	1050
10	48,22	64,30	0,431	0,431	200	230	880	1200
11	55,84	71,00	0,497	0,475	200	230	1010	1200

Примечания.

1. Предусмотрено вертикальное движение пара внутри труб и горизонтальное движение воздуха в межтрубном пространстве.

2. В средней модели КФСО имеется три ряда труб, в большой модели КФБО – четыре ряда труб по длине секции.

Приложение 18

Коэффициент теплопередачи *K* в оребренном калорифере, Вт/(м^2·*K*)

Модель калорифера	Массовая скорость воздуха ρυ, кг/(м^2·с)						
	2	3	4	5	6	7	8
КФСО (средняя)	25	30	34	37,6	40,6	43,5	46
КФБО (большая)	22,6	27,1	31	34,3	37,2	40	44,8

Приложение 19

Сопротивление оребренных калориферов движения воздуха

Массовая скорость воздуха ρυ, кг/(м^2·с)	2	3	4	5	6	7	8	9
Потери давления, Δ*p*, Па	Модель КФСО	1,4	3,1	5,3	8,4	11,4	16,5	21,5
	Модель КФБО	1,7	3,6	6,5	9,9	14,0	19,0	24,4

Приложение 20

Основные размеры циклонов НИИОГАЗ

Параметры	Обозначение	Типы циклонов			
		ЦН-15	ЦН-15у	ЦН-24	ЦН-11
Угол наклона крышки и входного патрубка циклона	—	15°	15°	24°	11°
Внутренний диаметр циклона, мм	*D*	400…800	200…800	400…1000	400…800
Высота конуса циклона	$h_к$	2*D*	1,5*D*	1,75*D*	2*D*
Высота цилиндрической части циклона	$h_ц$	2,26*D*	1,51*D*	2,11*D*	2,08*D*
Общая высота циклона	*H*	4,56*D*	3,31*D*	4,26*D*	4,38*D*
Наружный диаметр выхлопной трубы	*d*	—	0,6*D*	—	—
Высота выхлопной трубы с фланцем	$h_т$	1,74*D*	1,5*D*	2,11*D*	1,56*D*
Высота внешней части выхлопной трубы	$h_в$	0,3*D*	0,3*D*	0,4*D*	0,3*D*
Высота входного патрубка	*a*	0,66*D*	0,66*D*	1,11*D*	0,48*D*
Ширина входного патрубка	*в*	—	0,26*D*	—	—
Длина входного патрубка	*l*	—	0,6*D*	—	—
Высота установки фланца	$h_ф$	—	(0,24…0,32)*D*	—	—
Внутренний диаметр пылевыпускного отверстия	d_1	—	(0,3...0,4)*D*	—	—
Диаметр бункера	$D_б$	—	1,5*D*	—	—
Высота бункера	$H_б$	—	2,4*D*	—	—

Приложение 21

Коэффициенты гидравлического сопротивления циклонов

Тип циклонного пылеуловителя		Коэффициент сопротивления
Циклоны НИИОГАЗ типа:	ЦН-11	180
	ЦН-15	105
	ЦН-24	60
Батарейные циклоны НИИОГАЗ с направляющим аппаратом типа:	"Винт", $\gamma = 25°$	85
	"Розетка", $\gamma = 25°$	90
	"Розетка" с безударным входом, $\gamma = 25°$	65

Приложение 22

Техническая характеристика рукавных фильтров

Наименование параметров			СМЦ 100А			СМЦ 101А		
I	II	III	I	II	III	I	II	III
Материал			Стеклоткань			Лавсан		
Площадь фильтрования, $м^2$			55	115	205	55	115	205
Длина рукавов рабочая, мм			2450	5100	9100	2450	5100	9100
Диметр рукавов, мм			200			200		
Температура обеспыливаемого газа, °С			300			140		
Сопротивление фильтра перед регенерацией рукавов, Па			1900			1900		
Габаритные размеры, мм								
длина			1710	1710	1710	1710	1710	1710
ширина			3170	3170	3170	3170	3170	3170
высота			5700	8940	13760	5700	8940	13760
Масса без электрооборудования, кг			2400	3200	4400	2400	3200	4400

