

Министерство образования Российской Федерации
ПЕНЗЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

А.Г. Ветошкин

***ЗАЩИТА АТМОСФЕРЫ ОТ ГАЗОВЫХ
ВЫБРОСОВ***

Учебное пособие по проектированию

Пенза 2004

УДК 628.5
ББК 20.1

Ветошкин А.Г. Защита атмосферы от газовых выбросов. Учебное пособие по проектированию. – Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2004. – с.: ил., 12 библиогр.

Рассмотрены основы процессов и аппаратов технологии защиты атмосферы от выбросов вредных газов и паров с использованием массообменных процессов очистки газовых выбросов путем абсорбции и адсорбции.

Приведены основы расчета и проектирования процессов и аппаратов (абсорберов и адсорберов) для защиты атмосферы от вредных газов и паров.

Учебное пособие подготовлено на кафедре «Экология и безопасность жизнедеятельности» Пензенского государственного университета. Оно предназначено для студентов специальности 330200 «Инженерная защита окружающей среды» и может быть использовано в качестве основной учебной литературы при курсовом проектировании по дисциплинам «Процессы и аппараты защиты окружающей среды», «Техника и технология защиты окружающей среды», при дипломном проектировании по специальности 330200 и в качестве дополнительной учебной литературы при изучении дисциплины «Экология» студентами инженерных специальностей.

Рецензенты:

Кафедра «Инженерная экология» Пензенского государственного университета архитектуры и строительства, зав. кафедрой Стрелюхина Т.А., к.т.н., доцент.

Кандидат технических наук, профессор, академик МАНЭБ В.В.Арбузов (Пензенский филиал Международного независимого эколого-политологического университета).

Издательство Пензенского государственного университета
А.Г.Ветошкин

Содержание

Введение

1. Абсорбция газовых примесей.
2. Способы выражения составов смесей.
3. Устройство и принцип действия абсорберов.
 - 3.1. Насадочные колонны.
 - 3.2. Тарельчатые колонны.
4. Расчет абсорберов.
 - 4.1. Расчет насадочных абсорберов.
 - 4.2. Расчет тарельчатых абсорберов.
5. Варианты заданий по абсорбции.
6. Адсорбционная очистка газов.
 - 6.1. Устройство и принцип действия адсорберов.
 - 6.2. Расчет адсорберов периодического действия.
 - 6.3. Расчет адсорберов непрерывного действия.
7. Варианты заданий по адсорбции.
8. Содержание и объем курсового проекта.
 - 8.1. Содержание и оформление расчетно-пояснительной записки.
 - 8.2. Общие требования по оформлению графической части проекта.
 - 8.3. Требования к выполнению технологической схемы.
 - 8.4. Требования к выполнению чертежей общего вида аппарата.
 - 8.5. Требования при защите курсового проекта.
- Приложения.
- Литература.

Введение

На современном этапе для большинства промышленных предприятий очистка вентиляционных выбросов от вредных веществ является одним из основных мероприятий по защите воздушного бассейна.

В настоящее время используются различные методы улавливания и обезвреживания паро- и газообразных веществ из воздуха. На практике применяют следующие способы очистки газа: абсорбционный, адсорбционный, каталитический, термический и др.

Методики расчета аппаратов для физико-химической очистки газов базируются на закономерностях тепло- и массообмена. При этом используются элементы теории подобия диффузионных процессов [1-4].

Цель настоящего учебного пособия - систематизировать сведения по массообменным процессам, методические подходы к расчету оборудования по абсорбции и адсорбции вредных примесей из вентиляционных выбросов. Приводятся необходимые сведения по устройству, работе типового оборудования, а также справочные материалы.

Изложение материала сопровождается примерами расчета, которые облегчают усвоение теоретических вопросов.

1. Абсорбция газовых примесей

Абсорбцией называется перенос компонентов газовой смеси в объем соприкасающейся с ней конденсированной фазы. При абсорбции происходит избирательное поглощение одного или нескольких компонентов из газовой смеси жидкими поглотителями.

Обратный процесс, т.е. удаление из объема конденсированного вещества поглощенных молекул газа, называется *дегазацией* или *де (аб)сорбцией*.

Вещество, которое содержится в газовой фазе и при абсорбции не переходит в жидкую фазу, называют *газом-носителем*, вещество, в котором происходит растворение абсорбируемых компонентов, называют *растворителем* (*поглотителем* или *абсорбентом*), вещество, которое содержится в газовой фазе и при абсорбции переходит в жидкую фазу, т.е. поглощаемый компонент, называют *абсорбтивом*, поглощаемое вещество в объеме поглотителя – *абсорбатом*.

Абсорбат удерживаются в абсорбенте, равномерно распределяясь среди его молекул, вследствие *растворения* или *химической реакции*.

