**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН**

Казахский национальный технический
университет им. К.И. Сатпаева

Е.С. Бугенов, Б.Е. Бугенов

ОБОРУДОВАНИЕ ЗАВОДОВ НЕОРГАНИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Рекомендовано Республиканским учебно-методическим
объединением в качестве учебного пособия

Е.С. Бугенов, Б.Е. Бугенов

ОБОРУДОВАНИЕ ЗАВОДОВ НЕОРГАНИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

ББК

УДК 661.002.2:669.041

Бугенов Е.С., Бугенов Б.Е. Оборудование неорганических производств: Учеб. пособие. – Алматы: КазНТУ, 2004. 178 с.
ISBN 9965-673-06-3

В учебном пособии "Оборудование заводов неорганических производств" изложены сведения о конструкционных материалах, применяемых на предприятиях основной химической промышленности, рассмотрены основные принципы выбора конструкционных материалов, подбора и расчета основных размеров аппаратов в системах жидкость-твердое, жидкость-жидкость, газ-твердое, газ-жидкость.

Учебное пособие предназначено для студентов химико-технологических и металлургических специальностей ВУЗов, аспирантов и преподавателей, а также других специалистов в области химической технологии неорганических веществ.

Ил. 43. Табл. 11. Библиогр. – 48 назв.

Рецензенты: *У. Д. Джусипбеков*, зам. директора института химических наук НАН РК, д-р техн. наук, проф.

М. М. Буркитбаев, зав. кафедрой неорганических веществ КазНУ, д-р хим. наук, проф.

И. Д. Райвич, проф. кафедры Обогащения полезных ископаемых КазНТУ, д-р техн. наук, проф.

Печатается по плану издания Министерства образования и науки Республики Казахстан на 2004 года

ISBN 9965-673-06-3

© КазНТУ, 2004
©

ВВЕДЕНИЕ

Для квалифицированной эксплуатации действующего оборудования, разработки новых и усовершенствования существующих аппаратов необходимы знания их устройств, принципа действия, технологических возможностей и технико-экономических показателей работы.

Курс «Оборудование заводов неорганических производств» имеет целью дать студентам навыки и знания, позволяющие обосновать выбор оборудования при проектировании новых производств, эффективно эксплуатировать оборудование и осуществлять его реконструкцию для достижения более высоких технико-экономических показателей.

В результате изучения дисциплины студент должен овладеть основными условиями, определяющими надежную работу оборудования, принципами и методами их расчета, уметь пользоваться справочной литературой и нормативно-технической документацией, позволяющими осуществить грамотный выбор оборудования.

Указанному курсу отводится важная роль в инженерной подготовке специалистов-неоргаников, он должен логично увязывать содержание общеинженерных дисциплин с технологическими – технологией серной кислоты, связанного азота, солей и других неорганических веществ. Основное назначение курса «Оборудование заводов неорганических производств» – выработка у студентов системного подхода к выбору и расчету машин и аппаратов в соответствии с требованиями технологии и экономики.

Количество разновидностей машин и аппаратов, используемых в основной химической промышленности, очень велико и, очевидно, даже для краткого описания всех типов оборудования необходима многотомная энциклопедия, которая в значительной мере устареет к моменту завершения издания. Следовательно, наиболее важная и ответственная работа, возложенная сейчас на лектора, заключается в выборе наиболее типичных видов оборудования, о конструкции и методах расчета которых необходимо сообщить студентам.

С учетом содержания смежных предшествующих дисциплин данный курс должен включать следующие основные разделы:

1. Структура и оснащение химических предприятий. Классификация технологических процессов и оборудования, его унификация и стандартизация.
2. Основные конструкционные материалы и их выбор.
3. Реакторы для систем жидкость-твердое.

4. Печи и сушильные установки.
5. Аппараты для систем газ-твердое.
6. Аппараты емкостного типа.
7. Колонные аппараты.
8. Стандартные методы расчета на прочность и устойчивость основных деталей оборудования.

Современному состоянию отрасли предшествовал длительный исторический процесс ее развития и становления. Рассмотрим некоторые исторические сведения из области отрасли.

Отдельные химико-технологические процессы (сушка, выпаривание, фильтрование, перегонка) и их примитивное аппаратурное оформление известно давно. С развитием химической промышленности в конце XVIII – начале XIX в. были созданы новые процессы и аппараты, например, вакуум – выпарной аппарат (1812 г.), ректификационная колонна (1813 г.), фильтр-пресс (1820 г.) и некоторые другие.

Вторая половина XIX в. характеризуется ускоренным развитием сернокислотных и газовых производств для которых было создано соответствующее оборудование. В конце XIX в. – начале XX в. на базе изобретенных электродвигателей и паровых турбин были созданы центрифуги, центробежные насосы, турбокомпрессоры и положено начало развитию технологии процессов и изготовлению оборудования низких температур и высоких давлений.

В начале XX в. была создана обобщенная теория процессов и аппаратов. Изготовление химической аппаратуры было поставлено на научную и производственную основу.

В дореволюционной России существовали лишь отдельные кустарные производства по изготовлению простой химической аппаратуры на Украине и несколько небольших заводов в Баку и Грозном, производящие примитивное оборудование для нефтяных промыслов.

Практически отечественное химическое и нефтяное машиностроение сформировалась в годы первых пятилеток. Был реконструирован ряд предприятий и специализирован по производству машин и аппаратов для химической промышленности (компрессоров высокого давления, холодильных машин, насосов, промышленной арматуры и другого химического оборудования), созданы крупные заводы по производству оборудования для нефтедобывающей и нефтеперерабатывающей отраслей.

Были созданы первые советские научно-исследовательские и проектно-конструкторские организации: Химстрой (1927 г.), Государственный научно-исследовательский институт химического машиностроения – ГНИИХМ (1930 г.), Всесоюзное объединение химического

и сахарного машиностроения – ВОСХИМ (1931 г.), Государственный институт азотного машиностроения – Гипроазотмаш (1931 г.).

В начале двадцатых годов был создан «Практический химико-технологический институт им. Д.И. Менделеева», готовящий инженеров-механиков для химической промышленности и химического машиностроения. В октябре 1931 г. на базе механического отделения этого института был организован специализированный втуз – Московский институт химического машиностроения (МИХМ), который стал центром подготовки кадров для отрасли и научно-исследовательской работы.

Большой вклад в развитие теории процессов, расчетов, создание новых конструкций аппаратов и машин внесли отечественные ученые Ф.А. Денисов, Д.И. Менделеев, А.К. Крупский, И.А. Тищенко, А.А. Киров, В.Г. Шухов, Д.П. Коновалов, Л.Ф. Фокин, К.Ф. Павлов, Н.Д. Зелинской, Н.А. Гельперин, Н.М. Жаворонков, А.Г. Касаткин, В.В. Кафаров, М.В. Кирпичев, А.Н. Плановский, П.Г. Романков и др. Огромное значение имели труды ученых и инженеров Д.К. Чернова, Н.Н. Бенардоса, Н.Г. Славянова, В.В. Петрова, Е.О. Патона и др.:

Н.Н. Бенардос – русский изобретатель, создатель электродуговой сварки. Автор свыше 100 изобретений и патентов в различных отраслях. Дуговая сварка и резка, аккумуляторы, электрические угольные электроды и комбинирование электродов из угля и металла.

Д.П. Коновалов – советский химик, академик. Ввел понятие активной поверхности, что имело большое значение для развития теории гетерогенного катализа и химической кинетики. Основоположник теории перегонки жидких смесей.

В.В. Кафаров – исследования посвящены процессам и аппаратам химической технологии и кибернетике химико-технологических процессов.

М.В. Кирпичев – создатель теории теплового моделирования.

В.Г. Шухов – основные труды по технике нефтяной промышленности, теплотехнике и строительному делу. Автор многих патентов по перегонке нефти с разложением на фракции под действием высоких температур и давлений. Автор факельного сжигания жидкого топлива с помощью изобретенного им распылительной форсунки. Создал водотрубные паровые котлы. Широко известны его конструкции по перекрытиям (мосты через Оку, Волгу, Енисей и др. более 500 мостов) и многое другое.

Д.К. Чернов – крупный специалист в области металлургии, металловедения, термической обработки металлов.

Е.О. Патон – специалист в области сварки и мостостроения. Основные труды по вопросам сварки и вопросам прочности сварных соединений.

Б.Е. Патон – электрошлаковая сварка, с помощью которой решена уникальная задача создания сосудов высокого давления.

Н.Г. Славянов – создатель дуговой электрической сварки металлов.

В.В. Петров – физик, труды по теории горения, исследования по практическому применению электричества, открыл явление электрической дуги, указал на возможность ее применения (освещение, плавка, сварка), восстановление металлов.

Н.Д. Зелинский – химик-органик, основоположник учения об органическом катализе. Адсорбция, угольный противогаз.

Н.М. Жаворонков – основные работы в области неорганической химии и химической технологии. Исследования по гидродинамике и массопередаче в процессах адсорбции, ректификации, молекулярной дистилляции. Изучены отдельные стадии производства аммиака и азотной кислоты, разработаны методы разделения смесей и тонкой очистки веществ.

Н.А. Денисов, А.К. Крупский, И.А.Тищенко – основоположники курса «Процессы и аппараты в нашей стране». И.А. Тищенко – автор теории расчетов выпарных аппаратов.

Л.Ф. Фокин, К.Ф. Павлов – выпустили оригинальные и глубокие по содержанию монографии по процессам и аппаратам, разработали методы расчета типов химической аппаратуры.

В результате организационной и технической подготовки еще до Великой Отечественной войны было освоено изготовление оборудования для получения синтетического аммиака, теплообменной, выпарной, ректификационной аппаратуры, фильтров, центрифуг, барабанных вращающихся печей, полочных печей для обжига колчедана, агрегатов для разделения воздуха и газов методом глубокого охлаждения.

В 1942 г. был организован Всесоюзный научно-исследовательский и конструкторский институт химического машиностроения (НИИ Химмаш), который вырос в крупнейший центр, имеющий теперь филиалы в нескольких городах страны.

За период четвертого пятилетия (1946–50 гг.) были восстановлены разрушенные войной и созданы новые заводы химического и нефтяного машиностроения. Выпуск продукции химического машиностроения увеличился в 2,5 раза по сравнению с выпуском в 1940 г.

В 1958 г. странами – членами СЭВ принята единая номенклатура оборудования, необходимая для специализации и кооперирования в

области химического машиностроения. Это способствовало более широкому экономическому сотрудничеству стран СЭВ в области химического машиностроения.

В результате выполнения семилетнего плана в 1965 г. выпуск химического оборудования увеличился в 3,6 раза по сравнению с выпуском в 1958 г.

Восьмая пятилетка (1966–1970 гг.) для химического и нефтяного машиностроения была периодам становления отрасли на более высокую организационную и техническую ступень развития. Высокую оценку в стране и за рубежом получили колонные аппараты с клапанными тарелками; многотоннажные центрифуги для производства минеральных удобрений, поршневые компрессоры с противоположным расположением цилиндров, уникальные насосы производительностью до 40 $м^3/с$ для магистральных каналов и оросительных систем, высокопроизводительные кислородные установки и др. изделия.

С течением времени от разработки и выпуска отдельных машин и аппаратов перешли к проектированию, изготовлению и поставке комплектных технологических линий, установок и агрегатов.

Дальнейшее развитие и специализацию получают все предприятия и организации отрасли. Так, Киевский завод «Большевик» специализируется на изготовлении полимерного оборудования; Бердичевский завод «Прогресс» – на изготовлении сушилок, кристаллизаторов и фильтров; Сумской ордена Ленина машиностроительный завод им. Фрунзе – на производстве центрифуг; Уралхиммаш – на изготовлении барабанных фильтров, центробежных сепараторов и аппаратуры высокого давления.

Особое внимание уделяют повышению качества выпускаемых машин и аппаратов. В десятой пятилетке в химическом и нефтяном машиностроении выпуск основных видов оборудования увеличился в 1,5–1,6 раза.

ГЛАВА I
СТРУКТУРА И ОСНАЩЕНИЕ ХИМИЧЕСКИХ ПРЕДПРИЯТИЙ. КЛАССИФИКАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ И ОБОРУДОВАНИЯ, ЕГО УНИФИКАЦИЯ И СТАНДАРТИЗАЦИЯ

Современный химический завод – это сложный комплекс. Он состоит из отдельных цехов, участков и установок, занимающих, как правило, по условиям ТБ значительную территорию и соединенных между собой системой многочисленных трубопроводов и галерей. В зданиях и на открытых площадях установлено разнообразное оборудование, которое объединено в технологическую схему получения целевого или промежуточного продукта. При различии технологического назначения и внутреннего устройства аппараты большей частью имеют одинаковое внешнее конструктивное оформление. Чаще всего это вертикальные и горизонтальные цилиндрические сосуды, снабженные внешней трубопроводной обвязкой и дополнительными устройствами.

Сложный технологический процесс состоит из отдельных стадий – простых процессов (пример из ЧСЗ, ЧПО «Фосфор» – производство H_2SO_4, H_3PO_4, фосфора и т. д.), которые классифицируются на тепловые, массообменные, гидромеханические, механические, химические процессы.

1. Тепловые процессы – передача тепла от одного теплоносителя к другому (нагревание, охлаждение, кристаллизация, выпаривание, конденсация и др.). Эти процессы протекают в печах, теплообменниках, холодильных установках, выпарных аппаратах, конденсаторах, кристаллизаторах и т. д.

2. Массообменные процессы – сушка, ректификация, абсорбция, десорбция, адсорбция, экстракция, т. е. диффузионный переход веществ из одной фазы в другую. Для их проведения служат ректификационные колонны, сушилки, абсорберы, десорберы, адсорберы, экстракторы.

3. Гидромеханические процессы – разделение неоднородных газовых или жидких систем на составляющие компоненты (фильтрация, отстаивание, очистка газов от пыли, перемешивание неоднородных жидких систем). Эти процессы протекают в фильтрах, отстойниках, циклонах, центрифугах, мешалках.

4. Механические процессы – измельчение, сортировка, смешение, помол кусковых или сыпучих материалов. Эти процессы осуществляют в дробилках, мельницах, грохотах и смесителях.

5. Химические процессы – превращение одних веществ в другие (синтез, окисление, восстановление). Их проводят в аппаратах, называемыми реакторами или реакторными устройствами (колонны синтеза, контактные аппараты, реакторы-мешалки, реакторные трубы и т. д.).

6. Процессы переработки химических продуктов в изделия – прессование, литье, формирование, вулканизация и т. д. Их проводят в прессах, литьевых машинах, на вальцах, вулканизаторах и т. д.

Для транспортировки жидких и газообразных сред применяют компрессоры, насосы, газодувки, вентиляторы, различные подъемно-транспортные машины для сыпучих и кусковых материалов. Жидкости и газы хранятся в емкостях и резервуарах.

Номенклатура выпускаемого оборудования для специализации заводов химического и нефтяного машиностроения

Страны СНГ сотрудничают с другими странами в области создания и взаимных поставок химического оборудования. Для осуществления межгосударственной специализации и кооперирования в области химического машиностроения в 1958 г странами – членами СЭВ была принята единая номенклатура химического оборудования. В соответствии с этой номенклатурой осуществляется специализация заводов, выпускающих машины и аппараты.

В основу номенклатуры оборудования положены два основных признака:

1. Характер процессов, протекающих в химическом оборудовании (теплообмен, сорбция, ректификация, экстракция, перемешивание, кристаллизация, разделение жидких неоднородных систем, сушка, обжиг, химические реакции и т. д.).

2. Общность конструктивных форм, машиностроительной технологии, применяемых материалов и защитных покрытий.

В связи с этим номенклатура оборудования делится на 15 основных групп:

1) теплообменники; 2) выпарные аппараты; 3) колонны для ректификации и сорбции; 4) сушилки; 5) аппараты с вращающимися барабанами для обжига, сушки и кристаллизации; 6) аппараты для разделения газовых смесей методами глубокого охлаждения; 7) реакционные аппараты низкого и среднего давления; 8) емкостная аппаратура;

9) аппаратура высокого давления; 10) эмалированная аппаратура; 11) центрифуги; 12) фильтры; 13) сепараторы; 14) машины для переработки резиновых смесей, пластических масс и пастообразных веществ; 15) аппараты из неметаллических материалов.

Каждая из этих групп делится на типы, а последние – на десятки типоразмеров.

Нормативно-техническая документация для проектирования, расчетов и эксплуатации машин и аппаратов

Конструкции и качество машин и аппаратов должны удовлетворять определенным требованиям, поэтому их проектируют, изготовляют и эксплуатируют в соответствии с единой нормативно-технической документацией, к которой относятся:

1. Правила Госгортехнадзора – правило устройства и эксплуатации сосудов, работающих под давлением.
2. ГОСТы – нормативные требования, единые для всех заводов страны и имеющие силу закона.
3. ОСТы – отраслевые стандарты, действие которых распространяется на данную отрасль
4. Отраслевые и заводские нормали – нормативные требования, распространенные на заданную отрасль или завод.
5. РТМ – руководящие технические материалы.
6. ТУ – технические условия.

Стандартизация, нормализация и унификация в химическом машиностроении

Унификация – рациональное сокращение числа типов, видов, размеров изделий и их элементов. С учетом классификации процессов ряд машин и аппаратов унифицирован, т. е. в конструкции предусмотрена возможность их использования для различных технологических процессов; так теплообменники используются для процессов теплопередачи (подогрев, охлаждение, конденсация и т. д.). Унификация оборудования позволяет повысит кпд их использования, упростить проектирование и изготовление машин и аппаратов.

Стандартизация – сведение многочисленных видов изделий к ограниченному числу стандартных образцов.

Для наиболее совершенных конструкций машин и аппаратов разработаны ГОСТы и нормали, которыми установлены ряды давлений, объемов, диаметров сосудов и аппаратов.

Машины и аппараты, различающиеся по своему технологическому назначению и конструктивному оформлению, состоят в основном из типовых деталей и узлов (обечаек, днищ, крышек, фланцев, штуцеров, лазов и др.). Это позволяет нормализовать или стандартизировать большую часть деталей и узлов. Стандартизованы фланцы, заглушки для штуцеров, крепежные детали, днища, опоры, некоторые внутренние устройства, перемешивающие устройства, люки, смотровые окна, тарелки колонных аппаратов и др.

При проектировании и выборе машин и аппаратов, а также их узлов и деталей необходимо руководствоваться ГОСТами, ОСТами и нормалями.

ГЛАВА II
КОНСТРУКЦИОННЫЕ МАТЕРИАЛЫ В ХИМИЧЕСКОМ МАШИНОСТРОЕНИИ И ИХ ВЫБОР

В химическом машиностроении используются черные металлы и сплавы (стали, чугуны), цветные металлы и сплавы, неметаллические материалы (пластмассы, керамика, углеграфитовые и силикатные материалы и материалы на основе каучука).

1. Углеродистая сталь – наряду с железом и углеродом содержит марганец (0,1–1,0 %) и кремний (до 0,4 %), а также вредные примеси – S и P.

1.1. низкоуглеродистая сталь – до 0,25 % C
1.2. среднеуглеродистая – 0,25–0,6 % C
1.3. высокоуглеродистая – более 0,6 % C
до 2 % (свыше – чугун).

2. Легированные стали – помимо вышеуказанных компонентов входят легирующие элементы (Cr, Ni, Mo, W, V, Ti, Nb, Zr, Co и др.).

2.1. низколегированные стали – до 2,5 % легирующие элементы
2.2. среднелегированные стали – 2,5–10 % легирующие элементы
2.3. высоколегированные стали – более 10 % легирующие элементы.

Легированные стали часто называют по преобладающим в ней компонентам (например, вольфрамовая, высокохромистая, хромомолибденовая, хромомарганцевоникелевая и т. д.).

По качеству стали подразделяются на обыкновенные, качественные, высококачественные и особо высококачественные. Различие между ними заключается в количестве вредных примесей (серы и фосфора) и неметаллических включений.

1) В сталях обыкновенного качества допускается содержание серы до 0,055–0,06 % и фосфора до 0,05–0,07 %.

2) В сталях качественных серы – не более 0,035 %, фосфора – не более 0,035 %.

3) В сталях высококачественных – не более 0,025 % каждого из этих элементов.

4) В сталях особо высококачественных – менее 0,015 % серы.

Сера является причиной красноломкости, т. е. хрупкости в горячем состоянии. Фосфор является причиной хладноломкости – хрупкость при пониженных температурах.

По характеру застывания металла в изложнице различают:
1) спокойную сталь (сп),
2) полуспокойную сталь (пс),
3) кипящую сталь (кс).

Маркировка сталей

Единой мировой системы маркировки сталей не существует. В СССР марки углеродистой стали обыкновенного качества обозначаются буквами $С_Т$ и номером марки ($С_{Т0}$, $С_{Т1}$, $С_{Т2}$ и т. д.). Качественные углеродистые стали маркируются двухзначными числами, показывающими среднее содержание углерода в сотых долях процента: 05, 08, 10, 25, 40 и т. д. Спокойную сталь иногда дополнительно обозначают буквами – сп, полуспокойную – пс, кипящую – кп (например; $С_Т$3сп, $С_Т$5пс, 0,8 кп). Буква Г в марке стали указывает на повышенное содержание марганца (например, 14Г, 18Г). Автоматные стали маркируются буквой А (А12, А30 и т. д.), углеродистые инструментальные стали – буквой У (У8, У10, У12 и т. д. – здесь цифры обозначают содержание углерода в десятых долях процента).

Обозначение марки легированной стали состоит из букв, указывающих какие компоненты входят в ее состав, и цифр, характеризующих их среднее содержание.

В СССР приняты единые условные обозначения химического состава стали: алюминий – Ю, бор – Р, ванадий – Ф, вольфрам – В, кобальт – К, кремний – С, марганец – Г, медь – Д, молибден – М, никель – Н, ниобий – Б, титан – Т, углерод – У, фосфор – П, хром – Х, цирконий – Ц.

Первые цифры марки обозначают среднее содержание углерода (в сотых долях процента для конструкционных сталей и в десятых долях процента для инструментальных и нержавеющих сталей); затем буквой указан легирующий элемент и цифрами, следующими за буквой, его среднее содержание. Например, сталь марки 3Х13 содержит 0,3 % С и 13 % хрома, сталь марки 2Х17Н2 – 0,2 % С, 17 % хрома, 2 % никеля.

При содержании легирующего элемента менее 1,5 % цифры за соответствующей буквой не ставятся: так сталь марки 12ХН3А содержит менее 1,5 % хрома. Буква А в конце обозначения марки стали ука-

зывает на то, что сталь является высококачественной. Буква Ш – особо высококачественная сталь.

Обозначение марки некоторых легированных сталей включает букву, указывающую на назначение стали (например, ШХ9 – шарикоподшипниковая сталь с 0,9–1,2 % хрома; Э3 – электротехническая сталь с 3 % кремния).

Стали, проходящие промышленные испытания, часто маркируют буквами ЭИ или ЭП (завод «Электросталь»), ДИ – завод «Днепроспецсталь» или ЗИ (Златоустовский завод).

Маркировка чугунов

Чугун – это сплав железа с углеродом более 2 % с примесью кремния, марганца, фосфора, серы.

По принятой в СССР маркировке обозначения марок доменных чугунов содержат буквы и цифры.

Буквы указывают основное назначение чугунов:

П – передельный для кислородно-конверторного производства;

Л – литейный для чугуно-литейного производства.

Литейный коксовый чугун обозначается ЛК, в отличие от чугуна, выплавленного на древесном угле (ЛД).

Марки чугунолитейного производства

СЧ – серый чугун; ВЧ – высокопрочный чугун; КЧ – ковкий чугун; для антифрикционного чугуна в начале марки указывается буква А (АВЧ, АКЧ – антифрикционный высокопрочный, антифрикционный высококачественный, АСЧ – антифрикционный серый чугун и т. д.).

Цифры в обозначении марок нелегированного чугуна указывают его механические свойства.

Обозначения марок легированных чугунов состоят из букв, указывающих, какие легирующие элементы входят в состав чугунов, стоящие за каждой буквой цифры характеризуют среднее содержание данного легирующего элемента. При содержании легирующего элемента менее 1 %, цифры за соответствующей буквой не ставятся. Условное обозначение химического элемента такое же, как и при обозначении сталей.

ЧН19Х3 – чугун с 19 % никеля и 3 % хрома.

Выбор конструкционных материалов. Стали

1. Углеродистая обыкновенного качества поставляется по ГОСТ 380-71 и применяется для изготовления обечаек, днищ, фланцев, люков, лазов, патрубков и других деталей аппаратов, работающих при температуре – –20 +425^0 С и давлении до 5 МПа.

В зависимости от назначения и гарантируемых характеристик сталь подразделяется на три группы:

А – поставляемую по механическим свойствам;

Б – поставляемую по химическому составу;

В – поставляемую по механическим свойствам и химическому составу.

Для изготовления сосудов и аппаратов, работающих под давлением, рекомендуется применять стали марок ВС$_Т$3сп5, ВС$_Т$3пс5, ВС$_Т$3Гпс5:

В – постоянная по химическому составу и механическим свойствам;

С$_Т$ – сталь;

3 – номер марки;

сп – спокойная (степень раскисления, удаления P_4);

5 – категория стали.

Кипящую (кп) углеродистую сталь следует применять для изготовления сосудов и аппаратов, предназначенных для сжиженных газов, а также соприкасающихся со средами: взрыво- и пожароопасными, высокой токсичности, вызывающими коррозионное растрескивание (растворы KOH, NaOH, KNO_3, $NaNO_3$, NH_4NO_3, $Ca(NO_3)_2$, HNO_3, аммиачные воды).

2. Стали качественные углеродистые конструкционные (ГОСТ 1050-74 и 5520-69) применяют для изготовления сварных эмалированных аппаратов, корпусов, днищ, трубных пучков теплообменников, змеевиков и других элементов аппаратов, работающих в интервале температур от –20 до +475^0 С при давлении до 10 МПа с неогрессивными и малоагрессивными средами. (Рекомендуют следующие марки 10, 15, 20).

3. Стали низколегированные конструкционные (ГОСТ 5058-65 и 552-69) содержат легирующих компонентов до 2,5 %. Используют для изготовления обечаек, днищ, фланцев, штуцеров, трубных решеток и др. деталей для аппаратов, работающих при давлении 10 МПа в интервале температур – 70 +475^0 С с неагрессивными средами.

(Это марганцевистые, кремнемарганцовые, марганцованадиевая, хромокремнемарганцовая, хромокремненикелевая с медью).

4. Стали легированные конструкционные (ГОСТ 4543-71) содержат легирующих компонентов от 2,5 % до 10 % и применяются для изготовления обечаек, днищ, фланцев, трубных решеток и других деталей аппаратов, работающих в интервале температур от –40 до $+560^0$ С при давлении до 10 МПа, а также тяжело нагруженных деталей машин (шестерен, коленчатых валов, осей, роторов центрифуг и т. д.) 20Х, 15ХМ, 30ХМА, 40Х.

5. Стали высоколегированные и сплавы коррозионностойкие, жаростойкие и жаропрочные (ГОСТ 5632-72) применяются для изготовления элементов машин и аппаратов, работающих в интервале температур от –253 до $+600^0$ С при повышенных давлениях и агрессивных средах. Содержат до 10 % легирующих компонентов. Наиболее распространенные аустенитовые коррозионностойкие стали: 12Х18Н10Т, 08Х18Н10Т, 10Х17Н13М3Т, 06ХН28МДТ – устойчив в H_2SO_4 любой концентрации до температуры 80^0 С.

6. Двухслойные стали (ГОСТ 10885-64) находят все большее применение, т. к. позволяют экономить дорогостоящие высоколегированные стали. Они представляют собой листы, состоящие из двух гомогенно соединенных слоев: основного из недефицитной стали и плакирующего (защитного) из высоколегированной стали. Толщину основного слоя определяют по расчетам на прочность, а толщину плакирующего слоя принимают равной 2–5 мм.

7. Наиболее распространенные двухслойные стали, с основным слоем из стали 10, ВСТ3 СП2 – ВСТ3 СП6, 15К, 20К, 16ГС и др., а плакирующим – из сталей 08Х13, 12Х18Н10 Т, 08Х18 Н10Т, 10Х17Н13 М3Т и др.

8. **Чугуны,** как материалы, обладающие хорошими литейными свойствами, широко применяют для изготовления корпусных деталей и узлов сложных конфигураций.

Правила Госгортехнадзора регламентируют использование чугунного литья для работы при следующих параметрах: серый чугун при температуре от –15 до $+250^0$ С и давлении до 1 Мпа, щелочестойкий чугун при температуре от –15 до $+300^0$ С и давлении до 1 МПа, ферросилид при температуре от 0 до 700^0 С и давлении 2,5 МПа. Наибольшее применение получили серый чугун СЧ-00; СЧ-12-28; СЧ-15-32 и т. д., щелочные чугуны СЧЩ1 и СЧЩ2, ферросилид С15, С17 и антихлор МФ-15, жаростойкие чугуны ЖЧХ-0,8, антифрикционные чугуны АСЧ-1, АС-2, жаростойкий и коррозионностойкий чугун ЧН15Д7Х2 для изготовления деталей, работающих при повышенных температурах и агрессивных средах; ковкий чугун (ГОСТ 1215-59) КЧ3-6; КЧ35-10 и др.

9. **Цветные металлы и сплавы.** Алюминий (ГОСТ 11069-7) и его сплавы (ГОСТ 4784-74) применяют для изготовления резервуаров, колонн, теплообменников, реакционных и других аппаратов, работающих в интервале температур от –196 до $+150^0$ С при Р=0,6 МПа со средами средней и повышенной агрессивности (в производстве HNO_3, CH_3COOH, H_2SO_4, H_3PO_4 и органических кислот).

10.**Медь** – для изготовления ректификационных колонок, емкостных аппаратов, теплообменников в интервале температур от –254 до $+250^0$ С при Р= до 0,6 МПа со средами средней агрессивности (10–40% H_2SO_4, 10–20 % HCl, CH_3COOH, HF до концентрации 60 %, бензол, метиловый и этиловый спирт). Чаще всего Cu используется в технике глубокого холода.

11. **Свинец** – в качестве защитного слоя, т. к. держит хорошо агрессивную среду (H_2SO_4 любой концентрации до температуры кипения, 10 % HCl до 100^0 С).

12. **Никель** – в основном применяются сплавы на никелевой основе. Обладают высокой стойкостью в серной, соляной и других кислотах. Сплав НХ65МВ является одним из самых коррозионностойких материалов. Сплав Н70МФ стоек в кипящих растворах соляной кислоты любой концентрации. Хорошо штампуются, хорошо свариваются. Из них изготовляют ректификационные колонны, испарители, емкости, реакторы.

13. **Титан и его сплавы** – как конструкционный и облицовочный материал, обладающий высокой коррозионной стойкостью.

14. **Неметаллические материалы. Фаолит** – кислотостойкая пластмасса, стоек в фосфорной, соляной, серной, уксусной и других кислотах и хлорированных углеводородах и минеральных маслах. В щелочной среде он не стоек. Изготавливают из фаолита колонные, емкостные, теплообменные аппараты, работающие до 140^0 С и давлении до 0,06 МПа.

Полиэтилен – применяют в качестве футеровочного материала при температуре до 60^0 С и давлении до 1 МПа.

Полистирол – футеровочный материал до $+75^0$ С и давлении 0,07 МПа.

Полипропилен – футеровочный материал до $+100^0$ С и давлении до 0,07 Мпа.

Фторопласт – подшипники трения, сальниковая набивка, уплотнительные кольца до 400^0 С.

Текстолит – изготавливают детали машин до температуры 125^0 С.

Астовинил – антикоррозионная футеровка аппаратов до 110^0 С.

Винипласт – обечайки, днища, щтуцера и т. д. до 40^0 С и давление до 0,6 МПа.

Материалы на основе каучука – резина и эбонит используют для гуммирования химической аппаратуры из углеродистой стали, чугуна.

Углеграфитовые материалы – теплообменники, колонные аппараты, трубы и т. д. Искусственный графит плюс резольная фенолформальдегидная смола.

Керамика, эмали – до $+250^0$ С и давлении до 0,6 МПа.

При подборе конструкционных материалов для работы в агрессивных средах образцы этих материалов подвергают коррозионным испытаниям.

Коррозионные исследования обычно проводят в специальных лабораториях весовым методом, а характер разрушения можно определять визуально. Весовой метод, давно используемый при коррозионных исследованиях, характеризуется прямым определением скорости коррозии металлов.

Основным показателем скорости равномерной коррозии металла (К) является отношение изменения массы образца к единице поверхности за единицу времени (г/м^2 час).

Скорость равномерной коррозии

$$K=(m_0-m_1)/F\tau ,$$

где m_0 – первоначальная масса образца, г,

m_1 – масса образца после коррозионных испытаний, г,

F – поверхность образца, м^2,

τ – продолжительность испытаний, час.

Расчет проникновения коррозии (П) в мм/год производится по формуле

$$П=8,76К/\gamma,$$

где П – проницаемость коррозии, мм/год

К – скорость коррозии, г/м^2 час

γ – плотность металла, г/см^3.

Коэффициент 8,76 рассчитан из количества часов в год (8760) с учетом размерности величин (деленного на 1000).

Потери в весе регистрируются на аналитических весах с точностью 10^{-4} г.

При оценке коррозии использовали десятибальную шкалу (25).

Для изучения коррозионной стойкости берутся образцы исследуемых сталей в виде пластин размером 20х40 мм и толщиной 3–6 мм.

Поверхность образцов сначала обрабатывают на шлифовальном станке, а затем наждачной бумагой. Образцы последовательно промывают горячей водой с содой, дистиллированной водой, ацетоном или спиртом, а затем просушивают. Параллельно исследуют по два или по три образца каждого типа.

В агрессивную среду погружают два образца, разделенных между собой фторлоновым стержнем. Концентрация и температура среды в течение опыта поддерживаются постоянными, соотношение между поверхностью образцов и объемом раствора также поддерживается постоянным (8–9 $см^2$/100 мл раствора).

Следует учитывать то обстоятельство, что при выборе сталей на коррозионное испытание среда должна содержать все те компоненты, которые используются в предлагаемой технологической схеме.

Например, при выделении фосфора из шламов с помощью CCl_4 и H_2O_2, следует испытывать стали в среде фосфорного шлама, содержащего CCl_4 и H_2O_2 в определенных соотношениях (предложенных в технологии).

Требования, предъявляемые к машинам и аппаратам

1. Механическая прочность – способность выдерживать рабочие нагрузки – обеспечивается соблюдением при конструировании соответствующих расчетных нормативов. Прочность является главным условием безопасной эксплуатации машин, аппаратов.

2 Устойчивость – способность аппаратов сохранять в рабочем состоянии свою первоначальную форму (при расчетах должны учитываться все силовые факторы, способствующие потере устойчивости).

3. Долговечность – расчетный срок службы аппарата или машины (обычно при расчетах принимают 10–15 лет).

4. Герметичность – способность аппарата или машины не пропускать находящуюся в них под давлением рабочую среду.

5. Простота устройства, обслуживания и ремонта.

6. Технологичность конструкции – простота и невысокая стоимость изготовления, стандартизация и нормализация узлов и деталей, правильный выбор допусков.

7. Надежность и безопасность во время эксплуатации – наличие оградительных и предохранительных устройств.

8. Транспортабельность – можно транспортировать с места изготовления до завода (составы, машины).

9. Экономичность – минимальная стоимость проектирования, изготовления и эксплуатации.

10. Высокая производительность – единичная мощность агрегатов должна быть большой. За одно и то же время получать в несколько раз больше продукта.

11. Стабильное обеспечение требуемых технологических режимов в условиях непрерывного автоматизированного производства.

12. Удовлетворение требованиям технической эстетики.

Основными параметрами, по которым выбирают конструкционный материал для изготовления аппарата и выполняют расчет элементов на прочность, являются давление, температура и концентрация рабочей среды.

Различают рабочее, расчетное, условное и пробное давления. Рабочее давления в аппарате – максимальное избыточное давление в аппарате при нормальном протекании технологического процесса, без учета допускаемого повышения во время действия предохранительных устройств. Рабочее давление устанавливается технологическим режимом.

Под расчетным давлением аппарата P_p понимают максимально допускаемое при эксплуатации рабочее давление, на которое производят расчет на прочность обечаек, днищ и крышек аппаратов при максимальной температуре их стенок. Расчетным давлением как правило является рабочее давление. При прочностном расчете указанных элементов гидростатическое давление учитывают, если его величина составляет более 5 % рабочего давления. Для литых сосудов и аппаратов, работающих при давлении менее 0,2 МПа, расчетное давление принимают равным 0,2 МПа.

Под условным давлением P_y (для стандартизации и расчета) понимают избыточное рабочее давление среды в аппарате при температуре = 20^0 С без учета гидростатического давления от столба жидкости. Для стандартизации металлических аппаратов и узлов ГОСТ – 9493-73 устанавливает следующий ряд значений P_y в МПа: 0,1; 0,2; 0,25; 0,3; 0,4; 0,8; 1,0; 1,25; 1,6; 2,0…. и т. д. до 320 (с. 11, Криворот А.С. Конструирование и основы проектирование машин и аппаратов химической промышленности).

Пробным $P_{пр.}$ называют максимальное давление, при котором аппарат испытывают на прочность и плотность после его изготовления, а также периодически в процессе эксплуатации.

Под рабочей температурой понимают температуру среды, соприкасающейся со стенками аппарата при нормальном протекании процесса.

Расчетная температура – наибольшая температура стенки аппарата при работе. Чаще всего ее принимают равной максимально возможной температуре среды при эксплуатации аппарата.

При обогревании стенки сосуда или аппарата открытым пламенем, горячими газами с температурой $=250^0$ С и выше или электронагревателями расчетную температуру принимают равной температуре среды (соприкасающейся со стенкой), увеличенной на 50^0 С, но не менее 250^0 С.

При защите аппарата внутренней футеровкой расчетную температуру стенки принимают равной температуре поверхности футеровки, соприкасающейся со стенкой.

Для стальных сосудов и аппаратов, работающих при температуре до 100^0 С, рабочее давление принимают равным условному. Если в рабочих условиях температура стенки стальных сосудов и аппаратов превышает 100^0 С, то максимальное значение рабочего давления должно быть соответственно снижено.

Рабочее давление выбирают в зависимости от значений условного давления P_y и рабочей температуры по соответствующим таблицам.

Таблица 1

Значения рабочего давления для теплообменных аппаратов в зависимости от условного давления P_y и температуры t^o

P_y, МПа	Группа назначения теплообменника	Предельное рабочее давление (МПа) при t^o С				
		до 100	200	250	300	350
0,6	А	0,6	0,5	0,5	0,45	0,42
	Б	0,5	0,45	0,45	0,42	0,40
1,0	А	1,0	0,85	0,85	0,75	0,70
	Б	0,9	0,75	0,75	0,70	0,65
1,6	А	1,6	1,4	1,35	1,20	1,10
	Б	1,4	1,25	1,20	1,15	1,06
2,5	А	2,5	2,2	2,15	1,95	1,75
	Б	2,2	1,95	1,90	1,80	1,65
4,0	А	4,0	3,5	3,40	3,10	2,9
	Б	3,5	3,3	3,25	3,05	2,75
6,4	А	6,4	5,6	5,45	5,05	4,6
	Б	5,5	5,2	5,10	4,80	4,3

Для прочностных расчетов аппаратов должны быть известны значения их базовых диаметров. Для аппаратов и их элементов, изготовленных из листовых материалов, базовым является внутренний диаметр Д, а для изготовляемых из труб – наружный диаметр $Д_н$. По ГОСТ 9617-67 установлен ряд значений базовых диаметров.

Для фланцев, трубной арматуры, трубы введен так называемый диаметр условного прохода $Д_у$, т. е. внутренний номинальный диаметр присоединительных элементов изделия. Он может совпадать и не совпадать с фактическим внутренним диаметром. Например, для чугунных труб значения этих диаметров одинаковые, а для стальных – различные, т. к. последние изготовляют по наружному диаметру, и поэтому их внутренний диаметр зависит от толщины стенки. ГОСТ 355-67 установлен ряд величин $Д_у$.

Примеры обозначений условного давления 4МПа – $Р_у$ 4; пробного давления 6 МПа – $Р_{пр}$6, рабочего давления 25 МПа при t=200^o С – $Р_р$25 t 200.

Расчетное давление $Р_р$ (кгс/см^2) для нижней части аппарата следует определять по формуле:

$$Р_р=Р_с+g\ \rho_ж \cdot Н_ж \cdot 10^{-6},$$

где, $Р_с$ – рабочее избыточное давление среды, МПа Мн/м^2 (кгс/см^2),

g – ускорение силы тяжести, м/сек^2 (см/с^2),

$\rho_ж$ – плотность жидкости, кг/м^3 (кгс$\cdot$ с^2/см^4),

$Н_ж$ – высота столба жидкости, м (см).

ГЛАВА III
АППАРАТЫ В СИСТЕМЕ Ж:Т И Ж:Ж

3.1. Перемешивание в жидкой среде

Перемешивание в жидкой среде разнообразно. Этот процесс применяется для получения эмульсий и суспензий, а также для интенсификации тепловых, диффузионных и химических процессов [1].

Оно осуществляется в основном тремя способами:

1) механическим;
2) пневматическим;
3) циркуляционным.

Преимущественное значение имеет механическое перемешивание.

Основные вопросы при изучении перемешивания – это:

1) интенсивность перемешивания;
2) эффективность перемешивания;
3) расход энергии на проведение процесса.

1. Интенсивность перемешивания обуславливает характер движения данной жидкости в аппарате. Она определяется количеством энергии, вводимой в единицу объема перемешиваемой среды за единицу времени.

Характер движения жидкости в аппарате определяется числом Рейнольдса R_e. Следовательно, при перемешивании в данной жидкости число R_e является мерой интенсивности перемешивания.

Но следует учитывать, что при увеличении интенсивности перемешивания пропорционально возрастают и энергетические затраты. Поэтому в каждом конкретном случае выбирается оптимальный вариант достижения максимального технологического эффекта при минимальных затратах энергии.

2. Эффективность перемешивания является характеристикой качества процесса, т. е. для интенсификации тепловых, диффузионных и химических процессов эффективность перемешивания можно характеризовать отношением K_1/K_2, где K_1 – коэффициент скорости при перемешивании; K_2 – коэффициент скорости без перемешивания; т. е. отношением коэффициентов теплопередачи, массопередачи и отношением скоростей реакции при перемешивании и без него.

При применении перемешивания для получения эмульсий или суспензий эффективность перемешивания можно характеризовать равномерностью распределения фаз в суспензии или эмульсии.

Пример: пусть в аппарате находятся жидкость $V_Ж$ и мелкие твердые частицы $V_Т$ (где $V_Ж$ и $V_Т$ – объемы, $м^3$). При неработающей мешалке твердые частицы располагаются на дне аппарата в виде слоя определенной толщины, а при интенсивно работающей мешалке достигается полное смешение фаз, т. е. равномерное распределение твердых частиц по всему объему жидкости.

Тогда содержание твердых частиц в любой зоне аппарата будет равно средней концентрации твердой фазы в суспензии в % (мас.):

$$X_С=100\ V_Т\cdot S_Т/ (V_Ж\cdot S_Ж+V_Т S_Т),\ \% \qquad (1)$$

где $S_Т$ и $S_Ж$ – плотности твердых частиц и жидкости соответственно, $кг/м^3$.

При недостаточно полном перемешивании фаз содержание твердых частиц X в различных пробах будет отличаться от $X_с$. Отношение разности $\Delta X=X-X_с$ (2) к наибольшему возможному ее значению характеризует равномерность распределения фаз в тех зонах, откуда взята проба. При полном перемешивании $\Delta X=0$, при неполном перемешивании они отличается от 0 и могут быть как положительными, так и отрицательными.

Способы перемешивания.
Пневматическое перемешивание

Осуществляется путем пропускания газа (воздуха) через слой жидкости (барботаж). Барботер – это ряд горизонтально расположенных у днища аппарата перфорированных труб. Иногда барботер выполняется в виде изогнутых по окружности труб или спирали либо в виде параллельно прямых труб.

Газ, выходящий через отверстия в трубах, перемешивает жидкость. Интенсивность перемешивания определяется количеством газа, пропускаемым в 1 мин. через 1 $м^2$ свободной поверхности аппарата.

На практике принимаются следующие расходы газа (воздуха), $м^3/(м^2мин.)$:

а) слабое перемешивание – 0,4,

б) перемешивание средней интенсивности – 0,8,

в) интенсивное перемешивание – 1,2.

Такой тип перемешивания имеет ограниченное применение.

Циркуляционное перемешивание

Осуществляется многократным прокачиванием жидкости через систему аппарат – циркуляционный насос – аппарат.

В соответствии с принятой кратностью циркуляции обеспечивается та или иная интенсивность перемешивания.

Кратность циркуляции – это отношение секундной производительности циркуляционного насоса к объему жидкости в аппарате. Она определяется опытным путем.

Механическое перемешивание

В жидкой среде осуществляется с помощью различного типа мешалок (это комбинация лопастей, насаженных на вращающийся вал).

Лопасти мешалок могут иметь разнообразную геометрическую форму, в соответствии с которой различают основные типы мешалок: лопастные, пропеллерные, турбинные (рис. 3.1). Кроме них существуют другие мешалки, объединенные в группу мешалок специального типа.

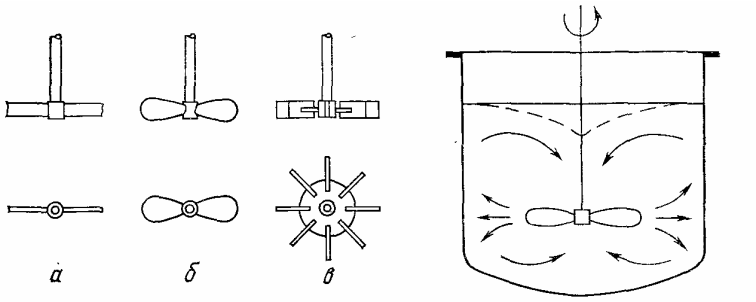


Рис. 3.1. Основные типы мешалок:
А – лопастная; б – пропеллерная; в – турбинная

Задачей конструктора является на основании опытных данных подобрать тип, размеры и число оборотов мешалки, которая обеспечила бы назначенную интенсивность перемешивания, а также определить мощность двигателя для мешалки.

В процессе перемешивания в аппаратах возникают определенным образом направленные токи жидкости (в зависимости от типа мешалок). Движение жидкости в аппарате с мешалкой можно рассматривать как движение жидкости по каналу, имеющему сложную геометрическую форму.

Опытным путем установлено, что влиянием сил тяжести на движение жидкости в условиях работы мешалок можно пренебречь.

Движение жидкости по каналам в этом случае характеризуется зависимостью

$$E_u=f(Re), \quad (3)$$

где E_u – критерий Эйлера;

(Re) – критерий Рейнольдса.

Применительно к рассматриваемому случаю (лопастная мешалка) перемешивания целесообразно ввести модифицированные числа Рейнольдса и Эйлера.

Если мешалка представляет собой лопасти, насаженные на вращающийся вал, то линейную скорость перемешивания жидкости в первом приближении можно принять пропорциональной окружной скорости мешалки

$$W= k_1\pi dn, \quad (4)$$

где k_1 – коэффициент пропорциональности;

d – диаметр мешалки, м;

n – частота вращения мешалки, $с^{-1}$.

Тогда $Re=Wd\rho/\mu=k_1\pi d^2n\rho/\mu$ (5)

или примем $Re_M=k_1\pi d^2n\rho/\mu k_1\pi=d^2n\rho/\mu$. (6)

Уравнение (6) выражает модифицированное число Рейнольдса для случая механического перемешивания в жидкой среде.

Если жидкость циркулирует под действием мешалки по определенному контуру, то мощность мешалки определяется как мощность насоса

$$N=V_c\Delta P, \quad (7)$$

где V_c – количество перемещаемой жидкости, $м^3/с$,

ΔP – перепад давления, Па.

Откуда $\Delta P= N/V_c$ (8)

$$V_c=fHm, \quad (9)$$

где f – площадь сечения аппарата, $м^2$;

H – рабочая высота аппарата, м;

m – кратность циркуляции, $с^{-1}$.