Приложение 23

Рекомендуемые значения газовой нагрузки в рукавных фильтрах

Ткань	Шерстяная или хлопчато-бумажная	Синтетическая	Стеклянная
Фиктивная скорость фильтрования, $\upsilon_{ср}$, $м^3/(м^2 \cdot с)$	0,01-0,02	0,008-0,017	0,005-0,015

Приложение 24

Техническая характеристика электрофильтров

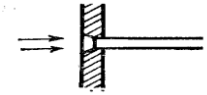
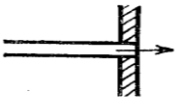
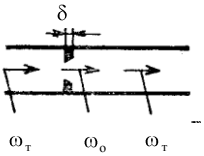
Марка и типоразмер электрофильтра	Площадь активного сечения, $м^2$	Общая площадь осаждения, $м^2$	Габариты, м		
			Длина, м	Ширина, м	Высота, м
1	2	3	4	5	6
ЭГА1-10-4-4-2 ЭГА1-10-4-6-2 ЭГА1-10-4-6-3	11	430	9,26	4,48	10,41
		645	11,82		11,44
		967	17,28		11,44
ЭГА1-10-6-4-2 ЭГА1-10-6-4-3 ЭГА1-10-6-6-2 ЭГА1-10-6-6-3	16,5	635	9,26	4,89	12,41
		952	13,44		
		952	11,82		13,41
		1430	17,28		
ЭГА1-14-7,5-4-2 ЭГА1-14-7,5-4-3 ЭГА1-14-7,5-6-2 ЭГА1-14-7,5-6-3	28,7	1656	13,44	6,15	13,91
		2210	17,62		
		16,56	11,82		14,91
		24,85	17,28		
ЭГА1-20-7,5-4-2 ЭГА1-20-7,5-4-3 ЭГА1-20-7,5-6-2 ЭГА1-20-7,5-6-3	41	2366	13,44	7,95	15,41
		3157	17,62		
		2366	11,82		
		3550	17,28		
ЭГА1-20-9-6-2 ЭГА1-20-9-6-3 ЭГА1-20-9-6-4	49	2827	11,82		16,91
		4243	17,28		
		5660	22,74		
ЭГА1-30-7,5-4-2 ЭГА1-30-7,5-4-3 ЭГА1-30-7,5-6-2 ЭГА1-30-7,5-6-3	61,4	3543	13,44	10,38	14,91
		4728	17,62		
		3780	11,82		
		5317	17,28		

Окончание прил. 24

1	2	3	4	5	6
ЭГА1-30-9-6-2 ЭГА1-30-9-6-3 ЭГА1-30-9-6-4	73,4	42,35	11,82		16,41
		6356	17,28		
		84,78	22,74		
ЭГА1-30-12-6-3 ЭГА1-30-12-6-4	97,4	84,35	17,28		19,41
		11,250	22,74		
ЭГА1-40-7,5-4-2 ЭГА1-40-7,5-4-3 ЭГА1-40-7,5-6-2 ЭГА1-40-7,5-6-3	81,9	4726	13,44	13,99	15,41
		6306	17,62		
		4726	11,82		
		7093	17,28		

Приложение 25

Коэффициенты местных сопротивлений

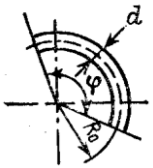
Вид сопротивления	Значения коэффициентов местного сопротивления ξ
Вход в трубу 	С острыми краями: ξ =0,5 С закругленными краями: ξ =0,2
Выход из трубы 	ξ =1
Диафрагма (отверстие) с острыми краями в прямой трубе  d_o – диаметр отверстия диафрагмы, м; δ – толщина диафрагмы, м; ω_o – средняя скорость потока в отверстии, м/с; $m = \left(\frac{d_o}{D}\right)^2$; D – диаметр трубы, м	При $\frac{\delta}{d_o} = 0 \div 0.015$ потеря давления $\Delta p = \xi \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}$ Значение ξ определяется по таблице:

m	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,20	0,22
ξ	7000	1670	730	400	245	165	117	86,0	65,5	51,5	40,0
m	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90
ξ	32,0	26,8	22,3	18,2	13,1	8,25	4,00	2,00	0,97	0,42	0,13