Процесс, завершающийся растворением абсорбата в поглотителе, называют *физической абсорбцией* (в дальнейшем - *абсорбция*). При физической абсорбции происходит физическое растворение абсорбируемого компонента в

растворителе, при этом молекулы абсорбента и молекулы абсорбтива не вступают между собой в химическое взаимодействие.

Иногда растворяющийся газ вступает в химическую реакцию непосредственно с самим растворителем. Процесс, сопровождающийся химической реакцией между поглощаемым компонентом и абсорбентом, называют *химической абсорбцией* (в дальнейшем - *хемосорбция*). При хемосорбции абсорбируемый компонент вступает в химическую реакцию с поглотителем, образуя новые химические соединения в жидкой фазе.

При физической абсорбции обычно используют в качестве абсорбента воду, а также органические растворители и неорганические, не реагирующие с извлекаемыми компонентами и их водными растворами.

При хемосорбции в качестве абсорбента используют водные растворы солей, органические вещества и водные суспензии различных веществ.

Абсорбция представляет процесс химической технологии, включающей массоперенос между газообразным компонентом и жидким растворителем, осуществляемый в аппарате для контактирования газа с жидкостью. Аппараты, в которых осуществляют процесс абсорбции, называют *абсорберы*.

Процесс, обратный абсорбции, называется *десорбцией*. Если изменяются условия, например, происходит понижение давления над жидкостью или снижается температура, процесс становится обратимым и происходит выделение газа из жидкости. Таким образом, может быть осуществлен циклический процесс абсорбции-десорбции. Это позволяет выделить поглощенный компонент. Сочетая абсорбцию с десорбцией, можно многократно использовать почти без потерь жидкий поглотитель (абсорбент) в замкнутом контуре аппаратов: абсорбер-десорбер-абсорбер (круговой процесс), выделяя поглощенный компонент в чистом виде.

Абсорбция — наиболее распространенный процесс очистки газовых смесей во многих отраслях, например, в химической промышленности. Абсорбцию широко применяют для очистки выбросов от сероводорода, других сернистых соединений, паров соляной, серной кислот, цианистых соединений, органических веществ (фенола, формальдегида и др.).

Для более полного извлечения компонента из газовой смеси при физической абсорбции необходимо использовать принцип противотока с непрерывной подачей в абсорбер свежего раствора.

Схема абсорбционной установки приведена на рис. 1. Газ на абсорбцию подается газодувкой 1 в нижнюю часть колонны, где равномерно распределяется перед поступлением на контактный элемент (насадку или тарелки). Абсорбент из промежуточной емкости 9 насосом 10 подается в верхнюю часть колонны и равномерно распределяется по поперечному сечению абсорбера с помощью оросителя 4. В колонне осуществляется про-

тивоточное взаимодействие газа и жидкости. Очищенный газ, пройдя брызгоотбойник 3, выходит из колонны. Абсорбент стекает через гидрозатвор в промежуточную емкость 13, откуда насосом 12 направляется на регенерацию в десорбер 7, после предварительного подогрева в теплообменнике-рекуператоре 11. Исчерпывание поглощенного компонента из абсорбента производится в кубе 8, обогреваемом, как правило, насыщенным водяным паром. Перед подачей на орошение колонны абсорбент, пройдя теплообменник-рекуператор 11, дополнительно охлаждается в холодильнике 5.

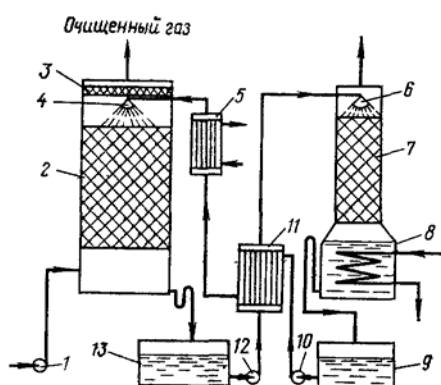


Рис. 1. Схема абсорбционной установки:

- 1 - вентилятор (газодувка); 2 - абсорбер; 3 - брызгоотбойник;
4,6 - оросители; 5 - холодильник; 7 - десорбер; 8 - куб десорбера;
9,13 - ёмкость для абсорбента; 10,12 - насосы; 11 - теплообменник-рекуператор

Абсорбционная система может быть простой, в которой жидкость применяется только один раз и удаляется из системы без отделения абсорбированного загрязнения. В другом варианте загрязнение отделяют от абсорбирующей жидкости, выделяя её в чистом виде. Затем абсорбент вновь подают на стадию абсорбции, снова регенерируют и возвращают в систему.

2. Способы выражения составов смесей

Содержание компонентов и другие характеристики реальной смеси могут быть оценены лишь с некоторой степенью приближения.

Гомогенную газовую смесь представляют в виде смеси идеальных газов, считая возможным применять к ней и к каждому ее компоненту законы идеальных газов.