Выражая геометрические размеры аппарата через диаметр мешалки, имеем

$$f=k_2d^2 , \quad (10)$$

где k_2 – коэффициент пропорциональности;

d – диаметр мешалки, м

т. е. площадь сечения аппарата пропорциональна диаметру мешалки

$$H= k_3 d, \quad (11)$$

где k_3 – коэффициент пропорциональности;

d – диаметр мешалки, м,

т. е. рабочая высота аппарата пропорциональна диаметру мешалки.

Кратность циркуляции может быть принята в первом приближении пропорциональной числу оборотов мешалки

$$m=k_4 n, \quad (12)$$

где k_4 – коэффициент пропорциональности;

n – число оборотов мешалки, $с^{-1}$,

m – кратность циркуляции, $с^{-1}$.

Тогда выражение (4) можно переписать так:

$$W^2=k_1^2\pi^2 d^2 n^2=k_5 d^2 n^2 \quad , \quad (13)$$

где $k_5=k_1^2\pi^2$.

Тогда число Эйлера можно представить следующим образом:

$$E_u=\Delta P/\rho W^2=N/V_c\rho W^2=N/fHm\rho k_5 d^2 n^2=N/k_2 d^2 k_3 d k_4 n\rho k_5 d^2 n^2=N/k_2 k_3 k_4 k_5 \rho d^5 n^3 . \quad (14)$$

Исключая постоянные множители R_2, R_3, R_4, R_5 из (14) получаем модифицированное число Эйлера

$$Eu_M=N/\rho n^3 \cdot d^5, \quad (15)$$

т. е. $Eu_M=Eu \cdot (k_2 k_3 k_4 k_5)$,

т. е. $Eu_M=f(Re_M)$.

Многочисленные работы по изучению перемешивания мешалками показывают, что характер зависимости (15) соответствует закономерностям движения жидкости по каналу.

На основании опытных данных построен график зависимости Eu_M от Re_M т. е. $Eu_M=f(Re_M)$, по которому можно по принятой интенсивности перемешивания подобрать методом последовательных приближений тип мешалки, ее размеры и число оборотов, а также определить мощность двигателя (рис. 3.2, рис. 3.3).

Как это делается?

1. Зная рабочий объем аппарата V_p (по заданной производительности и времени пребывания раствора в аппарате) и принимая на основании опытных данных интенсивность перемешивания j, $н \cdot м/м^3 \cdot с$, определяют мощность, потребляемую мешалкой

$$N=jV_p . \quad (16)$$

2. Затем предварительно выбирают тип мешалки, ее размеры и число оборотов (на основании анализа опыта работы мешалки в аналогичных условиях с использованием имеющихся рекомендаций по соотношениям размеров мешалки и аппарата).

3. По предварительно выбранным параметрам мешалки находят число Эйлера

$Eu_M=N/\rho n^3 d^5$.

4. Зная $Eu_м$, для выбранного типа мешалки находят Re_M, ползуясь графиком (рис.2) $Eu_M=f(Re_M)$.

5. По значению Re_M определяют число оборотов мешалки

$$n=Re_M \cdot \mu/d^2\rho . \qquad (17)$$

6. Если найденное из (17) число оборотов мешалки окажется меньше (или больше), чем предварительно принятое, то последнее увеличивают (или уменьшают). Расчет проводят до совпадения предварительно принятого числа оборотов мешалки с найденным из (17).

7. Если найденное в результате такого расчета число оборотов мешалки представляется целесообразным увеличить (или уменьшить), то для этого уменьшают (или соответственно увеличивают) предварительно принятый диаметр мешалки.

8. Следует знать, что при одних и тех же диаметрах и числах оборотов мешалок наименьшую мощность потребляет пропеллерная мешалка (эта кривая расположена в нижней части графика) (рис. 3.2) в координатах $Eu_M=f(Re_M)$. При выборе мешалок минимальных размеров конструктор должен останавливаться на типах мешалок соответствующих кривым, расположенным в верхней части графика (рис. 3.2).

9. Мощность двигателя (в кВт) мешалки определяют по формуле

$$N_g=N/102\eta, \qquad (18)$$

где η – к.п.д. привода.

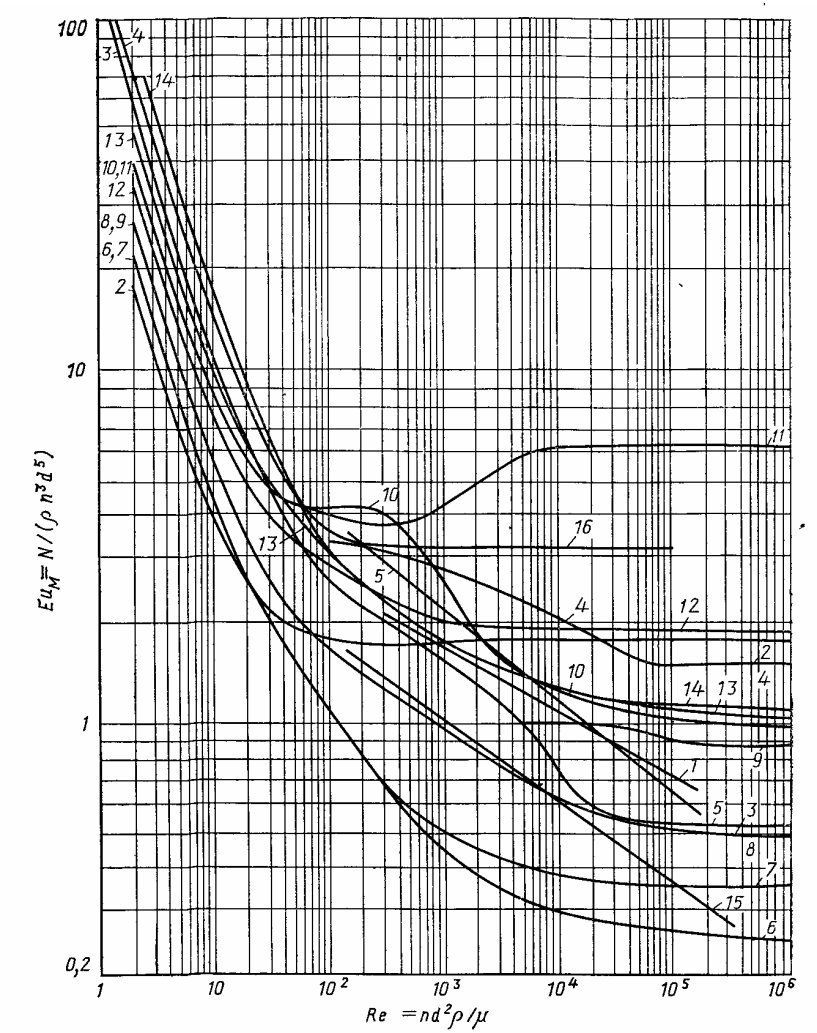


Рис. 3.2. Зависимость $Eu_м$ от $Re_м$ для мешалок различных типов
(см. рис. 5.5.)

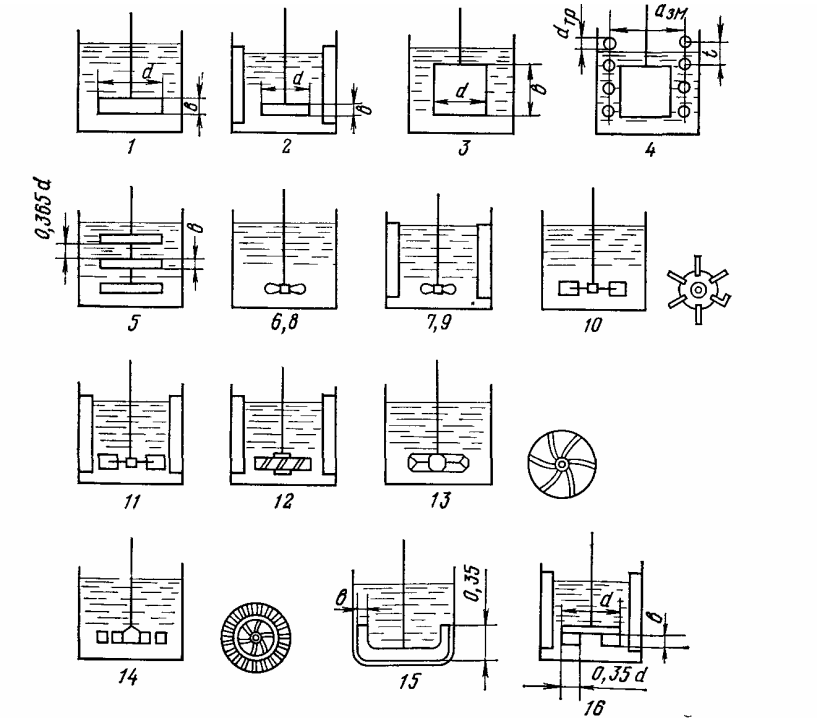


Рис. 3.3. Аппараты с мешалками, для которых на рис. 5.4 даны кривые зависимости $Eu_м = / Re_м$

10. Энергию (в кВт.ч), расходуемую на перемешивание мешалкой, определяют в зависимости от заданной продолжительности перемешивания τ

$$E=Ng\tau . \qquad (19)$$

Из установленных закономерностей следует, что мощность, потребляемая мешалкой ($N=Eu_M\rho n^3d^5$) при перемешивании, при прочих равных условиях пропорциональна кубу числа оборотов мешалки и пятой степени диаметра лопастей и увеличивается с ростом вязкости и плотности перемешиваемой жидкости.

11. На потребляемую мешалкой мощность существенно влияют форма аппарата, в котором располагается мешалка, и расположение

мешалки в аппарате. Для аппаратов, форма которых отличается от цилиндрической, а также при размещении мешалок эксцентрично или наклонно к оси аппарата потребляемая мощность возрастает. К увеличению потребляемой мощности приводит и размещение в аппаратах с мешалками перегородок, нагревательных элементов и т. д.

12. Различают рабочий и пусковой периоды работы мешалок. Опытами установлено, что мощность в пусковой период возрастает в 2,5–4,5 раза по сравнению с установившимся режимом (на преодоление сил трения и на преодоление сил инерции, приводимых в движение подвижных частей и самой жидкости).

Поэтому требуется применение асинхронных электродвигателей с контактными кольцами, которые при включении в цепь ротора добавочного сопротивления допускают кратковременную перегрузку на 200–300 %. Эти электродвигатели можно подбирать к мешалкам по рабочей мощности.

3.2. Конструкции мешалок

По конструкции механические мешалки делят на лопастные, пропеллерные, турбинные и специальные, по расположению вала – на вертикальные, горизонтальные и наклонные.

Лопастные мешалки (рис. 3.4).

При работе мешалки окружная скорость конца лопасти равна 1–5 м/с. Диаметр лопастей составляет 0,3–0,8 диаметра аппарата, ширину лопастей выбирают в пределах 0,1–0,25 диаметра лопасти.

Для перемешивания суспензий, содержащих твердые частицы, скорость осаждения которых невелика, применяют лопастные мешалки с наклонными к плоскости вращения лопастями (при работе таких мешалок вертикальные токи усиливаются и твердые частицы поднимаются со дна аппарата (рис. 3.4[а])).

При перемешивании густых жидкостей основная масса жидкости вращается вместе с лопастями. При этом эффективность перемешивания очень незначительна. Для устранения этого явления в корпусе аппарата устанавливаются «режущие» приспособления – неподвижные перегородки (рис. 3.4[б]). Такие перегородки устанавливаются также при использовании быстроходных перемешивающих устройств для предотвращения образования воронок на поверхности жидкости. Это неподвижные прямоугольные пластины шириной 0,05 – 0,1 диаметра аппарата, закрепляемые у его стенок в вертикальном положении. Они усиливают турбулизацию потока, улучшая условия перемешивания (но при этом увеличивается расход электроэнергии и образуются застойные зоны при перемешивании вязкой жидкости).

Для равномерной интенсивности перемешивания применяют рамные мешалки (рис. 3.4[в]). Недостаток таких мешалок – большой расход электроэнергии.

Для перемешивания вязких сред, когда требуется очистка стенок аппарата, используются якорные мешалки (рис. 3.4[в]). Форма лопасти соответствует контуру стенок аппарата. Зазор между лопастью и стенкой аппарата не превышает 5–8 мм.

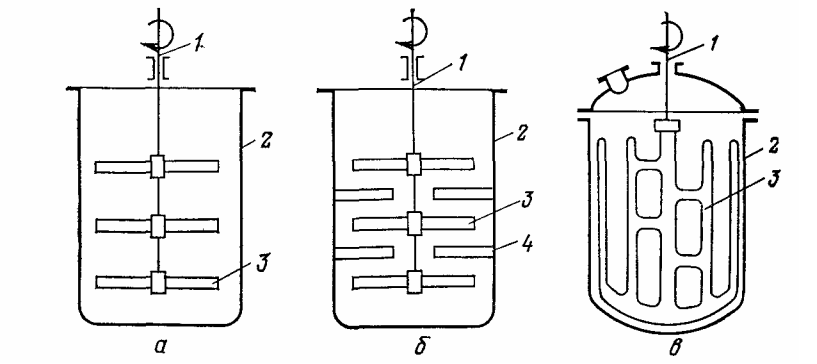


Рис. 3.4. Типы лопастных мешалок:
а – для суспензий; б – для весьма густых жидкостей;
в – для вязких сред (якорная)
1 – вал; 2 – корпус аппарата; 3 – лопасти;
4 – неподвижные перегородки

Лопастные мешалки просты в изготовлении и дешевы, обеспечивают хорошее перемешивания жидкости. Используются для интенсификации тепловых, диффузионных и химических процессов, а также для растворения веществ, изготовления эмульсий и суспензий.

Пропеллерные мешалки (рис. 3.5).

Перемешивающим органом является пропеллер (2^x–3^x или 4^x – лопастной), по форме похожий на судовой гребной винт. Лопасти пропеллера имеют постоянно изменяющийся наклон от 45^0 (у ступицы) до $21–22^0$ на конце лопасти. Диаметр лопасти не превышает 0,25–0,33 диаметра аппарата

$d_л=(0,25\div0,33)D_{ап.}$.

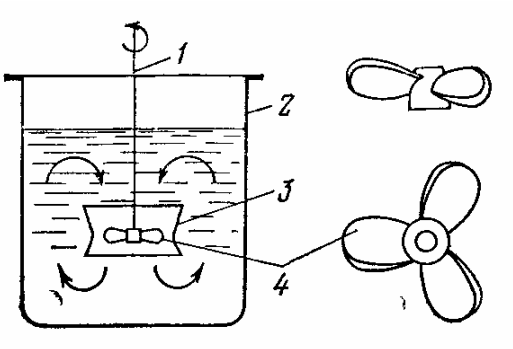


Рис. 3.5. Трехлопастная пропеллерная мешалка
с диффузором
1 – вал; 2 – корпус аппарата; 3 – диффузор;
4 – трехлопастная мешалка

В простейшей пропеллерной мешалке на конце вертикального вала закреплен один пропеллер. Во время работы мешалки при обычных окружных скоростях конца лопастей пропеллера 5–10 м/с возникают интенсивные вертикальные токи жидкости. Один пропеллер обеспечивает интенсивное перемешивание жидкости в зоне высотой, равной диаметру аппарата. Если рабочая высота аппарата превышает его диаметр, то на вертикальном валу устанавливают несколько пропеллеров. При этом их число определяется отношением рабочей высоты аппарата к диаметру.

Для усиления вертикальных токов жидкости в аппаратах устанавливают диффузор – короткую цилиндрическую или коническую обечайку. Пропеллер помещают внутри диффузора. Эти мешалки применяются при получении суспензий (выщелачивание сырья) и при перемешивании вязких сред.

По сравнению с лопастными мешалками пропеллерные мешалки работают с большими скоростями вращения и благодаря этому их монтируют с приводом непосредственно от электродвигателя (без редуктора). Изготовление пропеллерных мешалок значительно сложнее лопастных.

Турбинные мешалки (рис. 3.6)

Перемешивающие устройства – турбинки, которые бывают открытые с прямыми, наклонными или криволинейными лопатками и закрытые с каналами.

Открытые турбинки представляют собой по существу развитую конструкцию лопастных мешалок.

Закрытые турбинки обычно устанавливают внутри неподвижного направляющего аппарата, который представляет собой два кольца, соединенных изогнутыми лопатками.

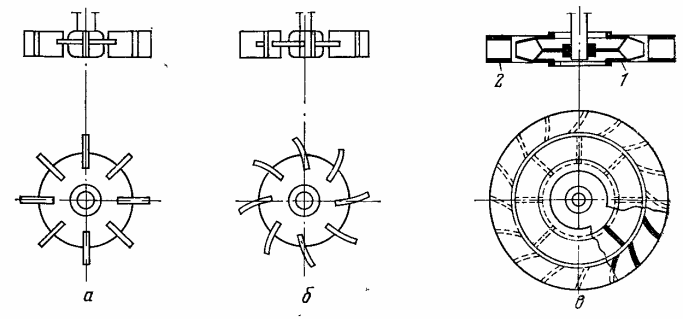


Рис. 3.6. Типы турбинок:
а – открытая с прямыми радиальными лопатками;
б – открытая с криволинейными лопатками; в – закрытая с направляющим аппаратом; 1 – закрытая турбинка

Специальные мешалки

1) Дисковая мешалка – сплошной плоский или сужающийся к периферии диск. Обычно на вертикальном валу устанавливают несколько таких дисков диаметром (0,1÷0,15)D – диаметра аппарата. Окружная скорость 5–35 м/с, они применяются для непрерывной экстракции, для перемешивания твердых частиц с вязкими жидкостями, для приготовления эмульсий.

2) Барабанная мешалка – представляет лопастной барабан типа беличьего колеса, используется для приготовления суспензий большой плотности и эмульсий, а также для перемешивания при взаимодействий Г-Ж.

3.3. Определение основных размеров непрерывно действующих аппаратов

1.Связь между размерами аппарата и основными параметрами процесса.

Пусть имеем аппарат идеального вытеснения, в котором протекает некоторый процесс, изменяющий концентрацию вещества от на-

чального $X_н$ до конечного $X_к$. Предельная концентрация при этом пусть будет а. Например, поглощение SO_3 водой при производстве серной кислоты. Движущая сила, соответствующая любой концентрации X, составляет:

$$\Delta X=a-X . \qquad (20)$$

Тогда из основного уравнения массопередачи (кинетических закономерностей переноса массы вещества из одной фазы в другую) имеем:

$$dм/Fd\tau=K\Delta C , \qquad (21)$$

или, (заменив единицу площади F на единицу объема Vp и коэффициент массопередачи с единицы площади К на коэффициент массопередачи с единицы объема Kv), получим

$$dм/V_Pd\tau=K_V\Delta X , \qquad (22)$$

где м – масса получаемого продукта;

V_P – рабочий объем аппарата;

K_V – объемный коэффициент скорости процесса.

Уравнение (22) можно записать в интегральной форме

$$м/V_P\tau=K_V\Delta X_m , \qquad (23)$$

где ΔX_m – средняя для всего процесса движущая сила в пределах концентрации $X_н$-$X_к$.

Откуда получаем $$\Delta X_m=1/X_к –X_н \int_{Xн}^{Xк} \Delta X dX . \qquad (24)$$

В выражении (23) $\mu/\tau=\mu_\tau$ – это средняя производительность аппарата, отнесенная к единице времени (кг/ч, кг/с и т. д.). Тогда (23) можно представить как

$$V\rho=\mu_\tau/K_V\Delta X_m , \qquad (25)$$

μ_τ можно представить как

$$\mu_\tau = V_\tau (X_к –X_н) , \qquad (26)$$

где V_τ – объем материала, перерабатываемый в единицу времени

Тогда $$V\rho= V_\tau (X_к -X_н)/ K_V\Delta X_m . \qquad (27)$$

Установим зависимость между объемом материала, протекающим через аппарат в единицу времени V_τ, и размерами аппарата.

Пусть L – длина аппарата, W – линейная скорость материала, (м/с), f – площадь поперечного сечения ($м^2$), тогда расход материала в единицу времени составит

$$V_\tau=fW (м^2 \cdot м/с) м^3/с \qquad (28)$$

$$V_\tau=fWL/L=V_p/\tau; V_p=fL (м^3), W/L=1/\tau ,$$

откуда получаем $$V_p=V_\tau\tau , \qquad (29)$$

подставляя (29) в (27), имеем

$$V_\tau\tau=V_\tau(X_к-X_н)/К_v\Delta X_m;\ \tau=(X_к-X_н)/К_v\Delta X_m\ . \qquad (30)$$

Если вычисленный по формулам (25) или (29) объем аппарата $V_р$ оказывается чрезмерно большим, то выбирают n параллельно действующих аппаратов с рабочими объемами $V_n=V_р/n$.

Все вышеизложенное относится к расчету аппаратов неперывного действия полного вытеснения (абсорбция, адсорбция, экстракция и т. д.).

В аппаратах полного смешения движущая сила процесса постоянна и соответствует ее конечному значению. Для расчета этих аппаратов можно использовать формулы (27) и (30); при этом $\Delta X_m=a-X_к$, где а – предельная концентрация вещества;

$X_к$ – конечная концентрация вещества.

3.4. Определение основных размеров периодически действующих аппаратов

1. Обычно вначале задаются производительностью аппарата в единицу времени V_τ и $\Delta\tau$ – периодом процесса (час).

Зная период процесса, легко определить число партий продукта (в), которое может быть выпущено в сутки одним аппаратом

$$в=24/\Delta\tau\ . \qquad (31)$$

Число партий продукта (а), которое должно быть выпущено в течение суток для обеспечения заданной производительности аппарата, можно определить по уравнению

$$a=V_\tau/V_р\ , \qquad (32)$$

где $V_р$ – рабочий объем аппарата, $м^3$.

Тогда необходимое число аппаратов составит

$$n=a/в=V_\tau\Delta\tau/V_р24\ . \qquad (33)$$

Если оказывается целесообразным установка 1 аппарата (n=1), тогда из (33) можно определить ($V_р$) его рабочий объем

$$V_р=V_\tau\Delta\tau/24\ . \qquad (34)$$

3.5. Разделение жидких сред

Разделение суспензий может быть проведено с применением отстойников, фильтров и центрифуг. Выбор процесса производится на основе следующих данных: отстойники применяются в основном для осветления жидкой фазы. Качество осадка при этом не регламентиру-

ется, т. к. он выгружается в виде шлама, содержащего значительное количество жидкой фазы.

Центрифуги применяются для получения полупросушенных осадков, отделенных от жидкой фазы. Их применение является предпочтительным в тех случаях, когда целевым продуктом или полупродуктом является осадок. Нецелесообразно применять центрифуги на илистых осадках, которые под действием центробежной силы превращаются в пленки, не обладающие фильтрующими свойствами (явление "зафуговывания").

Фильтры могут применяться и для получения осветленной жидкой фазы и для получения осадков в качестве полупродуктов, фильтры дают осадки, как правило, с большим содержанием растворителя, чем центрифуги, что нужно учитывать при решении вопросов его сушки. Фильтры, как правило, предпочтительнее центрифуг при фильтрации илистых шламов.

3.6. Центрифуги

В соответствии с ГОСТ 375-68 горизонтальные автоматические центрифуги периодического действия выпускают двух типов: фильтрующие – и осадительные – АОГ (табл. 3.1) [2].

Таблица 3.1

Техническая характеристика центрифуг

Тип	Диаметр ротора, мм	Емкость ротора, $дм^3$	Фактор разделения		Число оборотов, 1 мин.	
			АГ	АОГ	АГ	АОГ
АГ-630	630	40	2000	2000	2390	2598
АГ-900	900	125	1130	1450	1500	1700
АГ-1250	1250	315	710	1000	1000	1200
АГ-1600	1600	630	500	815	750	950
АГ-1800	1800	850	520	520	720	720
АГ-2000	2000	1250	500	640	670	760
АГ-2500	2500	2000	400	500	530	600

Определение производительности и подбор фильтрующих центрифуг осуществляют по данным работы имеющейся на предприятии

центрифуги (материалы практики) или по данным лабораторной модели (отчет).

Расчет производительности выбранной центрифуги производят по формуле:

$$V=V_1\sqrt{D\cdot L\cdot \Phi_p\cdot V_n\tau/D_1L_1(\Phi_p)_1(V_n)_1\tau},\ м^3/ч\ ,$$

где V_1 – производительность модельной центрифуги, $м^3/ч$;

D и L – диаметр и длина ротора, м;

Φ_p – фактор разделения;

V_n – полезный объем ротора, $м^3$;

τ – длительность питания, мин. (индекс 1 относится к параметрам модельной центрифуги).

Производительность отстойной центрифуги определяют аналогично

$$V=0{,}4V_1F\Phi_p/F_1(\Phi_p)_1=0{,}4V_1D_{сл}L\Phi_p/D_{сл1}L_1\Phi_{p1};$$

где $D_{сл}$ – диаметр сливного порога.

Характеристики и размеры принимать из соответствующих ГОСТов на центрифуги.

Подвесные центрифуги периодического действия выпускают в соответствии с ГОСТ 21517-76 четырех типов: ФПН – фильтрующая с ножевой выгрузкой, ФПД – с ручной выгрузкой, ФПС – саморазгружающаяся и ОПН-осадительная с ножевой выгрузкой осадка (табл. 3.2).

Таблица 3.2

Техническая характеристика подвесных центрифуг

Тип	Диаметр и длина ротора, мм	Объем ротора, л	Масса продукт, кг	Минимальный цикл, мин	Фактор разделения	Масса, т	Материал ротора
ФПН-100	1000/750	300	До 450	8	1250	4,4	Сталь. углер.
ОПН-100	1000/750	215	До 320	8	1250	4,4	-//-
ФПД-120	1200/600	300	До 450	8	670	3,7	-//-
ФПН-125	1250/800 1000	455-515, 700	660-1000	3	1560	6,1-91	-//-
ФПС-125	1250/1000	440	500	3	700	11,2	-//-

Горизонтальные шнековые центрифуги выпускают в соответствии с ГОСТ 8459-78 двух типов: ОГШ – осадительные и ФГШ – фильтрующие.

Таблица 3.3

Техническая характеристика шнековых центрифуг

Тип	Диаметр и длина ротора, мм	Фактор разделения	Габариты, м	Мощность двигателя, кВт	Число оборотов в минуту
ОГШ-20	200/600	2300-5480	1,8x1,2x0,8	7,5	4500-7000
ОГШ-32	320/530	1632-2220	1,6x1,0x0,7	7,5	3000-3500
ОГШ-35	350/700	1530-3590	2,2x1,9x1,2	22	2800-4250
ОГШ-50	500/900-1800	1480-2860	3,3x2,2x1,7	32	2300-3200
ОГШ-63	630/2370	1420-3170	5,4x3,0x1,5	150	2000-3000
ОГШ-80	800/1650	875-1530	4,5x3,0x1,7	100	1400-1850
ОГШ-100	1000/2800	568-1100	6,5x4,0x2,5	250	1000-1400
ФГШ-40	400	895-1600	1,7x1,5x1,4	17	2000-2660
ФГШ-63	630	1020-1410	2,8x2,2x2,2	40	1750-2000

Производительность шнековой осадительной центрифуги по питанию определяют:

$$V=3{,}5\cdot10^{-4}\cdot D_{сл}\cdot L(\rho_1-\rho_2)d^2n^2/\mu,$$

где $\rho_1 - \rho_2$ – плотность твердой и жидкой фаз суспензии, кг/м^3;

d – минимальный размер отделяемых частиц, м;

n – число оборотов, об/мин;

μ – динамическая вязкость жидкой фазы, кг/м·с.

В соответствии с ГОСТ 6078-75 выпускают фильтрующие горизонтальные центрифуги с пульсирующей поршневой выгрузкой осадка типа ФГП (табл. 3.4).

Таблица 3.4

Техническая характеристика центрифуги ФГП

Тип	Диаметр ротора, мм	Фактор разделения	Производительность по осадку, т/ч
ФГП-40	400	570	1
ФГП-63	630	560	2,5
¼ ФГП-65	650	380	6
ФГП-80	800	560	5
1/6 ФГП-90	900	285	-
ФГП-120	1200	330	10

Роторы центрифуги изготовляют из углеродистой стали, титана, сталей Х13, Х17, 12Х18Н10Т, 10Х 17Н13 М3Т и др. Ротор центрифуг ФПН-100 и ОПН-10 изготовляют только из углеродистой стали.

Пример 1.

Подобрать отстойную центрифугу периодического действия для разделения 25 $м^3$/час известково-фосфорного шлама. Испытаниями на центрифуге АОГ-630 определена производительность по суспензии 0,7 $м^3$/час. Требуемая поверхность ротора равна:

$F=VF_1\Phi_{p1}/0,4V_1\Phi_p$.

Поскольку длина барабана равна примерно половине диаметра то,

$D=\sqrt{VD^2_1\Phi_{p1}/0,4V_1\Phi_p}$.

Приняв ориентировочно Ф=600, получим

$D=\sqrt{25\cdot630^2\cdot2000/0,7\cdot0,4\cdot600}=2430$ мм.

Принимаем к установке центрифугу типа АОГ-2500.

Пример 2.

Подобрать шнековую осадительную центрифугу для отделения кристаллов NaCl, если плотность NaCl – 2180 кг/$м^3$, плотность жидкой фазы – 1000 кг/$м^3$, вязкость ее – $1\cdot10^{-5}$ кг/м·с., минимальный размер улавливаемых частиц – 15 мкм. Расход суспензий 1245 $м^3$/ч. Выбираем центрифугу непрерывного действия типа ОГШ-63 с характеристикой:

диаметр сливного цилиндра, $D_{сл}$ 440 мм,
длина сливного цилиндра, L 2370 мм,
число оборотов шнека, n 3000 об/мин.

$V=3,5\cdot10^{-4}\cdot0,6^2\cdot2,37(2180-1000)(15\cdot10^{-6})\cdot3000^2/1\cdot10^{-5}=713$ $м^3$/час.

Число центрифуг

$n=1245/713=1,75$.

Принимаем к установке 2 центрифуги типа ОГШ-63, мощность электродвигателя 150 кВт.

Пример 3.

Для осаждения твердых гранул диаметром 3 мкм и плотностью ρ_1=1100 кг/м^3 из водной суспензии при температуре 20^o С используется центрифуга с ротором, диаметром 0,4 м. Центрифуга заполняется суспензией до половины. Определить скорость вращения центрифуги, чтобы разделение могло быть осуществлено за 10 мин.

Решение. Предположив, что осаждение протекает по закону Стокса, определим скорость осаждения по уравнению $W_o=d^2g(\rho_1-\rho_2)/18\mu$. Скорость осаждения можно определить также из выражения $W_o=dR/d\tau$,

где R – радиус вращения гранулы;

τ – время осаждения.

Подставив в эту зависимость выражение скорости осаждения по уравнению Стокса, получим дифференциальное уравнение

$d\tau=18\mu/(\rho_1-\rho_2)d^2\omega^2 dR/R$.

После интегрирования уравнения в пределах от внутреннего радиуса R_1 слоя материала до радиуса R_2 ротора центрифуги (по толщине центрифугируемого слоя) найдем выражение для времени осаждения

$\tau_{oc}=18\mu/(\rho_1-\rho_2)d^2\omega^2 LnR_2/R_1$.

Угловую скорость можно выразить через число оборотов

$\omega=2\pi n$.

Вязкость воды μ при 20^o С равна 1 спз. После подстановки числовых значений получим

$\tau_{oc}=18\cdot1\cdot10^{-3}/(1100-100)(3\cdot10^{-6})^2 4\cdot3,14^2n^2\cdot2,31gR_2/R_1=1,16\cdot10^6/n^2lgR_2/R_1$.

Отношение радиусов R_2/R_1 определяем из заданного условия заполнения центрифуги суспензией

$\pi R^2_2L=2(\pi R^2_2-\pi R^2_1)L$,

откуда $R_2/R_1=\sqrt{2}$.

Так как разделение следует осуществить за 10 мин., т. е. за 600 с то необходимое число оборотов центрифуги

$n=\sqrt{1,16\cdot10^6lg\sqrt{2}/600}=17$ об/с =1020 об/мин .

3.7. Отстойники

Отстойниками называются резервуары или бассейны для выделения из жидкости взвешенных примесей осаждением их под действием

силы тяжести. Отстойники наиболее широко применяется в системах очистных сооружений (первичные для выделения грубых примесей на этапе механической очистки, вторичные – для отделения активного ила при биологической очистке) рис. 3.7.

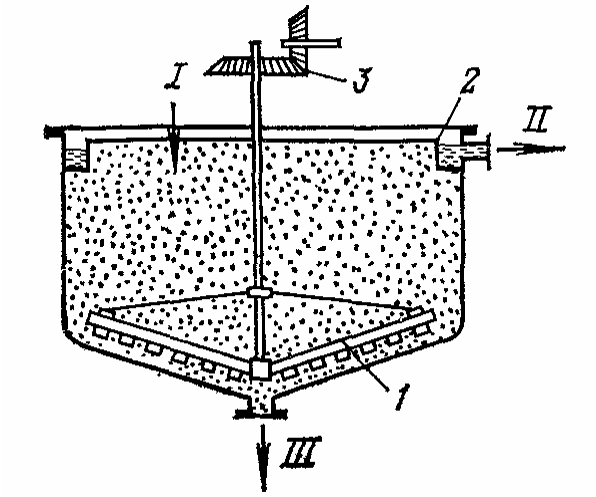


Рис. 3.7. Непрерывно действующий отстойник с гребком:
1 – гребок; 2 – кольцевой желоб; 3 – привод;
I – суспензия; II – осветленная жидкость; III – осадок

В химико-технологических процессах отстойники используются для предварительного разделения суспензий перед фильтрацией или для полного разделения низкодисперсных суспензий: например, при отстаивании огарка (в системе гидроудаления огарка с оборотным водоснабжением), при отстаивании «бедных шламов», содержащих мышьяк, после первой промывной башни в производстве контактной серной кислоты.

По принципу работы отстойники делятся на вертикальные, горизонтальные и радиальные.

В вертикальных отстойниках суспензия вводится по центральной трубе вниз отстойника и медленно поднимается вверх внутри цилинд-

ра большого сечения, образующего корпус отстойника, причем происходит осаждение взвешенных веществ в направлении, противоположном движению жидкости. В горизонтальных и радиальных отстойниках направление движения жидкости перпендикулярно движению твердых частиц осаждающегося диспергированного вещества. В горизонтальных отстойниках жидкость движется вдоль оси цилиндрического или коробчатого горизонтально расположенного корпуса, в радиальных отстойниках суспензия поступает по центральной трубе в середину верхней части отстойника и движется к расположенному по периферии сливному карману.

Разновидностью отстаивания является отмучивание – отделение медленно оседающих мелких частиц полидисперсной суспензии от быстро оседающих более крупных тяжелых частиц путем сливания жидкости, содержащей еще не осевшие частицы с отстоявшегося осадка. Отмучивание – способ гидравлической классификации измельченных материалов с размерами зерен от 0,0001 мм до 1–2 мм, сочетающий отстаивание с декантацией в последовательно соединенных отстойниках (бассейнах, чанах, камерах). Отмучивание применяют при обогощении минерального сырья, очистке глин для керамической промышленности и т. д.

Выбор отстойника проводится с учетом скорости осаждения взвешенных частиц по закону Стокса. Предельная скорость падения ($V_{пр}$) в вязкой жидкости с вязкостью μ кг/м·с шарообразной частицы с радиусом r определяется из уравнения

$$V_{пр}=2/9 r^2 g(\rho^{/}-\rho)/\mu ,$$

где g – ускорение свободного падения;

ρ – плотность жидкости, кг/м^3;

$\rho^{/}$ – плотность взвешенного вещества, кг/м3.

Закон Стокса вполне справедлив лишь при $Re \leq 1$.

Основная задача при подборе отстойника-выбор его рабочего сечения и в необходимых случаях – времени пребывания жидкости.

При подборе вертикальных отстойников допустимая скорость жидкости принимается не более $0,5V_{пр}$, обычно не более 0,25 м/с, F – сечение отстойника определяется из формулы

$$F=V_c/0,5V_{пр},$$

где V_c – секундный объем осветляемой суспензии.

Высота принимается конструктивно, исходя из необходимости разместить сливной карман по периметру отстойника. Между сливным

карманом и верхним сечением цилиндрической части принимается высота, исключающая возможность заброса илистых шламов в сливной карман при допустимых колебаниях скорости потока суспензии.

При подборе горизонтальных отстойников коробчатой формы определяется произведение Lb, где L – длина, b – ширина отстойника.

$Lb=2V_c/V_{пр}$

Соотношение длины и ширины принимается в зависимости от типа распределительных устройств, обеспечивающих равномерность распределения жидкости по ширине отстойника и компановки оборудования.

Для радиальных отстойников

$(R-R_o)=\sqrt{V_c/0,5V_{пр}\pi}$,

где R – радиус отстойника;

R_o – радиус центральной трубы.

Расчет отстойников (сгустителей) (рис. 3.7)

1. Объем осветленной жидкости за время τ определяется по формуле

$$V=hF/\tau,\ м^3/с\ , \qquad 35)$$

где h – высота слоя осветленной жидкости, м

F – поверхность осаждения, $м^2$.

2. Осаждающиеся со скоростью W_o (м/с) твердые частицы проходят в 1с путь, равный W_o, а за τ_c – путь $W_o\tau$, а этот путь равен h, тогда

$$W_o\tau=h\ . \qquad (36)$$

3. Подставив значение h в (35), получим

$$V=W_o\tau F/\tau=FW_o\ м^3/с\ . \qquad (37)$$

Из (37) видно, что производительность отстойника пропорциональна поверхности осаждения и не зависит от высоты отстойника. Из (37) находим необходимую поверхность отстаивания

$$F=V/W_o,\ м^2\ . \qquad (38)$$

4. Учитывая, что $V=G_ж/\rho_ж$, (39)

где $G_ж$ – масса жидкой фазы, кг;

$\rho_ж$ – плотность жидкой фазы, $кг/м^3$.

Получим $F=G_ж/W_o\rho_ж$. (40)

5. Количество суспензии, поступающей в отстойник G_c, кг/с. Весовое содержание сухого вещества в ней x_1 долей. В результате отстаивания все сухое вещество переходит в осадок, вес которого равен разности количеств исходной суспензии и осветленной жидкости G_c-$G_ж$=вес сухого вещества в суспензии, кг.

6. Для всей системы $G_c=G_{oc}+G_ж$, (41)

где G_{oc} – вес влажного осадка, кг с содержанием твердой фазы x_2 и влажностью $W=1-x_2$. Тогда для твердой фазы имеем

$G_c x_1=G_{oc} x_2$ (42) или $G_c x_1=G_{oc}(1-W)$. (43)

Из (41) и (42) находим количество осветленной жидкости

$G_ж= G_c- G_{oc}= G_c- G_c x_1/x_2= G_c(1-x_1/x_2)$, кг/с . (43)

7. Подставляя (43) в (40), получим

$F=G_c(1-x_1/x_2)/W_o\rho_ж$, м^2 . (44)

8. Обозначив отношение весового содержания сухого вещества в суспензии и осадке $\beta=x_1/x_2$, определяем поверхность осаждения

$F=G_c(1-\beta)/W_o\rho_ж$. (45)

9. На практике в формулу (45) вводят коэффициент, учитывающий влияние неравномерности отстаивания, вихреобразований и других факторов на реальный процесс отстаивания. Ориентировочно этот коэффициент принимается равным 1,3. Тогда

$F=1{,}3\cdot G_c(1-\beta)/W_o\rho_ж$. (46)

10. В формулах (45) и (46) величина W_o представляет собой скорость свободного осаждения наименьших твердых частиц. При стесненном осаждении (W_{CT}) вместо W_o подставляют W_{CT} (обычно $W_{CT}\approx 0{,}5W_o$).

11. Высоту отстойника обычно не рассчитывают, а принимают равной до 2,5–3,5 м.

Пример 1

Определить производительность, поверхность и диаметр непрерывно действующего грибкового отстойника для осветления суспензии в количестве G_c=20000 кг/ч.

Концентрация твердой фазы в суспензии x_1=20 %, концентрация сгущенной суспензии x_2=50 %. Скорость осаждения суспензии W_o=0,5 м/ч, плотность жидкой фазы суспензии $\rho_ж$=1050 кг/м^3.

Решение

1) Определяем производительность отстойника по твердой фазе $G_{тв}=20000\cdot 0{,}2=4000$ кг/ч .

2) Производительность отстойника по сгущенной суспензии

$G_{ст}= G_{тв}/x_2=4000/0,5=8000$ кг/ч.

3) Тогда производительность отстойника по осветленной жидкости

$G_ж= G_c- G_{ст}=20000-8000=12000$ кг/ч.

4) Находим $\beta=x_1/x_2=20/50=0,4$.

5) Определяем поверхность отстойника по (46)

$F=1,3G_c(1-\beta)/W_o\rho_ж=1,3\cdot20000(1-0,4)/0,5\cdot1050=29,6$ м^2.

6) Откуда диаметр отстойника $D=\sqrt{4F/\pi}=\sqrt{4\cdot29,6/3,14}=6,15$ м.

Принимаем D=7 м.

Пример 2

Подобрать отстойник для отстаивания огарка из водной суспензии 3600 м^3/ч.

Определим предельную скорость осаждения, считая, что осадок состоит из гранул размером 0,5 мм, плотность воды считаем равной 1, огарка 1,8, вязкость воды ≈1 сантипуаз.

$V_{пр}=2/9\cdot(0,0005)^2\cdot10\cdot800/0,001=2/9\cdot25\cdot10^{-8}\cdot8\cdot10^2/1\cdot10^{-3}=0,45\cdot10^{-2}$ м/с.

Секундный расход составит: 3600 м^3/час/3600 с/час=1 м^3/с.

Площадь осаждения: $F=1$ м^3/с $/0,45\cdot10^{-2}=2,2\cdot10^2$ м^2.

Тогда диаметр отстойника составит 16,3 м.

При выполнении точных расчетов необходимо определить средний диаметр частицы и фракционный состав дисперсной среды.

Эффективность работы отстойника определяется соотношением веса фракций, превосходящих средний диаметр (или иной эффективный диаметр, по которому производится расчет) и веса фракций, имеющих меньший диаметр.

Пример 3

Определить эффективность работы рассмотренного в предыдущем примере отстойника, если известно, что 2 % по весу колчеданного огарка находится во фракциях более крупных, чем 0,5 мм, содержание взвешенных частиц в суспензии составляет 300 г/л. к.п.д. работы отстойника (определенный по опытным данным) 0,95.

Вес фракций, подлежащих осаждению

$300\cdot0,95(100-2/100)=280$ г/л.

Остаток твердый в осветленной суспензии

300-280=20 г/л.

При проектировании отстойников целесообразно устанавливать не менее двух аппаратов, работающих параллельно, что обеспечивает возможность их попеременной очистки без остановки всего агрегата.

3.8. Фильтры для жидкостей

Предназначены для разделения жидких суспензий путем их фильтрования. При этом осадок, выделившийся из суспензии, сосредотачивается на фильтрующем материале. Фильтры для жидкостей отличаются многообразием конструкций. Конструкции фильтров классифицируются по способу создания и величине ΔР(ΔР – движущая сила фильтрации – разность давлений по обе стороны фильтрующей перегородки).

Проводимая классификация заимствована из литературы [11].
Фильтры, где ΔР создается действием вакуум-насосов 5–9.
Фильтры, где ΔР создается действием компрессоров 5–30.
Фильтры, где ΔР создается действием насосов до 50 и более.

Другой принцип классификации связан с направлением движения фильтрата. В связи с этим все фильтры делятся на фильтры с противоположными, совпадающими и перпендикулярными направлениями силы тяжести и движения фильтрата.

При выборе фильтров неоходимо решать следующие задачи: выбор материала фильтрующей перегородки, выбор типа фильтра, определение поверхности фильтрующей перегородки.

Выбор материала основывается на необходимости использовать фильтруюшую перегородку, обладающую коррозионной устойчивостью в данной среде и обладающую необходимой фильтрующей способностью в данной суспензии. Для фильтрования коррозионных сред используются следующие гибкие материалы: асбестовые ткани, стеклянное волокно, нитрованные хлопчатобумажные ткани, синтетические ткани из поливинилхлоридных, лавсановых, полиэтиленовых волокон, полипропиленовых волокон. Для относительно малокоррозионных сред используют следующие бумажные, шерстяные материалы: сукно, байку, войлок; хлопчатобумажные материалы: бязь, миткаль и т. д. В качестве негибких фильтрующих перегородок используются перегородки из пористой керамики, угольные, диатомитовые, пенопластовые и т. п. При выборе типа фильтра рекомендуется использовать следующую таблицу.

Таблица 3.5

Типы фильтра

Тип фильтра	Скорость образования осадка				
	>25	1–25	0,05–0,1	0,05–10	0,05–10
Ячейковые барабанные	+	+	+		
Вакуумные фильтры					
Безячейковые барабанные вакуум-фильтры	+				
Ячейковые барабанные	+				
Вакуум-фильтры с внутренней поверхностью	+				
Барабанные вакуум-фильтры с внешними ячейками	+				
Барабанные вакуум-фильтры с верхней подачей суспензии	+				
Тарельчатые фильтры	+	+			
Карусельные фильтры	+	+			
Ленточные фильтры	+	+			
Дисковые фильтры		+	+		
Барабанные вакуум-фильтры с вспомогательным веществом				+	+
Нутч-фильтры	+	+	+	+	+
Рамные фильтр-прессы		+	+	+	+
Фильтры с горизонтальными камерами	+	+	+	+	+

Необходимая поверхность фильтрующей перегородки устанавливается только путем полузаводских и заводских испытаний. Причем испытываться должна та же перегородка на той же суспензии при той же конструкции фильтра, которые предполагается использовать в проекте.

При соблюдении этих условий $F=V/V_o$,

где V – секундный объем суспензии;

V_o – определенная путем испытаний удельная производительность единицы поверхности фильтрующей перегородки;

F – необходимая фильтрующая поверхность, $м^2$.

ГЛАВА IV
ПЕЧИ И СУШИЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ

4.1. Печи кипящего слоя (КС)

Печи с кипящим слоем применяются для обжига флотационного и рядового колчедана и других сульфидных руд, для сушки сыпучих материалов и др. (рис. 4.1).

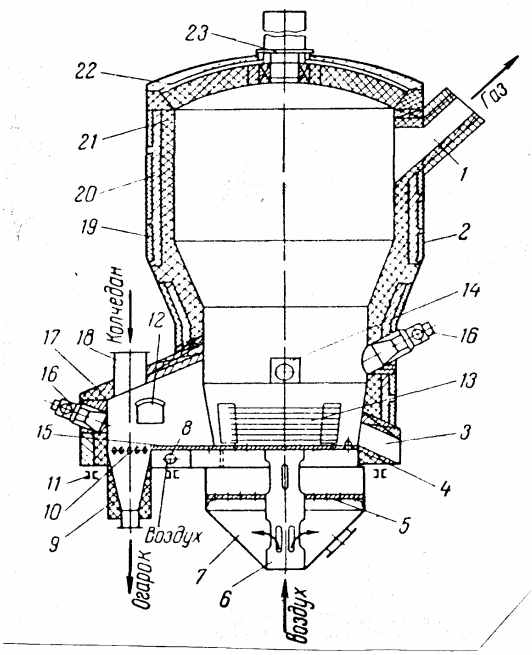


Рис. 4.1. Печь кипящего слоя производительностью 100 т колчедана в сутки: *1 – патрубок вывода газа; 2 – корпус печи; 3 – патрубок вывода огарка с непровальной части пода; 4 – грибки; 5 – воздухораспределительная решетка; 6 – стояк для подвода воздуха; 7 – конус; 8 – патрубок подвода воздуха в непровальную часть форкамеры; 9 – бункер провальной части форкамеры; 10 – дутьевая решетка провальной части форкамеры; 11 – опорная рама печи; 12 – люк форкамеры; 13 – охлаждающие элементы; 14 – смотровое окно; 15 – подовая решеткак (плита); 16 – горелка газовая или форсунка мазутная; 17 – форкамера; 18 – патрубок подачи колчедана; 19 – засынка; 20 – кирпич диатомовый; 21 – кирпич шамотный; 22 – крышка печи; 23 – взрывной клапан*

В горизонтальном сечении печь может иметь любую геометрическую форму.

Частицы тонко измельченного обжигаемого материала размером 0,01–0,5 мм в поперечнике подают непрерывно на решетку, под которую поступает воздух со скоростью, обеспечивающей переход частиц во взвешенное состояние, но недостаточной для уноса материала из печи. Находясь в непрерывном пульсационном движении, частицы одновременно двигаются (текут) по решетке печи и при этом происходит их интенсивный обжиг. Высота кипящего слоя определяется расстоянием от решетки до отверстия для выхода огарка, но может регулироваться и скоростью вывода огарка через отверстие в поде печи.