Продолжение прил. 25

Вид сопротивления	Значения коэффициентов местного сопротивления ξ

Отвод круглого или квадратного сечения



d – внутренний диаметр трубопровода, м; R_o – радиус изгиба трубы, м

Коэффициент сопротивления $\xi = AB$ определяется по таблицам:

Угол φ, градусы	20	30	45	60	90	110	130	150	180
A	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40

R_0/B	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50
B	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03

Колено (угольник) 90° стандартный чугунный

Условный проход, мм	12,5	25	37	50
ξ	2,2	2	1,6	1,1

Вентиль нормальный

Значение ξ при полном открытии вентиля

D,мм	13	20	40	80	100	150	200	250	350
ξ	10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5

Вентиль прямоточный

При $Re > 3 \cdot 10^5$ значение ξ определяется по таблице:

D, мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250
ξ	1,04	0,85	0,79	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,32

При $Re < 3 \cdot 10^5$ коэффициент сопротивления $\xi = \xi_1 \cdot K$. Значение ζ_1 определяется так же, как и при $Re \geq 3 \cdot 10^5$, а значение *K* приведено в таблице:

Re	5000	10 000	20 000	50 000	100 000	200 000	300 000
K	1,40	1,07	0,94	0,88	0,91	0,93	1

Кран пробочный

Условный проход, мм	13	19	25	32	38	50 и выше
ξ	4	2	2	2	2	2

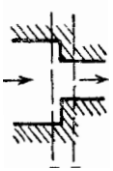
Задвижка

Условный проход, мм	15 – 100	175 – 200	300 и выше
ξ	0,5	0,25	0,15

Окончание прил. 25

Вид сопротивления	Значения коэффициентов местного сопротивления ξ

Внезапное сужение



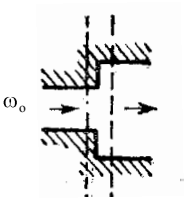
S_o – площадь меньшего поперечного сечения, м; S_1 – площадь большего поперечного сечения, м; ω_o –скорость потока в меньшем сечении, м/с

$$\mathrm{Re} = \frac{\omega_o d_э}{\nu}$$

$$\Delta p_{сужс} = \xi \left(\rho \omega_o^2 / 2 \right)$$

$\mathrm{Re} = \frac{\omega_o d_э}{\nu}$	S_o/S_1					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
1000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
10000	0,5	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
>10000	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20

Внезапное расширение



S_o – площадь меньшего поперечного сечения, м; S_1 – площадь большего поперечного сечения, м; ω_o –скорость потока в меньшем сечении, м/с

$$\mathrm{Re} = \frac{\omega_o d_э}{\nu}$$

$$\Delta p_{расш} = \xi \left(\rho \omega_o^2 / 2 \right)$$

$\mathrm{Re} = \frac{\omega_o d_э}{\nu}$	S_o/S_1					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1
100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80
1000	2,0	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60
3000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20
3500 и более	0,81	0,64	0,50	0,66	0,25	0,16

Приложение 26

Техническая характеристика дутьевых вентиляторов

Тип машины	Диаметр колеса, мм	Частота вращения, об/мин	Параметры на режиме максимального К.П.Д. ($\eta_н$ = 82 - 85%) при температуре 30 °С		
			Подача тыс. м^3	Полное давление, Па	Потребляемая мощность, кВт
ВДН-8	800	750	4,8	600	1,0
		1000	6,3	1060	2,4
		1500	9,0	2500	7,7
ВДН-9	900	750	7,0	760	1,8
		1000	9,5	1320	4,3
		1500	14,0	3000	13,5
ВДН-10	1000	750	9,5	940	3,2
		1000	13,0	1640	7,2
		1500	18,0	3800	22,3
ВДН-11,2	1120	750	14,0	1180	5,5
		1000	18,0	2070	12,8
		1500	25,0	4800	41
ВДН-12,5	1250	750	18,5	1480	9,5
		1000	25,0	2580	22
		1500	35,0	6000	72
ВДН-15	1500	1000	54	3200	60
ВДН-17	1700	1000	60	4800	90
ВДН-18-П	1800	750	130	2300	95
		1000	170	3900	200
ВДН-18-Пу	1800	750	85	2100	65
		1000	115	3650	140
ВДН-20-П	2000	750	175	2800	160
		1000	225	4700	360
ВДН-20-Пу	2000	750	125	2600	110
		1000	165	4500	255
ВДН-22-П	2200	590	190	2100	115
		760	210	3300	230
ВДН-24-П	2400	590	210	2250	180
		760	275	3550	355
ВДН-26-П	2600	590	280	2950	260
		760	350	4650	530
ВДН-28-Пу	2800	590	240	3600	350
		760	300	5500	700