Для расчетов процессов, связанных с изменением давления в системе,

состав смеси обычно задают в единицах давления.

Согласно закону Дальтона давление газовой смеси P можно подсчитать, складывая парциальные давления ее компонентов:

$$P = N \sum_{i=1} p_i .$$

Парциальным давлением i -того компонента называют давление, которое он производил бы при температуре смеси и в том же количестве, если бы один занимал весь объем смеси. Задание состава идеальной газовой смеси набором парциальных давлений ее компонентов равносильно заданию количества (числа молей) каждого компонента в долях от общего количества (числа молей) смеси.

По закону Амага, аналогичному с законом Дальтона, предполагается аддитивность парциальных объемов:

$$V = \sum_{i=1}^N V_i .$$

Парциальный объем i -того компонента газовой смеси - это объем, который он занимал бы, находясь в том же количестве при температуре и давлении смеси. Исходя из этого, состав смеси может задаваться парциальными объемами компонентов в единицах измерения объема.

Часто составы смесей задают относительными величинами, используя для этого объемные, молярные и массовые доли или проценты.

Объемная доля i -того компонента v_i выражается отношением его парциального объема к объему смеси, молярная доля n_i - количеством вещества (молей) i -того компонента, отнесенным к количеству вещества (молей) смеси, массовая доля g_i - отношением массы i -того компонента к массе смеси:

$$v_i = V_i / V; \quad n_i = N_i / N; \quad g_i = m_i / m .$$

Численные значения объемных и молярных долей компонентов идеальной газовой смеси одинаковы, так как в равных объемах идеальных газов при равенстве температур и давлений содержится одинаковое количество вещества (молей). Массовые доли связаны с объемными и молярными долями соотношением:

$$g_i = v_i M_i / M = n_i M_i / M ,$$

где M - средняя (кажущаяся) молярная масса смеси, которую подсчитывают по правилу аддитивности:

$$M = \sum_{i=1}^N M_i v_i = 1 / \sum_{i=1}^N (g_i / M_i) .$$

Очевидно, что

$$N \sum_{i=1} v_i = \sum_{i=1}^N n_i = \sum_{i=1}^N g_i = 1 .$$

Наряду с долями содержание компонентов смеси выражают в объемных, мо-

лярных и массовых процентах.

В практике пылегазоочистки принято состав газа-носителя (воздуха, дымовых газов) задавать объемными или массовыми процентами, а содержание вредных ингредиентов - массовыми концентрациями на единицу объема выбросов.

Используемые в дальнейшем изложении и расчетах обозначения концентраций вещества A в веществе B , выраженных различными способами, приведены в таблице П.1. приложения, а в таблице П.2. приложения представлены формулы для пересчета концентраций вещества A в газовой и жидкой фазах.

3. Устройство и принцип действия абсорберов

Процесс абсорбции осуществляется в специальных аппаратах - *абсорберах*.

Абсорбция, как и другие процессы массопередачи, протекает на поверхности раздела фаз. Для интенсификации процесса абсорбции необходимы аппараты с развитой поверхностью контакта между жидкой и газовой фазами (абсорбента с газом-носителем). По способу образования этой поверхности и диспергации абсорбента, что непосредственно связано с конструктивными особенностями абсорберов, их можно подразделить на четыре основные группы: 1) пленочные; 2) насадочные; 3) барботажные (тарельчатые); 4) распыливающие или распылительные (брызгальные).

По способу организации массообмена абсорбционные устройства принято делить на аппараты с непрерывным и ступенчатым контактом фаз. К устройствам с непрерывным контактом можно отнести насадочные колонны, распылительные аппараты (полые скрубберы, скрубберы Вентури, ротоклоны и др.), однополочные барботажные и пенные устройства, а к устройствам со ступенчатым контактом - тарельчатые колонны, многополочные барботажные и пенные устройства.

Для абсорбции газовых загрязнителей чаще всего применяются насадочные и тарельчатые колонные аппараты.

3.1. Насадочные колонны

Насадочные абсорберы получили наибольшее применение в промышленности. В насадочных колоннах обеспечивается лучший контакт обрабатываемых газов с абсорбентом, чем в полых распылителях, благодаря чему интенсифицируется процесс массопереноса и уменьшаются габариты очистных устройств.

Эти абсорберы представляют собой колонны, заполненные насадкой - твердыми телами различной формы. Некоторые распространенные типы насадок показаны на рис. 2.