Печь КС работает в интервале скоростей $\Delta W_г$, определяемом полидисперсностью обжигаемого материала, т. е. начиная со скорости, при которой взвешиваются наиболее крупные частицы и кончая скоростью, при которой уносятся из печи наиболее мелкие.

При монодисперсном материале рабочий интервал скоростей больше, унос меньше и работа печи устойчивее.

Кинетическая скорость псевдоожижения $W_в$, т. е. скорость воздуха, при которой частицы обжигаемого материала переходят во взвешенное состояние, определяется по величине истинной скорости взвешивания $W_{и.в.}$. Эта величина отвечает скорости воздуха в свободном объеме взвешенного слоя, т. е. в пространстве между зернами. Для ламинарного режима, т. е. при $Re \le 17$ и $Ar \le 1{,}7 \cdot 10^4$

$$Re = 1{,}1 \cdot 10^{-2} Ar , \qquad (1)$$

где $Re = W_{и.в.} d/\nu$; $Ar = g d^3 \rho_т / \nu^2 \rho_г$,

d – средний размер частиц, м;

$\rho_г$ и $\rho_т$ – плотности газа и твердых частиц, кг/м^3;

ν – кинематический коэффициент вязкости, м^2/с;

g – ускорение силы тяжести, 9,81 м/с^2.

Для флотационного колчедана можно принять $d_{ср}$=0,07 мм. Зерна такого размера взвешиваются при ламинарном режиме, следовательно, пользуясь формулой (1), можно вычислить $W_{и.в.}$. При решении (1) относительно $W_{и.в.}$ получим

$$W_{и.в.} = \rho_т \cdot d^2 / 10^2 \rho_г \cdot \nu . \qquad (2)$$

Фиктивная скорость взвешивания $W_в$, т. е. скорость начала взвешивания частиц, рассчитанная на полное сечение печи, определяется по формуле

$$W_в = E_o \, W_{и.в.} , \qquad (3)$$

где E_o – порозность подвижного слоя, т. е. его объемная доля, не занятая частицами. Для флотационного концентрата можно принять E_o=0,4.

Рабочую скорость газа при полидисперсном материале выбирают так, чтобы она была больше скорости взвешивания наиболее крупных частиц. При этом часть наиболее мелких частиц может уноситься с потокам газа, что происходить в печах кипящего слоя.

В печах КС поверхность обжигаемого материала максимально полностью омывается газом, велика турбулентность двухфазной среды и максимальны диффузионные сопротивления, что ведет к повышению коэффициентов массо- и теплопередачи. Благодаря перекрестному направлению движения реагентов в этих печах обеспечивается высокая движущая сила и наибольшая полнота процесса, т. е. максимальный к.п.д.

Время контакта составляет в печах КС несколько секунд, тогда как в механических полочных печах оно измеряется часами. Печи КС работают с высокой интенсивностью – в 10 раз интенсивнее, чем механические полочные, и в 1,5–2 раза интенсивнее, чем печи пылевидного обжига, поскольку в печах КС количество обжигаемого материала в реакционном объеме больше.

Тепло реакции горения используется для выработки пара. Поэтому в зоне кипящего слоя размещают теплообменники для подогрева воды или секции труб парового котла.

Недостатком печей КС является высокая запыленность печного газа (до 200 г/м^3).

4.2. Расчет основных размеров печи КС

Допустимая интенсивность обжига по условному 45 % -му колчедану:

на 1 м^2 решетки, кг/сутки	– 8000,
на 1 м^3 печи, кг/сутки	– 1500.
Интенсивность первичного дутья на 1 м^2 решетки, нм^3/мин. – $К_{перв.}$	– 7.
Плотность флотационного колчедана, кг/м^3	– 3880.
Насыпная масса, кг/м^3	– 1970.

1. Площадь дутьевой решетки

$F_{д.р.}=M_у/8000=240000/8000=30$ м^2,

$M_у$ – производительность печи, кг/сутки.

2. Количество первичного дутья

$V_{перв.}=К_{перв.} \cdot F_{д.р} \cdot 60=7 \cdot 30 \cdot 60=12600$ нм^3/ч

или 12600/3600=3,5 нм^3/с.

3.

Площадь провальной решетки $F_{п.р.}$ обычно составляет 10 % от общей площади дутьевой решетки

$F_{п.р.}= F_{д.р} \cdot 0,10=30 \cdot 0,10=3$ м^2.

4. Площадь беспровальной решетки

$F_{б.р.}= F_{д.р}- F_{п.р.}=30-3=27$ м^2.

5. Диаметр цилиндрической части печи D_n

$D_n=\sqrt{4F_{б.р.}/\pi}=\sqrt{4 \cdot 27/3,14}=5,86$ м.

6. Количество дутья провальной решетки.

Принимаем количество дутья провальной решетки вдвое больше, чем % площади решетки, т. е. дутье провальной решетки составляет $2 \cdot 10=20$ % от первичного дутья

$V_{п.р.}=V_{перв} \cdot 0,20= 3,5 \cdot 0,20=0,7$ нм^3 /с.

7. Суммарная площадь дутьевых труб провальной решетки. Допустимая скорость воздуха в дутьевых трубах 12,5 м/с. Отсюда

$\Sigma F_{д.т.}=V_{п.р.}/ V_{д.т.}=0,7/12,5=0,056$ м^2.

8. Количество труб дутьевой решетки. Для дутьевой решетки принимаем трубы стальные водогазопроводные с условным проходом 70 мм и площадью внутреннего сечения 35,8 см^2. Отсюда

$n=\Sigma F_{д.т.}/ F_{д.т} \cdot 10^{-4}=0,056/35,8 \cdot 10^{-4}=15,6 \approx 16$

10^{-4} – коэффициент перехода от см^2 км^2.

9. Ширина дутьевой решетки. Принимаем расстояние между трубами в свету равным внешнему диаметру труб, а расстояние между первой трубой и стенкой загрузочной камеры и между последней трубой и беспровальной решеткой равными половине диаметра трубы. Получаем

$$в=n \cdot 2d_в=16 \cdot 2 \cdot 0,0755=2,416 \text{ м.}$$

10. Длина каждой трубы

$$L= F_{п.р.}/в=3/2,416=1,242 \text{ м.}$$

11. Суммарная площадь отверстий дутьевых труб. Допустимая скорость дутья в отверстиях 8 м/с. Отсюда

$$\Sigma F_{д.о.}= V_{п.р.}/ V_{д.о.}=0,7/8=0,0875 \text{ м}^2.$$

12. Количество отверстий в трубах. Принимаем d_o дутьевых отверстий 10 мм (0,01 м). Тогда

$$n=\Sigma F_{д.о.} \cdot 4/\pi d_o^2=0,0875 \cdot 4/3,14 \cdot 0,01^2=1115.$$

13. Шаг отверстий в трубах. В каждой трубе имеется 1115/16=70 отверстий. Сумма расстояний между отверстиями будет: $L-n \cdot 10-2 \cdot 2=1242-$

350-4=888 мм и каждое расстояние равно 888/35=25 мм, т. е. шаг отверстий 25 мм.

14. Количество дутья под беспровальную решетку $V_{б.р.}= V_{перв.}-V_{п.р.}=3,5–0,7=2,8$ нм^3/с.

15. Количество грибков беспровальной решетки. Принимаем диаметр дутьевого отверстия грибка 7 мм (0,007 м), количество их в грибке 8. Тогда учитывая, что допустимая скорость воздуха равна 8 м/с, получим:

$$N_{гр}= V_{б.р.}\cdot 4/\acute{\omega}_{д.о.}\cdot 8\cdot \pi d_{д.о.}{}^2 =2,8\cdot 4/8\cdot 8\cdot 3,14\cdot 0,007^2=1137$$ грибков.

16. Скорость газа в КС. Условно принимаем соотношение между количеством обжигового газа и количеством дутья в слое таким же, как и во всей печи. Тогда при температуре слоя 830^o С и площади его 30 м^2

$$W_{к.с.}= V_{о.г.}\cdot V_{перв.} (1+ 1/273\cdot t_{слоя})/V_{возд.}.F_{д.р.}\cdot 3600 =$$
$$=20627\cdot 12600(1+830/273)/21372\cdot 30\cdot 3600 = 0,455$$ м/с,

где $V_{о.г}$ – объем обжигового газа, нм^3/ч,

$V_{возд}$ – объем общего воздуха, нм^3/ч.

17. Скорость газа в печи: $W_п= 20627\cdot(1+830/273)/27\cdot 3600=0,85$м/с.

18. Объем печи. Допустимая интенсивность обжига 1500 кг/сутки условного колчедана на 1 м^2 печи

$V_п=m_у/1500=240000/1500=160$ м^3.

19. Объем загрузочной камеры. При высоте загрузочной камеры 3 м, объем его составит

$V_{з.к.}=F_{п.р.}\cdot h_{з.к.}=3\cdot 3= 9$ м^3.

20. Объем цилиндрической части печи

$V_ц=V_п-V_{з.к.}=160-9=151$ м^3.

21. Высота цилиндрической части печи

$H_п=V_ц/ F_{б.р.}=151/27=5,6$ м.

22. Поверхность охлаждения печи

$$S_{охл.}= S_{з.к.}+ S_{в.с.}+$$
$$+S_{кр}=2(Ш_р+0,5)(H_{з.к.}+0,5)+(Ш_р+0,5)(L_{пр}+1)+\pi(D_п+1)(H_п+0,5)+0,5\pi(D_п+1)^2;$$
$$S_{охл.}=2(2,416+0,5)(3+0,5)+(2,416+0,5)(1,242+1)+3,14(5,86+1)(5,6+0,5)+$$
$$+0,5\cdot 3,14(5,86+1)^2=232,23$$ м^2.

23. Потери тепла в окружающую среду. При температуре внешних поверхностей 85^o С имеем

$\beta= 9,3+0,7\cdot 85=68,8$ Вт/м^2 град.

$Q_{ПОТЕРИ}= S_{охл} \cdot \beta(t_{ст}-t_{в}) \cdot 1,3\tau=232,23 \cdot 68,8(85-3) \cdot 1,3 \cdot 3600=6125423400$ Дж/ч или 6125423,4 кДж/ч.

24. Время пребывания газов в печи

$\tau_{пр}=V_{n} \cdot T_{o} \cdot 3600/V_{о.г.} \cdot T_{о.г.}=160 \cdot 273 \cdot 3600/20627 \cdot 1093=6,97 \approx 7$ с.

Полученное время пребывания газов в печи 7 с близко к обычным принимаемым значениям от 6 до 9 с.

4.3. Вращающиеся печи

В химической промышленности вращающиеся печи (рис. 4.2) применяются для высокотемпературной обработки кусковых, сыпучих и пастообразных материалов.

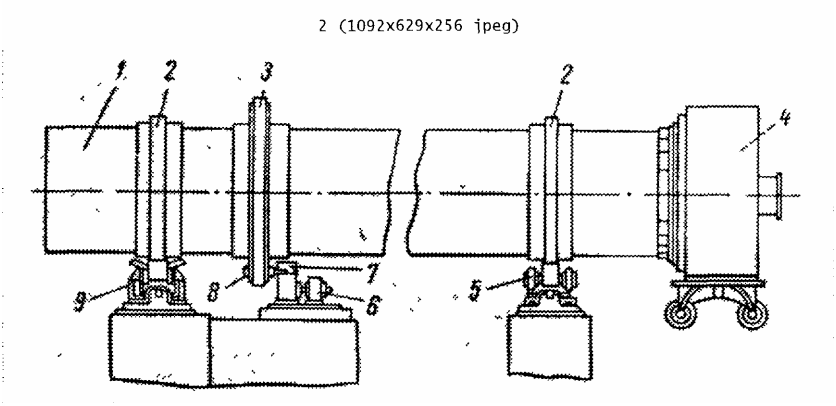


Рис. 4.2. Вращающаяся печь:
1– корпус печи; 2 – бандажи; 3 – венцовая шестерня; 4 – откатная топка; 5 – опорная станция; 6 – мотор; 7 – редуктовр; 8 – подвенечная шестерня; 9 – упорно-опорная станция

В зависимости от свойств обрабатываемых материалов и требований, предъявляемых к готовой продукции, кроме соблюдения определенного температурного режима к печам могут быть предъявлены дополнительные требования: создание в их рабочей зоне окислительной или восстановительной среды или полное исключение непосредственного контакта греющих газов с обрабатываемым материалом. В последнем случае возникает необходимость передачи тепла материалу через стенки, отделяющие рабочую зону печи от греющих газов. Такие печи носят название муфельных (рис. 4.3).

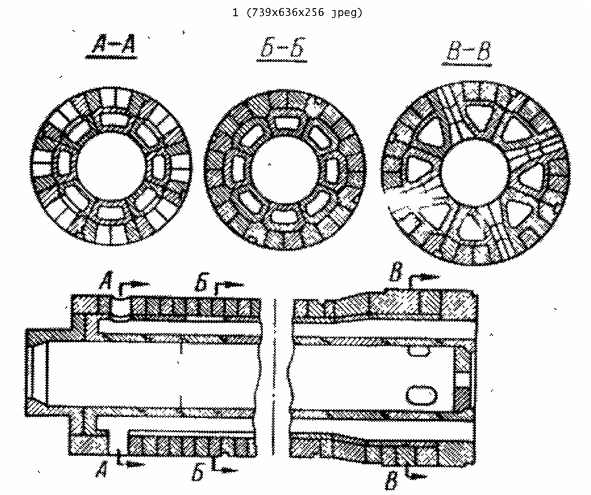


Рис. 4.3. Муфельная печь

Расчет любой из перечисленных выше печей складывается из следующих этапов:

а) составление материального и теплового балансов;

б) определение основных размеров печи – длины и диаметра, а также угла наклона ее и числа оборотов;

в) теплового расчета;

г) уточнение по результатам теплового расчета размеров печи, определенных в процессе проработки в предшествующих стадиях;

д) определение потребляемой мощности и усилий, воспринимаемых опорными узлами;

е) прочностные расчеты.

Основными исходными данными для расчета печи являются: ее производительность, состав и влажность шихты, температурный режим и время обработки, состав и количество выделяющихся при обработке паро – и газообразных продуктов.

Расчет печи начинается с составления материального и теплового балансов.

Целью материального баланса является определение удельных расходов всех видов сырья и других материалов, вводимых в печь или образующихся в процессе реакции побочных продуктов, включая потери и унос, отнесенных на единицу готовой продукции.

Умножением удельных расходов (по всем приходным и расходным статьям материального баланса) на заданную производительность по готовому продукту печи определяются абсолютные расходы в час или в сутки.

Целью теплового баланса является определение удельных расходов тепла и топлива на обработку данного материала, необходимого для хода и завершения процесса, при заданных или принятых размерах печи и ее производительности.

Тепловой баланс оформляется следующим уравнением:

$$G_т^1 Q_р^н + G_т^1 c_т (T_т - 273) + (G_c c_c + G_в c_в)(T_c - 273) + V_{возд.} C_{возд.} G^1_т (T_{воз.} - 273) \pm Q_р =$$

$$= G_в [r + (T_{о.г.} - T_и) c_п] + V_{о.г.} c_{о.г.} G_т^1 (T_{о.г.} - 273) + c_{пр.} (T_{пр} - 273) +$$

$$+ G_у c_у (T_{о.г.} - 273) + \eta Q^н_р G^1_т,$$

из которого определяется $G_т^1$ кг/кг или нм^3/кг – продукта

$$G_т^1 = \{G_в [r + (T_{о.г.} - T_и) c_п] + c_{пр.} (T_{пр} - 273) + G_у c_у (T_{о.г.} - 273) - (G_c c_c + G_в c_в)(T_c - 273) + Q_р\} /$$

$$/ [Q_р^н (1 - \eta) + c_т (T_т - 273) + V_{возд.} C_{возд.} (T_{воз.} - 273) - V_{о.г.} c_{о.г.} (T_{о.г.} - 273)], \qquad (4)$$

где $G_т$ – расход топлива в кг/кг (при газовом топливе в н·м^3/кг готового продукта);

$Q_р^н$ – низшая теплотворная способность топлива в кДж/кг;

$c_т$ – теплоемкость топлива в кДж/кг · град.;

$T_т$ – температура топлива в ^{o}К;

G_c – удельный расход сухого сырья в кг/кг продукта;

$G_в$ – содержание в сырье влаги кг/кг;

c_c – теплоемкость сырья в кДж/кг·град;

T_c – температура сырья в ^{o}К;

$V_{воз}$ – расход воздуха на сжигание топлива в м^3/кг топлива;

$C_{воз}$ – теплоемкость воздуха в кДж/кг · град;

$T_{воз}$ – температура воздуха в ^{o}К;

$Q_р$ – тепловой эффект процесса в кДж/кг продукта;

r – скрытая теплота парообразования в кДж/кг;

$T_и$ – температура испарения влаги в ^{o}К;

$T_{о.г.}$ – температура отходящих газов в ^{o}К;

$c_п$ – теплоемкость паров в кДж/кг·град;

$V_{о.г.}$ – количество отходящих газов в м^3/кг продукта;

$c_{о.г.}$ – теплоемкость отходящих газов в кДж/м^3·град;

$T_{пр}$ – температура продукта на выходе из печи ^{o}К;

$c_{пр}$ – теплоемкость продукта в кДж/кг · град;

$G_у$ – количество уноса в кг/кг продукта;

$c_у$ – теплоемкость уноса в кДж/кг·град;

η – потери тепла в окружающую среду в % от всего количества тепла, вводимого в печь.

Для решения этого уравнения кроме данных, взятых из материального баланса, должны быть заданы:

вид топлива и его характеристика;

тепловой эффект реакции, проводимой в печи;

температура обрабатываемых материалов на входе в печь и выходе из нее.

Температура газов на входе в печь также может быть задана или определена температурным режимом обработки материала и обеспечена соответствующим подбором вида топлива, если оно не задано, а также количеством и температурой воздуха для его сжигания. Температура отходящих газов принимается исходя из условий максимального использования тепла вводимых в печь продуктов сгорания топлива, с учетом технико-экономической целесообразности дополнительных капитальных затрат и эксплуатационных расходов (увеличение длины и диаметра печи, габаритов помещения для ее установки, увеличение расходуемой мощности и т. д.). Вместе с тем при всех условиях температура отходящих из печи газов должна быть выше температуры конденсации паров, уносимых из печи вместе с отходящими газами.

Решением уравнения теплового баланса относительно G_T после подстановки в него вместо буквенных обозначений их числовых значений определится удельный расход топлива на единицу выдаваемой из печи готовой продукции.

Умножая входящие в уравнение теплового баланса величины удельных расходов на часовую производительность печи по готовому продукту, получим их часовые расходы, необходимые для последующих расчетов как самой печи, так и ее вспомогательных устройств: тяговых, топочных, питающих и т. п.

Для проведения дальнейшего теплового расчета необходимо предварительно определить, на основании уже полученных по тепловому и материальному балансам данных, основные размеры печи при заданной производительности и принятому коэффициенту ее заполнения. Наоборот, если размеры печи заданы, то определяется ее максимальная производительность.

Основными фактами, определяющими размеры печи, т. е. ее диаметр и длину, являются тепломощность печи или количество тепла, которое должно быть передано обрабатываемому в ней материалу в единицу времени, и время его пребывания в рабочей зоне. Невозможность аналитического решения данного вопроса вследствие сложности протекающих во вращающихся печах процессов и условий теплопере-

дачи, а также непрерывного изменения свойств и структуры обрабатываемых в них материалов вынуждает принимать ряд условностей и допущений, упрощающих картину фактически происходящих в печах явлений, используя полуэмпирические формулы.

В частности, для определения диаметра и длины печи по заданному времени пребывания в ней материала, производительности печи и принятому числу ее оборотов, углу наклона и коэффициенту заполнения материалом, обычно принимаемому в пределах 0,05–0,10 можно пользоваться следующими полуэмпирическими формулами:

$$\tau=0{,}308(V+24)L / D_{ni}, \quad (5)$$

$$\pi D^2 L\varphi/4=Gr/60\rho \quad (6)$$

$$ni=65{,}5\cdot10^{-4}\, G(V+24)/\rho D^3\varphi, \quad (7)$$

$$D=1{,}13\sqrt{V_{о.г.}/U_{о.г.}}\cdot 1/1-\varphi, \quad (8)$$

где τ – время пребывания материала в печи в мин;

V – угол естественного откоса материала в град;

L – длина печи в м;

n – число оборотов в минуту;

i – уклон печи в процентах, т. е. tg угла наклона х 100;

φ – коэффициент заполнения печи материалом;

ρ – плотность материала в кг/м^3;

G – часовая производительность печи в кг/ч;

$U_{О.Г.}$ – линейная скорость отходящих газов в м/с;

$V_{О.Г.}$ – объемная скорость отходящих газов в м^3/с, определяемая по формуле:

$$V_{О.Г.}=(V_{г.г}G'_{г}+V_{г.р.})GT_{о.г.}/273\cdot 1/3600, \quad (9)$$

где $G'_{г}$ – удельный расход топлива в кг/кг продукта;

$V_{г.р.}$ – объем реакционных газов и паров в м^3/кг продукта;

$V_{г.г}$ – объем газов при сжигании 1 кг топлива в м^3/кг;

$T_{о.г}$ – температура отходящих газов в К.

Уравнение (8) учитывает тепломощность печи.

Задаваясь предельно допустимой скоростью отходящих газов в выходном сечении печи, обычно принимаемой в целях снижения уноса пылевых частиц материала не выше 2 м/с, по уравнению (8) определяется внутренний диаметр печи, затем по уравнению (6) – ее длина и, наконец, по уравнению (7) – произведение числа оборотов на уклон печи.

Как правило, величина этого произведения не должна превышать 4,5–5, причем число оборотов принимается в пределах 0,1–4 об/мин и

уклон не более 2–4 . Этими величинами и следует пользоваться при проведении данных расчетов.

При необходимости сокращения длины печи по условиям ограниченного места монтажа или по другим причинам для сохранения того же времени пребывания в ней материала необходима установка порога в выходном сечении печи, высота которого определяется уравнением:

$$(L_1\text{-}L)/R\cdot i/100=R[(\sqrt{}\ R+R/2a\text{-}R\text{-}0{,}5)\text{-}1/a], \qquad (10)$$

в котором L – длина печи после установки порога в м;

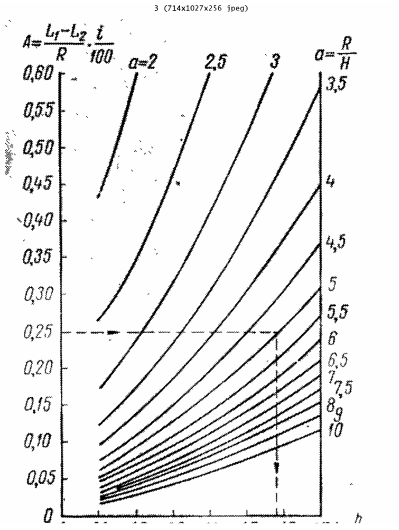
L_1 – длина печи без порога в м;

$R = h/H$; $a=R/H$,

где H – стрелка сегмента печи, заполненного материалом, м;

h – высота порога, м.

Определение высоты порога ведется в следующей последовательности: сначала определяется численное значение левой части уравнения, обозначенное на графике буквой А, затем, пользуясь графиком (рис. 4.4), по радиусу печи R и коэффициенту заполнения ее материалом φ определяются стрелка сегмента H и величина a, равная отношению R/H. По величине А и а на графике (рис. 4.4) определяется величина R, а следовательно, умножением ее на H и высота порога h.



4.4. График для определения высоты порога

Для определения наружного диаметра корпуса печи внутренний ее диаметр, подсчитанный по уравнению (8), должен быть увеличен на двойную толщину футеровки и окончательно уточнен в соответствии с заводскими нормами.

Определенные на основании приведенных расчетов размеры печи должны быть проверены тепловыми расчетами, подтверждающими возможность передачи обрабатываемому материалу за время пребывания его в печи всего количества тепла, определенного тепловым балансом.

Тепловые расчеты начинаются с определения температур газового потока на входе и выходе из печи. При резких изменениях температурного режима по длине печи для проведения тепловых расчетов целесообразно разбить печь на несколько зон, причем при выборе их границ следует стремиться к тому, чтобы в пределах каждой из зон не было резких переломов температурных кривых. Чем правильнее разбита печь на зоны, тем точнее может быть сделан ее тепловой расчет, который в этом случае ведется по зонам, начиная с последней по ходу газов в печи. В этом случае тепловые балансы также составляются по зонам.

Для определения температуры газового потока используем уравнение

$$Q'_M=C_1V_1T_1-C_2V_2T_2+Q_y, \qquad (11)$$

где Q'_M – все количества тепла в кДж, которое должно быть передано материалу дымовыми газами по длине всей печи, или при расчете по зонам

(в последней зоне);

C_1 ,C_2 – средние теплоемкости газов при входе и выходе из печи или зоны, кДж/м^3 град;

V_1 и V_2 – количество газов на входе и выходе из последней зоны или печи, м^3;

T_1, T_2 – температура газов на входе и выходе из последней зоны или печи, К;

Q_y – количество тепла, уносимого из печи, или на выходе из последней зоны, кДж.

В этом уравнении четыре неизвестных C_1, C_2 и T_1, T_2. По соображениям, приведенным ранее, задаемся температурой газов на выходе из печи или соответствующей зоны и затем, решив это уравнение методом подбора, определяем все остальные величины, а следовательно и теплосодержание газового потока на входе в печь или в данную зону.

Аналогичным методом последовательно определяются указанные выше величины для остальных зон печи.

Балансовые уравнения тепловых потоков печи или отдельных зон, если печь разбита на зоны:

$$Q_г = Q^л_{г.ф} + Q^к_{г.ф.} + Q^л_{г.м.} + Q^к_{г.м.} + Q_у; \quad (12)$$

$$Q^л_{г.ф.} + Q^к_{г.ф} = Q^л_{ф.м.} + Q^т_{ф.м.} + Q_п; \quad (12^/)$$

$$Q_м = Q^л_{г.м} + Q^к_{г.м.} + Q^л_{ф.м.} + Q^т_{ф.м.}, \quad (12^{//})$$

где (везде количество тепла в кВт).

$Q_г$ – общее количество тепла, отдаваемое газовым потоком;

$Q^л_{г.ф}$ – количество тепла, отдаваемое газовым потоком лучеиспусканием открытой поверхности футеровки;

$Q^к_{г.ф.}$ – то же конвекцией;

$Q^л_{г.м}$ – количество тепла, отдаваемое газовым потоком лучеиспусканием открытой поверхности материала;

$Q^к_{г.м}$ – то же конвекцией;

$Q_у$ – количество тепла, отдаваемое газовым потоком газам и твердым частицам, выделяющимся из материала;

$Q^л_{ф.м.}$ – количество тепла, отдаваемое открытой поверхностью футеровки открытой поверхности материала;

$Q^т_{ф.м}$ – количество тепла, отдаваемое закрытой поверхностью футеровки закрытой поверхности материала;

$Q_п$ – количество тепла, отдаваемое поверхностью печи окружающей среде;

$Q_м$ – общее количество тепла получаемое материалом.

Входящие и приведенные уравнения количества тепла могут быть раскрыты, пользуясь известными законами теплоотдачи конвекцией и лучеиспусканием, определяющими зависимость тепловой нагрузки от температуры и коэффициентов поглощения и излучения, отдающих и воспринимающих тепло поверхностей, а именно:

$$Q^л_{г.ф.} = 5{,}77 \cdot 10^{-3} l_ф [E^/_{г.п.} (T_г/100)^4 - E^{//}_{г.п.} (T_ф/100)^4] \cdot l_{д.ф.}; \quad (13)$$

$$Q^к_{г.ф.} = 10^{-3} a (T_г - T_ф) l_{д.ф.}; \quad (14)$$

$$Q^л_{ф.м.} = 5{,}77 \cdot 10^{-3} \cdot l_ф \cdot l_м [(1 - E^{//}_{г.п.})(T_ф/100)^4 - (1 - E^{///}_{г.п.})(T_м/100)^4] \cdot l_{х.м.}; \quad (15)$$

$$Q^т_{ф.м.} = 5{,}77 \cdot 10^{-3} \cdot l_ф \cdot l_м [(T_ф/100)^4 - .)(T_м/100)^4] \cdot l_{д.м}, \quad (16)$$

где а – коэффициент теплоотдачи, определяемый по формуле:

$$a = 0{,}028 (U_г C_г)^{0,8} \cdot \lambda^{0,2}_г / D^{0,2}_{эк}, \quad (17)$$

$U_г$, $C_г$, λ – соответственно скорость, теплоемкость и теплопроводность газового потока;

$l_ф$ – эффективная степень черноты футеровки, равная 0,96;

$l_м$ – эффективная степень черноты материалов, равная 0,90;

$E^/_{г.п.}$ – коэффициент излучения газового потока при средней температуре газа;

$E^{//}_{г.п.}$ – коэффициент излучения газового потока при средней температуре футеровки;

$E^{///}_{г.п.}$ – коэффициент излучения газового потока при средней температуре материала;

$l_{д.м}$ – длина дуги материала в м;

$l_{х.м}$ – длина хорды материала;

$l_{д.ф}$ – длина дуги футеровки в м;

$T_г$ – средняя абсолютная температура газа в пределах данной зоны в ^{0}К;

$T_ф$, $T_м$ – средняя абсолютная температура футеровки и материала в пределах данной зоны в ^{0}К.

В пяти уравнениях (12), (13–16) шесть неизвестных, поэтому решение их возможно лишь методом подбора. Учитывая, что температура поверхности материала всегда будет выше, чем его средняя температура, количество тепла, фактически передаваемое материалу, будет меньше рассчитанного по этим уравнениям. Поэтому необходимо в правые части вводить поправочные коэффициенты К, меньше единицы, характеризующие степень равномерности прогрева материала.

Количество тепла, передаваемое газовым потоком непосредственно открытой поверхности материала $Q_{г.м.}$, определяется по формулам, аналогичным (13) и (14), в которые вместо температуры и коэффициента излучения поверхности футеровки подставляются аналогичные значения этих величин для материала.

Суммируя количества тепла, передаваемые материалу газовым потоком непосредственно и через футеровку, получим общее количество тепла, которое может быть передано материалу. Проведя аналогичные расчеты для всей печи или каждой ее зоны и просуммировав их, получим общее количество тепла, передаваемое в печь, которое должно соответствовать заданному тепловым балансом. Длина печи, необходимая для передачи всего количества тепла, должна быть увеличена на длину, определяемую временем пребывания материала, необходимым для выдержки последнего перед выдачей из печи без подвода к нему или отнятия тепла. Расчет этой дополнительной длины печи ведется по формуле (5), в которой вместо $\underline{\tau}$ в этом случае должно подставляться только время, необходимое для проведения указанной выше операции, т. е. время выдержки.

Приведенная выше методика теплового расчета печи содержит ряд условностей и упрощений. Например, температуры материала, газового потока и футеровки принимаются постоянным и на всем протяжении печи или зоны и равными полусумме начальной и конечной температур; потери тепла в окружающую среду определяются на ос-

новании средних статистических данных в процентном отношении к общему его количеству; при определении количества тепла, передаваемого материалу футеровкой, не учитывается влияние на интенсивность теплоотдачи вращения печи и периодичности изменения температуры футеровки. Однако, как показали сравнительные подсчеты и сопоставление их с фактическими и опытными данными, полученные результаты не дают резких отклонений, выходящих за обычно допускаемые пределы (при инженерных расчетах).

В муфельных печах обрабатываемый материал получает тепло только через стенки муфеля, которые обогреваются газовым потоком, движущимся по периферийным каналам печи (рис. 4.3).

Методика теплового расчета этих печей аналогична методике, изложенной для расчета пламенных печей, но при несколько измененных общих уравнениях тепловых потоков.

Так как тепло передается материалу от внутренней поверхности футеровки, уравнения, определяющие его количество, могут быть записаны в виде:

$$Q_{ф.м.} = Q^{л}_{ф.м.} + Q^{т}_{ф.м.}; \quad (18)$$

$$Q_{г.ф.} = Q^{к}_{г.ф.} + Q^{л}_{г.ф.}; \quad (19)$$

$$Q^{к}_{г.ф.} + Q^{л}_{г.ф.} = Q_{г} - Q_{п} \quad (20)$$

$$Q_{м} = Q^{л}_{ф.м.} + Q^{т}_{ф.м.} = K(T^{н}_{ф} - T^{в}_{ф})F . \quad (21)$$

Раскрывая эти балансовые уравнения тепловых потоков, получим дополнительно четыре уравнения:

$$Q^{л}_{ф.м.} = 5{,}77 \cdot 10^{-3} l_{ф} l_{м} [(1 - E^{//}_{г.п.})(T^{в}_{ф}/100)^4 - (1 - E^{///}_{г.п.}) \cdot (T_{м}/100)^4] l_{х.м.}; \quad (22)$$

$$Q^{т}_{ф.м.} = 5{,}77 \cdot 10^{-3} l_{ф} l_{м} [(T^{в}_{ф}/100)^4 - (T_{м}/100)^4] l_{д.м.}; \quad (23)$$

$$Q^{л}_{г.ф.} = 5{,}77 \cdot 10^{-3} l_{ф} [E^{/}_{г.п.}(T_{г}/100)^4 - E^{//}_{г.п.}(T^{н}_{ф}/100)^4] F^{н}_{ф}; \quad (24)$$

$$Q^{к}_{г.ф.} = 10^{-3} a (T_{г} - T^{н}_{ф}) F^{н}_{ф}; \quad (25)$$

$$Q_{ф.ф.} = 10^{-3} \lambda / U [T^{н}_{ф} - T^{в}_{ф}] F^{с}_{ф} . \quad (26)$$

Индексами в и н у температуры футеровки $T_{ф}$ обозначены температуры внутренней и наружной ее поверхности.

Таким образом, имеется семь уравнений при неизвестных $Q^{л}_{ф.м.}$; $Q^{т}_{ф.м}$; $T^{н}_{ф}$; $T^{в}_{ф}$; $Q^{к}_{г}$; $Q^{л}_{г..ф}$; $E^{//}_{г.п}$.

Эти уравнения решаются обычным методом. Причем, как и в предыдущих расчетах, вследствие разницы температур наружной поверхности материала и внутри его слоя в них должен вводиться поправочный коэффициент К, меньше единицы, обычно принимаемый рав-

ным 0,8–0,95 в зависимости от высоты слоя и хрупкости частиц материала. В этих печах несколько отличен и метод определения их диаметра, т. к. внутри муфеля нет потока греющих газов и, следовательно, при расчете величины внутреннего диаметра муфеля не учитывается влияние скорости газов. В этом случае диаметр муфеля определяется по производительности печи и коэффициенту ее заполнения обрабатываемым материалом по формуле:

$$D=\sqrt[3]{G(U+24)/153\rho ni\varphi}, \quad (27)$$

где G – часовая производительность муфеля в кг/ч;

ρ – плотность материала в кг/м^3;

U – угол естественного откоса материала;

n – число оборотов печи в об/мин;

i – уклон печи в %;

φ – коэффициент заполнения муфеля.

Задаваясь произведением числа оборотов печи на угол ее наклона при известной производительности и принятом коэффициенте заполнения и подставляя эти величины в уравнение (27), определим диаметр муфеля. Для определения суммарной площади поперечного сечения каналов, по которым движется газовый поток, необходимо предварительно задаться скоростью движения в них газов, которая обычно принимается не выше 6–8 м/сек (учитывая одновременно и остированные размеры барабана). Делением общего количества продуктов сгорания топлива, определенного из теплового баланса печи, на их скорость, получим суммарную площадь поперечного сечения дымовых каналов. Зная общее сечение этих каналов, толщину их стенок и стенок муфеля, легко определить наружный диаметр печи, который должен соответствовать нормалям на барабаны печей.

Проверочные расчеты, подтверждающие достаточность длины и диаметра печи для передачи материалу необходимого количества тепла, производятся методом, аналогичным методу, принятому для пламенных печей. Для определения длин печи можно пользоваться формулой

$$L=3{,}25\ Dni\tau/(U+24), \text{ м}. \quad (28)$$

Расчет топочных и тяговых устройств печи ведется обычными методами по определенным выше количествам сжигаемого топлива, отходящих продуктов сгорания и выделяющихся в процесса термической обработки материала в печи паров и газов, а также уноса твердых частиц.

Мощность электродвигателя печи определяется по формуле

$$N=A\cdot D^3\rho nL\varphi/7800\eta \text{ квт}, \quad (29)$$

где $A=a\ R_1\ R_2R_3$; a – коэффициент, зависящий от D.

D……1,0 1,2 1,4 1,6 1,8 2,0 2,2 2,4 2,8.

a……...2,9 2,3 1,65 1,3 0,98 0,76 0,6 0,53 0,48.

k_1 – при диаметре барабана до размера 2,2 м $R_1=1$; при больших диаметрах $k_1=1,3$;

k_2 – учитывает степень заполнения барабана и плотность материала и зависит от произведения этих величин:

при $\rho\varphi$ =100, $k_2=1,4$ при $\rho\varphi=200$ $k_2=1,2$;

при значениях, больших 300, $k_2=1$;

k_3 – для мелкокускового материала равно 1; для крупнокускового – 1,1;

ρ– плотность материала в кг/м^3;

L, D – длина и диаметр барабана в м;

n – число оборотов в минуту;

φ – коэффициент заполнения печи материалом;

η – к.п.д. передач.

Для проведения прочностных расчетов предварительно определяется вес самой печи. Для упрощения этой задачи в табл. 4.1 приведены веса элементов в зависимости от диаметра обечайки и толщины футеровки.

Кроме того, необходимо задаться числом опор и величинами пролетов. При длине печей, применяемых в химической промышленности, как правило, не превышающих 40–45 м, число опор 3; при длине до 30 м – 2.

В целях снижения изгибающих моментов принимается консольное решение, обеспечивающее равенство опорных моментов и моментов в середине пролета между опорами. При двухопорной печи это достигается отношением длины пролета между опорами ℓ к общей длине L печи, равным 0,586, при условии равномерного распределения нагрузки. Учитывая высказанное, для упрощения расчета сосредоточенную нагрузки от венцовой шестерни можно относить на длину пролета , на котором она размещается, и добавить к нагрузке от веса барабана печи и футеровки. Ниже приводится вывод, подтверждающий, что при расположении венцовой шестерни непосредственно у опоры, как это всегда имеет место, такое упрощение расчетной схемы не оказывает влияния на величины изгибающих моментов.

При расчетной схеме (рис. 4.5) со сосредоточенной нагрузкой P (рис. 4.5 а) и расстоянии от опоры C изгибающий момент M_n в середине пролета ℓ будет

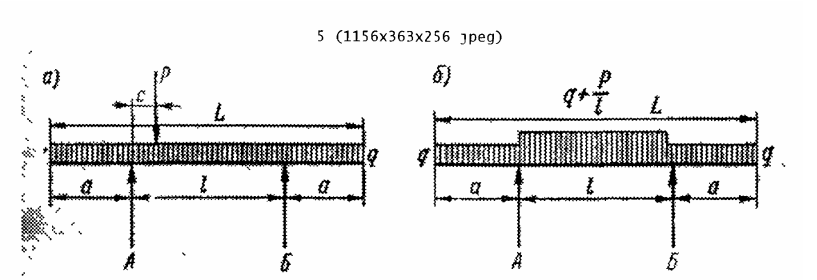


Рис. 4.5. Расчетная схема

$$M_n=PL^2/8(2\ell/L-1)+P\cdot C/2. \quad (30)$$

При равномерно распределенной нагрузке (рис. 4.5б), т.е. при отнесении сосредоточенной нагрузки на всю длину пролета, изгибающий момент в середине пролета

$$M'_n=PL/8(2\cdot\ell/L-1)+PL^2/8(2\cdot\ell/L-1)\ . \quad (31)$$

Приравняв правые части этих уравнений, определим предельное значение расстояния C от опоры, при котором эти равенства справедливы

$$PL^2/8(2\cdot\ell/L-1)+PC/2=PL/8(2\ell/L-1)+PL^2/8(2\ell/L-1); \quad (32)$$

$$C=L/4(2l/L-1). \quad (33)$$

Принимая l/L=0,568, получим

$$C= L/4(2\cdot0,568-1)=0,034\ L\ . \quad (34)$$

Обычно в этих пределах и располагается венцовая шестерня.

Веса основных элементов печи

Таблица 4.1

Наружный диаметр барабана печи в мм	Вес 1 пог.м металла в кг	Вес 1 пог.м. при футеровке в $^1/_2$ кирпича в кг	Вес 1 пог. м при футеровке в один кирпич в кг	Вес 1 пог.м печи (металл и футеровка в один кирпич) в кг	Вес бандажа с креплениями в кг	Вес венца с креплениями в кг
1600	630	980	1840	2470	1870	3770
1800	710	1120	2110	2820	2510	5030
2000	880	1250	2380	3260	3610	7210
2200	1080	1380	2640	3720	4520	8950
2400	1170	1510	2920	4090	6280	12860
2800	1510	1780	3440	4950	8780	17550

4.4. Барабанные сушилки

Сушкой называется процесс термической обработки материала с целью снижения его влажности.

Конструкция сушильных аппаратов зависит от масштабов производства и свойств материала.

Одной из наиболее распространенных в промышленности сушилок непрерывного действия является барабанная сушилка. В качестве сушильного агента в большинстве случаев используется подогретый воздух или газообразные продукты горения топлива.

Расчет сушилок этого типа начинается с определения количества влаги $G_в$, подлежащей удалению, и количества высушенного до заданного процента влажности материала G_2 при количестве влажного материала G_1 в кг/ч

$$G_в = G_1 (W_1-W_2)/(100-W_2); \quad (35)$$

$$G_2=G_1(100-W_1)/(100-W_2); \quad (36)$$

где W_1 и W_2 – начальная и конечная влажность материала, %.

Определение расхода воздуха на единицу испаренной (табл.2) влаги и его общего расхода, кг/ч

$$G^{/}_{воз}=1/(X_1-X_2)\ , \quad (37)$$

$$G_{воз}= G_в/(X_1- X_2)\ , \quad (38)$$

где X_1 – влагосодержание воздуха на входе в сушилку, кг/кг воздуха;

X_2 – влагосодержание воздуха на выходе из сушилки, кг/кг воздуха;

$$X_1=0{,}662\varphi P_п/(P-\varphi\ P_п), \quad (39)$$

$$X_2=[\eta Q_M X_1+G_в(I_1-C_в t_{о.г.})]/[\eta Q_M+G_B(i+C_п t_{о.г.})]. \quad (40)$$

В этих уравнениях обозначены:

φ – относительная влажность воздуха;

$P_п$ – упругость паров влаги в воздухе в Н/м^2 до подогрева;

Р – общее давление, Н/м^2;

I_1 – теплосодержание воздуха на входе в сушилку, нагретого до заданной температурой сушки.

$$I_1=C_B t_1+(C_п t_1+i)X_1, \text{ Дж/кг}\ , \quad (41)$$

где C_B и $C_п$ – теплоемкость воздуха и паров воды при температуре выходе из сушилки, Дж/кг град.

$t_{о.г.}$ – температура воздуха на выходе из сушилки, $t_{о.г.}=T_{о.г.}-273$,

Q_M – количество тепла для нагрева сухого материала от начальной его температуры $T_н$ до конечной $T_к$;

$$Q_M=C_M G_2(T_к-T_н), \text{ Дж/ч} \quad (42)$$

где C_M- теплоемкость сухого материала, Дж/кг град;

G_2 – часовая производительность по сухому материалу, кг/ч;

$\eta = 0,5$ – коэффициент, учитывающий потерю тепла в окружающую среду;

$T_к$, $T_н$ – конечная и начальная температуры, К;

i – скрытая теплота парообразования, Дж/кг.

Таблица 4.2

Значения коэффициента k

Направление	Прямоток		Противоток	
Вес материала	Легкий	Тяжелый	Легкий	Тяжелый
k	0,2	0,7	0,2	0,5

Теплосодержание воздуха I_1 может быть найдено из I-d диаграммы или по приведенной формуле (41). Поскольку I-d – диаграммы во всех справочных руководствах составлены исходя из I=0 при 0^0 С, в данном случае температуры в формуле (41) и $t_{о.г.}$ в формуле (40) должны подставляться тоже в ^{0}С.

Определение расхода воздуха $G_{воз}$, кг/ч

$$G_{воз}=Q_M\eta/(I_2-I_1). \quad (43)$$

Это количество воздуха должно быть равно количеству воздуха, определенному по уравнению (38).

Объем сушильного барабана $V_б$, м^3,

$$V_б=G_в/V_н , \quad (44)$$

где $V_н$ – напряжение сушилки по влаге, кг/м^{3}ч, подбираемое по табл. 2.

Коэффициент заполнения барабана материалом φ

$$\varphi= \tau G_1/60V_бC_н \quad (45)$$

где τ – время сушки, мин (определяется по данным работы аналогичных сушилок или экспериментально),

$C_н$ – насыпная плотность материала, кг/м^3.

Диаметр барабана сушилки $D_б$ в м.

$$D_б=1,13\sqrt{V_{воз}/U_{воз}}\cdot 1/(1-\varphi), \quad (46)$$

где $U_{воз}$ – скорость воздуха на выходе из барабана, обычно принимаемая в пределах 1,5–3 м/с;

$V_{воз}$ – объем отходящего из сушилки воздуха в м^3/с при температуре выхода $T_в$.

Длина барабана $L_б$ в м.

$$L_б=V_б/0,785D^2_б . \quad (47)$$

Определяем потребляемую мощность на вращение барабана сушилки N в квт:

$$N=M_{кр}nba/955\eta , \quad (48)$$

где $n=mkL_б/\tau D_б tg\alpha$, об/мин (49)

$$M_{кр} = L_б A(G_б + 0{,}785\, D^2_б \varphi \rho_н g) \text{н·м}, \quad (50)$$

где α – угол наклона оси барабана, равный 0,5–5°;

m – коэффициент, зависящий от конструкции барабана (при подъемно-лопастной насадке равный 0,5, при секторной или без насадок равный 1,0);

k – коэффициент, определяемый по табл. 4.2;

A – приведенный коэффициент трения;

$G_б$ – вес сушильного барабана в н/пог. м определяется по следующим данным (табл. 4.3).

Таблица 4.3

Диаметр барабана в мм.	1100	1200	1400	1600	1800	2000	2200
Вес погонного метра в н	10790	12750	15200	18630	20600	24520	26980
Коэффициент А	$4 \cdot 10^{-3}$	$4{,}3 \cdot 10^{-3}$	$4{,}1 \cdot 10^{-3}$	$4{,}6 \cdot 10^{-3}$	$4{,}7 \cdot 10^{-3}$	$4{,}9 \cdot 10^{-3}$	$5{,}1 \cdot 10^{-3}$

$\eta \approx 0{,}8$ – к.п.д. привода;

в – коэффициент, зависящий от типа уплотнения при сальниковом – 1,1, при лабиринтном – 1,0;

а=1,2 – коэффициент, учитывающий эксцентриситет.

Для сушилок с насадками крутящий момент

$$M_{кр} = L_б A G_б + 0{,}785 k D^2_б C_н g \varphi (\ell'_к + \ell''_к + \ell_б A) \text{н·м}, \quad (51)$$

где k – коэффициент, учитывающий влияние на крутящий момент насадок;

ℓ', ℓ'' – длина насадки и приемной камеры в м.

4.5. Примеры расчетов

Пример 1. Расчет вращающейся трубчатой печи (см.рис. 4.2).

Исходные данные.