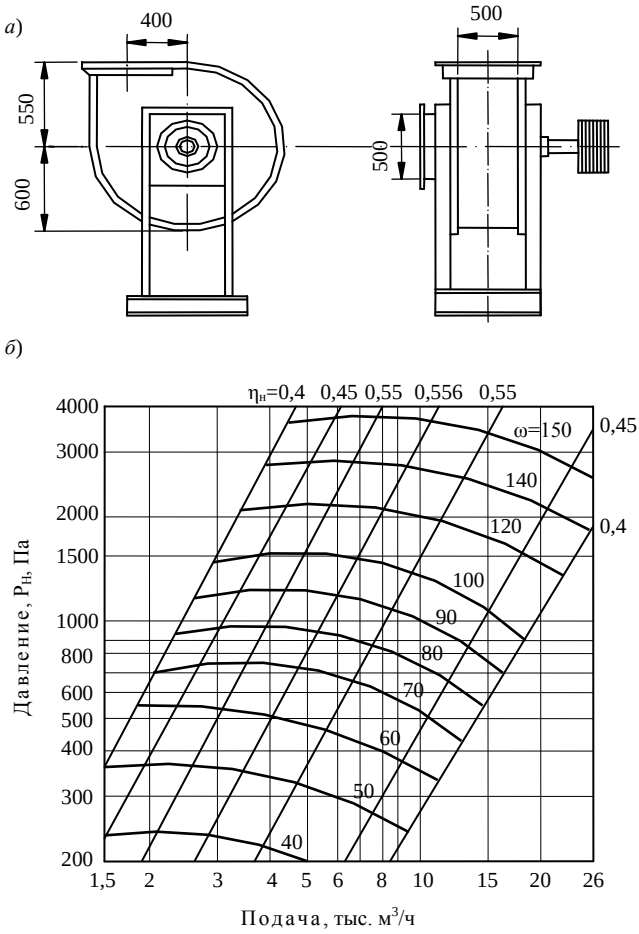
Приложение 27

Техническая характеристика дымососов

Тип машины	Диаметр рабочего колеса, мм	Частота вращения, об/мин	Параметры на режиме максимального К.П.Д.			
			Подача, $м^3$	Давление, Па	Потребляемая мощность, кВт	Температура расчетная, °*С*
ДН-9	900	750	6,8	500	1,2	200
		1000	9,5	850	2,7	
		1500	14,0	1900	9,1	
ДН-10	1000	750	9,3	620	2,0	200
		1000	13,0	1050	4,8	
		1500	18,0	2400	15,0	
ДН-11,2	1120	750	13,5	770	3,5	200
		1000	17,6	1320	8,2	
		1500	25,0	2900	25,0	
ДН-12,5	1250	750	18,5	960	6,0	200
		1000	24,2	1540	14,0	
		1500	35,0	3800	45,0	
ДН-15	1500	1000	50,0	2300	40,0	200
ДН-17	1700	1000	76,0	3000	73,0	200
ДН-17	1700	750	57,0	1700	31,0	200
ДН-19	1900	1000	105,0	4800	172,0	100
		750	79,0	2700	72,0	
		600	63,0	1730	38,0	
ДН-21	2100	1000	144,0	5800	276,0	100
		750	110,0	3300	124,0	
		600	90,0	2120	65,0	
ДН-22	2200	750	144,0	3400	172,0	100
ДН-24	2400	750	185,0	4000	262,0	100
ДН-26	2600	750	237,0	4700	395,0	100
		600	190,0	3000	210,0	
ДН-22х2-0,62	2200	750	285,0	3400	349,0	100
ДН-22х2-0,62ГМ		600	230,0	2190	183,0	
ДН-24х2-0,62	2400	750	370,0	4000	525,0	100
ДН-26х2-0,62	2600	750	475,0	4700	790,0	100