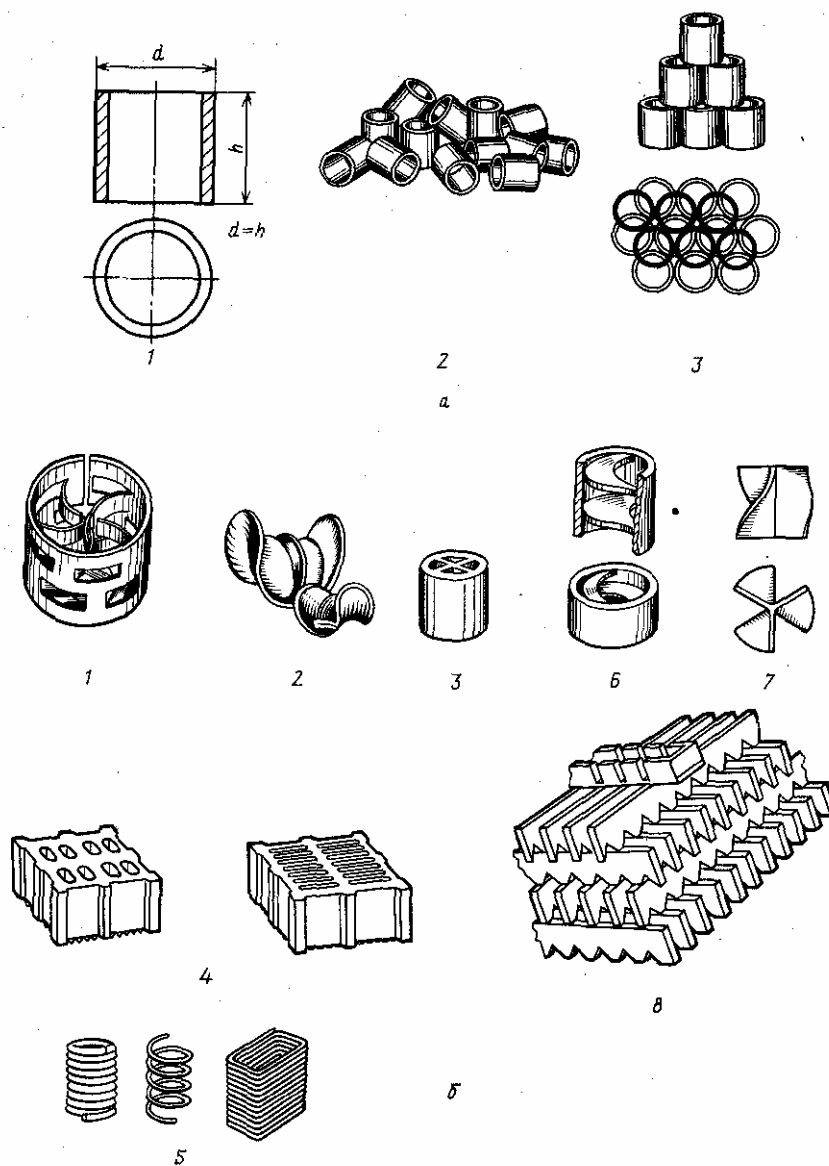


Рис. 2. Виды насадки:

- а - насадка из колец Рашига: 1 - отдельное кольцо; 2 - кольца навалом; 3 - регулярная насадка; б - фасонная насадка: 1 - кольца Палля; 2 - седлообразная насадка «Инталокс»; 3 - кольца с крестообразными перегородками; 4 - керамические блоки; 5 - витые из проволоки насадки; 6 - кольца с внутренними спиралями; 7 - пропеллерная насадка; 8 - деревянная хордовая насадка.

К основным характеристикам насадки относят ее удельную поверхность f ($\text{м}^2/\text{м}^3$) и свободный объем ε ($\text{м}^3/\text{м}^3$). Еще одной характеристикой насадки является ее свободное сечение S ($\text{м}^2/\text{м}^2$). Принимают, что свободное сечение насадки S равно по величине ее свободному объему, т. е. $S = \varepsilon$.

Максимальную поверхность контакта на единицу объема образуют седлообразные насадки "Инталокс" (рис. 2,б-3). Они имеют и минимальное гидравлическое сопротивление, но стоимость их выше, чем колецевых насадок. Из колецевых насадок наилучший контакт создают кольца Палля (рис. 2,б-1), но они сложны в изготовлении и дороже колец Рашига (рис. 2,а). Хордовые деревянные насадки (рис. 2,б-8) имеют минимальную удельную поверхность и стоимость. Технические характеристики некоторых насадок приведены в таблице приложения П.1.

В качестве насадки наиболее широко применяют тонкостенные кольца Рашига (рис. 2, а), имеющие высоту, равную диаметру, который изменяется в пределах 15-150 мм. Кольца малых размеров засыпают в колонну навалом. Большие кольца (от 50×50 мм и выше) укладывают правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга. Такой способ заполнения аппарата насадкой называют загрузкой в укладку, а загруженную таким способом насадку - регулярной. Регулярная насадка имеет ряд преимуществ перед нерегулярной, навалом засыпанной в колонну: обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, допускает большие скорости газа. Однако регулярная насадка требует более сложных по устройству оросителей, чем насадка, засыпанная навалом.