Производительность печи по готовому продукту в кг/ч 1300

Время пребывания материала в печи (из них 8 ч при температуре 1273° К) в ч ……...20

Температура продукта при выходе из печи в °К….1273

Температура отходящих газов в °К……623

Температура материала на входе в печь в °К……273

Влажность материала в %……170

Унос материала в % от готового продукта ……20
Теплоемкость продукта в Дж/кг град……1257
Топливо……Газ бугурус ланский
Калорийность газа в кДж/кг……..33940
Состав газа (топлива)……76,7 % – CH_4
4,5 % – C_2H_5
1,7 % – C_3H_8
0,8 % – C_4H_{10}
0,6 % – C_5H_{12}
1,0 % – H_2
14,5 % – N_2
0,2 % – CO_2
Насыпная плотность материала в кг/м^3……1600

Решение. Определение количества, отнесенного к нормальным условиям, и состава отходящих газов на 1м^3 топлива:

воздуха

$V^o_в=0,476[2CH_4+1,5H_2S+\sum(m+n/4)C_mH_nO_2]=$
$=0,476[2\cdot76,7+1,5\cdot1+3,5\cdot4,5+5\cdot1,7+6,5\cdot0,8+8\cdot0,6]=9,01$ нм^3/нм^3;

азота

$V_{N2}=0,79v^o_в+N_2/100=0,79\cdot9,01+14,5/100=7,265$ нм^3/нм^3;

трехатомных газов

$V^o_{RO2}=0,01[CO_2+H_2S+CO+CH_4+\sum C_mH_n]=0,01[0,2+1,0+76,7+2,45+3,17+$
$+4\cdot0,8+5\cdot0,6]=0,982$ нм^3/нм^3;

воды при теоретическом количестве воздуха

$V^o_{H2O}=0,01[H_2S+H_2+2CH_4+0,124d+\sum n/2\ C_mH_n]+0,016\ V^o_{воз}=$
$=0,01[1+2\cdot76,7+0,124\cdot5+4,5\cdot2,5+4\cdot1,7+5\cdot0,8+6\cdot0,6]+0,0161\cdot9,01=1,875$нм^3/нм^3;

воды при избытке воздуха а=1,2

$V^u_{H2O}=V^o_{H2O}+0,0161(a-1)\cdot V_{воз}=1,904$ нм^3/нм^3.

Общий объем газа на 1 м^3 топлива

$V_{о.г.}=V_{H2O}+RO_2+N_2+V_{воз}(a-1)=1,904+0,982+7,265+9,01\cdot0,2=11,95$ м^3/нм^3.

Определение теоретической температуры горения газа при а=1,2

$T_г=Q^н_р/(V_{о.г.}C_{о.г.}+V_вC_в)+273\cdot[33940/(10,15\cdot1,63+1,8\cdot1,47)]+273=$
$=1750+273=2023\ ^oК$.

Теплоемкости $C_{о.г.}$ и $C_в$ определяем по табл. 5, то же с учетом пирометрического эффекта $\eta=0,8$

$T_2=1750\cdot0,8+273=1670^oК$

Для сокращения и упрощения расчета принимаем $T_{воз}$, T_c и $T_т=273^oК$ и $Q_р=О$;

тогда расход топлива на 1 кг готового продукта нм^3/кг по формуле (4)

$G_\tau=G_в[r+(T_{о.г.}-T_и)C_п]+C_{пр}\Delta T_{пр}+ G^y_{пр}C_{пр}\Delta T_{о.г.}/[Q^н_р(1-\eta)-V_{о.г.}C_{о.г.}\Delta T_{о.г.}]=$

$=1,7(2677+250\cdot2,01)+1,257\cdot1000+0,2\cdot1,257\cdot350/[33940(1-0,2)-11,95\cdot1,42\cdot350]=0,319$ нм^3/кг.

Часовой расход топлива на 1300 кг/ч готового продукта

$G_Т= 0,319\cdot1300=415$ нм^3/ч.

Количество отходящих газов при температуре 623^o К

$V_{о.г}= G_Т V_{о.г.} T_{о.г.}/273=415\cdot11,95\cdot623/273=11300$ м^3/ч.

Количество водяных паров с отходящими газами при температуре 623^o К

$V_{H2O}=1,7\cdot1300\cdot2,922=6460$ м^3/ч.

Суммарное количество газов и паров воды при температуре 623^o К

$V_{о.г.}+H_2O=11300+6460\approx18000$ м^3/ч.

Размер печи, угла ее наклона и число оборотов по формуле (8)

Диаметр печи

$D_в=1,13\sqrt{V_{о.г.}/u\cdot3600\cdot1/(1-\varphi)}=1,13\sqrt{18000/1,2\cdot3600\cdot1/(1-0,07)}=2,4$ м,

где $V_{о.г.}$ – объем отходящих газов в м^3/ч;

u – скорость газов, принимаемая во избежание большого уноса 1,2 м/с.

Наружный диаметр $D_н=D_в+$ двойная толщина футеровки и обечайки; $D_н=2,4+2\cdot0,3=3$ м.

Произведение числа оборотов печи на угол ее наклона определяется по формуле (7)

$ni=65,5\cdot10^{-4}G(V+24)/CD^3\varphi=65,5\cdot10^{-4}(46+24)\cdot1300/2,4^3\cdot0,07\cdot1600=0,4,$

где $V =46^0$ – угол трения материала;

$C_п=1600$ кг/м^3 – насыпная плотность.

Размеры печи по формуле (5)

$L=\tau Dni/0,308(V+24)=20\cdot60\cdot2,4\cdot0,4/0,308(46+24)=53$ м.

Принимая число оборотов в минуту печи равным 0,1, получим наклон равный 0,4:0,1=4.

Высота порога при сокращении длины печи с 53 до 40 м по формуле (10)

$(L_1-L/R)\cdot i/100=R[(\sqrt{R+k/2a-k-0,5})-1/a]$

Численное значение левой части уравнения определяется подстановкой в него уже известных из предыдущего расчета величин $L_1=53$м; L=40м; R=1,2 и i=4; $A= (L_1-L/R)\cdot i/100=0,433$.

Численное значение a=R/H, где H – высота сегмента печи, заполненного материалом, при коэффициенте заполнения φ=0,07 может быть определено по графику (рис. 4).

При радиусе печи R=1,2 м и φ=0,07; H=0,3 м

$$a=1,2/0,3=4.$$

По вычисленным выше значениям A и a и по графику (рис. 4.4) определяем k, равное 1,7, а из равенства k=h/H определяем h

$$h=kH=1,7\cdot 0,3=0,51\text{м}.$$

При высоте порога 0,51м коэффициент заполнения печи будет 0,13. Длина футеровки $l_{д.ф.}$ хорды $l_{х.м.}$ и дуги сегмента $h_{д.м.}$ при φ=0,13 и R=1,2 м определяется по графику (рис. 4.6):

$l_{х.м.}$=1,88 м; $l_{д.м.}$=2,15 м; $l_{д.ф.}$=5,38 м.

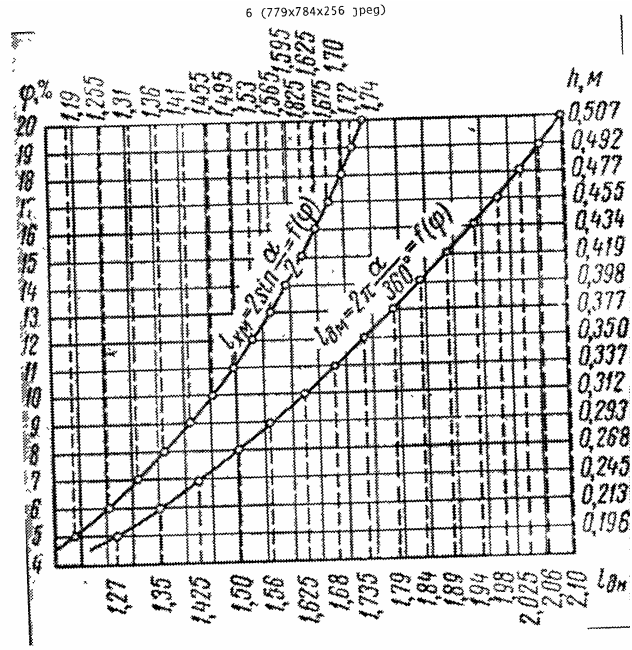


Рис. 4.6. График для определения $\ell_{х.м.}$, $\ell_{д.м.}$ и h

Произведем проверку достаточности размеров печи, количества и температуры греющих газов для передачи материалу тепла, необходимого для его термической обработки.

Определим количество тепла, передаваемого греющим газом футеровки по формулам

$$Q^{к}_{г.ф.}=10^{-3}a(T_г-T_ф)\ l_{д.ф.},\ вт.$$

Лучеиспусканием

$$Q^{л}_{г.ф.}=10^{-3}C_{е.ф.}[E^{/}(T_г/100)^4-E^{//}(T_ф/100)^4]\ l_{д.ф.},\ вт.$$

В этих уравнениях неизвестны $T_ф$, $E^{/}$, $E^{//}$, и а, поэтому предварительно задаемся $T_ф=1013^0$ К и определяем $E^{//}$

$$E^{//}=X\ lCO_2+\xi\ lH_2O+E_\tau-(X\ lCO_2+\xi\ lH_2O)E_\tau;$$

lCO_2 , lH_2O и ξ определяются по температуре футеровки и произведениями их парциальных давлений в газовом потоке на длину луча

$$PCO_2=0,982\cdot0,319/5,93=0,053;\ PH_2O=2,717/5,93=0,453.$$

Длина луча $l=0,9D_{эф}$

$$D_{эф}=\sqrt{F_п-F_М}/0,785=\sqrt{4,52-0,59}/0,785=2,12\ м,$$

где $F_п$ – площадь поперечного сечения печи, $м^2$;

$F_М$ – площадь заполнения материалом, $м^2$.

Длина луча $\ell=0,9\cdot2,12=1,91$м;

$$PCO_2\cdot\ell=0,053\cdot1,91=0,101\ м\cdot ата$$

$$PH_2O\cdot\ell=0,453\cdot1,91=0,875\ м\cdot ата.$$

По этим данным и температуре футеровки $1013-273=740^0$ С графическим методом (рис. 4.7–4.9) определяются: $lCO_2=0,115$; $lH_2O=0,33$; $\xi=1,16$; $X=(T_г/T_ф)^{0,65}=(1150/1013)^{0,65}=1,08$,

$$E_\tau=1-e^{-x};\ X=0,75\cdot273\cdot G_у p\ \ell\ /r\rho V_г T_г,$$

где $G_у=0,2G_{пр}=0,2\cdot1300=260$ кг/ч (унос продукта),

p – 1 ата,

ℓ – 1,91 м – длина луча,

r – 0,000028 м – радиус уносимой частицы материала,

$\rho=1600$ кг/$м^3$ – плотность материала,

$V_г=5,93\cdot1300=7709$ $м^3$/ч – объем газов,

$T_г=1150^0$К – средняя температура газового потока,

$X\approx0,75\cdot273\cdot1\cdot1,91\cdot260/0,000028\cdot1600\cdot7709\cdot1150\approx0,25$,

$E_\tau=1-e^{-0,25}=0,22$,

$E^{//}=1,08\cdot0,115+1,16\cdot0,33+0,22-(1,08\cdot0,115+1,16\cdot0,33)\cdot0,22=0,615$,

$E^{/}=lCO_2+\xi\ lH_2O+E_\tau-(lCO_2+\xi\ lH_2O)E_\tau$.

В этом уравнении все величины те же, что и в уравнении для $E^{//}$, lCO_2 и lH_2O, и они определяются по графику (рис. 4.7–4.9) при температуре газового потока, т. е. при $1150–273=877^0$ С; $lCO_2=0,11$ и $lH_2O=0,3$,

$$E^{/}=0,11+1,16\cdot0,3+0,22-(0,11+1,16\cdot0,3)\cdot0,22=0,577.$$

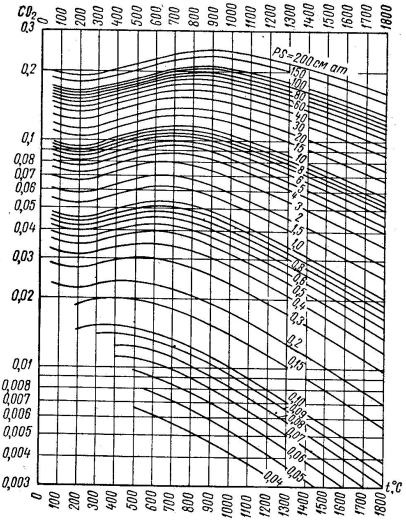


Рис. 4.7. График для определения Коэффициента лучеиспускателя CO_2

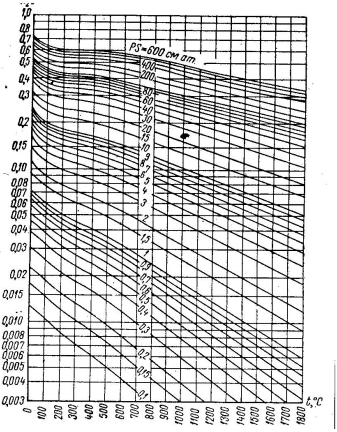


Рис. 4.8. График для определения коэффициента лучеиспускания H_2O

8 (616x483x256 jpeg)

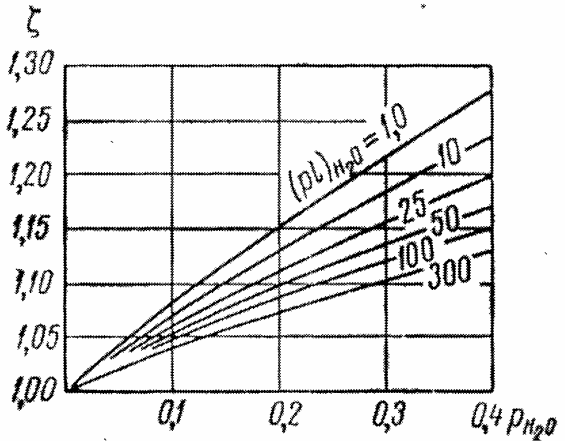


Рис. 4.9. График для определения поправочного коэффициента ξ

Определяем а по формуле (17)

$a=0{,}028(U_г C_г)^{0{,}8}\cdot\lambda_г^{0{,}2}/D^{0{,}2}_{эк}$, вт;

$U_г=V_г G_{пр}/0{,}785\cdot 2{,}12^2\cdot 3600=5{,}93\cdot 1300/0{,}785\cdot 2{,}12^2\cdot 3600=0{,}61$ м/с;

$C_г=1380$ Дж/м^3 град , (по ξ табл. 7);

$\lambda_г=0{,}028$,

$D_{эк}=2{,}12$ м,

$a=0{,}028(0{,}61\cdot 1380)^{0{,}8}\cdot 0{,}028^{0{,}2}/2{,}12^{0{,}2}=2{,}4$ вт/м^2 град,

$Q^к_{г.ф.}=10^{-3}a(T_г-T_ф)\ l_{д.ф.}=10^{-3}\cdot 2{,}4(1150-1013)\cdot 5{,}38=1{,}77$ кВт/пог.м,

$Q^л_{г.ф.}=C_{l.ф.}[(T_г/100)^4E^{/}-(T_ф/100)^4E^{//}]l_{д.ф.}=5{,}77\cdot 10^{-3}\cdot 0{,}95[(1150/100)^4 0{,}577-(1013/100)^4 0{,}615]5{,}35=106{,}8$ кВт/пог. м,

$Q_{г.ф.}=Q^л_{г.ф.}+Q^к_{г.ф.}=106{,}8+1{,}77=108{,}57$ кВт/пог. м.

Определение количества тепла, передаваемого футеровкой материалу.

$Q_{ф.м.}=Q^т_{ф.м.}+Q^л_{ф.м.}$

Количества тепла $Q^т_{ф.м.}$ определяется по формуле (16)

$Q^т_{ф.м.}=Cl_ф l_м[(T_ф/100)^4-(T_м/100)^4]l_{д.м.}=5{,}77\cdot 10^{-3}\cdot 0{,}95\cdot 0{,}9[(1013/100)^4-(773/100)^4]2{,}15=73{,}7$ кВт/пог. м.

Количества тепла $Q^л_{ф.м.}$ определяется по формуле (15)

$Q^л_{ф.м.}=Cl_ф l_м[(T_ф/100)^4(1-E^{//})-(T_м/100)^4(1-E^{///})]l_{х.м.}$.

В этом уравнении пока неизвестно $E^{///}$, величина которого определяется теми же методами, что и $E^{/}$ и $E^{//}$, но при средней температуре материала, равной $773-273=500^o$ С, $lCO_2=0{,}105$, $lH_2O=0{,}40$, $\beta=1{,}16$, $E_\tau=0{,}22$,

$$X=(T_г/T_м)^{0{,}65}=(1150/773)^{0{,}65}=1{,}3;$$

$$E^{///}=1{,}30\cdot 0{,}105+1{,}16\cdot 0{,}4+0{,}22-(1{,}30\cdot 0{,}105+1{,}16\cdot 0{,}4)0{,}22=0{,}688;$$

$$Q^л_{ф.м.}=5{,}77\cdot 10^{-3}\cdot 0{,}95\cdot 0{,}9[(1013/100)^4(1-0{,}615)-(773/100)^4(1-0{,}688)]1{,}88=$$
$$=27{,}226 \text{ квт/пог. м.}$$

Общее количество тепла, передаваемого футеровкой материалу, с учетом коэффициента к неравномерности прогрева последнего, принимаемого равным 0,9,

$Q_{ф.м.}=(Q^т_{ф.м.}+Q^л_{ф.м.})0{,}9=(73{,}7+27{,}226)0{,}9=90{,}844$ кВт/пог. м.

Количество тепла, теряемого футеровкой в окружающую среду, равное 0,2 от общего тепла, вводимого в печь,

$$Q_п=Q_{об}\cdot 0{,}2=33940\cdot 415\cdot 0{,}2=281702 \text{ кДж/ч или}$$

$$Q_п/_{пог.м}=Q_п/L3600=281702/40\cdot 3600=19{,}562 \text{ кВт/пог. м.}$$

Количества тепла, передаваемого футеровкой материалу и окружающей среде

$$Q_ф=Q_{ф.м.}+Q_п=90{,}844+19{,}562=110{,}406 \text{ кВт/пог. м.}$$

Проверка правильности предварительно принятой температуры футеровки путем сопоставления количества тепла, полученного футеровкой от газового потока, и тепла, переданного последней материалу и в окружающую, которые должны быть равны.

Несходимость равна 110,406 – 108,543=1,863 кВт/пог. м или в процентах от полученного футеровкой тепла $1{,}863 \cdot 100/108{,}543=1{,}7$ %, что вполне допустимо.

Количества тепла, передаваемого газом непосредственно материалу лучеиспусканием и конвекцией.

$Q^{л}_{г.м.}=Cl_M[(T_г/100)^4E'-(T_м/100)^4E'''']l_{х.м.}=5{,}77 \cdot 10^{-3} \cdot 0{,}9[(1150/100)^4 \cdot 0{,}577-(773/100)^4 \cdot 0{,}688]1{,}88=74{,}547$ кВт/пог.м.

$Q^{к}_{г.м.}=10^{-3}a(T_г-T_м)l_{х.м.}=10^{-3} \cdot 2{,}4(1150-773)1{,}88=1{,}7$ кВт/пог. м,

$Q_{ф.м.}+Q_{г.м}=90{,}844+(74{,}547+1{,}70)0{,}9=159{,}457$ кВт/пог. м.

Количество тепла, которое может быть передано материалу в печи за 20ч, согласно заданию,

$Q_м=159{,}457 \cdot 3600 \cdot 20=11488 \cdot 10^3$ кДж.

Количество тепла, которое должно быть передано материалу в печи,

$Q_м=\{G_B[r+(T_{о.г}-T_u)C_п]+C_{пр}T_{пр}+C^у_{пр}G^у_{пр}\Delta T_{о.г}\}G_{пр}=\{1{,}7[2677+(623-373)2{,}01]+1{,}257 \cdot 1000+0{,}2 \cdot 1{,}257 \cdot 350\}1300=8775 \cdot 10^3$ кДж.

Сопоставление рассчитанного и потребного количества тепла для термообработки материала в печи показывает, что потребное количество тепла $8775 \cdot 10^3$ кДж может быть передано за 15 ч.

Таким образом, запроектированная печь полностью обеспечивает как заданное время пребывания в ней материала, так и передачу необходимого количества тепла для его термообработки.

Пример 2. Расчет муфельной печи (см. рис. 4.3).

Исходные данные:

Производительность печи по готовому продукту, кг/ч	1000
Время пребывания материала в печи, ч	1,5
Температура продукта при выходе из печи, ^{0}К	973
Температура отходящих газов, ^{0}К	473
Температура материала на входе в печь, ^{0}К	353
Насыпная плотность материала, кг/м^3	1600
Теплоемкость материала, Дж/кг град	1257
Коэффициент заполнения печи материалом φ	0,1
Топливо-газ калорийностью, кДж	33940
Влажность материала, кг/кг	0,1

Решение. Количество и состав газов принимаем по предыдущему примеру. Количество газов, образующихся при сжигании 1Н·м^3 газа, равно 11,95 Н·м^3 на 1м^3 топлива.

Состав отходящих газов: CO_2 – 8,3 %; воздуха – 15 %; H_2O – 15,9 %; N_2 – 60,8 %.

Расход топлива на 1кг продукта

$$G_\tau=Q_{пр}/[Q_р^н(1-\eta)-V_г C_г t_{о.г}],\ м^3/кг,$$

$$Q_{пр}=G_В[r+(700-100)C_п]+C_{пр}(70080)=$$

$$=0,1[2432\cdot10^3+2010\cdot600]+1257\cdot620=1134,$$

$$G_\tau=1134280/[3394\cdot10^4(1-0,15)-11,95\cdot1425\cdot200]=1134280/25445250=$$

$$0,045\ м^3/кг.$$

Расход топлива на 1000 кг продукта.

$$G_т=0,045\cdot1000=45\ н\cdot м^3/ч.$$

Количество тепла, которое должно быть передано материалу в печи,

$$Q_м=1134280\cdot1000=1134280\ кДж.$$

Общее количество отходящих газов

$$V_{о.г.}=11,95\cdot45=540\ н\ м^3/ч;$$

то же при температуре газов на входе 1973 ^{o}К

$$V_г=540\cdot1973/273=3920\ м^3/ч;$$

при температуре отходящих газов 473 ^{o}К

$$V_{о.г.}=540\cdot473/273=934\ м^3/ч;$$

при средней температуре газов

$$T_{ср}=(1973+473)/2=1223\ ^oК$$

$$V_г=(3920+934)/2=2427\ м^3/ч,\ или\ 2427/3600=0,68\ м^3/с.$$

Диаметр печи определяется по формуле (27)

$$D=\sqrt[3]{G(V+24)/153\rho n i\varphi}=\sqrt[3]{1000(36+24)/153\cdot1600\cdot3,5\cdot0,1}=0,9\ м.$$

Произведение числа оборотов печи на угол ее наклона принимаем равным 3,5 т. е. угол наклона 2 % и число оборотов 1,75 об/мин.

Длина печи определяется по формуле (28)

$$L=3,25Dni\tau/V+24=3,25\cdot0,9\cdot3,5\cdot90/36+24=15\ м.$$

Для определения числа и размеров дымоходов предварительно задаемся наружным диаметром печи (принимая его по нормалям, равным 1600 мм); толщинами стенок (фасонных кирпичей 40 мм, футеровки печи 120 мм, обечайки 20 мм, асбестовой прокладки 10 мм) рис. 4.10. Отсюда определяем высоту дымохода

$$h_д=[1600-(2\cdot40\cdot2+2\cdot120+2\cdot20+2\cdot10)-900]/2=120\ мм.$$

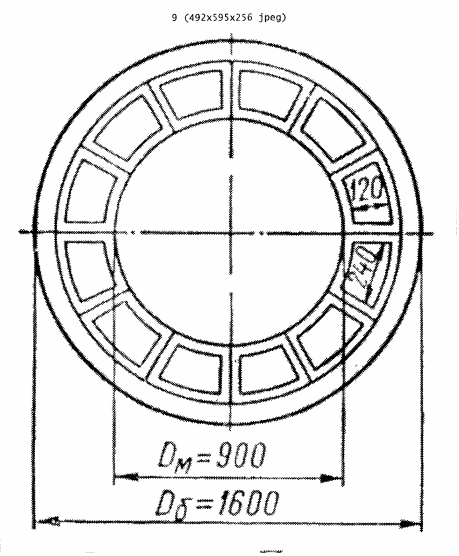


Рис. 4.10. Поперечное сечение муфельной печи

Для определения поперечного размера дымоходов предварительно задаемся их числом, равным 12. Тогда средняя ширина канала будет

$l_д=(2\pi R-12\cdot 40)/12= [2\cdot 3,14(900/2+40+120/2)-12\cdot 40]/12=240$ мм.

Площадь его поперечного сечения:

$$f=0,24\cdot 0,12=0,0288 \text{ м}^2,$$

суммарная площадь всех каналов

$$F=0,0288\cdot 12=0,35 \text{ м}^2.$$

Средняя скорость газов в каналах

$$U_{ср}=V_г/F=0,68/0,35\approx 2 \text{ м/с}.$$

Проверочный расчет для определения достаточности размеров печи и температуры греющих газов для передачи материалу тепла, необходимого для его термической обработки.

Температура внутренней поверхности стенки муфеля

$Q_м=Q^п_{ф.м.}+ Q^т_{ф.м.}=Cl_ф l_м\{[(T_{ф.в.}/100)^4(1-E^{//}_{г.п.})-(T_м/100)^4(1-E^{///}_{г.п.})]l_{х.м.}+[(T_{ф.в.}/100)^4-(T_м/100)^4]l_{д.м.}\}$.

В этом уравнении два неизвестных $T_{ф.в.}$ и $E^{//}_{г.п.}$, следовательно, оно должно решаться методом подбора, подробно разработанным в предыдущем примере, если в зоне муфеля имеются трехатомные газы. Если таких газов нет, как это имеет место в данном случае за исключе-

нием незначительного количества паров воды, влиянием которых можно пренебречь, а следовательно, принять $E^{//}_{г.п.}$ и $E^{///}_{г.п.}$ равными нулю. Тогда в приведенном выше уравнении останется лишь одно неизвестное $T_{ф.в.}$, а уравнение примет следующий вид:

$Q^{/}_{М}=Cl_{ф}l_{м}[(T_{ф.в}/100)^4-(T_{м}/100)^4](l_{х.м}+l_{д.м})$ кВт/пог.м.

Решая это уравнение в отношении $T_{ф.в}$, получим

$T_{ф.в}=100\sqrt{Q^{/}_{М}/[Cl_{ф}l_{м}(l_{х.м}+l_{д.м})]+(T_{м}/100)^4}$,

где $Q^{/}_{М}= Q_{М}/L3600=1134280/15\cdot3600=21,255$ кВт/пог.м,

$T_{м}=(T_{м.н}+T_{м.к})/2=(973+353)/2=663^0$ К

$l_{х.м}=1,425\cdot0,45=0,65$ м,

$l_{д.м}=1,625\cdot0,45=0,74$ м.

определяются по графику (см. рис. 4.6).

$C=5,77\cdot10^{-3}$ кВт; $l_{ф}=0,95$; $l_{м}=0,90$,

$T_{ф.в}=100\sqrt{21,255/[5,77\cdot10^{-3}\cdot0,95\cdot0,9(0,65+0,73)]+6,63^4}=840^0$ К.

Температура наружной стенки муфеля определяется из уравнения

$Q^{/}_{М}=(T_{ф.н}-T_{ф.в})\cdot\lambda F/\delta$,

или $T_{ф.н}=Q^{/}_{М}\delta/\lambda F+T_{ф.в}$,

где $\lambda=[18-0,009(840-273)]1,163=15$ вт/м·град

$\delta=0,04$м; $F=\pi D=3,14\cdot0,94=2,95$ м;

$T_{ф.н}=(21,255\cdot0,04/15\cdot2,95)+840=860^0$ К.

Количество тепла передаваемого газовым потоком наружной поверхности, определяется по уравнениям (24) и (25)

$Q^{л}_{г.ф}=Cl_{ф}[(T_{г}/100)^4E^{/}_{г.п}-(T_{ф.н}/100)^4E^{//}_{г.н}]F$ кВт/пог. м;

$Q^{к}_{г.ф}=10^{-3}a(T_{г}-T_{ф.н})F$ кВт/пог. м

Для решения этих уравнений определяем величины $E^{/}_{г.п}$ и $E^{//}_{г.п}$ при температуре газа 950^0 С, наружной поверхности муфеля 587^0 С и парциальных давлениях CO_2 – 0,083 и H_2O – 0,159.

Определяем длину луча

$l=mf/S$,

где $m=3,4$ – коэффициент;

$f=0,12\cdot0,24=0,0288$ м^2 – площадь поперечного сечения канала;

$S=2\cdot0,12+2\cdot,24=0,72$ м – периметр канала;

$L=3,4\cdot0,0288/0,72=0,136$ м.

Определяем значения PCO_2l и PH_2Ol

$PCO_2l=0,083\cdot0,136=0,0113$;

$PH_2Ol=0,159\cdot0,136=0,0216$.

По графикам (рис. 4.7–4.9) определяем

$lCO_2=0,046$ при 950^0 С и 0,052 при 587^0 С;

$$lH_2O=0{,}036 \text{ при } 950^0 \text{ С и } 0{,}052 \text{ при } 587^0 \text{ С};$$

$$E'_{г.п}= lCO_2+\beta\, lH_2O=0{,}046+1{,}12\cdot 0{,}036=0{,}086;$$

$$E''_{г.п}= lCO_2(T_г/T_{ф.н})^{0{,}65}+\beta$$

$$lH_2O=0{,}052(1223/860)^{0{,}65}+1{,}12\cdot 0{,}052=0{,}122.$$

Полученные величины подставляем в уравнение для определения $Q^л_{г.ф}$

$$Q^л_{г.ф}=5{,}77\cdot 10^{-3}\cdot 0{,}95[(T_г/100)^4 0{,}086-(T_{ф.н}/100)^4 0{,}122]3{,}14\cdot 0{,}98=10^{-3}\cdot 16{,}88(1905-667)=21{,}235 \text{ кВт/пог. м},$$

$$Q^л_{г.ф}=21{,}235\cdot 15\cdot 3600=115\cdot 10^4 \text{ кВт}.$$

Таким образом, только за счет лучеиспускания газом может быть передано наружной стенке муфеля тепла больше, чем необходимо для материала по заданному температурному режиму его обработки. Следовательно, нет необходимости проводить дальнейшие проверочные расчеты, т. к. он при длине печи 15 м и принятых температурах газов на входе и выходе из печи полностью обеспечен. В противном случае следовало бы для окончательного решения данного вопроса дополнительно определить и количество тепла, передаваемого газом конвекцией, пользуясь известными формулами теплоотдачи от газового потока к стенке.

Для самопроверки проведенных расчетов рекомендуется сопоставить количество тепла, вносимого газовым потоком в печь, с количеством тепла, передаваемого материалу, теряемого в окружающую среду и уносимого отходящими газами,

$$Q_г=Q_п+ Q_п+ Q_{о.г.};$$

$$Q_г=V_г C_г t_г= 540\cdot 1{,}630\cdot 1700=1496340 \text{ кДж};$$

$$Q_п= Q_г\eta=1496340\cdot 0{,}15=224451 \text{ кДж};$$

$$Q_{о.г.}= V_г C_{о.г.} t_{о.г.}=540\cdot 1{,}425\cdot 200=153900 \text{ кДж}.$$

$$1496340\approx 1134280+224451+153900\approx 1512630.$$

Расхождение в 1 %.

Таким образом, количество введенного с газом тепла соответствует его количеству, необходимому для процесса. Следовательно, печь будет обеспечивать передачу тепла материалу несколько больше необходимого для процесса, и потребуется лишь некоторая регулировка температуры газа на входе в печь. В противном случае температура газов на выходе будет несколько ниже, чем принято при расчете.

Расчет мощности, потребляемой печью, по формуле (29)

$$N=A\cdot D^3 nl\rho\varphi/7800\eta=0{,}75\cdot 3^3\cdot 0{,}1\cdot 40\cdot 1600\cdot 0{,}13/7800\cdot 0{,}7=3{,}1 \text{ кВт};$$

$$A=K_1K_2K_3a=1{,}3\cdot 1{,}2\cdot 1\cdot 0{,}48=0{,}75.$$

Пример 3. Произведем расчет барабанной сушилки по следующим исходным данным.

Производительность сушилки с начальной влажностью материала, W_1=8 % и конечной влажностью W_2 =0,1 % G в кг/ч 1600

Время сушки материала τ в мин. 90

Насыпной удельный вес материала γ в н/м^3 15790

Насыпная плотность материала ρ в кг/м^3 1600

Теплоемкость материала в Дж/кг град 1257

Начальная температура сушки материала в Тн в ^{o}К 293

Конечная температура сушки материала $T_к$ в ^{o}К 343

Сушильный агент-воздух имеет следующие параметры:

Температура воздуха на входе в калорифер Т в ^{o}К 293

Влажность в % 60

Температура воздуха на входе в сушилку T_1 в ^{o}К 393

Температура воздуха на выходе из сушилки T_2 в ^{o}К 333

Напряжение сушильного барабана по влаге $V_н$ в кг/м^3 10

Расчет. Определение количества влаги, подлежащей испарению, по уравнению (35) и количества высушенного материала по уравнению (36)

$$G_в= G\cdot(W_1- W_2)/(100- W_2)=1600\cdot(8-0,1)/(100-0,1)=126,5 \text{ кг/ч};$$

$$G_г= G\cdot(100-W_1)/(100-W_2)=1600\cdot(100-8)/(100-0,1)=1474 \text{ кг/ч}.$$

Количество воздуха, необходимого для испарения влаги, определяем по уравнению (38)

$$G_{воз.}=G_в/(X_2-X_1).$$

Определяем X_1 по уравнению (39)

$$X_1=0,622\cdot\varphi P_п/(P-\varphi P_п)=0,622\cdot0,6\cdot2338/(97678-0,6\cdot2338)=0,00893.$$

Определяем X_2 по уравнению (40)

$$X_2=[\eta Q_м X_1 -G_в(I_1 C_в t_{о.г})]/[\eta Q_м+G_в(i+C_п t_{о.г})]=$$
$$=[1,05\cdot9264\cdot10^4\cdot893\cdot10^5+126,5(144972-1005\cdot60)]/$$
$$/[1,05\cdot9264\cdot10^4+126,5(2493\cdot10^3-1969\cdot60)]=0,02708.$$

Определяем I_1 и I_2 по уравнению (41)

$$I_1=C_в t_1+(i+C_п t_1)X_1=1005\cdot120+(2493\cdot10^3+1969\cdot120)893\cdot10^{-5}=144972 \text{ кг};$$
$$I_2=C_2 t_2+(i+C_п t_2)X_2=1005\cdot60+(2493\cdot10^3+1969\cdot60)0,02708=131009 \text{ Дж/кг}.$$

Количество тепла на нагрев материала

$$Q_м=C_м G_2(T_к-T_н)=1257\cdot1474(343-293)=9264\cdot10^4 \text{ Дж/ч}.$$

Расход воздуха на сушку по балансу влаги (уравнение 38)

$$G_{воз.}=G_2/(X_2X_1)=126,5/(0,02708-0,00893)=6970 \text{ кг/ч}.$$

Расход воздуха по уравнению теплового баланса (43)

$$G_{воз.}= Q_м\eta/(I_1-I_2)=926409\cdot10^2\cdot1,05/(144972-131009)=6966 \text{ кг/ч}.$$

Получено полное совпадение.

Объем барабана сушилки (по уравнению 44)

$$V_б= G_в/ V_н=126,5/10=12,65 \text{ м}^3.$$

Коэффициент заполнения барабана (по уравнению 40)

$$\varphi=\tau G/60\ V_б\rho_н=90\cdot1600/60\cdot12,65\cdot1600=0,12.$$

Диаметр барабана (по уравнению 45)

$$D_б=1,13\sqrt{\ V_{воз.}/U_{воз.}\cdot1/(1-\varphi)}=1,13\sqrt{6970/2\cdot1/(1-0,12)}=1,27\ м.$$

Объем влажного воздуха $V_{воз.}= G\rho_{воз.}=6970\ м^3/ч$,

где $U_{воз}$ – скорость на выходе воздуха, принимаем равной 2 м/с; $\rho_{воз=}$ 1 кг/м^3.

По табл. 4.3 принимаем ближайший размер диаметра барабана 1200 мм.

Определим длину барабана по уравнению (47)

$$L_б= V_б/0,785Д^2_б=12,65/0,785\cdot1,27^2=11,2\ м.$$

Мощность, потребляемая сушильным барабаном (по уравнению 48)

$$N=M_{кр}n\cdot в\cdot a/9551\eta= 700\cdot6\cdot1,1\cdot1,2/9551\cdot0,7\approx0,9\ кВт,$$

где $n=mkL_б/\tau D_б tgd=1\cdot2\cdot11/90\cdot1,27tg2°=6$ об/мин;

d – принимаем равным 2°;

m – как для барабана без насадок, принимаем 1,0;

к= 2 – (по табл. 4.2) при противотоке для легкого материала;

η – 0,7;

в – 1,1 – уплотнение сальниковое;

a – 1,2;

$M_{кр}=L_б A(G_б+0,785D^2_б Y_н\varphi)=11\cdot4,3\cdot10^{-3}(12750+0,785\cdot1,7^2\cdot15790\cdot0,12)=$

≈700 н.м.

А и $G_б$ берем из табл. 4.3 по диаметру барабана 1200 м соответственно равным $A= 4,3\cdot10^{-3}$ и $G_б=12750$ н/пог. м.

ГЛАВА V.
АППАРАТЫ ДЛЯ СИСТЕМЫ Г-Т

К аппаратам для системы газ – твердое (Г-Т) относятся осадительные (пылевые) камеры, циклоны, электрофильтры, рукавные фильтры, скоростные (турбулентные) пылеуловители, барботажные и пенные пылеуловители.

Описанные ниже аппараты и методы могут быть подразделены на две основные группы:

а) для улавливания более крупной пыли с частицами, превышающими 5 мк;

б) для частиц менее 5 мк.

Однако эта классификация в значительной степени условна, поскольку улавливание зависит не только от размеров частиц, но и от других их свойств, а также от концентрации пыли в газовой фазе.

Во всех пылеуловительных аппаратах частицы пыли и тумана подвергаются действию сил, выводящих их из газового потока (сила тяжести, центробежная сила, электрическая сила, броуновское движение и т. д.). Движению частицы под влиянием этих сил противодействует сопротивление среды. Для частиц от 2 до 50 мк это сопротивление составляет, по закону Стокса

$$F=6\pi a\mu\nu, \qquad (1)$$

а для частиц меньшего размера – от 0,1 до 2 мк – с поправкой Кенингема

$$F=6\pi a\mu\nu/[1+A(S/a)], \qquad (2)$$

где a – радиус частицы, см;

μ – динамическая вязкость, г/см·с;

ν – относительная скорость частицы и газа, см/с;

A – постоянная (~1);

S – средний свободный путь молекулы, см.

Зная величину силы, действующей на частицы аэрозоля, и величину силы сопротивления среды, легко найти скорость движения пылевой частицы под влиянием той или иной силы и на основании этого определить основные размеры пылеулавливающего аппарата.

Однако такой метод расчета пылеулавливающих аппаратов будет не точен, т. к., с одной стороны, сама пыль и ее осаждение могут изменить значение силы, действующей на пылинку (например, силы, действующей в электрофильтре на пылинку при наличии пыли на элек-

тродах), а с другой стороны, значительное влияние оказывают другие свойства пыли и газового потока, например, коагуляция пыли, ее прилипание к стенкам аппарата, обратный унос осажденной пыли газовым потоком, перезарядка пыли и т. д.

Например, для улавливания золы антрацитового штыба можно было бы применять батарейные циклоны, однако свойство ее слипаться и забивать выходные отверстия батарейных циклонов заставило отказаться от применения этого метода. Вместе с тем, независимо от размеров частиц, улавливание в сухих электрофильтрах часто оказывается невозможным вследствие слишком высокого или слишком малого электрического сопротивления слоя пыли, осевшей на электродах.

На предприятиях химической промышленности и цветной металлургии часто целесообразно устанавливать последовательно аппараты для раздельного улавливания крупных и высокодисперсных частиц. Высокодисперсная пыль может оказаться обогащенной ценными компонентами исходного сырья, что облегчает их последующее извлечение. Но при таком пылеулавливании коагуляция мелких частиц и прилипание их к более крупным может повлечь выделение части высокодисперсных пылинок в аппаратах, установленных для улавливания крупных пылинок.

5.1. Осадительные камеры и циклоны

Осадительные или пылевые камеры вследствие их малой эффективности, больших габаритов и трудности равномерного распределения газа по сечению применяются для улавливания очень крупной пыли иногда при высокой температуре газов. В этих аппаратах пыли осаждаются в результате действия силы тяжести. Скорость движения пылинок по направлению ко дну камеры определяется из равенства силы тяжести (веса) силе сопротивления среды

$$4/3\pi a^3\gamma=6\pi a\mu\nu, \text{ т. е. } \nu=2a^2\gamma/9\mu, \qquad (3)$$

где γ – удельный вес материала частицы

Таким образом, скорость оседания пылинки под действием силы тяжести зависит от удельного веса ее, вязкости газа и квадрата размера. Например, частицы с удельным весом 5 г/см^3 оседают в воздухе при комнатной температуре со следующей скоростью:

Диаметр частиц, мк……..50 20 5

Скорость осаждения, см/с…… 32 6 0,37.

При повышении температуры вязкость газов увеличивается и соответственно скорость осаждения пылинок уменьшается. Размер пы-

линок, оседающих в пылевой камере при постоянном расходе газа, определяется в основном площадью горизонтальных поверхностей, на которые происходит осаждение.

При движении газов по кривой (поворот газового потока или движение его по кругу) радиусам R и окружной скоростью ω возникает центробежная сила, которая может во много раз превысить силу тяжести. В этом случае скорость движения шаровой пылинки по радиальному направлению определится из равенства центробежной силы и сопротивления среды, т. е.

$$4/3\pi a^3\gamma\omega^2/(g\cdot R)=6\pi a\mu\nu \text{ или } \nu=2a^2\omega^2\gamma/9R\mu g\ . \qquad (4)$$

Следовательно, в этом случае скорость движения пылинки сильно возрастает не только при увеличении ее размера, но и при повышении скорости газа и уменьшении радиуса поворота газа.

Центробежная сила использована для выделения частиц из газового потока в циклонах. На рис. 5.1 изображены циклоны различных типов и показаны их основные размеры в долях диаметра аппарата (D) или диаметра входного штуцера d [1–3].

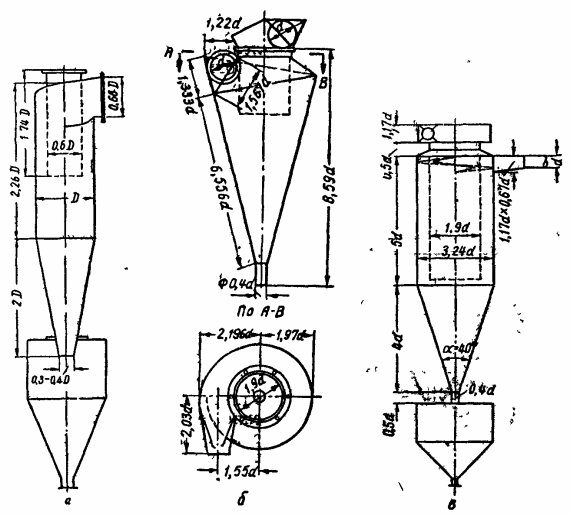


Рис. 5.1. Общие виды циклонов:
а – системы Ниогаз ЦН-15; б – системы СИОТ;
в – системы ЛИОТ

Циклоны ЛИОТ имеют большее гидравлическое сопротивление (см. ниже), по сравнению с циклонами других типов, и поэтому устанавливать их не рекомендуется. Циклоны ЦН-24, по сравнению с ЦН-15*, менее эффективны, но более производительны, т. к. их гидравлическое сопротивление меньше. Наоборот, циклоны типа ЦН-15 с более пологим входом газа обеспечивают лучшую очистку газа, но менее производительны. Циклоны СИОТ по своим показателям (степень очистки при одинаковом сопротивлении) близки к циклонам НИИоГаз.

Для улавливания пылинок крупнее 5–10 мк циклон является простым, дешевым относительно, малогабаритным и надежным пылеулавливающим аппаратом при надлежащем его проектировании, изготовлении и эксплуатации. Последнее, по сути, сводится только к поддержанию герметичности и своевременной выгрузке уловленной пыли.

Поскольку частицы диаметром меньше 5 мк в циклонах почти не улавливаются (если они не флокулируют с образованием более крупных агрегатов при высоком начальном содержании пыли в газе), то их область применения ограничена.

Формула (4) может служить только качественной характеристикой для рассмотрения процесса выделения пыли в циклоне. Следует учесть, что для циклонов в формуле (4) величины R и V переменные.

Минимальный размер улавливаемых в циклоне частиц может быть определен по уравнению

$$d_{мин} \approx c \sqrt{D}\,, \qquad (5)$$

где с – постоянная, зависящая от характеристик газопылевой системы и формы циклона;

D – диаметр циклона.

Из этого уравнения, а также из формулы (4) видно, что при одинаковых скоростях газа с уменьшением диаметра циклонов улавливание пыли в них улучшается. Поэтому часто циклоны изготовляют в виде групповых (т. е. состоящих из ряда параллельно включенных аппаратов с общим бункером) или батарейных. Батарейные циклоны применяются при очистке больших количеств газа, когда компоновка групповых циклонов становиться неудобной. В батарейных циклонах вращение газов происходит не из-за тангенциального их подвода, а установкой направляющей лопастной розетки или винта при осевом подводе газа.

При групповой установке циклонов количество элементов в одной группе (т.е. имеющих общий бункер) не должно превышать восьми.

Следует учесть, что даже одиночный циклон должен быть снабжен промежуточным бункером, куда с частью газа выбрасывается пыль. Из бункера эта часть газа возвращается обратно в выхлопную трубу. Отдельные циклоны можно установить под любым углом к горизонту, т. к. сход некрупной пыли в промежуточный бункер практически не зависит от силы тяжести.

При необходимости установки циклонов большого и среднего диаметра рекомендуется принять спиральный подвод газа, изготовление подобных аппаратов к тому же проще. На рис. 5.2 изображен групповой циклон со спиральным подводом газов к элементам, установленный перед эксгаустерами спекательных машин Усть-Каменогорского свинцово-цинкового комбината. Улавливание в этом циклоне наиболее крупной пыли защищает лопатки эксгаустера от износа.

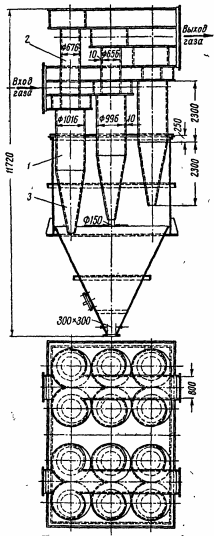


Рис. 5.2. Групповой циклон со спиральным подводом газов к элементам:
1 – корпус элемента (цилиндрическая часть); 2 – выхлопная труба элемента; 3 – коническая часть элемента

Гидравлическое сопротивление циклонов определяют по формуле:

$$\Delta P=\xi\gamma_t\omega^2/2g \text{ мм вод. ст.,} \quad (6)$$

где γ_t – удельный вес газа при рабочих условиях, кг/м^3;

g – 9,81 м/с^2;

ω – скорость газа либо на входе в циклон, либо условная плановая, получаемая при делении секундного количества газа на площадь поперечного сечения цилиндрической части циклона, м/с;

ξ – коэффициент гидравлического сопротивления, зависящий от конструкции аппарата и отнесенный соответственно либо к скорости в плане, либо к скорости на входе.

Значения коэффициента гидравлического сопротивления ξ в расчете на условную плановую скорость газа и на действительную скорость входа газа в аппарат следующие:

Тип циклона	ЦН-15	ЦН-24	ЦН-8	ЦН-4	ЛИОТ	СИОТ
ξ при расчете на условную скорость газа, отнесенную к площади поперечного сечения циклона	105–110	60	190	680	278	–
ξ при расчете на скорость газа во входном отверстии	3,1	–	2,16	1,38	2,8	4,3–3,9

Коллектор для установки, состоящей из группы циклонов, увеличивает сопротивление примерно на 10 % (рис. 5.3 рис. 5.4).

($\eta_{средн.}$=90,2 %; $\gamma_п$=1,93 г/см^3; $\gamma_о$=1,32 кг/нм^3; t=210^o; ΔР/ γt=75 м; $Z_{вх}$=1,7 г/нм^3).