Приложение 28

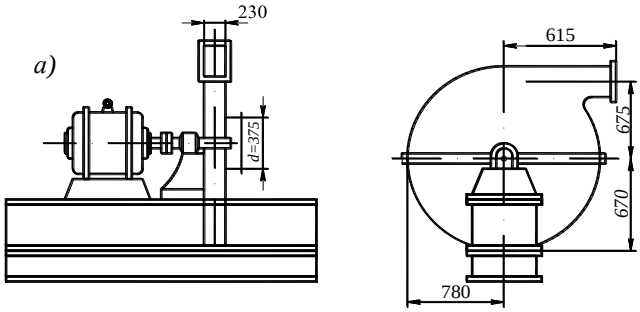
Центробежный вентилятор среднего давления ЦП7-40

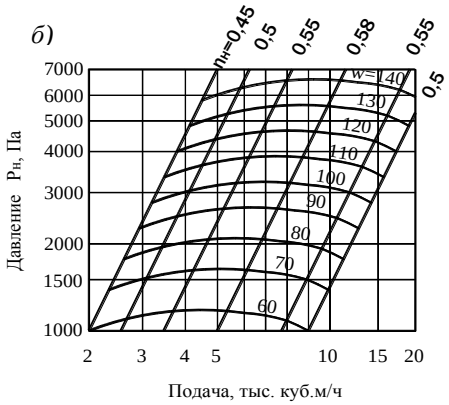


а – схема вентилятора; *б* – характеристики вентилятора: $\eta_н$ – КПД вентилятора, ω – угловая скорость вращения колеса, рад/с