Хордовую насадку (см. рис. 2, б-8) обычно применяют в абсорберах большого диаметра. Несмотря на простоту ее изготовления, хордовая насадка вследствие небольших удельной поверхности и свободного сечения вытесняется более сложными и дорогостоящими видами фасонных насадок, часть из которых представлена на рис. 2). В приложении 3 приведены основные характеристики насадок некоторых типов.

Устройство насадочной колонны диаметром 1000 мм и расположение ее конструктивных элементов показано на рис. 3.

Эффективность массопередачи в насадочных колоннах значительно зависит от равномерности распределения потоков контактирующих фаз, соотношения их скоростей и условий орошения элементов насадки.

Жидкость в насадочной колонне течет по элементу насадки в виде тонкой пленки, поэтому поверхностью контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки. Однако при перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. При этом часть жидкости проходит на расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг.

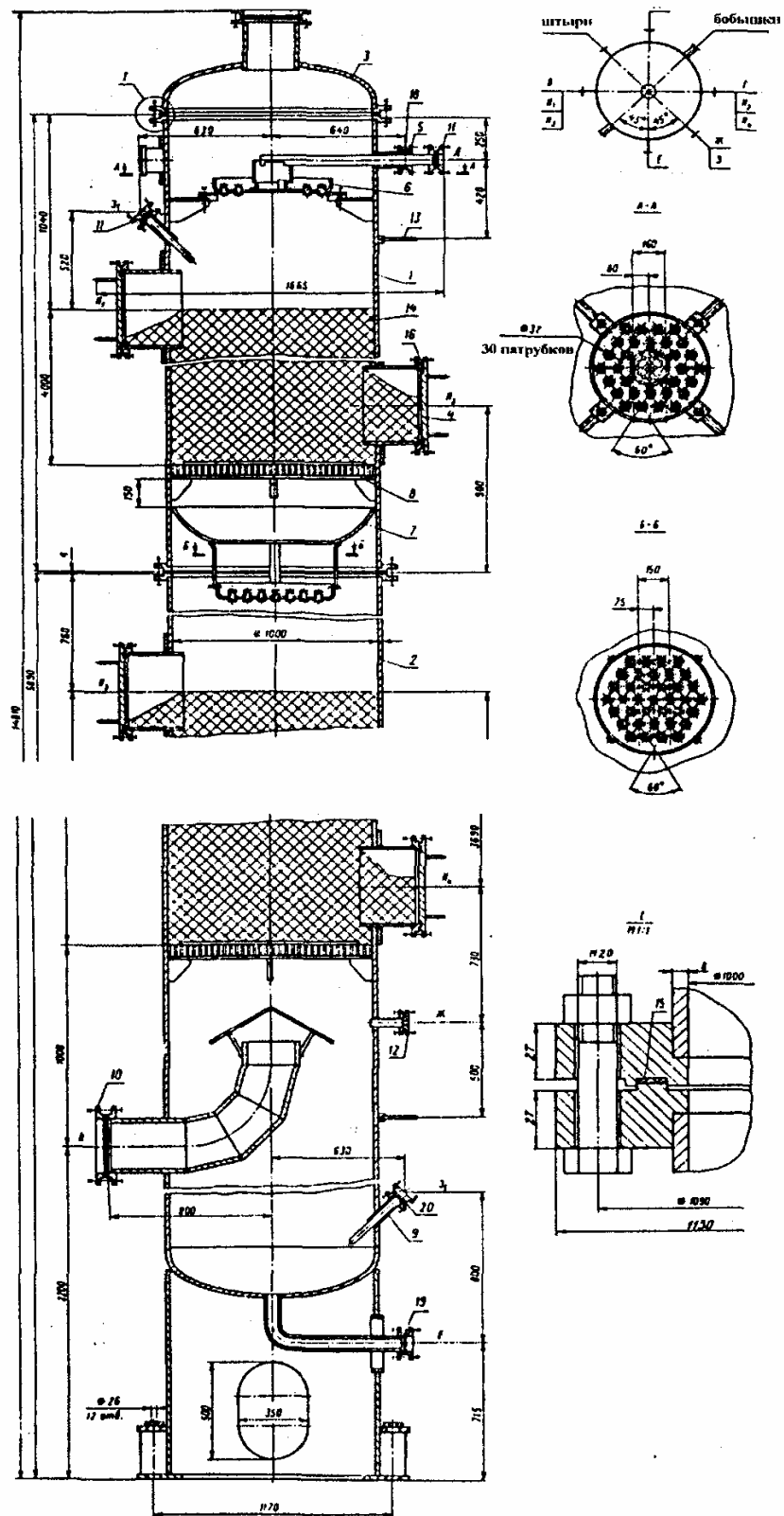


Рис. 3. Конструкция насадочной колонны.