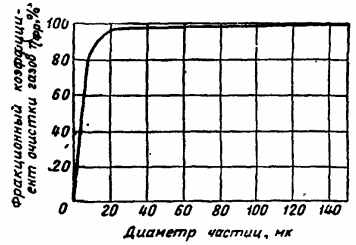


Рис. 5.3. Кривая фракционных Коэффициентов улавливания Пыли для циклона ЦН-15 Диаметром 600 мм

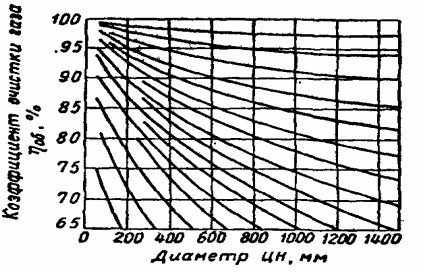


Рис. 5.4. Зависимость коэффициента улавливания пыли в циклоне ЦН от его диаметра

Для хорошей работы циклонов следует иметь $\Delta P/\gamma_t$ в пределах 55–75 м.

На рис. 5.3 дана кривая зависимость $\eta_{фр}$ (фракционного коэффициента) от диаметра частиц пыли для циклона ЦН-15 при диаметре его 600 мм, а на рис. 5.4–5.6 зависимость $\eta_{общ}$ от диаметра циклона, типа циклона и отношения $\Delta P/\gamma_t$. Все эти графики приведены для частиц золы, имеющей удельный вес (γ_n) около 1,9 г/см^3. Влияние изменения удельного веса пыли на $\eta_{общ}$ показано на рис. 5.7.

Пользуясь перечисленными графиками и зная дисперсный состав пыли, можно приблизительно определить степень улавливания пыли для выбранных условий. При этом следует поступать так. На графике найти значение η, отвечающее ординате, соответствующей упомянутым условиям (D=600; γ_n=1,93 и т. д.), потом провести линию, параллельную нанесенным на график до новых заданных условий (D, γ), и по этой точке найти значение η для этих условий.

На рис. 5.8 приведены нормальные элементы батарейного циклона НИИОГаз с розеткой и винтом. Такие элементы набираются в группы с общим бункером. Опасным при работе на очень дисперсной и липкой пыли является забивание нижних отверстий выхлопов пылью, т. к. очистка их в типовой конструкции практически невозможна. Забивание может также произойти при понижении температуры газов ниже точки росы.

Хорошо зарекомендовали себя батарейные циклоны Гипроцветмета (рис. 5.9) с диаметром элементов 400 мм (обычно диаметр элемента от 100 до 400 мм) и с проходами между ними, что позволяет производить их очистку.

В тех случаях, когда допустимо улавливаемую пыль получать в виде шлама, применяют прямоточные циклоны с орошаемыми стенками (скрубберы ВТИ). На рис. 5.10 показан скруббер ВТИ, в котором газ поступает тангенциально в нижнюю часть и проходит его снизу вверх, двигаясь по спирали. В верхней части тангенциально установлены сопла, создающие пленку жидкости, стекающую по стенкам скруббера. Во входном патрубке в шахматном порядке установлены прутки диаметром 16 мм с шагом 12 мм, орошаемые форсунками. Аппараты футеруют кислотоупорной плиткой, а на прутки натягивают резиновую трубку. Коэффициент местного сопротивления такого аппарата ξ, отнесенный к скорости на входе, которая лежит в пределах 12–14 м/с, равен 10. Расход воды на форсунки, орошающие решетки, составляет около 0,05 л/м^3 газа и примерно столько же на верхние тангенциальные форсунки. Эти аппараты не могут быть применены для

улавливания возгонов, но на более крупной пыли, получаемой при дроблении и сушке, дают высокую степень очистки [4].

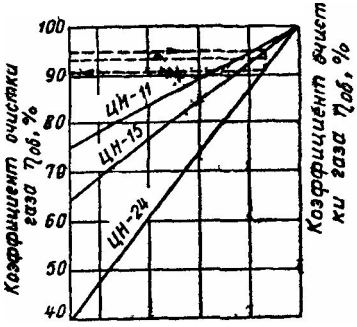


Рис. 5.5. График для пересчета коэффициента улавливания пыли при переходе от одного типа циклона ЦН к другому

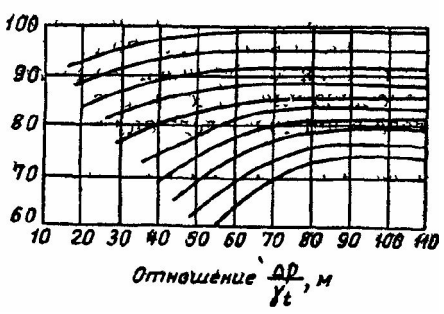


Рис. 5.6. Зависимость коэффициента улавливания пыли в циклоне ЦН-15 от величины $\frac{\Delta P}{\gamma t}$

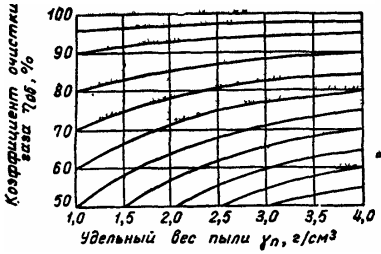


Рис. 5.7. Зависимость коэффициента улавливания пыли в циклоне ЦН от удельного веса пыли γn

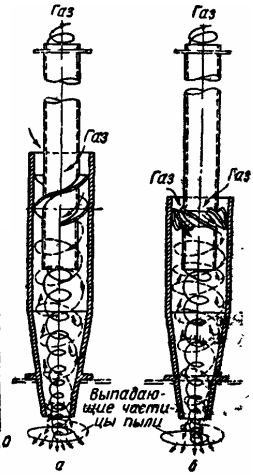


Рис. 5.8. Схема движения газа в элементе батарейного циклона с направляющими аппаратами: *– типа «винт», б – типа «розетка»*

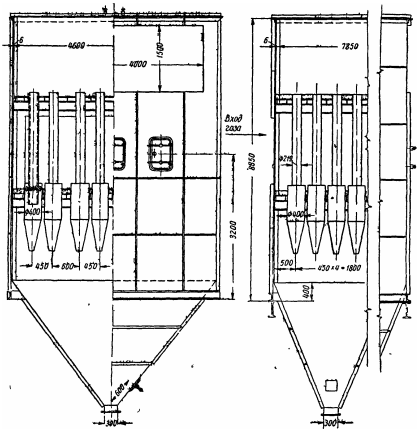


Рис. 5. 9. Батарейный циклон с элементами диам. 400 мм

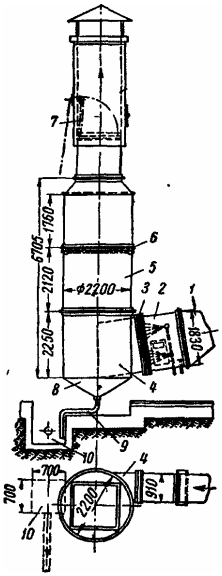


Рис. 5.10. Центробежный скруббер ВТИ:
1 – патрубок входа газа; 2 – камера с форсунками; 3 – решетки из горизонтальных прутков; 4 – тангенциальный наклонный патрубок;
5 – цилиндрический корпус; 6 – сопла для подачи жидкости на стенки; 7– клапан; 8 – конусное дно; 9 – труба слива пульпы;
10 – отстойник

5.2. Электрофильтры

Одним из лучших аппаратов для наиболее полного улавливания высокодисперсной пыли и тумана является электрофильтр. Однако он также не универсален и имеются случаи, когда его применение нецелесообразно или даже невозможно [5–8].

Коронирование и ток в электрофильтре

В электрофильтрах устанавливаются две группы электродов, сильно отличающихся по размерам (труба и провод, плоскости и провод). Электроды с большей поверхностью называются осадительными, поскольку на них оседает основное количество пыли; электроды с меньшей поверхностью, у которых газ ионизируется, называются коронирующими. При подведении к электродам некоторой разности потенциалов U между ними образуется электрическое поле. Напряженность поля в данной точке для трубчатого фильтра (ранее образования короны) определяется формулой:

$$E_x = U/x\ln R/ч, \qquad (7)$$

где x – расстояние точки от оси трубы;

R – радиус трубы;

ч – радиус провода.

Максимальное значение напряженности поля равно

$E_{макс} = U/(ч\ln R/ч)$.

Свободные ионы, всегда имеющиеся в газе в некотором количестве, в электрическом поле с постоянной по направлению напряженностью будут двигаться в одну сторону под влиянием силы

$F = E_x \eta e$,

где e – заряд электрона,

η – число элементарных зарядов иона.

У коронирующего электрода, где напряженность поля максимальна, скорости ионов могут оказаться больше критических, т. е. таких, при которых, ударяясь о нейтральные молекулы, они начнут выбивать из них периферические электроны. При этом вблизи провода произойдет лавинообразное нарастание количества ионов, т.е. вокруг него образуется область, заполненная отрицательными и положительными ионами (область короны), и через электрофильтр потечет значительный ток. На рис. 5.11 показана зависимость

$$E_x = f(x).$$

Ионы, имеющие заряды, одноименные с зарядом коронирующего электрода (обычно отрицательные), выходят из области короны и, заполняя все пространство между электродами, двигаются по силовым линиям к другому электроду, отдавая ему заряд (рис. 5.12).

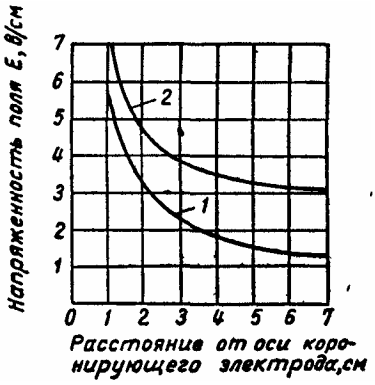


Рис. 5.11. Распределение напряженности поля при короне в случае концентрических цилиндров (диаметровнешнего цилиндра 148 мм, диаметр коронирующего провода 2 мм): *1 – до образования короны; υ_o = 26 кв; 1 = 0,67·10^{-6} а/см; 2 – после образования короны; υ_o = 38 кв; 1 = 10^{-5} а/см*

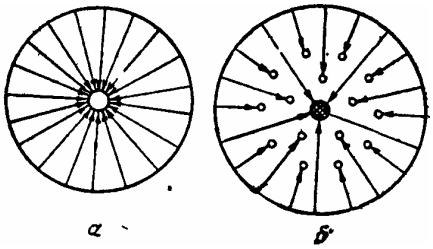


Рис. 5.12. Расположение силовых линий в цилиндрическом конденсаторе: *а – при отсутствии пыли; б – при наличии в нем пылинок*

Таким образом, при достаточно высокой разности потенциалов $U_к$, подведенной к электродам электрофильтра, в цепи появляется ток.

$U_к$ – напряжение, при котором появляется корона, ему соответствует напряженность поля $E_к$.

Зависимость величины тока от приложенной разности потенциалов (напряжения) для коронирующих электродов различной формы – вольтамперная характеристика электрофильтра – изображена на рис. 5.13.

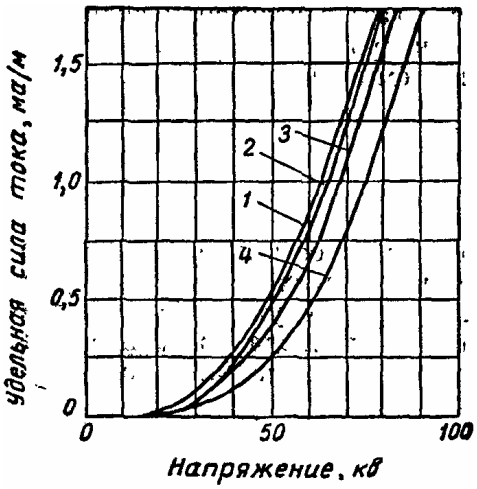


Рис. 5.13. Зависимость величины тока
от формы коронирующих электрогородов:
1 – проводдиаметром 1 мм; 2 – лента сечением 0,25Х15 мм;
3 – провод диаметром 4 мм; 4 – шестигранная звезда,
описанный диаметр у которой 9 мм в цилиндре
диаметром 250 мм

По мере возрастания U увеличивается диаметр короны и ток, а затем наступает пробой в виде искры и даже дуги. В момент пробоя напряжение на электродах резко снижается, соответственно прекращается коронирование, а ток сильно увеличивается. При отрицательной полярности коронирующего провода корона более устойчива и пробивное напряжение значительно выше, чем при положительной короне.

Зарядка и движение частиц пыли или тумана в электрическом поле электрофильтра

Взвешенные в проходящем через электрофильтр газе частицы пыли или тумана заряжаются осаждающимися на них ионами, присутствующими в газе. Осаждение ионов может быть вызвано соударением в результате движения иона под влиянием электрических сил и беспорядочного теплового движения газовых ионов, а также притяжения иона частицей вследствие ее поляризации.

Процессу осаждения ионов противодействует сила отталкивания, вызванная уже осевшими на частице зарядами.

Заряженные частицы двигаются под влиянием поля к осадительному электроду, где отдают заряд и оседают.

В зависимости от того, производится ли ионизация газа, зарядка пыли и осаждение ее в одном и том же электрическом поле или раздельно в двух последовательных полях, электрофильтры делятся на «Обычные» и с предварительной ионизацией газа с раздельным осаждением пыли (электрофильтр типа «Рион»). Последние чаще применяются для тонкой очистки малозапыленного воздуха. В этом случае во втором поле, где улавливается пыль, ионизация газа не происходит и оба электрода изготавливают в виде параллельных близко (на расстоянии 15–20 мм) поставленных пластин. Благодаря этому в пространстве между ними может быть поддержана высокая напряженность поля без опасности образования искрового разряда. В последнее время за рубежом начали применять электрофильтры с раздельной ионизацией и для технологических газов при повышенной скорости их прохождения через аппарат.

Максимальный заряд, получаемый в электрофильтре частицей размерами более 10^{-4} мм (1 мк),

$$Q=ne=[(1+2(\varepsilon-1)/(\varepsilon+2)]Ea^2=PEa^2, \qquad (8)$$

где E – напряженность поля в электрофильтре

(1-CGSE=300в/см);

e – элементарный заряд (CGSE);

a – радиус частицы, см;

ε – диэлектрическая проницаемость вещества пыли.

$$P=1+2(\varepsilon-1)/(\varepsilon+2).$$

Для металлов P=3, т. к. ε=∞; для газов ε=1, для кварца, серы ε=4, для окислов металлов ε=12–18.

Максимальный заряд на пылинках достигается за доли секунды (за 0,1 с 94,0 % от максимального заряда).

У частиц размерами менее 1 мк их зарядка определяется тепловым движением газовых ионов; заряд таких частиц пропорционален только первой степени радиуса частицы a. Приближенно можно считать, что число элементарных зарядов на подобной частице определяется по уравнению $n=2\cdot10^6a$, где a – радиус частицы, см.

При увеличении тока в электрофильтре напряженность поля выравнивается и принимает на некотором расстоянии от коронирующего электрода почти постоянное значение (рис. 5.11).

В трубчатом электрофильтре

$E=\sqrt{2}i/K=const$,

где К – подвижность ионов;

i – величина тока на 1 м длины коронирующего провода.

Скорость движения заряженной пылинки зависит от действующей на нее силы, равной Ene. Так как и E и n увеличиваются с повышением тока i, то для улучшения улавливания следует стремиться к работе при максимальном значении тока, поднимая соответственно напряжение на фильтре.

Коронный ток на 1 м длины провода в трубчатом электрофильтре равен

$$i=1/9\cdot[2KU(U-U_k)/R^2(\ln\cdot R/ч)] \text{ ма/м}, \quad (9)$$

где U – приложенное напряжение, кв;

R и ч – соответственно радиусы трубы и провода, см.

Напряжение, при котором начинается коронирование (формула Пика),

$$U_к=31\delta[1+(0,308/\sqrt{\delta ч})]ч(\ln\cdot R/ч), \quad (10)$$

где δ – коэффициент приведения плотности газа к стандартным условиям:

$$P=760 \text{ мм рт.ст., } t=25^o; \ \delta=0,392/(273+t),$$

где P – давление газа, мм рт.ст.;

t – температура газа.

При p=760 мм рт.ст. и $t=25^o$ δ=1.

Приравнивая силу действия поля на заряженную частицу силе сопротивления среды (по закону Стокса), находим выражения для скорости передвижения частицы к осадительному электроду

$$V=\eta eE/6\pi\mu a=Pa^2E^2/6\pi\mu a=Pa^2\cdot 2i/K/6\pi\mu a=K_1\cdot aU(U-U_K)/\mu, \text{ см/с}, \quad (11)$$

где $K_1=2P/27\pi R^2\ln\cdot R/ч$

Для частиц диаметром менее 1 мк эта скорость выражается формулой

$$V=K_2\sqrt{U(U-U_K)},$$

где K_2 приближенно равно $2,2\cdot 10^5/\pi\mu R\sqrt{\ln R/ч}$. (12)

Из сопоставления уравнений (11) и (12) видно, что в последнем случае скорость не зависит от размера частицы, а повышение приложенной разности потенциалов сказывается значительно меньше, чем для более крупных частиц. Практически вследствие значительной коагуляции и влияния электрического ветра мелкие частицы выделяются из газа быстрее, чем это следует по формуле (12).

Коэффициент улавливания

Коэффициент улавливания в электрофильтре определяется формулами Дейга:

1) Для трубчатого электрофильтра

$$\eta=1-e^{-2VL/R\omega}=1-e^{-2Vt/R}. \quad (13а)$$

2) Для пластинчатого электрофильтра

$$\eta=1-e^{-VL/\omega D}=1-e^{-Vt/D}. \quad (13б)$$

3) Для обоих видов

$$\eta=1-e^{-VA/Q}. \quad (13в)$$

Здесь e – основание натуральных логарифмов;

V – скорость движения заряженной частицы к осадительному электроду;

ω – скорость газа в электрофильтре;

L – длина поля электрофильтра;

t – время пребывания газа в электрофильтра;

D – расстояние между разноименными электродами в пластинчатом электрофильтре;

A – площадь поверхности осадительных электродов;

Q – количество газа, проходящего в единицу времени.

Таким образом, 100 %-ное улавливание может быть теоретически достигнуто только при бесконечной длине поля электрофильтра L.

Формулы (13 а, б, в) выведены в предположении, что в каждом поперечном сечении поля электрофильтра концентрация пыли одинакова. Эта верно только для достаточно мелкой пыли и хорошего перемешивания газа электрическим ветром. Для более крупной пыли ее движение в электрофильтре определяется в основном электрическими силами. В этом случае полное улавливание будет достигнуто на конечной длине поля электрофильтра $L=\omega R/V$, т. к. $L/\omega= R/V$; поэтому в коническом объеме, вершина которого находится на оси трубы во входном сечении, а основание -на длине L, пыли не должно быть вовсе. Практически вследствие полидисперсности пыли такое явление наблюдается редко.

Из формул Дейга следует, что степень улавливания пыли растет значительно медленнее длины поля электрофильтра, или, иначе говоря, его стоимости. Эффективность работы электрофильтра лучше определяется величиной уноса из него пыли, т. е. величиной $y=1-\eta=e^{-KL}$, где для трубчатого аппарата $K=2\nu/R\omega$. Если для улавливания одной и той же пыли применить одинаковые по конструкции электрофильтры и одинаковые скорости

газа, то величина К у них одинакова; при различной длине (один длиной L_1, другой L_2), $y_2=y_1$ и $y_2=(1-\eta_1)$. (14)

Вместо длин L_1 и L_2 лучше подставить пропорциональные им величины времени пребывания газа в электрофильтре t_1 и t_2,

$$y_2=y_1 \qquad (15)$$

Таким образом, при увеличении длины фильтра вдвое (или уменьшении в нем вдвое скорости газа) степень улавливания увеличивается с 0,9 (90 %) до 0,99 (99 %) и величина уноса уменьшится в 10 раз.

Влияние пыли на работу электрофильтра

До сих пор мы рассматривали работу чистого электрофильтра без учета влияния пыли на протекающие в нем процессы. Между тем физико-химические свойства аэрозоля и особенно слоя пыли, осевшего на электродах, весьма существенно влияют на работу электрофильтра.

Все частицы пыли или тумана, входящие в электрофильтр, движутся вместе с газовым потоком, увлекаются в беспорядочное движение электрическим ветром и, заряжаясь, получают под влиянием поля направленное движение к осадительным электродам. Ничтожное количество пыли или тумана, попавшее в область короны, частично оседает на коронирующем электроде. Подойдя к осадительному электроду, частицы отдают ему свои заряды.

Если твердая частица хорошо проводит ток и контактное сопротивление (т. е. сопротивление прохождению тока в месте контакта частиц с электродом и между собой) невелико, то заряд частицы отдается ею электроду мгновенно. Частица получает заряд электрода, может оттолкнуться от него и вернуться обратно в газовый поток. Затем в результате наличия ионов частица снова получает заряд, вновь подходит к осадительному электроду, перезаряжается, возвращается в газовый поток и может быть унесена из электрофильтра. Если частица жидкая и хорошо смачивает осадительный электрод, то она может прилипнуть и не попадет обратно в газовый поток.

Рассмотрим другой предельный случай. При подходе к осадительному электроду полностью непроводящей пыли картина будет совершенно иной. В этом случае заряды относительно прочно удерживаются в тех точках поверхности электрода или слоя пыли, на которых они осели. Новые ионы и заряженные частицы, оседающие на первый слой, еще больше уплотняют его, поджимая к осадительному электроду. По мере увеличения толщины слоя в нем накапливаются большие отрицательные заряды, которые отталкивают вновь подходящие час-

тицы, заряженные также отрицательно. Иначе говоря, заряженный слой пыли, осевший на электродах, противодействует основному полю. В результате, если пыль абсолютно непроводящая, то дальнейшее осаждение ее прекратится.

Оба приведенных случая являются крайними. На самом деле не существует такой пыли, у которой контактное сопротивление равнялось бы нулю; еще труднее представить себе полностью непроводящую пыль. Поэтому практически очистка не сводится к нулю, но иногда резко ухудшается.

Бороться с вредным влиянием заряженного слоя пыли на осадительном электроде можно, меняя проводимость слоя и соответственно скорость отдачи заряда.

Влияние непроводящего слоя пыли, осевшего на поверхности осадительного электрода, на вольтамперную характеристику электрофильтра различно и зависит от плотности и структуры слоя. На поверхности слоя пыли, обращенной к коронирующему электроду, потенциал тем выше, чем толще слой и чем меньше проводимость пыли. При хорошо проводящей пыли потенциал по отношению к поверхности осадительного электрода равен нулю. Плотные, непроводящие слои сдвигают вольтамперную характеристику вниз, т. е. при одном и том же напряжении величина тока уменьшается при наличии такого слоя.

В реальном электрофильтре подавляющее большинство пыли часто оказывает иное влияние, сдвигая вольтамперную характеристику вверх, т. е. при одном и том же напряжении величина тока становится выше при запыленных электродах. Объясняется это тем, что слой непроводящей пыли на осадительном электроде вызывает появление так называемой «обратной короны». Так как слой пыли всегда порист и диэлектрическая постоянная пыли значительно выше диэлектрической постоянной газа в порах, то в них сгущаются силовые линии, напряженность поля становится больше критической и газ в порах начинает коронировать. Такая корона уже положительна, и из нее в объем электрофильтра выбрасываются в большом количестве положительные ионы, которые движутся навстречу отрицательно заряженным частицам пыли и газовым ионам и нейтрализуя их, ухудшают улавливание. Одновременно растет величина тока и вследствие того, что коронное напряжение положительной короны значительно ниже, чем отрицательной, понижается пробойное напряжение. Это явление резко ухудшает эффективность улавливания.

Таким образом, увеличение тока не всегда ведет к улучшению очистки и надо тщательно учитывать, вследствие чего увеличивалась

величина тока: в результате ли повышения приложенной разности потенциалов, изменения температуры или влажности газов или появления обратной короны.

Все пыли могут быть разделены на три группы:

I – с сопротивлением слоя пыли до 10^3 или 10^4 Ом. см;

II – с сопротивлением, лежащим между 10^3 или 10^{10} Ом. см;

III – с сопротивлением выше 10^{10} Ом. см.

Пыли первой группы вообще не могут быть уловлены в сухих электрофильтрах без принятия мер, снижающих проводимость, или улавливаются с трудом; пыли второй группы хорошо улавливаются; пыли третьей группы плохо улавливаются, но часто улавливание может быть улучшено искусственным увеличением проводимости слоя [9, 10].

Проще всего влиять на проводимость слоя, изменяя его влажность. Даже небольшое повышение влажности пыли в ряде случаев резко увеличивает проводимость слоя. Сравнительно простой метод увлажнения пыли основан на свойствах заряженных частиц адсорбировать на своей поверхности молекулы паров водяного пара при температуре газа, несколько превышающей температуру точки росы (т. е. ту температуру газа, при которой начинают конденсироваться содержащиеся в нем пары воды). Поэтому в горячем газе до его поступления в электрофильтр вода мелко распыляется форсунками под большим давлением. Температура газа понижается и его влажность увеличивается. Увлажнение обычно производится в специальных увлажнительных башнях. Понятно, что температура газа в электрофильтре и во всем последующем газовом тракте не должна быть снижена ниже точки росы во избежание замыкания электродов и стенок газоходов грязью, что сделает невозможным дальнейшее улавливание и вызовет коррозию аппаратуры.

При увлажнении газов, из которых улавливается хорошо проводящая угольная пыль (после мельниц и сушилок угля), контактное сопротивление частиц, наоборот, увеличивается и улавливание ухудшается. Следовательно, в зависимости от проводимости слоя пыли характер влияния влажности будет различен.

Если в газе содержится серный ангидрид, как при окислительном обжиге сульфидных руд и концентратов, то проводимость слоя пыли увеличивается за счет адсорбции SO_3. При этом нет надобности вводить воду. Однако если в газе имеется много окислов (в виде пыли), которые могут реагировать с SO_3, то количество его бывает недостаточным для сообщения пыли надлежащей проводимости.

Часть пыли, попавшей в область короны, оседает на коронирующем проводе. Хотя этой пыли немного, но поскольку и поверхность провода невелика, на нем могут образоваться значительные отложения («колбасы»). Если пыль обладает малым электрическим сопротивлением, то ее осаждение эквивалентно увеличению радиуса коронирующего провода. При этом повышается начальное напряжение, при котором наступает коронирование $U_к$ и соответственно падает скорость движения частиц (уравнения 11 и 12). Повысить приложенную разность потенциалов, чтобы достигнуть $U_к$ не всегда возможно, т. к. обычно, работая и при чистых коронирующих электродах, значение U поддерживают достаточно близким к пробойной величине.

Если пыль обладает большим электрическим сопротивлением, то провод покрывается изолирующим слоем, и коронирование прекращается.

Таким образом, при эксплуатации электрофильтра необходимо тщательно следить за чистотой электродов, а при конструировании – предусматривать возможность их легкой очистки.

Следует отметить, что механизм удержания пыли на электроде еще недостаточно изучен. Помимо указанных выше причин, влияют форма частиц пыли и особенно ее размеры, а также состояние поверхности. Чем дисперснее пыль, тем сильнее она прилипает к электродам и тем труднее ее удалить с них.

Сравнивая силы сцепления частиц под влиянием заряда

$F_e=4a^2(GEi\rho-E^2/32)$

и молекулярной адгезии

$F_m=2\pi Pa10^{-8}$,

где G – постоянная;

ρ – электрическое сопротивление слоя;

P – сопротивление слоя на разрыв;

a – радиус частицы;

E – напряженность поля;

F_e – может быть как положительной, так и отрицательной, можно прийти к заключению, что большие частицы с малым сопротивлением будут легче срываться со слоя и вновь уноситься потоком газа, поскольку разница между $4a^2E^2/32$ и F_m увеличивается.

Наряду с этим, частицы углерода, например, с размерами, превышающими 80 мк, также не могут удержаться на осадительном электроде. Поэтому при одном и том же содержании углерода степень

улавливания пыли будет высока, если углерод сильно дисперсен, и мала, если его частицы относительно крупны [11].

Во всех случаях улавливания пыли в сухих электрофильтрах необходимо обращать серьезное внимание на поддержание максимальной чистоты электродов, что является трудной задачей. Для этого непрерывно или периодически электроды механически отряхиваются от осевшей пыли. В последнее время с успехом начали применять электровибрационный и электроударный методы отряхивания.

В тех случаях, когда увеличением влажности газа нельзя добиться повышения проводимости и улучшения улавливания необходимо устанавливать мокрые электрофильтры или применить другие методы улавливания – рукавные фильтры, скоростные турбулентные пылеуловители и т. п.

В мокрых электрофильтрах газ до поступления в электрическое поле проходит через безнасадочные или насаженные промывные башни, которые часто объединяются с электрофильтрами в один агрегат. При этом температура газа в них доводится до температуры мокрого термометра или ниже в результате циркуляции орошающей жидкости. При необходимости снижения влагосодержания газа орошающая жидкость охлаждается в холодильниках или градирнях.

В мокрых электрофильтрах слой осевшей пыли влажен и проводимость его высока.

При этом электроды очищают непрерывно или периодически, промывая их. При непрерывной промывке осадительного электрода пыль садится на водную пленку, и вредное влияние слоя пыли ликвидируется полностью. При достаточных размерах мокрых электрофильтров можно достичь очень высокой конечной чистоты газа.

При улавливании пыли, имеющей сопротивление менее 10^4 Ом/см, целесообразно применять сухие электрофильтры с карманными осадительными электродами. Эти электроды изготавливаются из двух параллельных пластин с промежуткам 20–30 мм. В пластинах имеются отштампованные карманы-прорези. Пыль, отдавшая заряд, катится по электроду и, удерживаемая карманом, попадает во внутреннюю полость, откуда сваливается в отводной желоб, минуя газовый поток. Однако, при липких пылях в этом случае увеличивается опасность появления обратной короны с краев отштампованных карманов, понижения пробойного напряжения и соответственно ухудшения улавливания.

В последнее время для плохопроводящих пылей за рубежом стали применяться желобчатые осадительные электроды. Их действие состоит в том, что отрицательно заряженная пыль оседает на краю же-

лоба, образуя отрицательно заряженный столбик. При встряхивании электрода столбик пыли сваливается в наклонный желоб положительно заряженного электрода и соскальзывает в бункер.

В литературе описан промышленно-экспериментальный электрофильтр, у которого трубчатые электроды периодически очищаются от пыли продувкой грязным газом при большой скорости (~65 м/с). Очищаемую секцию отключают от коллекторов чистого и грязного газа. Обдувочный сильно запыленный воздух проходит через циклон, а затем возвращается в коллектор грязного газа. При этом электроды нацело очищаются от пыли (золы), которая может улавливаться при очень больших скоростях газа (12 м/с).

Для подачи запыленного газа в электрофильтр величина электрического тока определяется количеством ионов и электронов, переходящих с большой скоростью от одного электрода к другому. После подачи запыленного газа часть ионов оседает на пыль, и раз масса пылинки несравненно больше массы газовой молекулы, то в таком электрическом поле скорость передвижения ионов, осевших на пылинках, станет значительно меньше. Чем больше число пылинок в газе, или, иначе, чем больше дисперсность пыли и ее концентрация, тем большая часть ионов осядет на пылинках.

Таким образом, ток в межэлектродном пространстве будет складываться из движения газовых ионов, обладающих сравнительно большой скоростью, и медленно движущихся заряженных пылинок. Обычно ток, обусловленный перемещением находящихся на пылинках зарядов невелик, но в результате длительного пребывания в электрическом поле заряженных частиц пыли образуются пространственные заряды больше тех, которые созданы газовыми ионами, в результате чего процесс коронирования менее интенсивен.

Так как скорость движения заряженных пылинок в электрическом поле электрофильтра мала, то величина тока уменьшается. Наконец, может наступить такой момент, при котором большинство ионов, выходящих из области короны, осядет на пылинках. Скорость передвижения ионов, или, иначе говоря, величина тока, может при этом упасть почти до нуля. Это явление называется «запиранием короны».

С повышением концентрации пыли (или ее дисперсности) ток вначале мало уменьшается, затем он резко падает, практически почти до нуля. Такое положение часто встречается на практике и особенно резко выражено при улавливании высокодисперсного тумана серной кислоты. При увеличении скорости газов в электрофильтре (это равноценно повышенной концентрации, т. к. увеличивается секундное содержание тумана в объеме электрофильтра) ток также резко падает.

Степень очистки при этом снижается. Бороться с этим снижением можно, максимально увеличивая приложенную разность потенциалов, но, т. к. это не всегда приводит к желательным результатам, необходимо уменьшить скорость газов.

Так как осаждение пыли в электрофильтре во многом зависит от свойств частиц: их размеров, диэлектрической проницаемости вещества пылинок, проводимости слоя пыли, формы и особенностей поверхности частиц, то при улавливании смешанной пыли можно в ряде случаев добиться обогащения части пыли каким-либо из компонентов. Так, например, наблюдалось, что пыль, содержащаяся в газах механических печей обжига цинковых концентратов, уловленная в третьей камере электрофильтра, настолько обогатилась свинцом и кадмием, что они могли быть рентабельно извлечены, в то время как извлечение этих металлов из концентратов было невозможно.

Эта возможность сепарирования пыли в электрическом поле применяется и в специальных обогатительных установках.

Питание электрофильтров током

Электрофильтры питаются постоянным по направлению током высокого напряжения. Для получения его обычно применяется установка, состоящая в основном из обычного высоковольтного трансформатора переменного тока (высшее напряжение 90000 в), автотрансформатора с коммутатором, регулирующим напряжение, механического выпрямителя и контрольно-измерительных приборов.

Механический выпрямитель меняет направление тока одной полуволны и превращает синусоидальный переменный ток высокого напряжения в пульсирующий, переменный по величине, но постоянный по направлению ток, который подается к электродам фильтра высоковольтным кабелем или шиной в защитном кожухе.

Иногда при улавливании плохо проводящей пыли к электрофильтру (к отдельной его секции) подводится только одна полуволна. В этом случае при подаче тока с перерывами удается поддерживать более высокое напряжение и иметь более устойчивую работу электрофильтра.

В последнее время за рубежом вместо механических, начали применять селеновые выпрямители, помещаемые в один бак с высоковольтным трансформатором.

Необходимость установки автотрансформатора с коммутатором вызвана тем, что не только в разных фильтрах, но даже в одном и том же необходимо менять напряжение в зависимости от изменений основного технологического процесса. В последнее время для плавной

регулировки напряжения за рубежом стали применять специальные коммутаторы с угольными щетками.

Поддержание максимального напряжения вручную – задача очень трудная. Поэтому к электрофильтрам разработаны автоматические приставки, поддерживающие максимальное напряжение.

Электрофильтры, применяемые на предприятиях химической промышленности

По конструкции осадительных электродов электрофильтры бывают трубчатыми или пластинчатыми. Разновидностью трубчатых электрофильтров являются шестигранные, более сложные в изготовлении, но более компактные и требующие меньше металла для своего изготовления.

По ходу газа пластинчатые фильтры могут быть вертикальными или горизонтальными. Так как длина поля по ходу газа по конструктивным соображениям ограничена, то электрофильтры часто изготовляют многопольными. При этом, поскольку по ходу газов условия очистки меняются, в многопольных электрофильтрах можно достичь лучшего улавливания повышением напряженности поля в последующих полях фильтра.

Пластинчатые электроды могут быть изготовлены из натянутой на раму сетки (применяются сравнительно редко при высокой температуре газов для хорошо улавливаемой и легко удаляемой пыли), а также из отдельных вертикальных прутков диаметром 6–8 мм с осевым расстоянием 20–30 мм (применяются в тех же случаях, что и сетчатые, особенно для газов обжиговых печей, содержащих SO_2, и подобных им). Из волнистой стали электроды изготавливаются для более низких температур, в них меньше вероятность уноса газовым потоком сорвавшейся пыли, что позволяет работать на повышенных скоростях газа. По этой причине такие фильтры должны применяться для улавливания весьма дисперсных возгонов только после экспериментальной проверки.

Из многочисленных типов применяемых электрофильтров ниже описаны только два: аппарат типа ГК-30-Г, широко применяемый в цветной металлургии для сухой очистки газов, и вновь разработанный Гипроцветметом мокрый электрофильтр типа ВДМ. Применение мокрого электрофильтра улучшает гигиенические условия труда и в сочетании с гидрометаллургическим извлечением металлов облегчает водный баланс системы, т. к. много воды испаряется и уходит с газом.

Электрофильтр типа ГК-30-Г

Электрофильтр ГК-30-Г представляет собой горизонтальный двухсекционный трехпольный аппарат (рис. 5.14) с кирпичным корпусом. При разрежении в аппарате больше 15–20 мм вод. ст. его заключают в металлический кожух. Осадительные электроды-прутковые, длина каждого поля вдоль хода газа ~ 2500 мм. Активная площадь сечения обеих секций ~30 м^2. Коронирующие электроды из 2 мм проволоки прикрепляются к верхним и нижним коронирующим рамам.

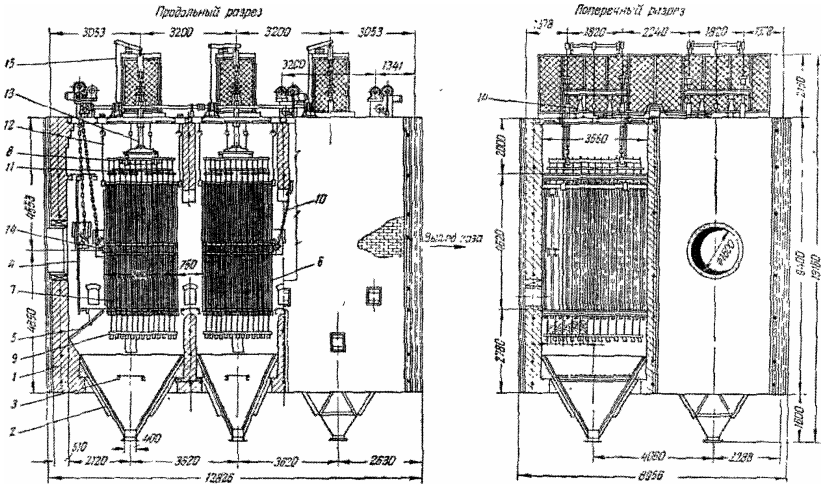


Рис. 5.14. Электрофильтр типа ГКЗО Г

1 – кладка электрофильтра, 2 – бункер, 3 – площадкаа для обслуживания, 4 – распределительная решетка, 5 – отбойная стенка, 6 – осадительные электроды, 7 – коронирующие электроды, 8 – верхняя рама подвеса коронирующих электродов, 9 – нижняя рама подвеса коронирующих электродов, 10 – механизм встряхивания осадительных электродов, 11 – рама для встряхивания коронирующих электродов, 12 – гяти подвеса осадительных электродов, 13 – подвес рамы коронирующих электродови проходной кварцевый изолятор, 14 – опорные изоляторы, 15 – привод механизма встряхивания коронирующих электродов

Верхнюю раму подвешивают на штыре к двум опорным изоляторам, помещаемым на крышке фильтра. Штыри в месте прохода через крышку изолированы от нее кварцевыми проходными изоляторами.

Осадительные электроды отряхивают электровибраторами, а коронирующие – механическим приводом. Для равномерного распределения газа по сечению аппарата на входе установлены две последовательно расположенные газораспределяющие решетки.

Для питания аппарата рекомендуется устанавливать 6 электрокомплектов при двухполупериодном выпрямлении тока (по одному на поле), а при однополупериодном выпрямлении – 4. В этом случае последние поля каждой секции остаются на двухполупериодном питании.

Время пребывания газов в аппарате находится в пределах от 10 до 20 с. Аппарат применяется для очистки газов, не требующих подготовки (газы обжиговых печей), а также в тех случаях, когда газы (отражательных печей и т. п.) предварительно охлаждаются и увлажняются.

Для охлаждения и увлажнения газов рекомендуется устанавливать прямоточный скруббер конструкции Гипроцветмета (рис. 5.15).

При подаче газа в скруббер сверху в него может быть встроена газораспределительная решетка, что существенно важно. Вода распыляется форсунками под давлением 20–25 ат. При применении оборотной воды необходимо снабжать установку отстойниками и вакуум-фильтрами. При очистке кислых газов скруббер и всю аппаратуру необходимо снабдить кислотостойкой защитой.

Применение сухих электрофильтров с предварительной подготовкой газов сильно затрудняется при переменном режиме основного технологического процесса, так как регулировка охлаждения всегда отстает от изменений процесса даже при применении автоматики. В этих случаях, а также в тех, когда и при увлажнении газов нельзя добиться хорошего улавливания, рекомендуется устанавливать мокрые электрофильтры, как это принято, например, при очистке доменных газов.

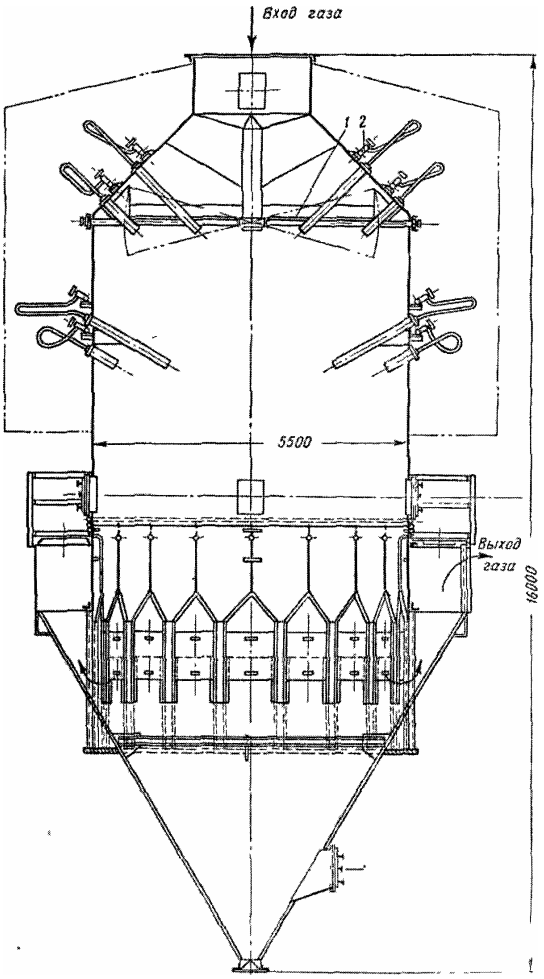


Рис. 5.15. Безнасадочный скруббер:
1 – распределительная решетка; 2 – форсунка

Мокрый электрофильтр ВДМ

Электрофильтр типа ВДМ (рис. 5.16) – вертикальный двухпольный и двухсекционный аппарат. Нижнее поле, где оседает основная масса пыли (75–90 %), сбанжено устройством для непрерывного орошения осадительных электродов. Поле это укорочено и благодаря ряду люков легко доступно для обслуживания.

Орошающее устройство состоит из ряда труб, расположенных над осадительными электродами. В трубах внизу просверлены отверстия, через которые вытекает вода (раствор), орошающая электроды. Для равномерного распределения воды на трубы надеты щетки, а на осадительном электроде установлены планки. При повороте трубы щетки отводятся от электрода и щель промывается от осевших загрязнений. Коронирующие электроды расположены горизонтально, что уменьшает возможность проскока неочищенного газа и облегчает устройство непрерывной промывки осадительных электродов.

Изображенная конструкция предусматривает применение для промывки чистой воды (не оборотной).

Электроды верхнего поля промываются периодически при выключенном выходном дросселе и снятом напряжении.

Изоляторы вынесены в электрообогреваемые камеры. Управление аппаратом автоматизировано. В нижней части электрофильтра имеется небольшая насадка.

Активная площадь сечения аппарата 12 м^2. Время пребывания газа в зависимости от условий осаждения лежит в пределах от 6 до 12 с. При установке перед электрофильтром скоростного распылителя малого сопротивления скорость газа в электрофильтре может быть увеличена. На рис. 17 дана схема подобной установки.

Установка электрофильтров ВДМ должна включать отстойник, фильтры и насосы. Вместе с тем этот аппарат не предназначен для очистки кислых газов.

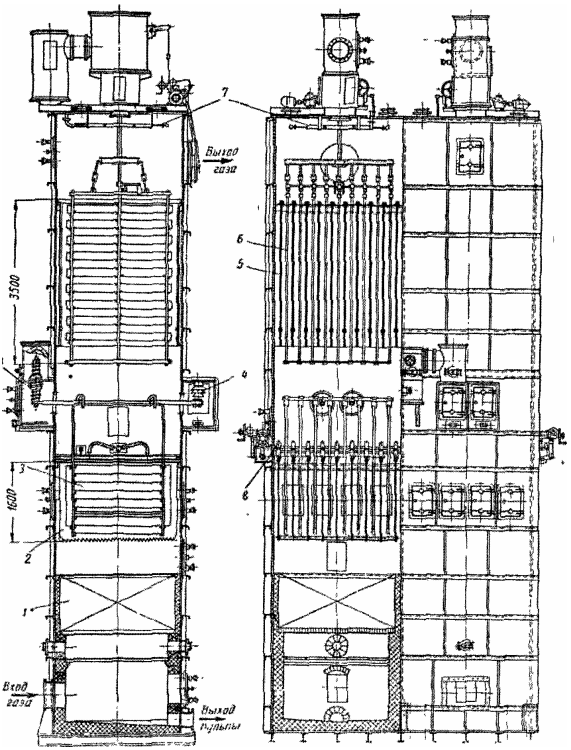


Рис. 5.16. Мокрый электрофильтр типа ВДМ

1 – насадка из керамических полец; 2 – осадительные электроды нижнего поля; 3 – коронирующие электроды нижнего поля; 4 – изоляторы для подвеса системы коронирующих электродов нижнего поля; 5 – осадительные электроды верхнего поля; 6 – коронирующие электроды верхнего поля; 7 – форсунки промывки верхнего поля; 8 – система орошения осадительных электродов нижнего поля

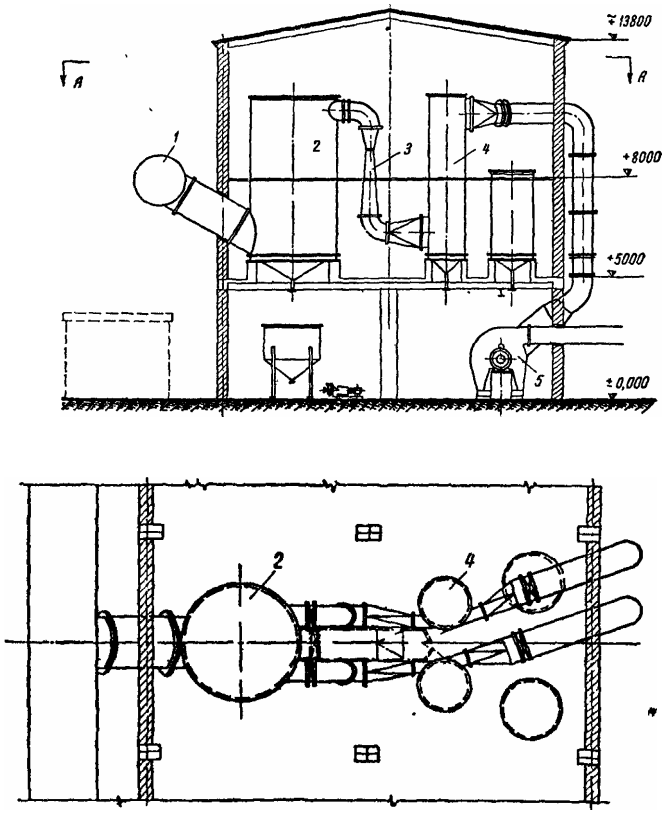


Рис. 5.17. Схема установки скоростного распылителя
с электрофильтром:
1 – газоход грязного газа; 2 – скруббер; 3 – скоростные распылители; 4 – мокрые электрофильтры; 5 – вентилятор

5.3. Рукавные фильтры

Фильтрация запыленных газовых потоков через пористые среды различного вида широко используется в технике для удаления твердых и капельных частиц. При этом в качестве фильтрующих пористых сред применяют:

а) кусковые материалы; кокс, кварц и т. п.;

б) керамические и железные кольца, укладываемые правильными рядами или засыпаемые навалом;

в) сплавленные (цементированные) керамические и металлические зерна;

г) различные волокнистые материалы неорганического (минерального) и органического происхождения, натуральные и искусственные – шерсть, хлопок, стекло, асбест, капрон, нитрон, орлан и т. п.

В химической промышленности наиболее распространена фильтрация газов через ткани, которым придана форма рукавов, так называемые рукавные фильтры; эти ткани изготовляются в основном из овечьей шерсти или некоторых видов синтетического волокна, упомянутых выше.