Приложение 29

Центробежный вентилятор высокого давления ЦВ-18

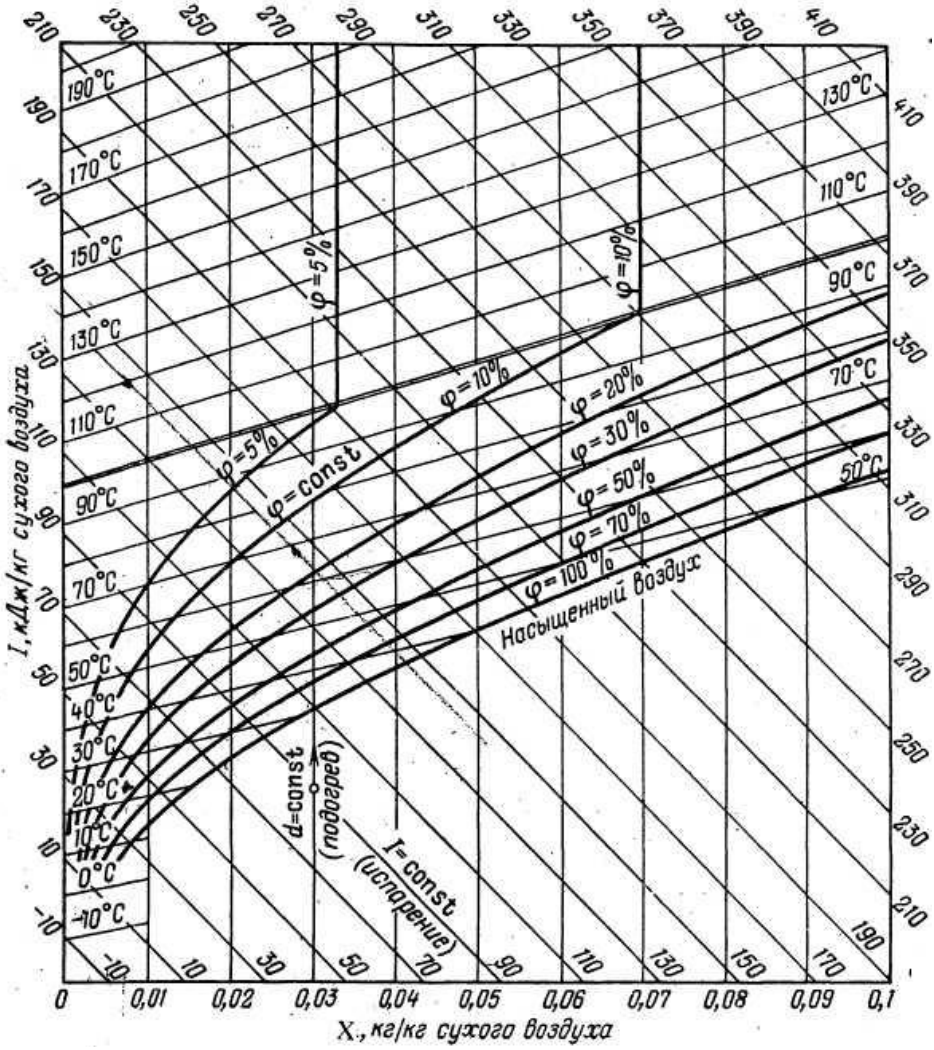




а – схема вентилятора; *б* – характеристики вентилятора: $\eta_н$ – КПД вентилятора, ω – угловая скорость вращения колеса, рад/с.

Приложение 30

Диаграмма состояния влажного воздуха



БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. *Касаткин, А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – 2-е изд., стер. и дораб. – М.: Альянс, 2005. – 753 с.

2. *Дытнерский, Ю.И.* Процессы и аппараты химической технологии. В 2 ч. Ч. 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 2002. – 368 с.

3. *Сажин, Б.С.* Основы техники сушки / Б.С. Сажин. – М.: Химия, 1984. – 320 с.

4. *Лыков, М.В.* Сушка в химической промышленности / М.В. Лыков. – М.: Химия, 1970. – 429 с.

5. *Лыков, М.В.* Распылительные сушилки / М.В. Лыков, Б.И. Леончик. – М.: Машиностроение, 1966. – 330 с.

6. *Муштаев, В.И.* Сушка дисперсных материалов / В.И. Муштаев, В. М. Ульянов. – М.: Химия, 1988. – 352 с.

7. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника / под общ. ред. А.В. Клименко и В.М. Зорина. – М.: Издательский дом МЭИ, 2004 – 630 с.

8. *Кокшарев, А.В.* Тепловые установки /А.В. Кокшарев, А.Н. Кучеренко. – К.: Высшая школа, 1990. – 335 с.

9. *Муштаев, В.И.* Конструирование и расчет аппаратов со взвешенным слоем / В.И. Муштаев, А.С. Тимонин, В.Я. Лебедев. – М.: Химия, 1991. – 344 с.

10. *Роговой, М.И.* Теплотехнологическое оборудование керамических заводов / М.И. Роговой. – М.: Стройиздат, 1983. – 367 с.

11. *Кашкаев, И.С.* Производство глиняного кирпича / И.С. Кашкаев, Е.Ш. Шейман. – М.: Высшая школа, 1978. – 248 с.

12. *Черкасский, В.М.* Насосы, вентиляторы, компрессоры / В. М. Черкасский. – М.: Энергоатомиздат, 1984. – 416 с.

13. *Доманский, И.В.* Машины и аппараты химических производств: учебное пособие / И.В. Доманский, В.П. Исаков, Г.М. Островский; под общ. ред. В.Н. Соколова. – С-П.: Политехника, 1992. – 327 с.

14. *Зиганшин, М.Г.* Проектирование аппаратов пылегазоочистки / М.Г. Зиганшин, А.А. Колесник, В.Н. Посохин. – М.: Экспресс–ЗМ, 1998. – 505 с.