Часть поверхности насадки, в основном в местах соприкосновения насадочных элементов друг с другом, бывает смочена неподвижной (застойной) жидкостью.

Равномерность распределения газа по сечению абсорберов зависит от способа его ввода в аппарат. При вводе по оси аппарата газ движется преимущественно в центральной его части, лишь постепенно заполняя все сечение аппарата. Наличие опорно-распределительной решетки значительно повышает равномерность движения газа в основном объеме аппарата. Для насадочных колонн очень важным является равномерный по сечению колонны ввод газа под опорную решетку, для того чтобы избежать байпасирования газа в насадке по ее высоте. С этой целью расстояние между днищем абсорбера и насадкой делают достаточно большим.

Начальная равномерность распределения абсорбента достигается посредством ее диспергированной подачи на поверхность насадки через распылительные форсунки или распределительные тарелки с большим числом отверстий. При дальнейшем передвижении жидкости ее контактирование с газовой фазой ухудшается из-за оттока к стенкам колонны. Поэтому высоту насадки делят на несколько слоев (ярусов), устанавливая между ними перераспределительные устройства в виде тарелок (рис. 4).

Конструкции тарелок (по ОСТ 26-705-73) распределительных ТСН-III (а) и перераспределительных ТСН-П (б) для стандартных типоразмеров насадочных колонн показаны на рис. 4, а их технические характеристики приведены в таблице 4 приложения.

Недостаточное орошение элементов насадки ведет к недоиспользованию поверхности ее контакта. Значительный избыток жидкости может вызвать частичное затопление насадки, что также ведет к ухудшению контакта фаз на поверхности насадочных элементов. Ориентировочно минимальную плотность орошения $\rho_{\min}$ м³/ч на 1 м² поверхности насадки, можно принять как $0,12 f_v$, где f_v - удельная поверхность насадки, м²/м³, а максимальную плотность орошения - в 4...6 раз выше минимальной.

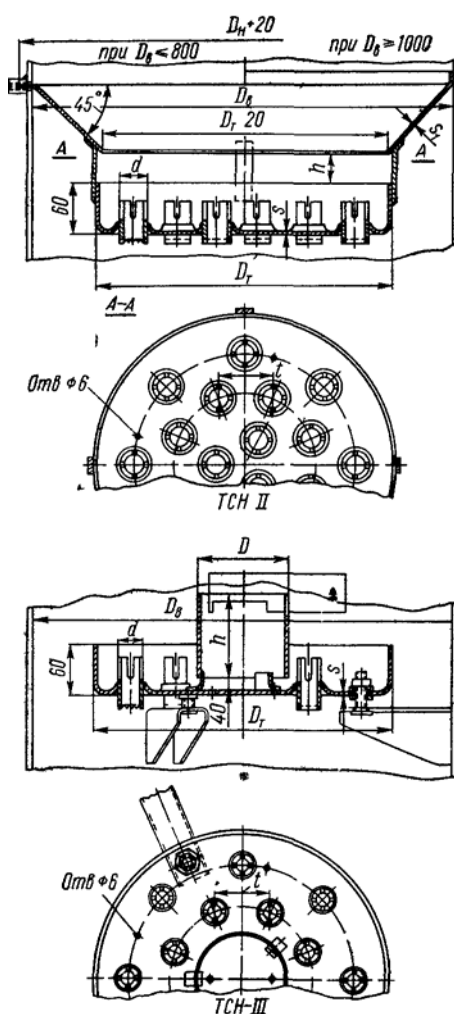
Соотношение расходов жидкости и газа, поступающих в колонну, должно соответствовать оптимальному гидравлическому режиму работы насадочного слоя. При низких расходах газа наблюдается *плечное* стекание жидкости. С увеличением подачи газа наступает момент, когда часть жидкости начинает задерживаться и скапливаться в слое насадки, а его гидравлическое сопротивление быстро растет. Такой режим называют началом (точкой) *подвисания* (или *торможения*). Дальнейшее увеличение расхода газа приводит к запиранию потока жидкости и ее *эмульгированию*. При этом наступает обращение, или *инверсия*, фаз (жидкость становится сплошной фазой, а газ - дисперсной). Соответствующий режим называют началом (точкой) *захлебывания*. Режим *эмульгирования* соответствует мак-

симальной эффективности насадочных колонн вследствие увеличения контакта фаз, но это повышение эффективности насадочной колонны сопровождается резким увеличением ее гидравлического сопротивления.

Скорость захлебывания снижается с увеличением отношения расхода жидкости к расходу газа, насыпной плотности насадки и с уменьшением размера насадочных элементов, а также зависит от типа насадки.

Насадочные абсорберы должны работать с максимально возможными скоростями газового потока, при которых насадка не захлебывается. Обычно эта скорость превышает половину *скорости захлебывания*. Для колец Рашига ее можно принимать до 60...80%, для седлообразных насадок - до 60...85% от скорости захлебывания.