О механизме осаждения частиц пыли из газового потока, проходящего через фильтровальную ткань. Задержание пыли тканью

При прохождении запыленного газового потока через фильтровальную ткань в порах (каналах между отдельными волокнами) ткани и на ее поверхности осаждается пыль.

Как правило, размеры осаждаемых частиц, особенно возгонов, во много раз меньше среднего диаметра пор фильтровальной ткани. Поэтому задержание пыли тканью не идентично отделению ее на ситах, а обусловлено столкновением частиц со стенками конструктивных, непроницаемых для газов и пыли, элементов ткани – ее волокон, образующих объемную многослойную решетку. Достигнув поверхности волокон, частицы либо остаются на них, либо, при известных условиях, срываются газовым потоком и уносятся повторно. Одновременно с осаждением на поверхности, поры ткани со стороны запыленных газов постепенно заполняются пылью. Осевшие на поверхности и в порах частицы пыли сцепляются одна с другой и образуют «вторичную» пористую перегородку, участвующую в задержании пыли из газов и соответственно повышающую эффективность действия ткани.

Из сказанного следует, что таким образом фильтрующей пористой средой является ткань и осевшая на ней пыль.

Запыленный газовый поток движется через ткань рукавных фильтров с малыми скоростями (1 м/мин и менее). Это движение характеризуется значениями критерия Рейнольдса (Re) меньше 1 и является ламинарным. Линии тока обтекают волокна ткани, разделяясь при подходе к ним и смыкаясь после прохождения волокон. При этом взвешенные в газовом потоке частицы пыли ведут себя по-разному. Крупные и тяжелые частицы, стремясь сохранить прежнее направления движения, сходят с изгибающихся при обтекании волокон линий тока, преодолевают воздействие сил вязкости газового потока и, продолжая свой путь, могут столкнуться с волокнами; чем крупнее и тяжелее частица, тем резче выражено это явление. Более легкие частицы (диаметром 0,5 мк и менее) проходят ближе к линиям тока. Попадая в канал между двумя соседними волокнами, они могут столкнуться с поверхностью волокна под воздействием броуновского движения, а также если линия тока проходит мимо поверхности волокна на расстоянии меньшем, чем радиус частицы пыли. В последнем случае происходит так называемое «прямое осаждение». Столкновению частиц пыли с волокнами способствуют электрические заряды частиц, взаимодействующие с зарядами волокон. Влияние силы тяжести на процесс осаждения пыли можно не учитывать из-за малых размеров частиц и незначительного времени пребывания их в ткани (доли секунды).

Теоретически достаточно полно исследованы два из названных механизмов осаждения частиц пыли на волокнах фильтровальной ткани:

а) под воздействием сил инерций и

б) под воздействием теплового движения газовых молекул (диффузионное осаждение).

Вероятность столкновения частиц пыли с одиночным волокном под воздействием сил инерции является функцией безразмерного критерия, имеющего для частиц, подчиняющихся уравнению Стокса (Re≤1), следующий вид [12, 13]:

$$K=1/18\cdot\omega\delta\rho/\mu D_o, \qquad (18)$$

где δ – линейный размер (диаметр) частиц пыли, см;

ω – скорость набегающего газового потока, см/с;

ρ– плотность вещества частиц, г/см^3;

μ – динамическая вязкость газов при фактических условиях, пуазы (г/см·с);

D_o – характерный линейный размер твердого тела фильтра, например для волокна, имеющего приближенно форму цилиндра, - его диаметр, см.

Взвешенные в газовом потоке твердые частицы подвергаются ударам молекул газа, находящихся в тепловом движении. Чем мельче частицы, тем интенсивнее сказывается воздействие молекул.

Расчет интенсивности осаждения частиц в результате броуновского движения состоит в составлении дифференциальных уравнений вязкого потока и диффузии для случая цилиндрического волокна. Однако поскольку решение этих уравнений связано со сложными математическими расчетами, предложен ряд упрощенных методов, в том числе формула определения эффективности осаждения частиц диффузией в воздушном потоке с температурой ниже 100^o [14]:

$$\varepsilon=1{,}35/\sqrt{\omega\delta}\, D_o\,\%\,, \qquad (19)$$

где ε – эффективность одиночного волокна по осаждению частиц диффузией; ωδ и D_o – те же физические величины, что и в уравнении (18) и выражены δ и D_o в /мк, ω в м/с.

Очевидно, что воздействие теплового движения газовых молекул тем интенсивнее, чем мельче частицы пыли.

Эффективность осаждения пыли одиночным волокном или одним рядом волокон относительно невелика, но и в реальных процессах, когда на пути газов находятся многочисленные последовательно расположенные ряды волокон, эффективность задержания частиц пыли значительно повышается. Еще более улучшается пылезадерживающая способность ткани по мере ее запыления.

Действительно, приближенные подсчеты свидетельствуют, что для незапыленной шерстяной фильтровальной ткани (байки) общий коэффициент улавливания свинцовой пыли составляет около 41 %, в то время как в производственных условиях при запыленной шерстяной байке величина его достигает 95–97 %.

Степень задержания пыли фильтровальной тканью зависит от многих факторов, как – то: удельного веса частиц пыли, их формы и дисперсности, концентрации пыли в газах, физических свойств очищаемых газов (температура, вязкость), скорости фильтрации, вида и конструкции фильтровальной ткани, диаметра ее волокон и т. д. Исключительно важно состояние ткани, в частности отсутствие текстильных пороков, сквозных отверстий и т. д.

Как следует из уравнений (18) и (19), увеличение скорости фильтрации и размера частиц благоприятствует инерционному осаждению, уменьшение же их способствует диффузионному осаждению.

Однако в некоторых случаях большие скорости газа приводят к срыву и уносу уже осевших пылинок. Уменьшение диаметра волокон ткани во всех случаях улучшает улавливание.

Гидравлическое сопротивление фильтровальной ткани прохождению газов

По мере заполнения пор фильтровальной ткани частицами пыли и увеличения толщины слоя пыли на ее поверхности гидравлическое сопротивление ткани проходу газов возрастает. Между тем величина этого сопротивления имеет исключительно важное значение для нормальной эксплуатации рукавных фильтров и собственно фильтровальной ткани. Так, превышение максимальной величины гидравлического сопротивления принятой при расчете вентиляторов рукавных фильтров, понижает производительность фильтров; с ростом гидравлического сопротивления увеличивается износ ткани; при большом гидравлическом сопротивлении увеличиваются проскоки пыли через ткань в ее наиболее слабых местах.

Для скоростей фильтрации, принятых в рукавных фильтрах химической промышленности, проходящий через ткань запыленный газовый поток является ламинарным и подчиняется закону Пуазейля, выражаемому для течения в трубах следующим образом:

$$\Delta P=32\mu L\omega/d^2, \qquad (20)$$

где ΔP – потеря напора при протекании, кг/м^2 (мм вод. ст.);

L – длина трубопровода, м;

ω – средняя скорость текущей жидкости, м/с;

d – внутренний диаметр трубы, м;

μ – вязкость жидкости, кг·с/м^2.

Для пористых сред, к которым относятся свежая и запыленная фильтровальные ткани, в уравнении (20) под l понимается истинная длина извилистых пор, а не кажущаяся, равная толщине ткани; средняя скорость относится к суммарной площади пор; внутренним диаметром считается средний диаметр пор.

Из уравнения (20) видно, что при всех прочих неизменных условиях, включая количество и свойства пыли, осевшей на ткани, гидравлическое сопротивление ткани изменяется прямо пропорционально скорости газового потока. Это подтверждается практикой работы рукавных фильтров.

Если принять, что свойства слоя пыли, осевшей на ткани, не зависят от его толщины, то гидравлическое сопротивление (при постоянной скорости фильтрации) должно изменяться линейно от веса этой пыли [15, 16].

Линейной зависимостью сопротивления запыленной ткани от скорости фильтрации и веса пыли, осевшей на ткани, можно пользоваться для суждения об изменении сопротивления ткани при изменении количества фильтруемых газов.

Конструктивные и эксплуатационные данные рукавных фильтров [17]

Принципиальное устройство рукавного фильтра

В химической промышленности наиболее распространены многосекционные рукавные фильтры с автоматическим механическим встряхиванием рукавов и обратной продувкой фильтровальной ткани, работающие как под разрежением, так и под давлением. Устройство подобных фильтров схематично показано на рис. 5.18 а-в.

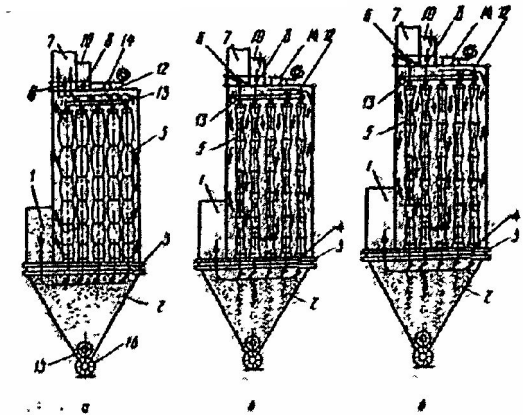


Рис. 5.18. Схема многосекционного рукавного фильтра с автоматическим встряхиванием и обратной продувкой: *а – во время работы: б – в момент обратной продувки; в – секция I во время работы, секция II в момент обратной продувки фильтровальной ткани*

Запыленные газы подаются по общему для всех секций газоходу 1 в нижнюю (бункерную) часть фильтра 2, закрытую распределительной решеткой 3 с круглыми отверстиями (по числу рукавов в секции) для прохода газов, над этими отверстиями находятся патрубки 4 для закрепления нижних открытых концов рукавов 5, запыленные газы поступают через патрубки 4 внутри рукавов, проходят через ткань и через клапаны чистого газа 6 поступают в патрубки 7. Эти патрубки

объединяются общим выходным коллектором, присоединенным к вентилятору 11, выбрасывающему очищенные газы в атмосферу.

Через определенные промежутки времени, обычно 5–10 мин, поочередноё одна из секций фильтра (на рис. 5.18, в II секция) автоматически переключается распределительным механизмом в положение для снижения гидравлического сопротивления ткани. В существующих конструкциях рукавных фильтров при улавливании возгонов наиболее эффективно это достигается совместным действием обратной продувки и механического встряхивания рукавов и вызванной ими деформации ткани. При этом (рис. 5.18, б) клапан 6 закрыт, ход газов через секцию прекращен, а вентилятор (рис. 5.18, в) по коллектору 10 через открытый клапан 8 подает под давлением воздух для продувки рукавов в направлении, обратном ходу газов. Пройдя ткань рукавов запыленный продувочный воздух через нижнюю часть секции поступает для очистки во входной газоход и из него распределяется по остальным секциям фильтра (I, II и IV), находящимся в рабочем положении. При скорости фильтрации возгонов до 1м/мин скорость продувки должна быть не меньше 1,0–1,2 м/мин.

Одновременно с продувкой производится встряхивание рукавов. Посредством механизма встряхивания 14 болт подвеса 12, на котором висит верхняя рама рукавов 13, несколько раз поднимается и сбрасывается (в некоторых конструкциях, где рукава в течение рабочего периода натянуты, болт подвеса несколько опускается и поднимается). Обычно за время встряхивания болт подвеса 5–15 раз поднимают на высоту около 70мм. происходящее при этом частичное удаление пыли обусловливает снижение гидравлического сопротивления ткани и соответственное увеличение количества проходящих через нее газов.

По окончании очистки ткани, длящейся обычно 20–50 с, открывается клапан 6, закрывается клапан 8 и секция возвращается в рабочее положение; одновременно прекращается встряхивание рукавов. Следует заметить, что лишь одна продувка, производимая как описано выше, или только механическое встряхивание рукавов дают недостаточный эффект.

Пыль, удаляемая с ткани падает в бункер 2 и шнеком 15 выгружается через шлюзовой затвор 16 из фильтра.

По литературным данным, эффективная очистка ткани достигается одной обратной продувкой, производимой при попеременном быстром включении в секцию фильтра продувочного воздуха и очищаемых газов (в разных направлениях).

Наряду с описанной выше известны конструкции рукавных фильтров, в которых для снижения гидравлического сопротивления

ткани применены полые кольца или рамки, движущиеся вверх и вниз по рукавам, плотно охватывающие и слегка деформирующие ткань при своем движении. К кольцам подведен сжатый воздух, выходящий из щелей на внутренней стороне колец, соприкасающейся с рукавами. В данной конструкции фильтров рукава изготовляются из фетра (войлока) толщиной около 2,5 мм [18].

Рукавный фильтр РФГ-V

На рис. 5.19 представлен широко применяющийся в химической промышленности многосекционный рукавный фильтр РФГ-V конструкции Гипроцветмет с механическим автоматическим встряхиванием рукавов и принудительной обратной продувкой фильтровальной ткани воздухом, подаваемым вентилятором [17]. Фильтр состоит из следующих основных частей: корпуса фильтра и бункера с приемной и распределительной коробкой; рукавов, размещенных по 14 шт. в секции; крышки с механизмом управления, встряхивающим устройством и дросселями; коллекторов выхода газа и продувки, шнека для выгрузки пыли со шлюзовым затвором.

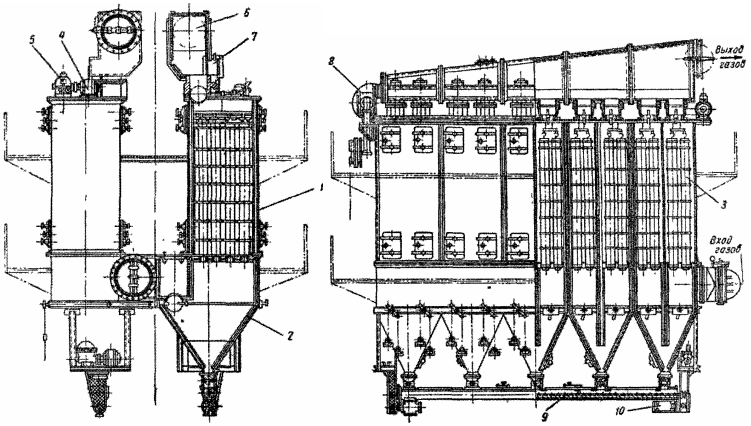


Рис. 5.19. Общий вид 10 секционного рукавного фильтра типа РФГ-У:

1 – $T_{камеры\ .....}$; 2 – бункер; 3 – фильтровальный рукав; 4 – электродвигатель механизма встряхивания; 5 – редуктор к электродвигателю; 6 – коллектор выхода очищенного газа; 7 – коллектор продувочного воздуха; 8 – вентилятор для подачи прдувочного воздуха; 9 – шнек для выгрузки пыли; 10 – шлюзовой затвор

Фильтровальные рукава данного фильтра имеют диаметр 220 мм и длину около 3100 мм. Фильтрующая поверхность одного рукава равна около 2 $м^2$, фильтрующая поверхность одной секции фильтра РФГ-V равна 28 $м^2$. В настоящее время выпускаются только 10-и 20-секционные фильтры, имеющие соответственно формирующую поверхность 280 и 560 $м^2$.

Рабочий цикл секций данного фильтра составляет 10 мин: 9 мин. работы и 1 мин. затрачивается на снижение гидравлического сопротивления ткани встряхиванием и обратной продувкой.

При очистке влажного газа корпус фильтра покрывают тепловой изоляцией.

Технические показатели работы рукавных фильтров

Практика эксплуатации рукавных фильтров на заводах химической промышленности и цветной металлургии дает следующие технические показатели.

Скорость фильтрации газов при улавливании возгонов лежит в пределах от 0,17 до 0,35 м/мин для фильтров с рукавами большого размера (диаметр около 400–500 мм), работающих без обратной продувки, и от 0,6 до 1,0 м/мин. для остальных типов рукавных фильтров. При улавливании более крупной пыли, например из вентиляционных газов, допускают более высокие скорости фильтрации до 2,5 м/мин.

Гидравлическое сопротивление наиболее распространенных на заводах химической промышленности шерстяных или смешанных с капроном фильтровальных тканей, улавливающих возгоны, при малых скоростях фильтрации (порядка 0,2 м/мин), перед встряхиванием и продувкой рукавов составляет около 20 мм вод. ст. При более высоких скоростях фильтрации сопротивления растет, но в нормальных условиях работы в указанный выше момент, оно обычно не превышает 90 мм вод. ст.

Коэффициент улавливания пыли

При нормальном состоянии фильтровальной ткани рукавные фильтры работают в производственных условиях с к.п.д. в среднем 92–97 % для свинцовой пыли и 98–99 % для цинковой пыли.

Срок службы фильтровальной ткани

Чисто шерстяные или смешанные с капроном фильтровальные ткани имеют в среднем следующий срок службы: при улавливании свинцовой пыли (газы шахтные печей и спекательных машин) – около 6–7 месяцев, при улавливании цинковой пыли из газов трубчатых пе-

чей – около 4–6 месяцев, при улавливании цинковой пыли из газов шахтных печей заводов вторичной меди – до 1 года. Срок службы возрастает при снижении пылевой нагрузки ткани и скорости фильтрации, а также при отсутствии в газах агрессивных компонентов.

Расход электроэнергии, отнесенный к фактически отбираемому от производственных агрегатов объему газов (при нормальных условиях), т. е. без учета подсосов воздуха в газовом тракте для охлаждения и т. д., составляет 3–4 кВт-г на 1000 $нм^3$ газов. В случае подсоса воздуха для понижения температуры газов этот расход часто бывает значительно выше.

Подсосы воздуха. В результате подсосов через неплотности фильтров и подачи продувочного воздуха объем газов на выходе из фильтров увеличивается по сравнению с их объемом на входе. Это увеличение, по отношению к начальному объему поступающих газов (при нормальных условиях на входе в фильтры), составляет при нормальной эксплуатации для фильтров типа РФГ-V 25–40 %.

Температурный режим фильтров

Верхний предел температуры газов на входе в фильтры определяется термостойкостью фильтровальной ткани. Для тканей шерстяных и смешанных с капроном температура газов не должна превышать 90–100°, для хлопчатобумажных тканей, особенно при наличии в газах агрессивных компонентов, еще ниже, т. е. 60°. Охлаждение газов до указанных температур может производиться одним из следующих методов или комбинацией их:

а) поверхностное охлаждение в газовых холодильниках (кулерах), б) подсос атмосферного воздуха и в) охлаждение тонкораспыленной водой в скрубберах.

Новые данные в области фильтрации запыленных газов

Новая техника в области фильтрации запыленных газов развивается в следующих направлениях.

Применение фильтровальных тканей, обладающих большей термостойкостью, чем шерстяные ткани: например, тканей из нитрона (синтетического волокна полиакрилнитриловой группы), устойчиво работающих при температуре газов около 125–130°.

Укрупнение секций рукавных фильтров с доведением числа рукавов в секции, например, до 78 и применение пневмоэлектрического управления дросселями и встряхивающими механизмами. Автоматизация управления при этом организуется не по времени, как это происходит в аппарате РФГ-V, а по изменению количества газа, проходяще-

го через аппарат, при неизменном его сопротивлении. Проект такого аппарата составлен Гипроцветметом, причем корпус может быть либо из бетона, либо из стали. На рис. 5.20 изображен сдвоенный фильтр УРФ в бетонном корпусе. Максимальное количество секций в таком сдвоенном фильтре равно двадцати с общей поверхностью фильтрации 2100 м^2.

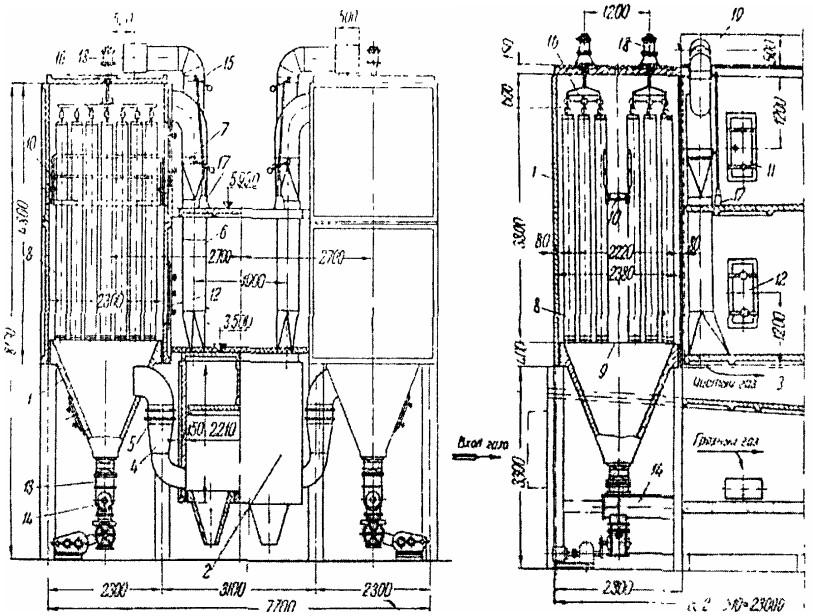


Рис. 5.20. Общий вид фильтра УРФ (основной вариант):
1 – корпус; 2 – коллектор; 3 – стенка; 4 – входные газопроводы; 5 – отключающие дроссели; 6 – выходные газопроводы; 8 – рукава; 9 – перегородки; 10 – поворотная площадка; 11 – верхний лаз; 12 – нижний лаз; 13 – затворы; 14 – сборные шнеки; 15 – дроссель; 16 – рама подвеса рукавов; 17 – пневмоцилиндры для управления дросселями; 18 – пневмоцилиндр отряхивания рукавов; 19 – коллектор

Автоматическое определение поврежденных рукавов в секциях фильтров

В патрубках очищенных газов устанавливают фотоэлементы, сигнализирующие уменьшение светопроницаемости газового потока при увеличении содержания в нем пыли.

К числу новых направлений относится также электрическая подзарядка ткани [19].

5.4. Скоростные (турбулентные) пылеуловители. Общие данные

Начало широкого промышленного применения скоростных (турбулентных) пылеуловителей относится примерно к 1950 г. Несложное, малогабаритное оборудование и простота обслуживания способствовали распространению скоростных пылеуловителей в химической промышленности и цветной металлургии. Принцип их действия заключается в подаче воды в поток газов, движущихся с большой скоростью (до 100 м/с и более), где в результате этой скорости вода дробится на мелкие капли. Благодаря высокой степени турбулентности газового потока происходит коагуляция частиц пыли с каплями жидкости. Укрупненные пыле-жидкостные агрегаты могут достаточно полно улавливаться в прямоточных циклонах.

Для разгона газового потока в газопровод встраивают конфузор, переходящий в небольшой участок цилиндрической формы (горловину), в котором газовый поток движется с наибольшей скоростью. Затем газы расширяются в диффузоре и их скорость при этом снижается.

В конфузор или горловину соплами (форсунками) подается вода. Сочетание конфузора, горловины и диффузора получило в практике пылеулавливания название скоростного распылителя (это же сочетание известно в других областях техники, например, труба Вентури). На рис. 5.21 дана временная нормаль скоростного распылителя Гипроцветмета. Сочетание скоростного распылителя и прямоточного циклона получила название скоростного пылеуловителя (сокращенно СПУ).

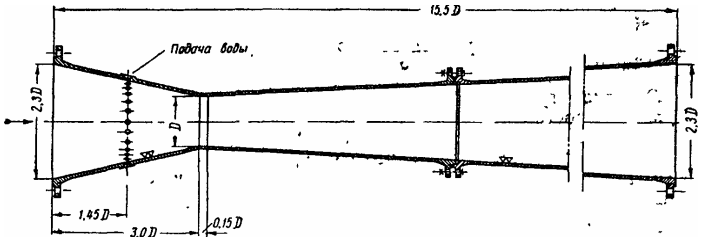


Рис. 5.21. Скоростной распылитель (нормаль Гипроцветмета)

Коагуляция частиц пыли с каплями жидкости в скоростных распылителях происходит под действием следующих факторов [20]:

а) столкновения частиц пыли с каплями воды; это столкновение может произойти при встрече несомой газовым потоком частицы с каплей воды под воздействием сил инерции и за счет турбулентной диффузии более крупных частиц пыли, размером более 1 мк, а также в результате броуновского движения мелких частиц пыли размером менее 0,5 мк;

б) конденсация паров воды на пылинках;

в) электрических зарядов, образующихся на сильно диспергируемых каплях воды.

Соударение частиц пыли с каплями воды подчиняется функциональной зависимости, выраженной уравнением (18). Как следует из этого уравнения, увеличение размера частиц и скорости их движения относительно размера водяных капель способствуют столкновению их с частицами пыли. Для малых частиц пыли, сталкивающихся с каплями воды в результате броуновского движения, степень улавливания тем больше, чем больше поверхность капель воды, т. е. чем они мельче. Реже сталкиваются, а следовательно, и улавливаются, частицы, размеры которых находятся в пределах 0,–1,0 мк.

Как следует из приведенного, улавливание пыли улучшается с уменьшением диаметра капель воды.

Для определения среднего диаметра капли при распылении газовым потоком предложена эмпирическая формула:

$$D=(4870/W)+28,18q^{1,5}, \qquad (21)$$

где D – диаметр капли, мк;

W – скорость газов, м/с;

q – удельный расход воды, л/м^3.

Из этой формулы следует, что размер капель воды зависит от скорости газов, или, другими словами, от турбулентности газового потока. Повышение турбулентности потока влечет за собой уменьшение размеров капель.

Необратимые потери давления в правильно сконструированном и изготовленном скоростном распылителе без подачи воды не превышает 13–16 % от величины скоростного напора в горловине. При подаче воды гидравлическое сопротивление скоростного распылителя растет из-за расхода энергии на разгон и распыление воды. Гидравлическое сопротивление прямоточных циклонов при подаче воды снижается.

Благодаря высокой степени турбулентности газового потока в скоростном распылителе происходит также интенсивный процесс охлаждения газов. Так как в большинстве случаев технологические газы предприятий химической промышленности имеют высокую температуру, то в скоростных распылителях они охлаждаются до температуры мокрого термометра.

Практика эксплуатации СПУ при улавливании возгонов свинца и цинка показывает, что еще до поступления очищаемых газов в скоростные распылители исключительно важно «подготовить газы» – возможно более глубоко охладить и полностью насытить их водяными парами, например, в скрубберах [21].

При подаче в скоростной распылитель газов, предварительно охлажденных до состояния насыщения водяными парами, он не выполняет роли охладителя, а используется только для смачивания частиц пыли; тем самым устраняется опасность испарения образовавшихся при дроблении жидкости газовым потоком наиболее мелких ее капель, особенно ценных для процесса коагуляции частиц пыли.

При прохождении газов, насыщенных водяными парами, через диффузор происходит конденсация водяных паров, причем ядрами конденсации являются частицы пыли, укрупняющиеся при этом. Унос запыленными газами капель из скруббера в распылители также благоприятствует процессу коагуляции частиц пыли.

Конечная запыленность газов (на выходе из циклонов), а следовательно, и степень улавливания пыли в СПУ существенно зависят от перепада статического напора в скоростных распылителях, т. е. от их гидравлического сопротивления. Это сопротивление, в свою очередь, зависит от следующих факторов: а) скорости газов в распылителях, б) количества воды, подаваемой в распылители, в) метода подачи жидкости, дисперсности получаемых капель, наконец, степени перекрытия сечения горловины распылителя завесой распыленной воды. От этих же факторов зависит и степень улавливания пыли в СПУ. Например, зависимость конечной запыленности газов шахтных печей свинцовой плавки, очищенных в СПУ, от гидравлического сопротивления скоростных распылителей показывает, что по мере роста гидравлического сопротивления характер кривых делается более пологим; это указывает на наличие некоторого оптимума гидравлического сопротивления для данных условий, когда дальнейшее его увеличение не дает заметного роста количества улавливаемой пыли (если конечно, снижение конечной запыленности не требуется по санитарно-гигиеническим соображениям).

Конструктивные и эксплуатационные данные скоростных пылеуловителей.

Конструктивные данные

Скоростные распылители изготовляют из листовой стали или литыми из чугуна. В последнем случае обеспечивается их большая стойкость против коррозии.

Горловина распылителя в большинстве случаев имеет круглую форму. Скорость газов для расчета площади сечения горловины выбирают при улавливании возгонов в пределах 8–100 м/с. Диаметр входного сечения (конфузора) распылителя рассчитывают по скорости газов перед распылителем, принимаемой в пределах 10–20 м/с. Угол сужения конфузора принимается обычно равным 25^0. Диаметр выходного сечения (диффузора) распылителя рассчитывают по конечной скорости газов, равной около 20 м/с. Угол расширения диффузора обычно равен 6^0. Внутренняя поверхность скоростного распылителя должна быть механически обработана.

Вода в распылитель подается под небольшим давлением (до 2–3 атм) через радиальные форсунки. В связи с тем что форсунки, как правило, работают на оборотной воде, диаметр их выходного отверстия делают равным 4–6 мм во избежание засорения отверстий. Вместе с тем должна быть предусмотрена удобная выемка форсунок для прочистки. Местом установки форсунок на распылителе, дающим наилучшие результаты (наивысшая степень улавливания пыли при одном и том же гидравлическом сопротивлении), следует считать конфузор. При диаметре горловины распылителя выше 300 мм целесообразно, помимо радиальных предусматривать осевую форсунку, находящуюся внутри конфузора.

Устанавливаемые за скоростными распылителями прямоточные циклоны по своей конструкции не отличаются от обычных прямоточных циклонов за исключением того, что в них не подается вода. Скорость входа газов в прямоточный циклон принимается около 25 м/с; скорость движения газов в цилиндрической части циклона, отнесенная к площади циклона, лежит в пределах от 4 до 5 м/с.

В связи с высоким гидравлическим сопротивлением скоростных распылителей на установках СПУ применяются вентиляторы высокого давления с полным напором около 500–600 мм вод. ст. Вентиляторы могут устанавливаться до распылителей или после прямоточных циклонов. В первом случае они в большой степени подвержены абразивному действию пыли и работают при более горячих газах. Во втором случае, при агрессивных газах, может происходить коррозия ротора вентилятора, что заставляет принимать меры к его защите (гуммиро-

вание, изготовление из легированной стали и т. д.). Однако все же предпочтительнее ставить вентиляторы после прямоточных циклонов.

При работе на оборотной воде, что, как уже отмечалось, является правилом для всех установок СПУ цветной металлургии, в их состав входят сгустители, а в некоторых случаях и фильтры для обезвоживания шлама сгустителей. На рис. 5.22 представлена технологическая схема установки СПУ с подготовкой газов в скруббере, сгустителями и барабанным вакуум-фильтром для обезвоживания шлама. Как следует из схемы, в данном случае имеется два циркуляционных цикла- скруббера и скоростного распылителя. Верхние сливы сгустителей поступают в сборники, откуда забираются циркуляционными насосами и подаются на скруббер и в скоростной распылитель. Нижние сливы сгустителей перекачиваются шламовым насосом на вакуум-фильтр.

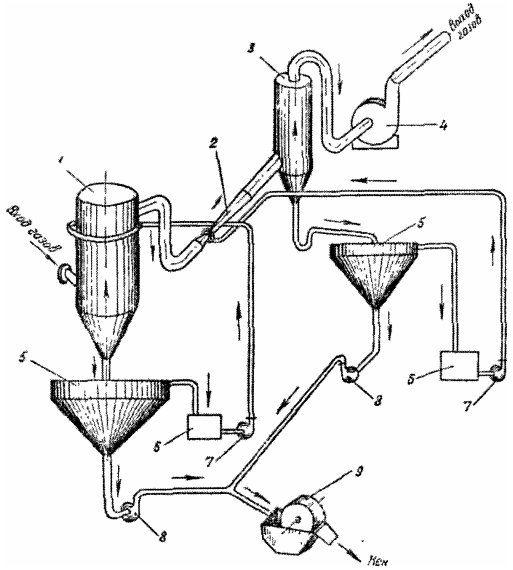


Рис. 5.22. Технологическая схема установки СПУ:
1 – скруббер; 1 – скоростной распылитель; 3 – циклон; 4 – вентилятор; 5 – отстойник: 6 – бак: 7 – циркуляционный насос: 8 – шламовый насос; 9 – вакуум-фильтр

Несмотря на то, что скоростные пылеуловители на отечественных предприятиях химической промышленности начали применяться сравнительно недавно, уже накоплен некоторый эксплуатационный

опыт. Ниже приводятся технические показатели промышленной установки СПУ, очищающей газы шахтных печей свинцовой плавки [22], а также опытной установки СПУ для очистки газов трубчатой печи (вельцпечи) цинкового завода.

Коэффициенты гидравлического сопротивления

Распылители: без подачи жидкости ξ =0,126 (газы вельцпечи); то же, но с включением орошения скруббера, т. е. с некоторым каплеуносом, в среднем ξ=0,37 (газы шахтных печей). С подачей жидкости в количестве около 0,5 л/м^3 очищаемых газов в среднем ξ=1,15 (газы шахтных печей).

Прямоточные циклоны (без раскручивающей улитки): без подачи жидкости в скоростные распылители в среднем ξ=68,8; с подачей жидкости в среднем ξ=55,0 (газы шахтных печей).

Коэффициент гидравлического сопротивления отнесен к площади сечения цилиндрической части циклона.

Гидравлическое сопротивление распылителей и коэффициент улавливания пыли

При гидравлическом сопротивлении распылителей около 400 мм вод. ст. выходная запыленность газов шахтных печей (в выхлопной трубе) составила в среднем 0,163 г/нм^3. Начальная запыленность этих газов (на входе в скруббер) равна в среднем 4,9 г/нм^3. Общий к.п.д. установки СПУ составил около 96,5 %.

Для газов вельцпечи при гидравлическом сопротивлении распылителей 400 мм вод. ст. выходная запыленность газов составила в среднем 0,056 г/нм^3, что при начальной запыленности около 25 г/нм^3 дает к.п.д. около 99,78 %.

Температурный режим установки СПУ (газы шахтных печей)

(температура газов, ^{o}C)

на входе в скруббер	152
после скруббера	55
после распылителей	52

Расход воды и электроэнергии (газы шахтных печей)

Расход оборотной воды на орошение газов в распылителе равен около 0,5 л/нм^3 и в скруббере около 1,2 л/нм^3. Расход электроэнергии равен около 5,2 кВт·ч/1000 нм^3.

Защита оборудования СПУ от коррозии

Поскольку очистка газов в скоростных пылеуловителях относится к мокрым методам пылеулавливания, наличие в газах агрессивных компонентов (например, окислов серы) вызывает необходимость антикоррозионной защиты оборудования СПУ. Выше уже говорилось о защите от коррозии ротора вентиляторов. Если в газах содержатся окислы металлов, нейтрализующие кислоты, можно обходиться без антикоррозионной защиты, но лишь на том участке газового тракта СПУ, где запыленность газов достаточно велика, т. е. на участке до прямоточного циклона. На всем остальном газовом тракте СПУ, где запыленность газов уже мала, может происходить интенсивная коррозия. При очистке агрессивных газов нужно иметь в виду также трудности, связанные с выбросом в атмосферу холодных, кислых и влажных газов. Необходимо принимать меры по улучшению их рассеивания в атмосфере, так как нейтрализация подобных газов является мероприятием, связанным с большими затратами.

Помимо прямоточных циклонов после скоростных пылеулавителей могут устанавливаться мокрые электрофильтры. Это позволить достичь более низких значений выходной запыленности газов. Кроме того, как показывает практика черной металлургии, мокрые электрофильтры могут работать без ухудшения степени улавливания пыли при скоростях в 1,5–2 раза больше, чем при отсутствии скоростных распылителей. Работа электрофильтров протекает более спокойно. И, наконец, гидравлическое сопротивление скоростных распылителей может быть при этом несколько снижено [23].

5.5. Барботажные и пенные пылеуловители

Для улавливания относительно крупных пылей можно применять барботажные пылеуловители.

В аппаратах старых конструкций, из-за опасения брызгообразования, применялись незначительные скорости газов – обычно меньше 0,3 м/с (считая на общее сечение аппарата). В новых конструкциях применяют скорости значительно больше [24].

При скоростях газа в пределах от 0,8 до 3 м/к жидкость превращается в устойчивую пену, объем которой в несколько раз превышает первоначальный.

Пена имеет большую поверхность контакта газа с жидкостью и обе фазы находятся в состоянии высокой турбулентности. Это используется в

так называемых пенных аппаратах, применяемых для улавливания из газов пылей, капель и химических примесей.

Пенный аппарат представляет собой вертикальный бак, часто с коническим днищем, в котором расположена горизонтальная или с небольшим наклоном перфорирования перегородка – решетка. Подвергаемый очистке газ подается под решетку, проходит через отверстия в ней и удаляется вверху аппарата. На решетку подается жидкость, которая потоком газа превращается в пену. Часть жидкости протекает через отверстия решетки («проваливается»), а другая часть, двигаясь вдоль решетки, сливается с нее в специальное приемное устройство (карман).

Для увеличения высоты слоя жидкости на решетке, а следовательно, и высоты слоя пены со сливной стороны решетки устанавливают сливной порог. Высота слоя пены (при прочих равных условиях) обуславливается высотой порога и скоростью подачи жидкости. Обычно высоту слоя жидкости держат на уровне 30–60 мм, редко больше, что дает пену высотой 100–250 мм.

Отверстия в решетке имеют диаметр 3–6 мм, а общая площадь их составляет 10–20 % от всей площади решетки.

Пыль улавливается частично во время прохождения газа через отверстия решетки (при этом пыль попадает в жидкость, протекающую в бункер аппарата), а частично в пенном слое (эта пыль попадает в жидкость, сливаемую из аппарата через приемный карман).

Пенные аппараты улавливают пылинки крупнее 10 мк на 90 % и выше, но более мелкие пылинки улавливаются хуже. Например, пыль, полученная на карбидных печах и состоящая на 93 % из пылинок меньше 6 мк, улавливалась только на 80 %. Сажа, размеры частиц которой 0,5–1,5 мк, улавливалась только на 10–25 % [25, 26].

При применении пенных аппаратов встречаются следующие трудности:

1. При очистке больших количеств газа требуется применять аппараты с большой площадью решетки, а в этом случае над нею трудно поддерживать постоянный устойчивый слой пены по всей площади; в отдельных местах могут образоваться трудно ликвидируемые прорывы газа или провалы жидкости. Эти осложнения усуглубляются при переменном режиме подачи газа и жидкости;

2. Так же как и в других барботажных аппаратах, работающих с большими скоростями газа, имеется значительный брызгоунос, поэтому после аппарата необходимо устанавливать брызгоуловители.

Представляет интерес конструкция скоростного барботажного аппарата, разработанная в последние годы в Гипцветмете [27].

Схема аппарата показана на рис. 5.23. Аппарат представляет собой бак с жидкостью, в которую опущен вертикально короб без дна, но с вертикальной перегородкой. Газ проходит под перегородку, погруженную в жидкость на 50-100 мм, и при большой скорости превращает жидкость в пену – эмульсию, которая ударяется об отбойную полку. Иногда на конце перегородки, погруженной в жидкость, устанавливают решетку для дробления газового потока, занимающую примерно половину поперечного сечения аппарата. Непрерывная циркуляция жидкости в баке способствует улучшению улавливания. В барботере применяют скорости газа до 2000–2500 м^3/ч на 1 м длины ребра перегородки.

В аппарате можно улавливать пылинки крупнее 1,5–2 мк. Степень улавливания пыли возрастает при увеличении скорости газа и не зависит от типа применяемой решетки и от глубины барботажа (в интервале 60–100 мм). Для улавливания брызг в этом аппарате успешно применяются жалюзийные брызгоуловители.

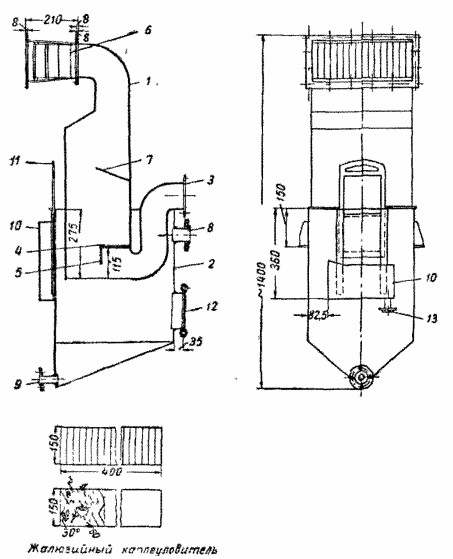


Рис. 5.23. Скоростной барботажный аппарат:
1 – короб; 2 – бак-бункер; 3 – патрубок; 4 – решетка; 5 – отбой-пая полка; 6 – жалюзийный каплеотделитель; 7 – отбойный козырек; 8 – труба, через которую поступает жидкость; 9 – труба, через которую выпускается шлам; 10 – карман-корыто; 11 – подвижный шибер; 12 – люк для очистки и осмотра аппарата; 13 – патрубок, через который вытекает жидкость

Выше была отмечена трудность улавливания в барботажных аппаратах мелких частичек. Это обуславливается следующим. Чтобы пылинка была уловлена, необходимо соприкосновение ее с поверхностью жидкости, для этого пылинка под влиянием каких-либо сил должна пройти путь от внутреннего пространства пузырька газа до его поверхности. Однако под влиянием гравитационной силы быстро двигаются только крупные пылинки; под влиянием диффузионной силы медленно движутся пылинки размером даже в 0,1 мк.

Поэтому наиболее действенной является инерционная сила – центробежная, возникающая в результате вращения газа внутри пузырька. Эта сила тем больше, чем крупнее пыль, чем быстрее вращается газ внутри пузырька и чем мельче пузырьки, а оба эти фактора изменяются в желательном направлении при увеличении скорости входа газа в жидкость. Этим и объясняется благоприятное влияние скорости газа на улавливание пылей в пенном и скоростном барботажном аппарате.

5.6. Примеры расчетов

Пример расчета пылевых (осадительных) камер

Определить размеры пылеулавительной камеры, работающей в следующих условиях.

Расход очищаемого газа	$Q_{об}$=2400 м^3/ч
Диаметр осаждаемых частиц	d = 50 мкм
Плотность частиц	ρ = 2400 кг/м^3
Температура газа	t = 20^o C
Вязкость газа	$\mu = 1{,}8 \cdot 10^{-5}$ н·с/м^2

Решение. Для определения режима осаждения находим критический диаметр частиц. Согласно уравнению $d_{кр}=2{,}62\ [\sqrt{\mu^2/g(\rho_1-\rho_2)}]^{1/3}$

$d_{кр}=2{,}62[\sqrt{(1{,}8\cdot 10^{-5})^2/9{,}81(2400-1{,}2)1{,}2}]^{1/3}=5{,}9\cdot 10^{-5}$м=59 мкм.

Так как диаметр частиц меньше критического диаметра, определяемого на основе закона Стокса, осаждение будет протекать по этому закону.

Следовательно, по уравнению

$W_o=d^2g/(\rho_1-\rho_2)/18\mu=(50\cdot 10^{-6})^2\cdot 9{,}81(24001{,}2)/1{,}8\cdot 10^{-5}\cdot 9{,}81=0{,}182$ м/с.

Размеры пылеулавительной камеры определяем при условии, что время прохождения частицей высоты и длины камеры одинаково.

$\tau=h/W_o=L/V$

Если обозначить объем камеры через $V_к$, то время прохождения газом камеры по длине составит

$\tau=3600V_к/Q_{об}=3600\ V_к/2400=1,5\ V_к$.

Следовательно, максимальная высота камеры

$h=1,5W_o\ V_к=1,5\cdot0,182\ V_к=0,273\ V_к$ м.

Откуда площадь основания камеры $F=V_к/h=V_к/0,273\ V_к=3,7$ м^2.

Для определения размеров камеры необходимо знать также площадь ее поперечного сечения. Эта площадь определяется как функция максимально допустимой скорости газа в камере. Если принять скорость газа V=0,2 м/с, то площадь поперечного сечения камеры $S=Q_{об}/3600V=2400/3600\cdot0,2=3,33$ м^2.

По значениям площади двух сечений камеры можно, выбрав один из ее размеров (высоту h, длину L или ширину B), определить остальные габаритные размеры. Так, если h принять равным 1 м, то

$B=S/h=3,33/1=3,33$ м; $L=F/B=3,7/3,33=1,11$ м.

Примеры расчета циклонов

Пример 1.

Определить основные размеры циклона ЦН-15, если расход запыленного газа составляет 9800 м^3/ч.

Решение

Принимаем величину отношения $\Delta P/\rho_c=740$ м^2/с^2,

где ΔP – сопротивление циклона, н/м^2;

ρ_c – плотность среды, кг/м^3.

Коэффициент сопротивления циклона ЦН-15 $\xi=105$.

При этих данных скорость газа в циклоне

$$W_{ср.}=\sqrt{2\Delta P/\rho_c\xi}=\sqrt{2\cdot740/1,0\cdot105}=3,76\ \text{м/с}.$$

Тогда диаметр цилиндрической части циклона

$$D=\sqrt{4V/3600\pi W_{ср.}}=\sqrt{4\cdot9800/3600\cdot3,14\cdot3,76}=0,96\ \text{м}.$$

Но для циклона ЦН-15 максимальный диаметр равен 800 мм, поэтому принимаем к установке два параллельно работающих аппарата. Тогда диаметр циклона будет равен

$$D=\sqrt{4V/3600\pi W_{ср.}\cdot2}=\sqrt{4\cdot9800/3600\cdot3,14\cdot3,76\cdot2}=0,68\ \text{м}.$$

Принимаем диаметр циклона ЦН-15 по стандарту D=700 мм.

Остальные размеры циклона будут зависеть от этого диаметра:

$D_1=0,6D=420$ мм; $D_2=0,35D=245$ мм; в$=0,2D=140$ мм;

$h=0,66D=462$ мм; $h_1=2,26D=1582$ мм; $h_2=2D=1400$ мм;

$H=4,56D=3192$ мм.

Пример 2.

Рассчитать батарейный циклон для улавливания пыли из газа, количество которого V=4,17 м^3/с, плотность газа $\rho_c=0,8$ кг/м^3.

Решение

Выбираем батарейный циклон с элементами диаметром D=150 мм (завихряющее устройство – винт).

Коэффициент сопротивления элемента ξ=90. Принимаем отношение перепада давления в циклоне к плотности газа $\Delta P/\rho_c$=650 (для эффективной работы циклона это отношение должно быть в пределах 550–750).

Рассчитаем производительность одного элемента по запыленному газу:

$V_{эл.}=\pi D^2/4 \cdot W_{ср}=\pi D^2/4\sqrt{2\Delta P/\rho_c \cdot \xi}=1,11D^2\sqrt{\Delta P/\rho_c \xi}$;

Тогда требуемое количество элементов циклона составляет

$N=V/V_{эл.}=4,17/1,11D^2\sqrt{\Delta P/\rho_c \cdot \xi}=4,17/1,11 \cdot 0,15^2\sqrt{650/0,8 \cdot 90}=$

$=4,17/1,11 \cdot 0,15^2 \cdot 2,687=62,14$.

Принимаем 64 элемента согласно каталогу на батарейные циклоны.

Определяем гидравлическое сопротивление циклона

$\Delta P=650 \cdot \rho_c=650 \cdot 0,8=520$ н/м^2=53 мм вод. ст.

Пример расчета электрофильтра

Рассчитать и выбрать электрофильтр для очистки газа от пыли крупностью 0,005 мкм. Степень улавливания 99,5 %. Скорость движения газа в электрофильтре 0,35 м/с. Средняя температура в электрофильтре 60^o С. Объем очищаемых газов V_o=8,6 нм^3/с.

Решение

Определяем рабочий объем очищаемых газов

$V_t=V_o \cdot (273+t_{ср})/273=8,6\ (273+60)/273=10,5$ м^3/с.

Определяем необходимую площадь поперечного сечения

$S=V_t/W_{ср}=10,5/0,35=30$ м^2.

По площади поперечного сечения S=30 м^2 определяем тип электрофильтра и его размеры. Для S=30 м^2 по стандарту принимаем два электрофильтра типа ГПФ-22-9 с площадью поперечного сечения 22 м^2 с числом полей 9, выполненный из углеродистой стали и футерованный по полиизобутилену кислотоупорным кирпичем. Осадительными электродами служат перегородки из кислотоупорного кирпича, а коронирующие электроды изготовлены из стали 1Х18Н9Т.

Пример расчета рукавного фильтра

Выбрать рукавный фильтр для улавливания оксидов свинца из отходящих газов трубчатой печи в производстве пигментов, если расход газов V=1500 $м^3$/ч.