15. *Губарева, В.В.* Термовлажностные и низкотемпературные теплотехнологические процессы и установки. Ч. 1. Сушка: учеб. пособие / В.В. Губарева, В. П. Кожевников, М. С. Шиманская. – Белгород: Изд-во БГТУ; БИЭИ, 2009. – 140 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение…… 3
1. Процессы сушки в конвективных сушилках..... 5
1.1. Классификация и свойства влажного материла…… 6
1.2. Кинетика процесса сушки…… 10
2. Конструкции конвективных сушильных установок…….. 16
2.1. Сушилки для твердых дисперсных материалов …… 16
2.2. Сушилки для штучных, массивных, крупногабаритных материалов и изделий …… 31
2.3. Сушилки для жидкотекучих материалов …….. 35
2.4. Теплотехнологические схемы конвективных сушильных установок…… 40
3. Вспомогательное оборудование сушильных установок…… 45
3.1. Горелочные устройства и топки…….. 45
3.2. Аппараты пылеочистки…… 47
3.3. Питатели и затворы…… 53
4. Расчет конвективных сушильных установок…… 55
4.1. Литературный обзор……. 55
4.2. Материальный расчет сушилки……... 55
4.3. Внутренний баланс сушильной камеры…… 56
4.4. Построение на *I-X* диаграмме процесса сушки воздухом … 57
4.5. Определение параметров сушильного агента при сушке смесью топочных газов с воздухом……... 58
4.6. Построение на *I-X* диаграмме процесса сушки смесью топочных газов с воздухом……. 60
4.7. Построение на *I-X* диаграмме процесса сушки с рециркуляцией воздуха……. 62
4.8. Расчет расходов сушильного агента, греющего пара и топлива..... 63
4.9. Расчет рабочего объема сушилки…… 64
4.10. Расчет коэффициента теплоотдачи…… 66
4.11. Расчет основных параметров туннельной сушилки…… 67
4.12. Расчет параметров барабанной сушилки…….. 68
4.13. Расчет параметров сушилки "кипящего" слоя…… 69
4.14. Расчет параметров пневматической трубы-сушилки 72
4.14. Расчет распылительной сушилки…….. 74
5. Расчет вспомогательного оборудования…….. 77
5.1. Расчет футеровки и тепловой изоляции…….. 77
5.2. Расчет калорифера при сушке воздухом……. 78
5.3. Расчет топки……... 80
5.4. Расчет питателей и затворов…… 80
5.5. Выбор и расчет пылеуловителей……. 81

5.6. Расчет гидравлического сопротивления сушильной установки……... 83
5.7. Выбор вентиляторов (дымососов)……... 85
5.8. Задания на курсовое проектирование……. 88
Приложения:……... 92
Средняя удельная теплоемкость сухих материалов при температуре от 0° до 100 °С…… 92
Расчетные характеристики природного газа……. 92
Расчетные характеристики мазута и твердых топлив…….. 93
Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления……... 93
Давление насыщенного водяного пара $P_н$ при отрицательной температуре t_0……. 94
Физические параметры 95
Теплофизические свойства дымовых газов, полученных при сжигании природного газа среднего химического состава…... 96
Среднемесячные значения температуры t_0 и относительной влажности φ_0 воздуха для различных городов России и стран ближнего зарубежья……... 97
Параметры сушки материалов в сушильных барабанах…….. 98
Продолжительность сушки изделий в туннельных сушилках… 99
Основные размеры барабанных сушилок (ГОСТ 11875-79)…... 99
Значение коэффициента мощности σ…..... 100
Ориентировочное значение коэффициента a_2 101
Рекомендуемая толщина футеровки…….. 101
Рекомендуемые диаметр и высота цилиндрической части сушильных аппаратов кипящего слоя ……... 101
Основные размеры распылительных сушилок (ГОСТ18906-80) 102
Техническая характеристика оребренных калориферов средней (КФСО) и большой модели (КФБО)…… 103
Коэффициент теплопередачи K в оребренном калорифере, Вт/(м^2·K)…… 103
Сопротивление оребренных калориферов движению воздуха... 104
Основные размеры циклонов НИИОГАЗ…….. 104
Коэффициенты гидравлического сопротивления циклонов…… 105
Технические характеристики рукавных фильтров……... 105
Рекомендуемые значения газовой нагрузки в рукавных фильтрах……... 106
Техническая характеристика электрофильтров…… 106
Коэффициенты местных сопротивлений……... 107
Техническая характеристика дутьевых вентиляторов……. 110
Техническая характеристика дымососов…….. 111
Центробежный вентилятор среднего давления ЦП7-40…….. 112

Центробежный вентилятор высокого давления ЦВ-18…… 113
Диаграмма состояния влажного воздуха……... 114
Библиографический список ……... 115

Учебное издание

ГУБАРЕВА Валентина Васильевна

Расчет и проектирование конвективных сушильных установок

Учебное пособие

Подписано в печать 09.09.14. Формат 60×84/16. Усл. печ. л. 6,9. Усл. изд. л. 7,4. .

Тираж экз. Заказ Цена

Отпечатано в Белгородском государственном технологическом университете
им. В.Г. Шухова
308012, г.Белгород, ул. Костюкова, 46