При выборе размеров насадки необходимо учитывать, что с увеличением размеров ее элементов увеличивается допустимая скорость газа, а гидравлическое сопротивление насадочного абсорбера снижается.



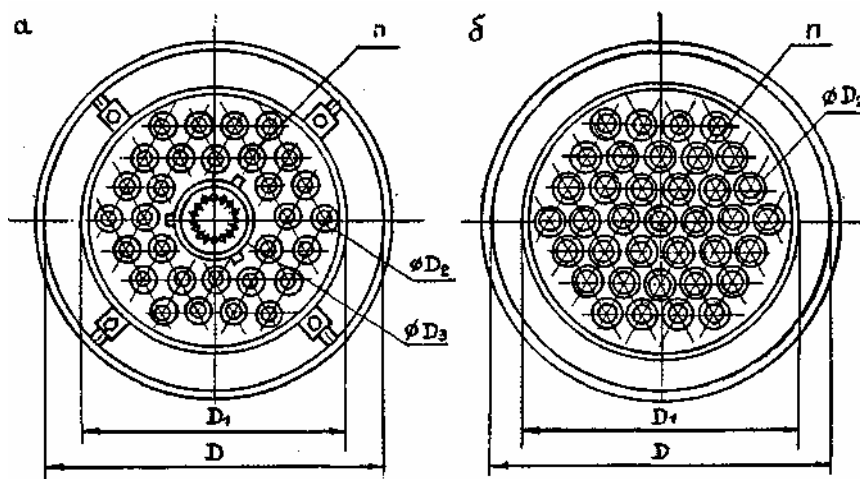


Рис. 4. Конструкции распределительных тарелок.

Диаметр колонны с крупной насадкой будет ниже, несмотря на то что высота насадки несколько увеличится по сравнению с абсорбером, заполненным насадкой меньших размеров. Это особенно относится к абсорбции хорошо растворимых газов.

При абсорбции плохо растворимых газов более подходящей может быть и сравнительно мелкая насадка.

Если необходимо провести глубокое разделение газовой смеси, требующее большого числа единиц переноса, то в этом случае рациональнее использовать мелкую насадку.

3.2. Тарельчатые колонны

Тарельчатые колонны составляют основную группу массообменных аппаратов. Они представляют собой вертикальный цилиндр (цельносварной или состоящий из нескольких царг, соединенных между собой наглухо или разъемными фланцами), по высоте которого расположены специальные контактные устройства – тарелки, используемые в одних случаях как технологические, в других — как опорные устройства. Корпус колонны (цилиндр) выполняется из различных материалов - листового металла, металлического литья, керамики и т. д. в зависимости от коррелирующих свойств перерабатываемой смеси температурного и барометрического режимов работы аппарата.

Тарелки служат для развития поверхности контакта фаз при направленном движении этих фаз (жидкость течет сверху вниз, а газ проходит снизу вверх) и многократном взаимодействии жидкости и газа. Жидкость непрерывно перетекает с верхних тарелок на нижние, отделенные друг от

друга свободным пространством, где газ, пар или легкая жидкость отделяется от уносимых ими частиц более тяжелой фазы.

Таким образом, процесс массопереноса в тарельчатых колоннах осуществляется в основном в газожидкостных системах, создаваемых на тарелках, поэтому в таких аппаратах процесс проходит ступенчато, и тарельчатые колонны в отличие от насадочных, в которых массоперенос происходит непрерывно, относят к группе ступенчатых аппаратов.

Выбор того или иного типа тарелок обуславливается технологическими соображениями.

Диапазон диаметров тарелок (независимо от их типа и конструкции), применяемых в колонной аппаратуре, составляет 200—8000 мм — в соответствии с диаметрами колонн, для которых они предназначаются.

Количество тарелок в одной колонне бывает обычно не менее 20—30, а в отдельных случаях доходит до 80 шт. и более.

Расстояния между тарелками зависят в основном от физико-химических свойств разделяемой среды, а также некоторых других соображений и бывают от 60 до 600 мм и более.

Тарелки малых размеров выполняются цельными, тарелки больших размеров — большей частью составными (разборными) из отдельных секций, соединяемых между собой струбцинами, болтами и другими приспособлениями. В отдельных случаях в стальной сварной аппаратуре крупногабаритные тарелки выполняются неразборными, свариваемыми на месте монтажа.

Тарелки характеризуются нагрузками по пару и жидкости, относительная величина которых в зависимости от разделяемой среды может в значительной степени отличаться друг от друга.

Рабочие параметры разделения в ректификационных и абсорбционных колоннах, также в зависимости от разделяемой среды, бывают различными: по давлению — от глубокого вакуума до избыточного 4 МПа и выше, а по температуре от минус 250 до плюс 250 °С и более.