Решение

Удельная нагрузка ткани по запыленному газу колеблется в пределах 48–120 $м^3/м^2 \cdot ч$. Учитывая тонкую дисперсность частиц оксидов свинца, принимаем удельную нагрузку на рукавную ткань $V_{уд}$=54 $м^3/м^2 \cdot ч$. Тогда требуемая поверхность фильтрования составит

$F=V/V_{уд}=1500/54=27,8$ $м^2$.

Выбираем рукавный фильтр типа МФУ с автоматическим встряхиванием рукавов и обратной продувкой филтроткани. Фильтр имеет 24 рукава с общей поверхностью фильтрования F=28,8 $м^2$.

Гидравлическое сопротивление выбранного рукавного фильтра может быть определено по эмпирической формуле

$\Delta P=0,03V_{уд}^{1,28}=0,03(1500/28,8)^{1,28}=49,05$ $н/м^2$= 5 мм вод. ст.

При значительной запыленности ткани гидравлическое сопротивление фильтра возрастает во много раз (до 70–100 мм вод. ст.).

ГЛАВА VI
АППАРАТЫ ЕМКОСТНОГО ТИПА

Емкостное оборудование включает емкости – хранилища сырья, продукции и полуфабрикатов на временных и постоянных складах, технологические емкости, объемные дозаторы, мерники, промежуточные емкости жидкостей, бункера твердых материалов и газгольдеры.

6.1. Емкости для жидкостей

Жидкостные емкости подразделяются по назначению на складские и цеховые. Складские емкости предназначаются для складирования и хранения жидкого сырья и продукции цеха в количествах, зависящих от частоты поступления сырья (или отгрузки продукции) и мощности цеха. Цеховые емкости, обычно, служат циркуляционными сборниками или приемниками жидкой фазы после фильтров, центрифуги и т.д.

Стандартные номинальные объемы емкостей устанавливаются ГОСТ 13372-72. Форма корпуса емкости в химических цехах, как правило, цилиндрическая. Форма и размеры обечаек установлены ГОСТ 9931-69. Форма и основные размеры днищ – ГОСТ 6533-72. Давление в сборниках и емкостях должно соответствовать ряду условных давлений ГОСТ 9499-73. Выбор формы емкостей описан в литературе [1].

Основой подбора емкостей при курсовом и дипломном проектировании является определение их объемов и основных размеров. Определение общего объема складских емкостей производится с учетом возможной частоты отправки продукции или приема сырья, емкости транспортных единиц, производительности цеха. Общий объем емкости склада должен обеспечить нормальную работу цеха в период времени между двумя отправками продукции (приемки сырья) с определенным, не менее чем двукратным, запасом.

Пример 1.

Подобрать емкость склада продукции цеха серной кислоты, производительностью 700000 т/год, отправка серной кислоты – железнодорожным транспортом. Емкость цистерны – 26 $м^3$, часовая производительность завода 80 т стандартного олеума (42,5 $м^3$). Длительность анализа кислоты 1 час.

Исходя из необходимости обеспечить минимальный простой вагонов под загрузкой, нецелесообразно задерживать цистерну под

складской эстокадой во время наработки продукции. С другой стороны, нецелесообразно отправлять продукцию по одной цистерне, так как наработка цехом продукции за время выполнения контрольного анализа превышает емкость цистерны. Таким образом, за одну отгрузку целесообразно отправлять не менее двух цистерн (ближайшее целое число транспортных единиц, превышающее по емкости наработку цехом продукции в течение времени, затрачиваемого на анализ). Для этого необходимо иметь складскую емкость с учетом двухкратного запаса и коэффициента заполнения 0,85 минимального объема.

$$26 \cdot 2 \cdot 2 \cdot 1/0{,}85 = 122 \text{ м}^3$$

По нормалям Гипрохима [2] выбираем два сборника полезной емкости по 100 м^3 каждый. Размеры их указаны в нормалях.

Объем циркуляционных сборников определяется, исходя из недопустимости проливов жидкости при внезапной аварийной остановке насоса. При этом откачка жидкости из сборника прекращается, а свободный объем сборника должен быть достаточен для того, чтобы вместить всю жидкость, находящуюся в циркуляционной системе выше сборника. При обычной схеме циркуляции сборник – насос – напорная коммуникация – колонка – сливная коммуникация в сборник возвращается жидкость, находящаяся в момент остановки насоса в обеих коммуникациях и колонке. Объем свободного резервного пространства в сборнике (V) равен

$$V = V_1 + V_2 + V_3,$$

где V_1 и V_3 – объемы соответственно напорной и сливной магистралей, м^3;

V_2 – объем жидкости в колонке, м^3.

Коммуникации заполнены жидкостью полностью, и объем сливающейся жидкости равен их геометрическому объему.

Таким образом V_1 и V_3 определяются по длине и диаметру соответствующих магистралей. V_2 зависит от размеров и конструкции колонны. Для «пустых» колонок он мал и практически может не приниматься во внимание. Для тарельчатых колонн

$$V_2 = nV_4,$$

где n – число тарелок;

V_4 – объем жидкости на каждой тарелке.

Для насадачных колонн V_2 не может быть точно рассчитан, а определяется на опыте методом отсечки орошения. При отсутствии таких опытных данных можно считать, что объем жидкости, находящейся в колонке, составляет от ¼ до ½ часового орошения. Более точные данные дает уравнению

$$V_2 \cdot \gamma_ж = A \cdot Re^{0,64}_ж \cdot Ga^{-m}.$$

Эмпирические константы m и А приведены в литературе [3].

Пример 2.

Определить объем сборника, находящегося под колонной, имеющей n тарелок.

Диаметр колонны 2,2 м; число тарелок – 30; высота жидкости на тарелке 15 см; длина напорной коммуникации 20 м; длина сливной коммуникации 4 м; диаметр напорной коммуникации 10 см; диаметр слива 15 см.

$$V_1=(0,01)^2 \cdot \pi \cdot 20/4=0,16 \text{ м}^3$$
$$V_2=2,2^2 \cdot \pi \cdot 0,15 \cdot 30/4=17 \text{ м}^3$$
$$V_3=(0,15)^2 \cdot \pi \cdot 4/4=0,07 \text{ м}^3$$

Общий резервный объем сборника составляет ~17,2 м^3. При коэффициенте заполнения при нормальной работе 0,7 резервный объем равен 30% от общего объема сборника. Следовательно, общий объем проектируемого сборника равен

17,2/0,3=57 м^3

При проектировании выбирается ближайший объем из стандартизированного ряда номинальных объемов.

При выборе сборников, служащих приемниками фильтрата под центрифуги и периодически работающие фильтры, объем сборника не может быть меньше объема фильтрата, получаемого за одну операцию.

При подборе напорных емкостей исходят из необходимости обеспечения беспрерывной работы тех единиц оборудования, в которые попадает жидкость из напорного сборника.

Пример 3.

Подобрать напорную емкость плава нитроаммофоса для подачи плава на приллирование. Производительность 30 т/ч; плотность плава 1458 кг/м^3; мощность питающего насоса 32 м^3/ч; длительность переключения на параллельный насос 15 мин.; коэффициент заполнения емкости 80 %; мертвый остаток в рабочем режиме /////=8 %.

Объем емкости должен обеспечивать беспрерывную работу приллирования при переключении насосов.

Необходимый объем

V=30000·15/[1458·60(0,8-0,08)]=7,14 м^3.

Принимаем диаметр 2000 мм.

Тогда высота емкости будет

$H= V/0,785 \cdot d^2=7,14/0,785 \cdot 4=2,274$ м.

Пример 4.

Подобрать напорную емкость смеси кислот. Подается в нейтрализатор смесь кислот $HNO_3+H_3PO_4$ в количестве 32 $м^3$/ч.

Необходимый объем определяем по времени выполнения анализа на мольное соотношение (12 мин).

Коэффициент заполнения $\varphi=0,8$

Необходимый объем

$V= 32 \cdot 12/60 \cdot 0,8=8$ $м^3$.

Устанавливаем два бака по одной на каждую систему нейтрализации. Принимаем диаметр 2000 мм. Тогда высота емкости будет

$H=8/2 \cdot 0,785 \cdot 2^2=1,274$ м.

6.2. Бункера

Бункера применяют для промежуточного хранения твердых сыпучих материалов перед их дозированиям на смешение или переработку. Чаще всего бункера изготовляют в виде прямоугольных или цилиндрических емкостей с пирамидальными, реже коническими днищами. Определение требуемой емкости бункера осуществляют аналогично емкости, приняв коэффициент заполнения 0,85–0,9.

Угол наклона стенок днищ к поверхности горизонта должен быть больше угла естественного откоса. Для малоподвижных сыпучих материалов с большими значениями угла естественного откоса бункера оборудуют вибраторами с малой амплитудой колебания, устанавливаемыми на наклонном днище бункера.

Диаметр выходного патрубка для связных материалов следует принимать более вероятного диаметра устойчивого схода (D_c), определяемого по формуле:

$D_c=5,2\tau_o/[\rho_н (1-0,785\ q\varphi)]$;

где τ_o – начальное сопротивление сдвигу, $г/см^2$;

$\rho_н$ – насыпная плотность, $г/см^3$;

φ – угол внутреннего трения.

6.3. Емкости для хранения газов – газгольдеры

Газгольдеры представляют собой инженерные сооружения, предназначенные для хранения газов. Газгольдеры могут выполнять одну или несколько из следующих функций: хранение газов, смешение га-

зов различных составов, распределение газов, выравнивание колебаний давления в замкнутой системе, регулирование давления хранимого газа.

Газгольдеры подразделяются на газгольдеры низкого давления (0,04–0,05 атм) и высокого давления до 30 атм.

По конструктивным особенностям газгольдеры разделяются на газгольдеры постоянного объема и переменного объема.

Последние могут быть мокрыми и сухими. Конструктивные схемы газгольдеров показаны в литературе [4].

Номинальные емкости газгольдеров рекомендуется выбирать из следующих рядов:

мокрые газгольдеры: 100, 300, 600, 1000, 3000, 6000, 10000, 15000, 20000, 30000 м^3;

сухие газгольдеры: 10000, 20000, 30000, 50000, 100000 м^3.

Сухие газгольдеры с гибкой секцией: 100, 300, 600, 1000, 3000, 6000, 10000 м^3.

Газгольдеры постоянного объема горизонтальные: 50, 100, 175, 270 м^3.

Емкость газгольдеров переменного объема близка к номиналу; для газгольдеров постоянного объема, применяемых, как правило, при высоком давлении, емкость равна произведению объема на давление. Приведенные выше типовые размеры для газгольдеров переменного объема основаны на типовых проектах. Для газгольдеров постоянного объема – соответствуют ГОСТу 5172-63.

Крупные газгольдеры переменного объема представляют собой единичные сооружения. Газгольдеры постоянного объема для достижения нужной вместимости соединяются в батареи.

При выборе типа газгольдера следует иметь в виду, что мокрые с поршнем не относятся к прогрессивным конструциям. Их основные недостатки связаны с увлажнением газа (в мокрых газгольдерах) или загрязнением его парами уплотняющей смазки, необходимостью подогрева воды или заключением всего газгольдера в утепляющие стенки. Практика эксплуатации, кроме того, показывает, что наибольшее число аварийных ситуаций возникает при работе сухих газгольдеров переменного объема с поршнем. Из этой группы газгольдеров для нового проектирования могут выбираться только мокрые газгольдеры малых типоразмеров для хранения неагрессивных и нетоксичных газов в условиях, когда увлажнение газа не имеет существенного значения.

Рекомендуются для нового проектирования сухие газгольдеры переменного объема с гибкой секцией и газгольдеры постоянного объема высокого давления.

Малые газгольдеры постоянного объема используются в цехах как ресиверы, т. е., аппараты, сглаживающие неравномерность давления в газовом потоке, создаваемом поршневым компрессором.

Для успешной работы объем ресивера должен на 2–3 порядка превышать рабочий объем цилиндров соответствующего компрессора.

ГЛАВА VII
КОЛОННЫЕ АППАРАТЫ

Колонные аппараты применяются для процессов ректификации, абсорбции, мокрой очистки газов и др., т. е. для процессов взаимодействия между жидкой и газовой фазой. В соответствии со способом обеспечения контакта между жидкостью и газом различают барботажные (тарельчатые), насадочные, распылительные колонны и аппараты механического типа [1, 2].

Обычно для процессов ректификации применяют тарельчатые колонны, а для абсорбции – насадочные. Основные элементы тарельчатых и насадочных колонн нормализованы.

Высоту и диаметр колонных аппаратов определяют на основании технологических, тепловых и гидродинамических расчетов.

Размеры колонных аппаратов различны: диаметр от 300–400 мм до 5,8 и 12 м. Высота колонны зависит от числа тарелок и расстояния между ними. Расстояние между тарелками обычно применяют не менее 250–300 мм. Обычно это расстояние выбирается в зависимости от диаметра колонны по специальной таблице.

Наибольшее применение находят колпачковые, ситчатые и клапанные тарелки.

Слой жидкости на тарелке над верхним обрезом прорезей колпачков принимают от 25 до 40 мм. Если высота этого слоя мала, то часть пара проскакивает, не успевая реагировать с жидкостью. При увеличении высоты слоя возрастает гидравлическое сопротивление тарелки.

Чтобы предотвратить прорыв пара через переливной патрубок, нижний конец его опускают в слой жидкости и создают, таким образом, гидравлический затвор.

В желобчатых (туннельных) колпачковых тарелках жидкость движется от входа до слива параллельными потоками в каналах между колпачками.

В нефтяной промышленности распространены S-образные штампованные тарелки.

Ситчатые тарелки представляют собой лист с пробитыми в нем круглыми или щелевидными отверстиями диаметром (или шириной) 3–10 мм. Пар, проходя в отверстия, барботирует через слой жидкости, которая стекает через переливной патрубок. Скорость пара в отверстиях 1–12 м/с.

Разновидностью ситчатых тарелок являются провальные решетчатые, в которых отсутствуют переливные патрубки и жидкость стекает в отвер-

стия в решетке навстречу пару. Отверстия в провальных тарелках несколько крупнее, чем в ситчатых.

Волнистые решетчатые тарелки применяются при больших диаметрах колонны без опорных балок, так как волны придают тарелке повышенную жесткость.

Сравнивая тарелки различных типов, можно отметить следующее: практически все они имеют примерно одинаковый кпд при своем оптимальном режиме работы. Различия заключаются в относительном весе, диапазоне устойчивой работы, гидравлическом сопротивлении и пропускной способности.

Насадочные колонны широко применяют для процессов абсорбции, очистки, охлаждения и увлажнения газов.

Насадочные колонны удовлетворительно работают только при обильном и равномерном орошении насадки жидкостью.

Различают два основных режима работы насадочных аппаратов:

1) Пленочный режим – жидкость, омываемая газом, стекает по элементам насадки.

2) Эмульгационный режим – весь аппарат заполнен жидкостью, а через слой ее между элементами насадки барботирует газ.

Польностью насаженные колонны с насадкой, загружаемой навалом, имеют высоту слоя насадки не более H=(6:8)D. Если требуется высота слоя насадки более (6:8)D, то насадку в аппарате располагают отдельными слоями (секциями). Каждая секция орошается равномерно через специальные устройства. Общая высота колонны с насадкой, разделенной на секции, может достигать 30–40 м.

В промышленных колоннах применяют кольца диаметром 25– 50 мм.

Расчет колонных аппаратов сводится к определнию ее диаметра (по заданной производительности) и высоты.

Диаметр колонны рассчитывается по формуле

$$D=\sqrt{4V_c/\pi W}, \qquad (1)$$

где V_c – расход газа (пара) в колонне, $м^3/с$;

W – скорость газа (пара) в свободном сечении колонны, м/с.

Высота тарельчатой части колонны определяется по формуле

$$H_т=m_т h_т, \qquad (2)$$

где $m_т$ – число тарелок в колонне;

$h_т$ – расстояние между тарелками, м.

Для насадочной колонны необходимая высота насадки

$$H_Н=m_т h_{экв}, \qquad (2')$$

где $h_{экв}$ – высота насадки, эквивалентная одной ступени изменения концентрации.

Методика расчета $m_т$ и $h_{экв}$ приводится в литературе [2].

Расход пара, поднимающегося в ректификационной колонне

$$V_{сек}=G_D(R+1)/\rho_п, \quad (3)$$

где G_D – расход дистиллята, кг/сек;

R – флегмовое число;

$\rho=M_{см}pT_o/22,4p_oT$ – плотность пара, кг/м^3;

$M_{см}$ – молекулярный вес смеси паров в среднем сечении колонны, кмоль;

p, p_o – давление при рабочих и нормальных условиях, Н/м^2;

T, T_o – температуры при рабочих и нормальных условиях, ^oK.

Молекулярный вес бинарной смеси

$M_{см}=M_1M_2/[M_1(1-x)+M_2x]$,

где M_1, M_2 – молекулярный вес компонентов смеси;

x – концентрация легкокипящего компонента в смеси, кг/кг.

Расход жидкости, стекающей вниз по ректификационной колонне, рассчитывается по следующим уравнениям:

для верхней (укрепляющей) части колонны

$$V_ж=G_DR/\rho_ж, \quad (4)$$

для нижней (исчерпывающей) части колонны

$$V_ж=(G_DR+G_F)/\rho_ж. \quad (4')$$

В уравнениях (4–4′) обозначены:

$G_F=G_D(x_D-x_W)/(x_F-x_W)$ – расход исходной смеси, поступающей на ректификацию, кг/с,

x_D, x_F, x_W – весовые концентрации легкокипящего компонента в дистилляте, исходной смеси и кубовом остатке;

$\rho_ж$ – средняя плотность жидкости, кг/см^3.

При абсорбции материальные потоки связаны уравнением (3′)

$V(y_1-y_2)=V_ж(x_1-x_2)$,

где V – расход инертного газа в колонне, м^3/с;

$V_ж$ – расход чистого поглотителя, м^3/с;

y_1,y_2 – относительные концентрации целевого компонента в газовой фазе, кг/м^3;

x_1, x_2 – относительные концентрации целевого компонента в поглотителе, кг/м^3.

7.1. Колонны с колпачковыми тарелками

Колонны с колпачковыми тарелками нормализованы. В данном случае расчет сводится к подбору по каталогу типового аппарата.

Наибольшая эффективность работы колонны достигается при полном открытии прорезей колпачка. Скорость газа (пара) в свободном сечении

колонны, соответствующая этому условию для нормализованных тарелок, может быть ориентировочно определена по уравнению

$$W=C_1\sqrt{(\rho_ж-\rho_п)/\rho_п}, \quad (5)$$

где C_1=0,040 – для круглых (капсульных) нормализованных колпачков;

C_1=0,022 – для туннельных нормализованных колпачков.

Таблица 7.1

Высота прорезей $h_{пр}$, м	Площадь прорезей $f_{пр}10^4$, м^2	
	Круглый колпачок	Туннельный колпачок
0,02	0,8	1,5
0,025	1,0	1,88
0,03	1,22	2,25

Скорость пара в колпачковых прорезях, необходимая для полного открытия, обеспечивается подбором площади прорези (рис. 7.1). Для нормализованных колпачков значения площадей и высот прорезей приведены в табл. 7.1.

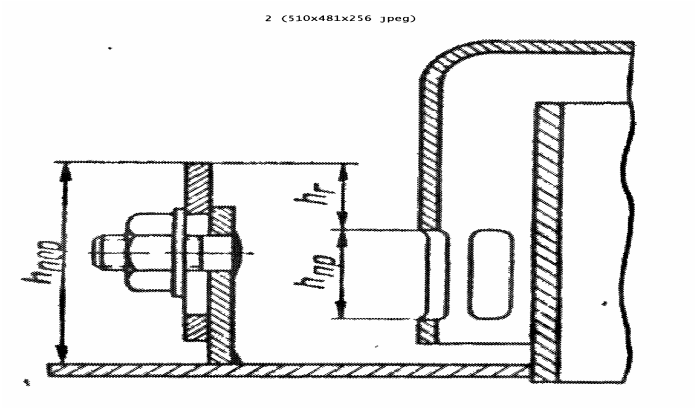


Рис. 7.1. Схема расположения колпачка и сливного порога

Высота прорезей $h_{пр}$ в стандартных колпачках может быть рассчитана по уравнению

$$h_{пр}=C_2\rho_n W^2_{пр}/(\rho_ж-\rho_n)\ , \qquad (6)$$

где C_2=0,15 – для круглых капсульных колпачков;

C_2=0,925 – для туннельных колпачков.

Скорость пара (газа) в прорезях колпачков

$$W_{пр}=V_{сек}/mzf_{пр}, \qquad (7)$$

где m – количество колпачков на тарелке;

Z – количество прорезей в колпачке;

Z=30 – для круглых стандартных колпачков;

Z=133L – для туннельных стандартных колпачков;

L – длина туннельного колпачка, м;

$f_{пр}$ – площадь одной прорези колпачка (табл. 7.1).

Для расчета необходимой высоты прорези можно рекомендовать уравнение

$$h_{пр}=C_3[(V_{сек}/mz)^2\rho_n/(\rho_ж-\rho_n)]^{1/3}, \qquad (8)$$

где C_3=21,2 – для круглых нормализованных колпачков;

C_3=26 – для туннельных нормализованных колпачков;

$V_{сек}$ – расход пара, поднимающегося в колонне, $м^3/с$.

Расстояние между тарелками $h_т$ для нормализованных колонн выбирается по таблице. Выбор величины $h_т$ определяется двумя условиями: минимальным уносом жидкости на вышележащую тарелку и нормальной работой сливного устройства.

Первое условие удовлетворяется подбором с помощью графика (рис. 7.2) оптимальной глубины погружения колпачка $h_т$. Соответственно второму условию расстояние между тарелками должно быть вдвое больше высоты слоя жидкости в сливной трубе

$$h_т\geq 2\ h\ (h_{пор}+ h_{сл}+\Delta h+\Delta P/\rho_{жq})\ м. \qquad (9)$$

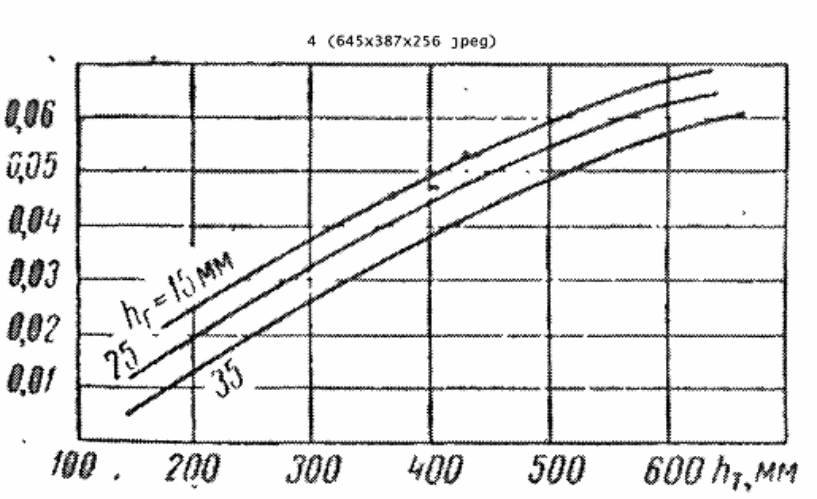


Рис. 7.2. График для определения глубины погружения колпачка

Высота сливного порога, регулируемая в пределах 30–50 мм (см. рис. 7.1), определяется из соотношений для круглых колпачков

$h_{пор}= h_т+ h_{пр}+8$ мм,

для туннельных колпачков (10)

$h_{пор}= h_т+ h_{пр}+5$ мм.

Значения Δp, $h_{сл}$ и Δh рассчитываются по уравнениям (11), (15), (16).

Гидравлическое сопротивление колпачковых тарелок обычно определяется как сумма частных сопротивлений

$$\Delta p=\Delta p_{сух}+\Delta p_о+\Delta p_{ст} . \quad (11)$$

Сопротивление сухой тарелки (при условии, что площади сечений парового патрубка, кольцевого зазора между патрубком и колпачком и всех прорезей одинаковы) рассчитывается по уравнению

$$\Delta p_{сух}=\xi\cdot\rho_п W^2_{пр}/2, \ н/м^2, \quad (12)$$

где ξ – (4,5–5) – коэффициент сопротивления.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости, может быть рассчитано по формуле

$$\Delta p_\sigma=4\sigma/d_э \ н/м^2 , \quad (13)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости в $дж/м^2$;

$d_э$ – $4f_{пр}/П_{пр}$ – эквивалентный диаметр прорези в м;

$f_{пр}$ – площадь свободного открытого сечеия прорези в $м^2$;

$П_{пр}$ – периметр открытой прорези в м.

Статическое сопротивление слоя жидкости на тарелке

$$\Delta p_{ст}=(h_{пр}/2+ h_т+ h_{сл}+\Delta h)\, \rho_{жg},\ \text{н/м}^2\ , \qquad (14)$$

где $h_{пр}$ – высота прорези в колпачке в м;

$h_т$ – глубина погружения колпачка в м;

$h_{сл}$ – высота слива жидкости в м;

Δh – градиент уровня жидкости в м.

Высота слива жидкости (рис. 7.3) рассчитывается по уравнению

$$h_{сл}=0{,}665К(V_ж/в)^{2/3}\ \text{м}, \qquad (15)$$

где К=(1–1,24) – коэффициент, учитывающий эффективную длину сливного порога;

$V_ж$ – расход жидкости на тарелке в $м^3/с$;

в – длина сливного порога в м.

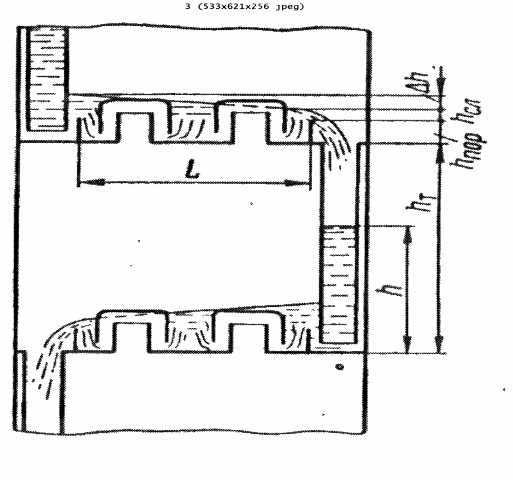


Рис. 7.3. Схема распределения уровней жидкости на тарелке

Градиент уровня жидкости Δh при допустимых для технических расчетов упрощениях рекомендаций [2] может быть рассчитан по формуле

$$\Delta h=2{,}3\cdot 10^3\cdot V_ж L\, \mu_ж/[(h_{пор}+ h_{сл})^3(в+D)\rho_{жg}],\ \text{м}, \qquad (16)$$

где $V_ж$ – расход жидкости в $м^3/с$;

L – длина пути жидкости на тарелке (см. табл. 4) в м;

в – длина сливного порога в м (табл. 4);

D – диаметр колонны в м;

$h_{пор}$ – высота сливного порога в м;

$h_{сл}$ – высота жидкости над порогом в м;

$\rho_ж$ – плотность жидкости в кг/м^3;

$\mu_ж$ – вязкость жидкости в н·с/м^2;

g – ускорение свободного падения в м/с^2.

Равномерный барботаж газа (пара) через все колпачки наблюдается, если градиент уровня жидкости между двумя рядами колпачков (по ходу жидкости) не превышает 2–3 мм. Соответственно этому регулируется высота расположения колпачков на тарелке.

7.2. Колонны с ситчатыми тарелками

От колпачковых ситчатые тарелки отличаются тем, что газораспределителем у них является дырчатый лист. Конструкция сливных устройств такая же, как и у калпочковых.

Отверстия в тарелке имеют следующие размеры:

d_o=0,9–2 мм – для обработки чистых жидкостей;

d_o>2 мм – для обработки загрязненных жидкостей.

Размещение отверстий производится по вершинам равносторонних треугольников или квадратов. Толщина перфорированного листа $\delta=(0,8–1,5)d_o$. Сливные устройства занимают 10–15 % общей площади тарелки. Доля свободного сечения ситчатых тарелок составляет 0,03–0,1 и рассчитывается по формуле

$$f_c=(f_г-f_{с.у.})K(d_o/t)^2/f_г, \qquad (17)$$

где К=0,9 при размещении отверстий по вершинам равносторонних треугольников;

К=0,785 – при размещении отверстий по вершинам квадратов;

$f_г$ – общая площадь тарелки;

$f_{с.у.}$ – площадь, занимаемая сливными устройствами;

t – шаг размещения отверстий.

На основе анализа литературных данных [2] для расчета скорости пара в колоннах с ситчатыми тарелками можно рекомендовать эмпирическую формулу

$$W=0,22[(h_г/(1+h_г)-2h_ж)]\sqrt{\rho_ж/\rho_п}, \qquad (18)$$

где $h_г$ – расстояние между тарелками в м;

$h_ж$ – высота исходного слоя жидкости на тарелке в м.

Расстояние между тарелками должно соответствовать нормальным условиям работы сливного устройства.

$$h_г \geq 2h=2(h_ж+\Delta p/\rho_ж g), \qquad (19)$$

где Δp – сопротивление тарелки (см. уравнение 21).

Высота исходного слоя жидкости по данным [2]

$$h_ж=5,8(V_ж/в)^{0,3}h_{пор}+0,7(V_ж/в)^{2/3}, \quad (20)$$

где $V_ж$ – расход жидкости на тарелке в $м^3/с$;

в – длина сливного порога в м;

$h_{пор}$ – высота сливного порога в м.

Сопротивление ситчатых тарелок, работающих при $w\geq0,3$ м/с [2], может быть рассчитано по уравнению.

$$\Delta p=0,85W_o^{1,28}\sigma^{0,09}\rho_n^{0,4}\rho_ж^{0,51}h_{пор}^{0,18}(G_ж/G_n)^n(d_o/\delta)^{0,12}, \text{ н/м}^2 \quad (21)$$

где n – 0,135 при $G_ж/G_n=0,3\div0,5$;

n –0,3 при $G_ж/G_n=5\div15$;

W – скорость газа (пара) в отверстиях тарелки в м/с;

σ – поверхностное натяжение жидкости в $Дж/м^2$;

ρ_n, $\rho_ж$ – плотность пара и жидкости в $кг/м^3$;

$h_{пор}$ – высота сливного порога в м;

$G_ж, G_n$ – расход жидкости и пара в колонне в кг/с.

7.3. Колонны с провальными тарелками

Провальные тарелки отличаются от обычных (колпачковых и ситчатых) тем, что они не имеют переливных устройств для перетока жидкости. Стекание жидкости в них происходит за счет «провала» ее через те же отверстия или щели, через которые проходит газ или пар.

Отверстия в тарелках выполняются щелевидными или круглыми.

Нормализованные тарелки типа ТСБ-1 (тарелка стальная безнасадочная) имеют: длину щели – L= 60 мм; шаг – t_2= 10 мм; толщину листа – δ=2,5; 3; 4 – для стали Ст. 3; δ=2; 2,5; 3 – для нержавеющих сталей.

Величина δ в зависимости от ширины щели d и шага t_1 выбирается по табл. 7.2.

Нормализованные тарелки типа ТСБ-11 имеют круглые отверстия, расположенные по вершинам равносторонних треугольников

Размеры отверстий:

2 мм $<d_o\leq1,33\ \delta$ – для стали Ст. 3;

3 мм $<d_o\leq1,8\ \delta$ – для нержавеющих сталей;

шаг размещения отверстий $t\geq3d_o$.

Толщина листа δ в зависимости от диаметра колонны выбирается по специальным таблицам.

Одной из важных конструктивных характеристик провальных тарелок является отношение площади отверстий к площади тарелки

$f_c=f_{отв}/f_t$, называемое долей свободного сечения. Этот параметр может быть рассчитан из следующих зависимостей:

для щелевидных отверстий

$f_c=Ld/(L+t_2)t_1$

для круглых отверстий (22)

$f_c=0,9(d_o/t)^2$

Таблица 7.2

Зависимость δ от d и t_1

d	T_1							
	8,75	10,4	12,4	14,6	15,6	18,7	20,3	23,3
	δ							
4	2-2,5	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4
5	2-2,5	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4
6	-	2-2,5	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4
8	-	-	2-2,5	2-4	2-4	2-4	2-4	2-4

Устойчивая работа провальных тарелок наблюдается [2] в пределах скоростей пара (газа), определяемых уравнением

$$W=Cd_э^{0,5}f_c\rho_ж^{0,5}/\mu_ж^{0,08}L^{2B}\rho_n^{0,5}, \quad (23)$$

где C=5,7 – для максимальной скорости газа;

C=3,1 – для минимальной скорости газа;

$d_э$ – эквивалентный диаметр отверстия в м;

f_c – доля свободного сечения тарелки;

$\mu_ж$ – вязкость жидкости в н·сек/м^2;

$\rho_ж$, ρ_n – плотность жидкости и пара в кг/м^3

$B=(G_ж/G_n)^{0,25}(\rho_n/\rho_ж)^{0,125}$,

где $G_ж$ и G_n – расход жидкости и пара в колонне в кг/с.

При расчете рабочей скорость пара в колонне рекомендуется принимать C=5.

Гидравлическое сопротивление провальной тарелки также может быть рассчитано по уравнению (11).

Сопротивление сухой тарелки (см. уравнение 12)

$\Delta p_{сух}=\zeta_o\cdot\rho_o W^2{}_o/2$.

Здесь для расчета ξ рекомендуются [2] данные, которые с достаточной для технических расчетов точностью могут быть сведены в уравнение

$\xi_o=C/f^n{}_c+0,1$,

где C=1,07 и n=0,07 при $f_c\le0,2$;

C=0,33 и n=0,8 при $f_c \geq 0,2$.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, рассчитывается по уравнению (13) с учетом эквивалентных диаметров $d_э=d_o=2d$.

Статическое сопротивление слоя жидкости

$$\Delta p_{ст}=H_{п.н.}\rho_{п.н.}g \quad н/м^2, \qquad (24)$$

где $H_{п.н}=4d_э(W^2_o/gd_э)^{0,2}$ – высота слоя пены на тарелке в м;

$\rho_{п.н}=0,43(G_ж/G_п)^{0,325}(\rho_п/\rho_ж)^{0,18}(\mu_ж/\mu_п)^{0,036}$

$\rho_ж$ – плотность пены в кг/м^3.

Расстояние между провальными тарелками может быть рассчитано по формуле (18); при этом высота исходного слоя жидкости на тарелке определяется из уравнения

$$h_ж=H_{п.н.}\cdot\rho_{п.н.}/\rho_ж \qquad (25)$$

Расстояние между тарелками должно также отвечать условию $h_\tau > 2H_{п.н.}$

7.4. Примеры расчетов

Пример1. Рассчитать и подобрать типовую колонну непрерывного действия для ректификации смеси метанол-вода.

Исходные данные:

Производительность колонны по дистилляту G_D, кг/ч 1500

Концентрации легколетучего компонента (весовые), %:

в исходной смеси x_F 40

в дистилляте x_D 98,5

в кубовом остатке x_W 1,5

флегмовое число R 1,25

давление в колонне атмосферное

температура кипения в среднем сечении верхней части колонны T_1, ^{0}К 347

температура кипения в среднем сечении нижней части колонны T_2, ^{0}К 364

число тарелок в верхней части колонны:

с капсульными колпачками $m^к_{г.в}$ 10

с теннельными колпачками $m^г_{г.в}$ 11

число тарелок в нижней части колонны:

с капсульными колпачками $m^к_{г.в}$ 8

с теннельными колпачками $m^г_{г.н}$ 9

Решение. Рассчитываемая колонна непрерывного действия состоит из двух частей: верхней – укрепляющей, нижней – исчерпывающей. Учитывая изменение молекулярного веса поднимающегося по колонне пара (это отражается на скорости пара) производим расчет верхней и нижней частей колонны.

Расчет верхней части колонны

Молекулярный вес смеси при средней весовой концентрации легколетучего компонента

$$x_1=(x_D+x_F)/2=(0,985+0,4)/2=0,683$$

$$M_{см}=M_1M_2/[M_2x_1+M_1(1-x)]=32\cdot18/(18\cdot0,683+32\cdot0,314)=25,6,$$

где $M_1=32$ – молекулярный вес метанола;

$M_2=18$ – молекулярный вес воды.

Плотность пара

$$\rho_п=M_{см}T_0/22,4T_1=25,6\cdot273/22,4\cdot347=0,9 \text{ кг/м}^3,$$

где $T_1=347^0$ К – температура в среднем сечении верхней части колонны.

Расход пара в колонне (уравнение 4)

$V_{сек}=G_D(R+1)/\ \rho_п=1500(1,25+1)/3600\cdot0,9=1,04 \text{ м}^3/\text{с}$.

Принимаем тарелку типа ТСК-1 с капсульными, круглыми колпачками.

В этом случае ориентировочная скорость пара в колонне (уравнение 5)

$$W_1=0,040\sqrt{(\rho_ж-\rho_п)/\rho_п}=0,040\sqrt{(883-0,9)/0,9}=1,24 \text{ м/с},$$

где $\rho_ж=\rho_2(1-x_1)+\rho_1x_1=800\cdot0,693+1000\cdot0,317=883 \text{ кг/м}^3$;

$\rho_1=800 \text{ кг/м}^3$ – плотность метанола;

$\rho_2=1000 \text{ кг/м}^3$ – плотность воды.

Диаметр колонны (уравнение 1) будет

$$D=\sqrt{4V_{сек}/\pi W_1}=\sqrt{4\cdot1,04/3,14\cdot1,24}=1,07 \text{ м}.$$

Принимаем колонну диаметром 1000 мм, имеющую число колпачков m=29.

Высота прорези в колпачке определяется из уравнения (8)

$$h_{пр}=21,2[(1,04/29\cdot30)^2\cdot0,9/(863-0,9)]^{1/3}=0,024 \text{ м}.$$

Принимаем высоту прорези в колпачке $h_{пр}=25$ мм.

Действительная скорость пара в колонне

$W_1=4V_c/\pi D^2=4\cdot1,04/3,14\cdot1=1,32$ м/с.

Для выбора расстояния между тарелками находим значение

$$W_1[\rho_п/(\rho_ж-\rho_п)]^{0,5}=1,32[0,9/(863-0,9)]^{0,5}=0,0426.$$

Принимаем глубину погружения прорези колпачка $h_п=15$ мм.

В соответствии с этим из рис. 7.2 находим расстояние между тарелками $h_т=400$ мм.

Высота установки регулировочной планки сливного порога

$$h_{пор}= h_{пр}+ h_г+8=25+15+8=48 \text{ мм}.$$

Скорость пара в прорезях колпачков

$$W_{пр}=V_c/mzf_{пр}=1,04/29\cdot30\cdot10^{-4}=12 \text{ м/с}.$$

Сопротивление сухой тарелки

$$\Delta P_{сух}=\xi\rho_п W_{пр}^2/2=5\cdot0,9\cdot12^2/2=324 \text{ н/м}^2.$$

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения,

$$\Delta p_\sigma=4\sigma/d_э=4\cdot0,029/0,0069=17 \text{ н/м}^2,$$

где σ =0,029 дж/м^2 – поверхностное натяжение смеси жидкостей при средней концентрации ее в верхней части колонны.

$$d_э=4f_{пр}/П_{пр}=4f_{пр}/2(в_{пр}+h_{пр})=4\cdot10^{-4}/2(0,004+0,025)=0,0069 \text{ м}$$

в=0,004 м – ширина прорези в круглых колпачках.

Расход жидкости в верхней части колонны.

$$V_ж=G_D R/\rho_ж=1500\cdot1,25/3600\cdot863=0,0006 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Высота слива жидкости при среднем значении коэффициента К=1,12 (уравнение 15)

$$h_{сл}=0,665К(V_ж/в)^{2/3}=0,665\cdot1,12(0,0006/0,71)^{2/3}\approx0,007 \text{ м},$$

где в=0,71 м – длина сливного порога.

Градиент уровня жидкости на тарелке (уравнение 16)

$$\Delta h=2,3\cdot10^3\cdot V_ж L\mu_ж/[(h_{пор}+ h_{см})^3(в+D)\rho_ж g]=2,3\cdot10^3\cdot6\cdot10^{-4}\cdot0,58\cdot0,0055/$$
$$/[(0,048+0,0066)^3(0,71+1)863\cdot9,81]=0,00186 \text{ м}\approx0,002 \text{ м},$$

где $\mu_ж$ = 0,0055 н·с/м^2 – вязкость жидкости при средней концентрации матанола 68 % (весовых);

L – 0,58 м – длина пути жидкости.

Статическое сопротивление слоя жидкости

$$\Delta p_{сг}=(h_{пр}/2+h_г+h_{сл}+\Delta h)\rho_ж g=(25/2+15+7+2)863/10^3\cdot9,81=310 \text{ н/м}^3.$$

Общее сопротивление тарелки

$$\Delta p_в=\Delta p_{сух}+\Delta p_{\sigma+}\Delta p_{сг}=324+17+310=651 \text{ н/м}^2.$$

Проверка расстояния между тарелками по уравнению (9)

$$h_г\geq2(h_{пор}+h_{сл}+\Delta h+\Delta p_в/\rho_ж g);$$

$$0,4>2(0,048+0,007+0,002+651/863\cdot9,81);\ \ 0,4>0,134.$$

Общее сопротивление тарельчатой части верхней колонны

$$P_{общ.в}=m_{г.в}^к\Delta P_в=10\cdot651=6510 \text{ н/м}^2,$$

где $m_{г.в}^к = m_{сг.в}\cdot8к=8\cdot1,25=10$.

Расчет нижней части колонны

Молекулярный вес смеси при средней весовой концентрации легкокипящего компонента

$$X'_1=(X_F+X_W)/2=(0,4+0,01)/2=0,205;$$

$$M'_{см}=32\cdot18/(18\cdot0,205+32\cdot0,795)=19,7.$$

Плотность пара

$$\rho'_п=19,7\cdot273/22,4\cdot364=0,66 \text{ кг/см}^3.$$

Расход пара в колонне составит

$$V'_{сек}=1500(1,25+1)/3600\cdot0,66=1,42 \text{ м}^3/\text{с}.$$

При равенстве диаметров нижней и верхней частей колонны (D=1000 мм) скорость пара в нижней части колонны

$$W'=4\cdot1,42/3,14\cdot1=1,81 \text{ м/с}.$$

Высота прорезей в колпачках нижней части колонны

$$h_{пр}=21,2[(1,42/29\cdot30)^2\cdot0,66/(956-0,66)]^{1/3}=0,0214 \text{ м},$$

$$\rho'_ж=800\cdot0,205+1000\cdot0,795=956 \text{ кг/м}^3.$$

Принимаем высоту прорезей в колпачках $h_{пр}=20$ мм

$$W'[\rho'_п/(\rho'_ж-\rho'_п)]^{0,5}=1,8[0,66/(0,59-0,66)]^{0,5}=0,0473.$$

По графику (см. рис. 7.2) при глубине погружения прорезей колпачка $h_г=20$ мм принимаем расстояние между тарелками $h_г=400$ мм. Высота установки регулировочной планки сливного порога

$$h_{пор}=20+20+8=48 \text{ мм}.$$

Скорость пара в прорезях колпачков

$$W_{пр}=V_{сек}/mzf'_{пр}=1,42/29\cdot30\cdot0,8\cdot10^{-4}=20,4 \text{ м/с}.$$

Сопротивление сухой тарелки

$$\Delta p_{сух}=\xi\rho_п W^2_{пр}/2=5\cdot0,66\cdot20\cdot4^2/2=677 \text{ н/м}^2.$$

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения,

$$\Delta p_\sigma=4\sigma/d_э=4\cdot0,055/0,00667=33 \text{ н/м}^2,$$

здесь $\sigma=0,055$ дж/м^2 – поверхностное натяжение смеси;

$d_э=4f_{пр}/П_{пр}=4f_{пр}/2(в_{пр}+h_{пр})=4\cdot0,8\cdot10^{-4}/2(0,004+0,02)=0,00667$ м.

Расход жидкости, стекающей в нижней части колонны

$$V_{ж.н.}=(G_D R+G_F)/\rho_ж=(1500\cdot1,25+3800)/959\cdot3600=0,00165 \text{ м}^3/\text{с},$$

где $G_F=G_D[(X_D-X_W)/(X_F-X_W)]=1500[(98,5-1,5)/(40-1,5)]=3800$ кг/ч расход исходной смеси, поступающей в колонну

Высота слива жидкости при среднем значении коэффициента К=1,12 (уравн. 15)

$$h_{сл}=0,665К(V_ж/в)^{2/3}=0,665\cdot1,12(0,00165/0,71)^{2/3}=0,013 \text{ м},$$

где в=0,71 м – длина сливного порога.

Градиент уровня жидкости на тарелке (уравнение 16)

$$\Delta h=2,3\cdot10^3\cdot V_ж L\mu_ж/[(h_{пор}+h_{сл})^3(в+D)\rho_ж g]=$$

$$=2,3\cdot10^3\cdot0,00165\cdot0,58\cdot0,004/[(0,048+0,013)^3(0,71+1)959\cdot9,81]=0,0024 \text{ м},$$

где $\mu_ж=0,004$ н·с/м^2 – вязкость жидкости при средней концентрации метанола 20 % и температуре $T_2=364^o$ К;

L=0,58 – длина пути жидкости.

Статическое сопротивление слоя жидкости

$\Delta p_{сг}=(h_{пр}/2+ h_г+ h_{сл}+\Delta h)\rho_ж q=(10+20+13+2,4)959/10^3 \cdot 9,81=427$ н/м^2.

Общее сопротивление тарелки

$\Delta p_н=\Delta p_{сух}+\Delta p_σ+p_{сг}=677+33+427=1137$ н/м^2.

Высота слоя жидкости в сливной трубе

$h=h_{пор}+h_{сл}+\Delta h+\Delta p_н/\rho_ж q=0,048+0,013+0,0024+1137/959 \cdot 9,81=0,184$ м.

Следовательно, выбранное расстояние между тарелками удовлетворяет условию

$h_г>2h$; $400>2 \cdot 184$.

Общее сопротивление тарельчатой части нижней колонны

$\Delta p_{общ.н}=m_{г.н}\Delta p_н=8 \cdot 1137=9100$ н/м^2,

где $m_{г.н}= m_{сг.н}\varepsilon_к=6 \cdot 1,25=7,5$.

Принимаем $m_{г.н}=8$.

Расчет общей высоты колонны с капсульными колпачками

Расчет показал, что расстояние между тарелками в нижней и верхней частей колонны одинаковые ($h_г=400$ мм).

В соответствии с данными табл. 4 для верхней части колонны имеем при D=1000 мм, $h_г=400$ мм и $m_{г.в}^к=10$ количество разъемных звеньев

$m_{зв}=10/5=2$.

Высота верхней части колонны $H_в=2 \cdot 2000=4000$ мм. Для нижней части колонны при D=1000 мм, $h_г=400$ мм и $m_{г.н}^к=8$ количество разъемных звеньев

$m_{зв}=8/5\approx 2$.

Высота нижней части колонны $H_н=2 \cdot 2000=4000$ мм. Общая высота тарельчатой части колонны

$H_г=4000+4000=8000$ мм.

Вариант расчета колонны с туннельными колпачками

Верхняя часть колонны

Скорость пара в свободном сечении колонны (уравнение 5)

$W=0,022\sqrt{863} \cdot 0,9/0,9=0,68$ м/с.

Внутренний диаметр колонны

$D=\sqrt{4} \cdot 1,04/3,14 \cdot 0,68=1,4$ м.

Принимаем колонну диаметром 1400 мм с тарелками типа ТСТ (см.табл.4), имеющими число колпачков на тарелке m=10; длину колпачков L=810 мм; число прорезей в колпачке z=133 L=133 $\cdot$ 0,81=108.

Высота прорезей в колпачках найдется из уравнения (8)

$h_{пр}= 26[(1,04/10 \cdot 108)^2 \cdot 0,9/(863-0,9)]^{1/3}=0,0262$ м.

Принимаем высоту прорези $h_{пр}$=25 мм.

Значение комплекса

$W(\rho_п/\rho_ж-\rho_п)^{0,5}=0,68[0,9/(863-0,9)]^{0,5}=0,022$.

Расстояние между тарелками в соответствии с рис. 7.2 принимаем $h_г$ =400 мм.

Глубина погружения колпачка $h_г$=20 мм.

Высота регулировочной планки сливного порога

$h_{пор}$=25+20+5=50 мм.

Нижняя часть колонны

При равенстве диаметров нижней и верхней частей колонны (D=1400мм) скорость пара в нижней части окажется

$$W^{/}=4\cdot1,42/3,14\cdot1,4^2=0,924 \text{ м/с}.$$

Высота прорезей в колпачках нижней части колонны

$$h^{/}_{пр}=26[(1,42/10\cdot108)^2\cdot0,66/(959-0,66)]^{1/3}=0,0274 \text{ м}.$$

Принимаем высоту прорезей $h_{пр}$=30 мм.

Расстояние между тарелками принимаем $h_г$=400 мм.

При максимальной высоте сливного порога $h_{пор}$=50 мм глубина погружения колпачка будет

$$h_г= h_{пор}- h_{пр}-5=50-30-5=15 \text{ мм}.$$

Расстояниям $h_г$=400 мм и $h_г$=15 мм отвечает допустимое значение

$$W(\rho_п/\rho_ж-\rho_п)^{0,5}=0,05.$$

В нашем случае

$$W(\rho_п/\rho_ж-\rho_п)^{0,5}=0,924[0,66/(959-0,66)]^{0,5}=0,0243.$$

Следовательно, с точки зрения уноса жидкости тарелка работает в нормальных условиях.

Приведенные расчеты тарелок с капсульными колпачками показали, что если обе части колонны имеют одинаковые тарелки, то оценка работы сливного устройства может быть установлена на основании расчетов для нижней части колонны, так как здесь более высокие скорость пара и расход стекающей жидкости. Поэтому мы ограничимся расчетом сопротивлений только тарелок нижней колонны.

Скорость пара в прорезях колпачков

$W_{пр}=V_с/m\cdot133\cdot Lf_{пр}=1,42/10\cdot133\cdot0,81\cdot2,25\cdot10^{-4}=5,87$ м/с.

Сопротивление сухой тарелки

$\Delta p=5\cdot0,66\cdot5,87^2/2=57$ н/м^2.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения,

$$\Delta p_\sigma=4\sigma/d_э=4\cdot0,055/0,02=11 \text{ н/м}^2.$$

Здесь для трапецевидной прорези с верхним основанием $в'_{пр}$=5 мм и нижним $в_{пр}$=10 мм при высоте $h_{пр}$=30 мм эквивалентной диаметр будет

$d_э=4f_{пр}/(в'_{пр}+в_{пр}+2h_{пр})=4\cdot2{,}25\cdot10^{-4}/(5+10+30)10^{-3}=0{,}02$ м.

Высота слива жидкости

$h_{сл}=0{,}665К(V_{ж.н.}/в)^{2/3}=0{,}665\cdot1{,}12(0{,}00165/0{,}98)^{2/3}=0{,}0104$ м,

где в=0,98м – длина сливного порога туннельный тарелки.

Градиент уровня жидкости на тарелке

$\Delta h=2{,}3\cdot10^3\cdot0{,}00165\cdot0{,}9\cdot0.004/[(0{,}05+0{,}01)^3(0{,}98+1{,}4)959\cdot9{,}81]=0{,}00284$ м.

Статическое сопротивление слоя жидкости

$$\Delta p_{сг}=(30/2+15+10{,}4+3)10^{-3}\cdot959\cdot9{,}81=408 \text{ н/м}^2.$$

Общее сопротивление тарелки

$$\Delta p_н=57+11+408=476 \text{ н/м}^2.$$

Высота слоя жидкости в сливной трубе

$$h=0{,}05+0{,}0104+0{,}003+476/0{,}59\cdot9{,}81=0{,}114 \text{ м}.$$

Общее сопротивление тарельчатой части нижней колонны

$\Delta p_{общ.н}=m_{г.н}\Delta p_н=8\cdot476=3800$ н/м^{2,}

где $m_{г.н}= m_{сг.н}\varepsilon_г=6\cdot1{,}38=8$ – число тарелок в нижней части колонны.

Общая высота колонны с туннельными колпачками

Так как для обеих частей колонны были приняты одинаковые тарелки, всю колонну можно монтировать из одинаковых звеньев.

Общее число тарелок в колонне $m_г^г=20$

$$m_г=(m_{сг.в}+ m_{сг.н})\varepsilon=(6+8)1{,}35=19$$

Принимаем $m_г=20$

В соответствии с данными при D=1400 мм и $h_г$=400 мм необходимое количество звеньев

$$m_{зв}=20/5=4.$$

Общая высота тарельчатой части колонны

$$H_г= m_{зв}H_{зв}=4\cdot2000=8000 \text{ мм}.$$

Сопоставление расчетных данных колонн

Рассмотрим расчетные параметры колонн тип колонны

Тип колонны	H в мм	D в мм	$p_{общ}$ в н/м^2
ТСК	8000	1000	9100
ТСК	8000	1400	3800

Из приведенного сопоставления следует, что колонна типа ТСК имеет меньший диаметр при той же высоте, однако колонны ТСТ дешевле колонн типа ТСК. Поэтому окончательный выбор колонны будет определяться их стоимостью. В некоторых случаях рашающее значение может иметь и сопротивление аппарата.

Пример 2. При абсорбции водой аммиака, из продувочных газов синтеза на лабораторной колонне с провальными тарелками, имеющими ширину щелей d =4 мм и шаг их размещения t=15,6 мм, было установлено, что к.п.д. тарелки $\eta=0{,}35\ w^{0,75}G^{0,3}_{ж.уд.}$,

где w – скорость газа в свободном сечении колонны в м/с;

$G^{0,3}_{ж.уд.}$ – удельный расход жидкости (отнесенный к площади свободного сечения колонны) в кг/м^2·с.

Рассчитать промышленный абсорбер с провальными тарелками, работающий при расходах газа $G_г$=1200 кг/ч и воды $G_ж$=3700 кг/ч. Плотность газа $\rho_г$=0,65 кг/м^3. Температура абсорбции t=20^o С. Число ступеней изменения концентрации $m_{сг}$=24.

Решение. Принимаем для промышленного абсорбера геометрию тарелки такую же, как и в лабораторной колонне. Доля площади свободного сечения тарелки

$$f_c=Ld/(L+t_2)t_1=60\cdot4/(60+10)15{,}6=0{,}22.$$

Скорость газа в колонне, отвечающая устойчивому режиму ее работы,

$W'_2=5\cdot d_э^{0,5}f_c\rho_ж^{0,5}/\mu_ж^{0,08}L^{2B}\rho_г^{0,5}=5\cdot0{,}008^{0,5}\cdot0{,}22\cdot1000^{0,5}/0{,}01^{0,08}\cdot0{,}65^{0,5}\cdot L^{2\ 0{,}53}=$
$=2{,}3$ м/с,

где $d_э$=2d=0,008м – эквивалентный диаметр щели;

$\rho_ж$=1000 кг/м^3 – плотность жидкости (воды);

$\mu_ж$=0,001 н·сек/м^2- вязкость жидкости при температуре=20^o С

$B=(G_ж/G_г)^{0,25}(\rho_г/\rho_ж)^{0,125}=(3700/1200)^{0,25}(0{,}65/1000)^{0,125}=0{,}53.$

Диаметр колонны

$D'=\sqrt{4G_г/3600\pi\rho_г W'_2}=\sqrt{4\cdot1200/3600\cdot3{,}14\cdot0{,}65\cdot2{,}3}=0{,}535$ м.

Принимаем D=0,6 м.

Действительная скорость газа в колонне

$W_г=W'_2(D'/D)^2=2{,}3(0{,}535/0{,}6)^2=1{,}8$ м/с.

К.п.д. тарелки (по экспериментальному уравнению)

$\eta=0{,}35W^{0,75}_г G^{0,3}_{ж.уд.}=0{,}35\cdot1{,}8^{0,75}\cdot3{,}64^{0,3}=0{,}8,$

где $G^{0,3}_{ж.уд.}=4G_ж/3600\pi D^2=4\cdot3700/3600\cdot3{,}14\cdot0{,}6^2=3{,}64$ кг/м^2·с.

Действительное число тарелок в колонне

$$m_г=m_{сг}/\eta=24/0{,}8=30.$$

Сопротивление тарелки

$$\Delta p=\Delta p_{сух}+\Delta p_\sigma+\Delta p_{сг}=26{,}4+36+230\approx300\ н/м^2,$$

$$\Delta p_{сух}=\xi_o \cdot \rho_г w_o^2/2=1{,}21 \cdot 0{,}65 \cdot 8{,}2^2/2=26{,}4 \text{ н/м}^2,$$

где $\xi_o=C/f_c^n+0{,}1=0{,}33/0{,}22^{0{,}8}+0{,}1=1{,}21$ – коэффициент сопротивления при $f_c>0{,}2$;

$$\Delta p_\sigma=4\sigma/d_э=4 \cdot 0{,}0725/0{,}008=36 \text{ н/м}^2,$$

где $\sigma=0{,}0725$ Дж/м^2 – поверхностное натяжение воды;

$$d_э=2d=2 \cdot 0{,}004=0{,}008 \text{ м} – эквивалентный диаметр щели;$$

$$\Delta p_{сг}=H_{п.н}\rho_{п.н}g=0{,}123 \cdot 190 \cdot 9{,}81=230 \text{ н/м}^2.$$

Здесь высота слоя пены на тарелке

$$H_{п.н.}=4d_э(W_o^2/gd_2)^{0{,}2}=4 \cdot 0{,}008(8{,}2^2/9{,}81 \cdot 0{,}008)^{0{,}2}=0{,}123 \text{ м}.$$

Плотность пены

$$\rho_{п.н.}=0{,}43(G_ж/G_г)^{0{,}325}(\rho_г/\rho_ж)^{0{,}18}(\mu_ж/\mu_г)^{0{,}036}\rho_ж=$$
$$=0{,}43(3700/1200)^{0{,}325}(0{,}65/1000)^{0{,}18}(10^{-3}/2 \cdot 10^{-5})^{0{,}036} \cdot 1000=190 \text{ кг/м}^3.$$

Общее сопротивление тарельчатой части колонны

$\Delta P_{общ}=m_г \Delta P=30 \cdot 300=9000$ н/м^2.

Расстояние между тарелками

$h_т=2H_{п.н.}=2 \cdot 0{,}123=0{,}263$ м.

Проверим расстояние $h_г$ по формуле (18). При плотности пены $\rho_{п.н.}=190$ кг/м^3 и высоте пены $H_{п.н.}=0{,}123$ м: высота исходного слоя чистой жидкости

$$h_ж=H_{п.н.} \cdot \rho_{п.н.}/\rho_ж=0{,}123 \cdot 190/1000=0{,}0234 \text{ м}.$$

В этом случае в соответствии с формулой (18) должно быть

$$W=0{,}22[h_t/(1+h_т)-2h_ж]\sqrt{\rho_ж/\rho_n},$$

$$1{,}8=0{,}22[h_т/(1+h_т)-2 \cdot 0{,}0234]\sqrt{1000/0{,}65},$$

откуда $h_т/(1+h_т)=0{,}254$; $h_т=0{,}34$ м.

Принимаем $h_т=0{,}350$ м.

Общая высота тарельчатой части колонны

$H_т=h_т(m_г+1)=0{,}35(30+1)\approx 11$ м.

Толщина перфорированного листа тарелки $\delta=2{,}5$ мм.

ГЛАВА VIII
СТАНДАРТНЫЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА НА ПРОЧНОСТЬ И УСТОЙЧИВОСТЬ ОСНОВНЫХ ЭЛЕМЕНТОВ ОБОРУДОВАНИЯ

8.1. Расчет и конструирование тонкостенных цилиндрических обечаек

При проектировании новых аппаратов исходными данными обычно являются производительность; рабочие параметры проводимого процесса и его характеристика; физико-химические свойства перерабатываемых и получаемых продуктов.

Последовательность проектирования.

1) Материальный баланс – определяют расход сырья и материалов на производство единицы продукции – это исходная величина для дальнейших расчетов.

2) Тепловой баланс – определяют необходимое количество тепла, которое следует ввести или вывести для нормального ведения процесса.

3) Конструктивный расчет аппарата, т. е. определяют его основные размеры, площадь поверхности теплообмена и др. Размеры округляют до стандартных значений.

4) Выбирают по ГОСТам, нормалям или катологам аппарат, имеющий наиболее близкие к расчетным размеры и параметры.

5) Выбирают конструкционные материалы и определяют их механические характеристики при расчетной температуре.

6) Рассчитывают на прочность основные элементы аппарата с учетам их рабочих нагрузок (обечайки, днища, крышки, люки, трубные решетки, фланцевые и резьбовые соединения, укрепления вырезов в стенках и т. д.). Полученные значения округляют до стандартных.

В зависимости от практических целей выполняют проектные и проверочные расчеты на прочность.

Проектные расчеты выполняют при проектировании новых машин и аппаратов.

При проверочных расчетах определяют фактически возникающие в элементах напряжения и сравнивают их с допускаемыми при заданной рабочей температуре. Проверочные расчеты выполняют для проверки возможности использования выбранного аппарата в конкретных условиях эксплуатации.

Определение допускаемых напряжений

Допускаемым напряжением называется напряжение, при котором обеспечивается прочность аппарата с расчетным запасам и минимальным расходам конструкционного материала.

Допускаемое напряжение $\sigma_{доп.}$ определяют по формуле:

$$\sigma_{доп.} = \sigma^* \eta, \qquad (1)$$

где σ^* – нормативное допускаемое напряжение при расчетной температуре (выбирают по ГОСТ 14249-73);

η – поправочный коэффициент, учитывающий условия эксплуатации аппарата $\eta=0,9\div1,0$ в зависимости от категории опасности химических продуктов по ОСТ 26-01-102-70.

При отрицательных значениях расчетных температур σ^* принимают равным значению σ^* при 20^o С. Для материалов, не указанных в ГОСТ-14249-73, нормативное допускаемое напряжение принимают равным меньшему из двух следующих значений:

1) Если расчетная температура не превышает для углеродистых сталей 380^o С, для низколегированных 420^o С, для аустенитных 525^o С, то используют формулы:

$$\sigma^* = \sigma_в / n_в \quad (2) \text{ и } \sigma^* = \sigma_T / n_T , \qquad (3)$$

где $\sigma_в$ – временное сопротивление (предел прочности) при расчетной температуре, МПа;

$n_в = 2,6$ – коэффициент запаса прочности по пределу прочности;

σ_T – минимальное значение предела текучести при расчетной температуре, МПа;

$n_T = 1,5$ – коэффициент запаса прочности по пределу текучести.

2) Если расчетная температура превышает указанные выше значения используют формулу:

$$\sigma^* = \sigma_T / n_T \quad (4) \quad \text{и} \quad \sigma^* = \sigma_g / n_g , \qquad (5)$$

где σ_g – среднее значение предела длительной прочности за 100000 час. при расчетной температуре, Мпа;

$n_g = 1,5$ – коэффициент запаса прочности по пределу длительной прочности.

В этих формулах $\sigma_в$, σ_T, σ_g принимают из таблиц, приведенных в книге [1].

Для стальных отливок, подлежащих индивидуальному контролю, значения σ^* принимают уменьшенными в 1,25 раза, для остальных отливок – в 1,4 раза.

За нормативное допускаемое напряжение для меди, алюминия и их сплавов принимают меньшее из следующих двух значений:

$$\sigma^* = \sigma_T / n_T \quad (6) \quad \text{и} \quad \sigma^* = \sigma_g / n_g , \quad (7)$$

где $n_T = 3{,}5$; $n_g = 1{,}5$.

Основные элементы аппаратов рассчитывают в соответствии с ГОСТ 14249-73 “Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность”.

8.2. Расчет тонкостенных обечаек, работающих под внутренним давлением [2]

Тонкостенными называют обечайки, для которых отношения исполнительной толщины S к внутреннему диаметру D составляет (рис. 8.1)

$$S/D \le 0{,}1. \quad (8)$$

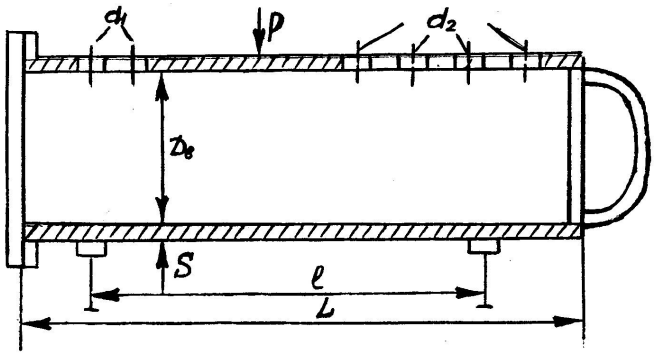


Рис. 8.1. Тонкостенная обечайка, работающая под внутренним давлением

Большей частью корпуса аппаратов состоят из тонкостенных обечаек.

Исполнительная толщина обечайки определяется по формуле (9)

$$S = P_P D / (2\sigma_{доп.}\varphi - P_P) + C_K + C_O, \text{ м} , \quad (9)$$

а допускаемое давление Мпа по формуле (10)

$$P_{доп.}=2\varphi\sigma_{доп.}(S-C_K)/[D+(S-C_K)] \quad (10)$$

где P_P – расчетное давление, МПа;

D – внутренний диаметр аппарата, м;

$\sigma_{доп.}$ – допускаемое напряжение, МПа;

φ – коэффициент прочности продольного сварного шва;

$C_к$ – прибавка к расчетной толщине обечайки для компенсации коррозии, мм;

C_o – дополнительная прибавка на округление, мм.

Коэффициент прочности сварного шва для стыковых и тавровых сварных соединений с двусторонним сплошным проваром, выполняемых автомической сваркой, φ=1,0

для стыковых сварных соединений с подваркой корня шва и тавровых соединений с двусторонним сплошным проваром, выполняемых вручную, φ=0,95;

для стыковых соединений, доступных сварке только с одной стороны и имеющих в процессе сварки подкладку от стороны корня шва, прилегающую по всей длине шва к основному металлу, φ=0,9;

для соединений, в которых не обеспечивается сплошное соединение свариваемых деталей, а также для соединений внахлестку при наличии швов с двух сторон, φ=0,8.

Прибавку на компенсацию коррозии определяют по формуле (11)

$$C_к=\Pi\tau_a\,, \quad (11)$$

где П – проницаемость материала (м/год), принимается по таблицам [1];

τ_a – принятый срок службы аппарата, год.

Дополнительную прибавку C_o обычно принимают для округления до стандартной, полученной при расчете толщины листа, из которого изготовляют обечайки. Стандартные толщины листов указаны в работе [1]. Толщину стенок обечаек, работающих под наливом или при атмосферном давлении, выбирают из конструктивных соображений с последующей проверкой расчетом их прочности или устойчивости. С учетом технологии изготовления цилиндрических вальцованных обечаек рекомендуется их исполнительную толщину без C_o принимать по следующим данным (не менее):

S, мм…….2	3	4	5
D, мм……400	свыше 400 до 1000	свыше 1000 до 2000	свыше 2000 до 4000

8.3. Расчет тонкостенных цилиндрических обечаек работающих под наружным давлением

Возможны два случая работы обечаек под наружным давлением:

1) аппарат работает под вакуумом, следовательно его обечайка испытывает действие наружного барометрического давления;

2) аппарат снабжен водяной или паровой рубашкой, и его корпус испытывает давление среды, подаваемой в рубашку (рис. 8.2).

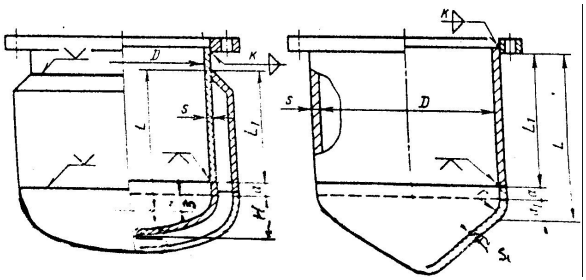


Рис. 8.2. Аппараты с гладкими цилиндрическими обечайками

В обоих случаях наружное давление может иметь, так называемое критическое значение, при котором обечайка при данной толщине стенки теряет свою устойчивость. На ее поверхности образуются продольные вмятины, и она теряет свою первоначальную цилиндрическую форму. При расчетах таких обечаек необходимо учитывать, что максимальное рабочее наружное давление должно быть меньше критического.

Максимальное рабочее давление, при котором обечайка еще сохраняет свою устойчивость, называется допускаемым давлением $P_{доп.}$

При расчете на наружное давление различают короткие и длинные цилиндрические обечайки. Для коротких обечаек отношение L/D должно соответствовать условию $1{,}5\sqrt{2(S-C_K)}/D \le L/D \le \sqrt{D/[2(S-C_K)]}$, (12)

где L – расчетная длина обечайки;

устойчивость таких обечаек зависит от заделки их краев.

Для длинных обечаек отношение $^{L}/_{D}$ должно соответствовать условию $L/D > \sqrt{D/[2(S-C_к)]}$. (13)

Кроме того, различают обечайки гладкие и снабженные подкрепляющими элементами-кольцами жесткости. Расчетную длину гладкой обечайки принимают равной:

для сосудов с эллиптическими днищами

$$L=L_1+a+H/3; \quad (14)$$

для сосудов с коническими отбортованными днищами

$$L=L_1+a_1+a; \quad (15)$$

где $a_1=r\mathrm{Sin}\alpha$; α – угол конусности; r – радиус закругления днища.

Для аппаратов с плоскими или неотбортованными выпуклыми днищами (коническими и сферическими) расчетную длину принимают равной длине неукрепленной обечайки.

8.4. Короткие гладкие обечайки

Толщину стенки гладких обечаек, работающих в пределах упругости и удовлетворяющих условию (12),

определяют по формуле (16)

$$S=0{,}47D/100(P_p/10^{-6}E\cdot L/D)^{0,4}+C_к+C_o\ , \quad (16)$$

где Е – модуль продольной упругости при расчетной температуре, МПа

Допускаемое давление $P_{доп.}$ при выполнении указанного выше условия определяют по формуле:

$$P_{доп}=6{,}49\cdot10^{-6}\cdot E\cdot D/L[100(S-C_k)/D]^2\sqrt{100(S-C_k)/D}$$

$$P_{доп.}\geq P_p\ .$$

Формулы (16) и (17) применимы при условии

$$(S-C_k)/D\leq1{,}1\cdot10^{-2}[(L/D)^2(\sigma_T/10^{-3}\cdot E)^2]^{1/3}\ . \quad (18)$$

Если это условие не выполняется, то $P_{доп}$ при заданной толщине стенки находят по формуле:

$$P_{доп}=[2E(S-C_k)]/D\xi_1 \quad (19)$$

где $\xi_1=1{,}5E/\sigma_T+1{,}53\sigma_T/E\cdot D/(S-C_k)(L/(S-C_k))^2$ (20)

8.5. Длинные гладкие обечайки

Толщину стенки длинных гладких обечаек, работающих под наружным давлением в пределах упругости и удовлетворяющих условию

$$L/D>7{,}68(10^{-6}E/P_p)^{1/6} \quad (21)$$

определяют по формуле

$$S=1{,}06D/100(P_p/10^{-6}E+C_k+C_o)^{1/3}. \quad (22)$$

Допускаемое давление при условии

$L/D>\sqrt{D}/[2(S-C_k)]$

находят по формуле

$$P_{доп}=0{,}85\cdot10^{-6}E[100(S-C_k)/D]^3 . \quad (23)$$

Эта формула применима при условии

$$S-C_k/D\leq0{,}95\sqrt{\sigma_T/E} . \quad (24)$$

Если последнее не выполняется, то толщину обечайки предварительно находят ориентировочно по формуле (12), а затем проверяют по условию устойчивости $P_p\leq P_{доп}$,
где

$$P_{доп}=2E(S-C_k)/D\xi_2 \quad (25)$$

$$\xi_2=1{,}5E/\sigma_T+[(D/S-C_k)]^2 \quad (26)$$

8.6. Обечайки с кольцами жесткости

При расчетах длинных цилиндрических обечаек, работающих под наружным давлением, толщина стенки может получиться значительной, что приводит к увеличению массы, удорожанию установки (нужно делать более усиленный фундамент и т. д.) (рис. 8.3).

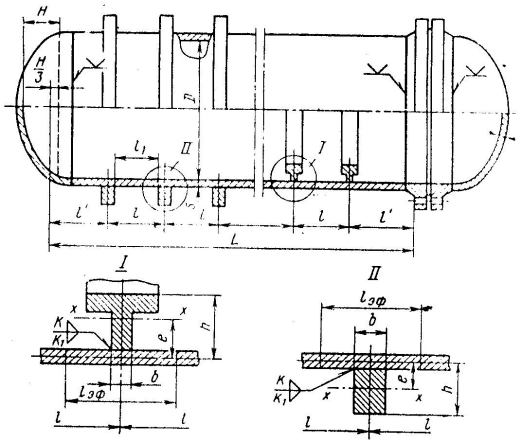


Рис. 8.3. Аппарат с цилиндрической обечайкой, укрепленной кольцами жесткости

Для уменьшения толщины стенки и обеспечения требуемой устойчивости обечайки часто снабжают кольцами жесткости, изготовляемыми в виде бандажей из профильного проката.

Кольца жесткости, подкрепляющие обечайку и увеличивающие ее устойчивость, могут быть установлены с внутренней или наружной стороны и должны охватывать обечайку по всей окружности.

Соединения колец жесткости с обечайкой должно обеспечивать их совместную работу, что достигается сваркой. Общая длина сварного шва с каждой стороны кольца должна быть не менее ½ длины окружности.

Разрешается выполнять сварные швы прерывистыми, но расстояние между концами соседних швов не должно превышать толщину стенки обечайки более, чем в 8 раз.

Фланцы, опорные кольца внутренних устройств служат также подкрепляющими элементами.

Для проверочного расчета таких обечаек ГОСТ-14249-73 предлагает выбирать наименьшее из двух значений $P^{/}_{доп}$ и $P^{//}_{доп.}$ Условие устойчивости имеет вид $P< P^{/}_{доп}$ или $P<P^{//}_{доп.}$

Здесь $P^{/}_{доп}$ – допускаемое давление для части обечайки, заключенной между кольцами жесткости, определяют по формулам (17)–(25).

$P^{//}_{доп}$ – допускаемое давление для обечайки с кольцами жесткости в целом.

$P^{//}_{доп}$ – пределяется для обечаек с отношением L/D, удовлетворяющих условию (27),

$$0,5<L/D<7,68\sqrt{D/[100k(S-C_k)]} \quad (27)$$

по формуле (28) $P^{//}_{доп}=6,49\cdot10^{-6}Ek\sqrt{kD/L[100(S-C_k/D)]^2\sqrt{100(S-C_k)/D}}$. (28)

Для обечаек с отношением $L/D\geq7,68\sqrt{D/100k(S-C_k)}$ (29)

удовлетворяющих условию (29), $P^{//}_{доп}$ определяется по формуле (30)

$$P^{//}_{доп}=0,846\cdot10^{-6}E[100(S-C_k)/D)]^3k^2 . \quad (30)$$

Коэффициент k находят по формуле

$$k=(l_{эф.}/l+10,92/l(S-C)^3[J+e^2F_k\, l_{эф}(S-C)/[F_k+\, l_{эф}(S-C) \quad (31)$$

где $l_{эф}$ – эффективная длина стенки обечайки, включаемой в расчетное поперечное сечение кольца жесткости;

l – расстояние между ребрами жесткости, м;

J – момент инерции кольца жесткости относительно собственной центральной оси $x\text{-}x_1$, $м^4$;

F_k – площадь поперечного сечения кольца жесткости, $м^2$;

e – расстояние между центром тяжести поперечного сечения кольца жесткости и срединной поверхностью обечайки.

$$l_{эф.}=в_к+1,1\sqrt{D(S-C_k)}$$

здесь $в_к$ – ширина поперечного сечения кольца жесткости в месте соединения с обечайкой, м.

Формулы (28) и (30) применимы при выполнении условия

$$1,3P_pDl/[F_k+(S-C)l]\leq\sigma_T.$$

8.7. Расчет обечаек, работающих под действием осевой сжимающей силы

Толщину стенки таких обечаек следует определять из условия прочности и устойчивости.

Номинальная расчетная толщина стенки обечайки $S^{/}$ в м (см) при $l\leq5D$ из условия прочности определяется по формуле

$$S^{/}=P/\pi D\sigma_{сд} \quad (32)$$

P – расчетная осевая сжимающая сила, мн (кгс);

D – диаметр обечайки в м (см);

$\sigma_{сд}$ – допускаемое напряжение на сжатие для материала обечайки в $мн/м^2$ ($кгс/см^2$).

$$\sigma_{сд}=K_cE^{t.}(S-C_k)/D \quad (33)$$

Расчетная осевая сжимающая сила в цилиндрической обечайке

$$P=\pi D^2/\varphi\cdot P^{/}_{н}, \quad (34)$$

где $P^{/}_{н}$ – наружное давление в нижней части рубашки

$D=(D_в+2S)^2$

Тогда $P=\pi(D_в+2S)^2/\varphi \cdot P'_н$. (35)

Устойчивость обечайки обеспечивается при условии

$$P/\pi D(S-C_k)\le K_c E^t(S-C_k)/D=\sigma_{сд.} \quad (36)$$

или после преобразований

$$S-C_k\ge\sqrt{P/\pi K_c E^t}. \quad (37)$$

Коэффициент K_c определяется в зависимости от отношения $D/2(S-C_k)$. Так при $25\le D/2(S-C_k)\le 250$

$$K_c=875\sigma^t_T/E^t k_c\le 0{,}155, \quad (38)$$

где $R_c=f[D/2(S-C_k)]$ определяется по графику в книге [1].

Осевое напряжение сжатия в обечайке определяется по формуле

$$\sigma_c=P/\pi(D+S)(S-C_k). \quad (39)$$

Цилиндрические обечайки, нагруженные осевой сжимающей силой N проверяют на местную устойчивость из условия

$$N\le N_{доп.}, \quad (40)$$

где $N_{доп}=\pi D(S-C)\varphi_c\sigma^*$. (41)

Коэффициент уменьшения допускаемых напряжений φ_c определяют по формулам:

при $D/2(S-C)>0{,}18E/\sigma_T$ $\varphi_c=0{,}75k_c/\sigma_T/E\cdot D/2(S-C)$; (42)

при $D/2(S-C)<0{,}18E/\sigma_T$ $\varphi_c=1/1+23[\sigma_T/E\cdot D/2(S-C)]^2$. (43)

Параметры k_c находят в зависимости от отношения $D/2(S-C)$:

$D/2(S-C)$ – от 0,18 до 250 E/σ_T	250	500	750	1000	1500	2000
k_c – 0,14	0,14	0,12	0,095	0,08	0.070	0,060.

8.8. Расчет обечаек, работающих под действием изгибающего момента

Номинальная расчетная толщина стенки обечайки S' в м (см) определяется из условия прочности по формуле

$$S'=UM_u/\pi D^2\sigma_{ug}. \quad (44)$$

M_u – изгибающий момент в рассчетном поперечном сечении, Мн·м (кгс·см);

σ_{ug} – допускаемое напряжение на изгиб, мн/м^2 (МПа) или кгс/см^2.

Толщина стенки обечайки S определяется по формуле:

$$S=S'+C_k+C_o \quad (44)'$$

Допускаемое напряжение на изгиб определяется по формуле:

$$\sigma_{ug}=K_u E^t(S-C_k/D) \quad (45)$$

Устойчивость обечайки обеспечивается при условии

$$\sigma_{из}=\varphi M_u/\pi D^2(S-C_k)\le K_u E^t[(S-C_k)/D], \quad (46)$$

где $\sigma_{из}$ – напряжение изгиба в обечайке

После преобразовании

$$(S-C_k)\geq\sqrt{1,27M_u/K_uDE^t}\,. \qquad (47)$$

При несоблюдении этого условия S следует увеличить. Коэффициент K_u определяется при условии $25\leq D/2(S-C_k)\leq 250$ по формуле

$$K_u=875\cdot\sigma^t_T\cdot R_u/E^t\leq 0,185, \qquad (48)$$

где $k_u=f[D/2(S-C_k)]$ и определяется по графику [1]

при $D/2(S-C_k)>250$ $K_u=k_u$.

Цилиндрические обечайки, работающие под действием изгибающего момента M, проверяют на устойчивость в сжатой зоне по формуле

$$M\leq M_{доп}. \qquad (49)$$

Допускаемый изгибающий момент $M_{доп}$ определяют по формулам:

при $D/2(S-C)\geq 0,23\cdot E/\sigma_T$

$$M_{доп}=0,785k_uED(S-C)^2; \qquad (50)$$

при $D/2(S-C)<0,23E/\sigma_T$

$$M_{доп}=0,785\varphi_u\sigma^*D^2(S-C) \qquad (51)$$

Коэффициент R_u выбирают в зависимости от отношения D/2(S-C):

D/2(S-C) – от $0,23E/\sigma_T$ до 250	250	500	750	1000	1500	2000
k_u –	0,170	0,170	0,130	0,120	0,100	0,085	0,080

Коэффициент k_u определяют по формуле

$$\varphi_u=1/[1+15,3[\sigma_T/E\cdot D/2(S-C_k)]^2\,. \qquad (52)$$

Если изгибающий момент создается действием поперечной нагрузки (силы тяжести конструкции, жидкости, заполняющей горизонтальный цилиндрический сосуд, ветровой нагрузки), то цилиндрическую обечайку в дополнение к расчету по формуле (49) в месте возникновения наибольшей перерезывающей силы Q проверяют на местную устойчивость по формуле:

$$Q\leq E(S-C)^2[0,15+2,6D(S-C/L^2)]\,. \qquad (53)$$

Расчет обечаек, работающих под совместным действием наружного давления ($P_н$), осевой сжимающей силы (P_c) и изгибающего момента (M_u), проводится следующим образом.

Толщина стенки обечайки, работающей под совместным действием $P_н$, P_c, M_U определяется по каждому из видов нагрузки. За расчетную принимается наибольшая величина.

Условие устойчивости обечайки для любого ее сечения определяется по формуле:

$$\sigma_c/\sigma_{cg}+\sigma_u/\sigma_{ug}+P_н/P_{нg}\leq 1 \qquad (54)$$

σ_c – напряжение сжатия в обечайке от действия осевой сжимающей силы, мн/н^2 (МПа) или кгс/см^2

σ_u – напряжение изгиба от действия изгибающего момента, МПа

$P_н$ – расчетное наружное давление, МПа.

$$\sigma_c = P/\pi(D_b+S)(S-C_k), \quad (55)$$

$$\sigma_u = M_U/W = \varphi M_U/\pi(D_b+S)^2(S-C_k). \quad (56)$$

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

Литература к главе III

1. *Плановский А.Н., Николаев П.И.* Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии, М.-Л, 1987. 496 с.

2. Подбор оборудования в курсовом и дипломном проектировании. Методические указания. Часть I. Дзержинск, 1979. 30 с.

Литература к главе IV

1. *Гельперин Н.И., Айнштейн В.Г., Кваша В.Б.* Основы техники псевдоожижения. М.: Химия, 1967. 664 с.

2. *Н.А. Козулин, В.Н. Соколов, А.Я. Шапиро.* Примеры и задачи по курсу оборудование заводов химической промышленности. Изд. “Маши-ностроение”, М.-Л. 1996.

Литература Литература к главе V

1. *Зайцев М.М.* Очистка газов в циклонах и групповых циклонах. Сборник материалов по пылеулавливанию в цветной металлургии. Металлургиздат, 1957, стр. 312.

2. Циклоны НИИОГАЗ. Руководящие указания по проектированию, изготовлению, монтажу и эксплуатации. Госхимиздат, 1956.

3. Батарейные циклоны. Руководящие указания по проектированию, монтажу и эксплуатации. Госхимиздат, 1955.

4. *Кучерук В.В.* Очистка от пыли вентиляционных и промышленных выбросов. Госстройиздат, 1955.

5. *Шнеерсон Б.Л.* Электрическая очистка газов. Металлургиздат, 1950.

6. *Жебровский С.П.* Электрофильтры. Госэнергоиздат, 1955.

7. *Kramer H.F., Johnstone H.F.* Collection of acrosol particles in presence of electrostatic fields. Jndustrial and Engineering Chemistry, 1955, V. 47, № 12, p. 2426.

8. Jntroduction to electrostatic Precipitation in Theory and Practice. *Rose H. and Wood J.,* London, 1957.

9. *Sproull W.T.* Collecting high – resistivity dusts and fumes. Jndustrial and Engineering Chemistry, 1955, V. 47, № 5, p. 940–944.

10. *Плотинский И.Ш.* Влияние слоя пыли на осадительных электродах на работу электрофильтров. Сборник материалов по пылеулавливанию в цветной металлургии. Металлургиздат, 1957, с. 114.

11. Love and Lucas. Brit. Journ. Appl. Phys. 1953, Supl. 2, p. 40.

12. *Левин Л.М.* Осаждение частиц из потока аэрозолей на предприятии. ДАН СССР, Новая серия, 1953, т.XC1, №6, с.1329.

13. *Johnstone H.F.* Industrial and Engineering Chemistry, 1949, №11, с.2417.

14. *Stairmand C.J.* Transactions of the Institute of Chemical Engineers, London, v. 28, 1950, p. 130.

15. Williams, Hatch and Creenburg. Heating, Piping and Air Cjnditioning, april, 1940.

16. *Зайцев М.М.* Расчет рукавного фильтра. Труды Ниицемент, вып. 3, 1950.

17. *Гордон Г.М., Аладжалов И.А.* Газоочистка рукавными фильтрами в цветной металлургии. Металлургиздат, 1956.

18. *Hersey H.J.* Heaning and Ventilating, february, 1954, p.109.

19. *Silverman L., Conners E.W., Anderson D.M.* Mechanical electrostatic charging of fabrics for air filters-Industrial and Engineering chemistry, 1955, V. 47, № 5, p. 952–960.

20. *Теверовский Е.Н., Зайцев М.М.* Пылеулавливающий, абсорбционный и теплообменный аппарат «ТП» с высокоскоростным потоком газа. Труды Гос. научно-исследовательского института по промышленной и санитарной очистке газов. Вып.1. Госхимиздат, 1957, с. 105–132.

21. *Гордон Г.М.* Применение скоростных турбулентных пылеуловителей в цветной металлургии. Сборник материалов по пылеулавливанию в цветной металлургии. Металлургиздат, 1957, с. 331.

22. *Авров В.Г., Гордон Г.М., Озарнин Г.Э.* цветные металлы, 1957, № 6, с. 37–42.

23. *Eberhard I.E., Graham H.S.,* Iron and Steel Engineer, march, 1955, p. 67–72.

24. *Позин М.Е., Мухленов И.П., Тумаркин Е.С., Тарат Э.Я.* Пенный способ обработки газов и жидкостей. Госхимиздат, 1955.

25. *Зайцев М.М., Тарновский И.Л.* Пенный аппарат как пылеуловитель. Труды Гос. научно-исследовательского института по промышленной и санитарной очистке газов, вып. 1. Госхимихдат.

26. *Савраев В.П.*. Испытание пенного пылеуловителя на пылях. Усть-Каменогорского свинцово-цинкового комбината. Сборник материалов по пылеулавливанию в цветной металлургии. Металлургиздат, 1957, с. 206.

27. *Денисов В.Ф., Пейсахов И.Л.*. Цветные металлы, 1958, № 5.

Литература к главе VI

1. *Гринберг Я.И.* Проектирование химических производств. М. Химия, 1970 г.

2. Нормали. ГИПРОХИМа. Емкости складов сернокислотного производства. Госхимиздат. М., 1968 г.

3. Рамм. Абсорбция газов. М. Химия, 1976 г.

4. *Веревкин С.И., Корчагин В.Н.* Газгольдеры. Издательство литературы по строительству. М., 1966 г.

Литература к главе VII

1. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М-Л., Госхимиздат, 1961.

2. *Касаткин А.Г., Плановский А.Н. и Чехов О.С.* Расчет терльчатых ректификационных и абсорбционныхколонн. М., Стандарт из, 1961, 81 с.

3. Типовые колонные аппараты, Каталог-справочник. НИИхиммаш, 1957. 57 с.

4. *Павлов К.Ф., Раманков П.Г. и Носков А.А.* Примеры и задачи по купсу процессов и аппаратов химической технологии. Л., Госхимиздат, 1959. 57 с

5. *Кафаров В.В.* Основы массопередачи. М., изд. “Высшая школа”, 1962. 654 с.

6. *Лащинский А.А., и Талчинский А.Р.* Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. М.-Л., Машгиз, 1963. 468 с.

7. *Стабников В.Н. и Харин С.Е.* Теоретические основы перегонки и ректификации спирта. М., Пищепромиздат, 1951. 219 с.

8. *Позин М.Е., Мухленов И.П. и Тумаркина Е.С. и др.* Пенный способ обработки газов и жидкостей. Л., Госхимиздат, 1955. 248 с.

9. *Казулин Н.А., Соколов В.Н., Шапиро А.Я.* Примеры и задачи по курсу оборудование заводов химической промышленности, изд. Машино-строение М.-Л., 1966.

10. *Плановский А.Н., Николаев П.И.* Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. Изд. “Химия”, М., 1987. 496 с.

11. *Козулин Н.А., Соколов В.Н., Шипиро А.Я.* Примеры и задачи по курсу оборудование заводов химической промышленности. Изд. “Машинотроение”, М-Л. 1966.

Литература к главе VIII

1. *Лащинский А.А., Толчинский А.Р.* Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Справочник. Л. 1970.

2. *Криворот А.С.* "Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности". М., Изд.: "Машиностроение", 1976.

СОДЕРЖАНИЕ

		Введение……
Глава I		Структура и оснащение химических предприятий. Классификация технологических процессов и оборудования, его унификация и стандартизация……..
Глава II		Конструкционные материалы в химическом машиностроении и их выбор……...
Глава III		Аппараты в системе Ж:Т, Ж:Ж……..
	3.1.	Перемешивание в жидкой среде……
	3.2.	Конструкции мешалок……
	3.3.	Определение основных размеров непрерывно действующих аппаратов……..
	3.4.	Определение основных размеров периодически дей- ствующих аппаратов……
	3.5.	Разделение жидких сред…….
	3.6.	Центрифуги……..
	3.7.	Отстойники……..
	3.8.	Фильтры для жидкостей…….
Глава IV		Печи и сушильные установки……
	4.1.	Печи кипящего слоя (КС)……..
	4.2.	Расчет основных размеров печи КС……
	4.3.	Вращающие печи……
	4.4.	Барабанные сушилки…….
	4.5.	Примеры расчетов……..
Глава V		Аппараты для системы Г-Т……
	5.1.	Осадительные камеры и циклоны……..
	5.2.	Электрофильтры……..
	5.3.	Рукавные фильтры……
	5.4.	Скоростные (турбулентные) пылеуловители…
	5.5.	Барботажные и пенные пылеуловители……
	5.6.	Примеры расчетов……
Глава VI		Аппараты емкостного типа……
	6.1.	Емкость для жидкостей……
	6.2.	Бункера…….....
	6.3.	Емкости для хранения газов – газгольдеры……..

Глава VII Колонные аппараты……
7.1. Колонны с колпачковыми тарелками……
7.2. Колонны с ситчатыми тарелками……..
7.3. Колонны с провальными тарелками……..
7.4. Примеры расчетов……
Глава VIII Стандартные методы расчета на прочность и устойчивость основных элемпентов оборудования……..
8.1. Расчет и конструирование тонкостенных цилиндрических обечаек……..
8.2. Расчет тонкостенных обечаек работающих под внутренним давлением…….
8.3. Расчет тонкостенных цилиндрических обечаек, работающих под наружным давлением……
8.4. Короткие гладкие обечайки…….
8.5. Длинные гладкие обечайки……..
8.6. Обечайки с кольцами жесткости……
8.7. Расчет обечаек, работающих под действием осевой сжимающей силы……
8.8. Расчет обечаек, работающих под действием изгибающего момента……..

Учебное издание

Еркен Сембекович Бугенов
Булат Еркенович Бугенов

ОБОРУДОВАНИЕ ЗАВОДОВ НЕОРГАНИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Учебное пособие
издается в авторской редакции

Техн. редактор *Ж.К. Еланова*

Компьютерный
набор и верстка *Л.Л. Калугина*

Подписано в печать « 2. 07 » 2004 г.

Тираж 500 экз. формат 60 х 84 1/16. Бумага типографская № 1.
Объем 11,0 уч.-изд. л. Заказ № Цена договорная

Издание Казахского национального технического университета
имени К.И. Сатпаева
Издательский центр КазНТУ
Алматы, Ладыгина, 32

178

Трудовая деятельность профессора Бугенова Е.С.

Бугенов Еркен Сембекович, доктор технических наук, профессор, родился 13 ноября 1936 г. в ст. Шамалган Алматинской области.

Является крупным специалистом в области химии и химической технологии элементов V-группы таблицы Д.И.Менделеева.

После окончания в 1960 г Казахского Горно-металлургического института он был направлен в Южный Горно-химический комбинат КирССР, где работал на одном из оборонных предприятий министерства среднего машиностроения по производству малогазовых составов (составная часть топлива для ракет) и где без отрыва от производства защитил кандидатскую диссертацию.

В 1969 г был приглашен на преподавательскую работу в Казахский химико-технологический институт г. Шымкент.

В 1974 г был назначен зам. директора по научной работе института КазНИИГипрофосфор Министерства Химической промышленности СССР, где при его непосредственном участии проводились исследования и выдавались исходные данные для проектирования, строились и осваивались цеха по производству фосфора, фосфорных соединений и других солей в Шымкенте, Джамбуле, Куйбышеве, Мелеузе (Башкирия), Черьюрте (Дагестан), Славянске (Украина).

В 1989 г защитил докторскую диссертацию, а в 1991г получил звание профессора.

В 1991 г. был приглашен в Казахский политехнический институт им. В.И.Ленина (ныне КазНТУ), где организовал впервые в Казахстане новую кафедру Ядерно-химической технологии и взрывчатых веществ, куда вошли три специальности: 39-02-химическая технология неорганических веществ; 39-05-химическая технология взрывчатых веществ и пиротехнических средств; 39-09-ядерно-химическая технология и где проработал зав. кафедрой до сентября 2001 г. В настоящее время является профессором этой кафедры.

Им опубликовано более 200 научных трудов и получено около 70 авторских свидетельств и патентов, многие из которых внедрились в производств. Ему присвоена звание «Изобретатель СССР». Под его руководством 6 сотрудников защитили кандидатские диссертации.

Научная деятельность направлена на разработку оригинальных новых соединений, являющихся составной частью топлива для ракет, высокоэффективных восстановителей для извлечения цветных, редких и благородных металлов, новых способов очистки водных и неводных растворов от канцорагенных примесей и создание на основе последних безотходного производства особо чистых веществ (сурьмы,

мышьяка, фосфора, фосфорной кислоты и их соединений, полупроводниковых материалов типа $A^{III} B^{V}$ и т.д.).

Богатейший опыт, глубокие знания в области химической технологии неорганических веществ и смежных с ней областей науки, постоянная работа над собой позволяют широко образованному и эрудированному специалисту-профессионалу интересно, увлеченно, жизнерадостно, на высоком научном и методическом уровне обучать студентов химиков-технологов.

Наиболее значимые результаты исследований профессора Бугенова Е.С.:

1. Разработка малогазовых составов, являющихся составной частью топлива для ракет (соединений сурьмы). Внедрено г. Перьм на оборонном предприятии.
2. Разработка состава новых высокоэффективных восстановителей для извлечения цветных, редких и благородных металлов из их водных растворов.
3. Разработка новой технологии получения особо чистой фосфорной кислоты (взамен импортных поставок), используемой в производстве хим. волокна (Внедрено в Могилевском ПО «Химволокно»).
4. Разработка новой технологии получения фосфористой и фосфорноватистой кислот (внедрено В/о «Союзфосфор»).
5. Окускование мелочи фосфорита во вращающихся печах (внедрено В/о «Союзфосфор», ЧПО «Фосфор»).
6. Получение чистого белого фосфора из технического желтого фосфора (внедрено в/о «Союзфосфор», ЧПО «Фосфор»). Метод запатентован в США, Германии, Нидерландах.
7. Подавление шламообразования при производстве фосфора в газовой фазе (внедрено в/о «Союзфосфор», ДПО «Химпром»). Метод запатентован в США, Германии, Нидерландах.
8. Интенсификация сжигания бедных фосфорных шламов с помощью ПАВ (внедрено в/о «Союзфосфор», НДФЗ).
9. Извлечение чистого фосфора из фосфорных шламов с помощью ПАВ (внедрено в/о «Союзфосфор», НДФЗ). Метод запатентован в США, Германии, Нидерландах.
10. Получение особо чистой сурьмы, мышьяка и полупроводниковых соединений типа $A^{III} B^{V}$ и др.