Основные типы тарелок и области их применения приведены в табл. 1.

Ситчатые, ситчато-клапанные, клапанные и жалюзийно-клапанные тарелки диаметром от 1,2 до 4,0 м бывают двух исполнений: 1 - для нагрузок по жидкости до $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и 2 - для нагрузок по жидкости свыше $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Ситчато-клапанные тарелки изготовляют двух модификаций - А и В. Они отличаются величиной относительно свободного сечения и количеством клапанов.

Тарелки с двумя зонами контакта фаз бывают трех исполнений: с ситчатыми, ситчато-клапанными и клапанными секциями. В зависимости от

нагрузок по жидкости устанавливаются 4 модели тарелок по переливным устройствам:

Модель	Диаметр переливного устройства, м:
01	0,3 (однощелевой)
02	0,3 (двухщелевой)
03	0,4 (однощелевой)
04	0,4 (двухщелевой)

На каждой тарелке, в зависимости от ее конструкции, можно поддерживать тот или иной вид движения фаз, обычно перекрестный ток или полное перемешивание жидкости.

По способу слива жидкости с тарелки абсорберы этого типа подразделяют на колонны с тарелками со сливными устройствами и с тарелками без сливных устройств (с неорганизованным сливом жидкости).

К тарельчатым аппаратам со сливными устройствами относятся колонны с колпачковыми, ситчатыми, клапанными и другими тарелками. Эти тарелки имеют специальные устройства для перетока жидкости с одной тарелки на другую - сливные трубки, карманы и др. Нижние концы сливных устройств погружены в жидкость на нижерасположенных тарелках для создания гидрозатвора, предотвращающего прохождение газа через сливное устройство (рис. 5).

Жидкость подается на верхнюю тарелку, движется вдоль тарелки от одного сливного устройства к другому, перетекает с тарелки на тарелку и удаляется из нижней части абсорбера. Переливные устройства на тарелках (рис. 6) располагают таким образом, чтобы жидкость на соседних по высоте аппарата тарелках протекала во взаимно противоположных направлениях. Газ поступает в нижнюю часть абсорбера, проходит через прорези колпачков (в других абсорберах через отверстия, щели и т.д.) и затем попадает в слой жидкости на тарелке, высота которого регулируется в основном высотой сливного порога. При этом газ в жидкости распределяется в виде пузырьков и струй, образуя в ней слой пены, в которой происходят основные процессы массо- и теплопереноса. Эта пена нестабильна, и при подходе ее к сливному устройству жидкость осветляется. Пройдя через все тарелки, газ уходит из верхней части аппарата.

Таблица 1.

Типы и области применения тарелок

Тарелка		
Тип	Диаметр, м	Область применения
Колпачковые	0,4–4,0	Для процессов, протекающих при атмосферном и повышенном давлении и не стабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок 4,5*
Ситчатые	То же	Для процессов, протекающих при любом давлении и стабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок 2
Тарелки с двумя зонами контакта фаз	1,6–4,0	Стандарт устанавливает три исполнения тарелок: исполнение 1 – с ситчатыми секциями, исполнение 2 – с ситчато-клапанными секциями, исполнение 3 – с клапанными секциями. В зависимости от нагрузок по жидкости для всех исполнений тарелок установлено 4 типа размеров переливов с диаметрами 300 и 400 мм, оснащенными одно- или двухщелевыми выходными устройствами для жидкости. Диапазон устойчивой работы тарелок от 2 до 4
Ситчато-клапанные	0,4–4,0	Для процессов, протекающих преимущественно под разрежением и при умеренном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 3-3,5
Клапанные	То же	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 3,5
Жалюзийно-клапанные	1,0–4,0	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 4,5

* Под диапазоном устойчивой работы тарелки подразумевают отношение максимально допустимого значения фактора паровой (газовой) нагрузки к минимально допустимому.

Основное влияние на эффективность тарелок любых конструкций оказывают гидродинамические условия их работы. Эти условия в значительной мере зависят от скорости газа и в существенно меньшей - от плотности орошения и физических свойств фаз. В зависимости от скорости газа различают три основных гидродинамических режима работы тарельчатых аппаратов: *пузырьковый*, *пенный* и *струйный* (или *инжекционный*). Эти режимы различаются структурой газожидкостного слоя на тарелке, которая в основном определяет его гидравлическое сопротивление, высоту и поверхность контакта на тарелке.

Пузырьковый (барботажный) режим возникает при небольших скоростях газа, когда в виде отдельных пузырьков газ движется через слой жидкости. Если при этом пузырьки газа не сливаются друг с другом, то гидродинамика такого движения (диаметр пузырьков, скорость их всплытия) может быть описана уравнениями, полученными для всплытия одиночного пузырька. Поверхность контакта фаз в этом режиме невелика.

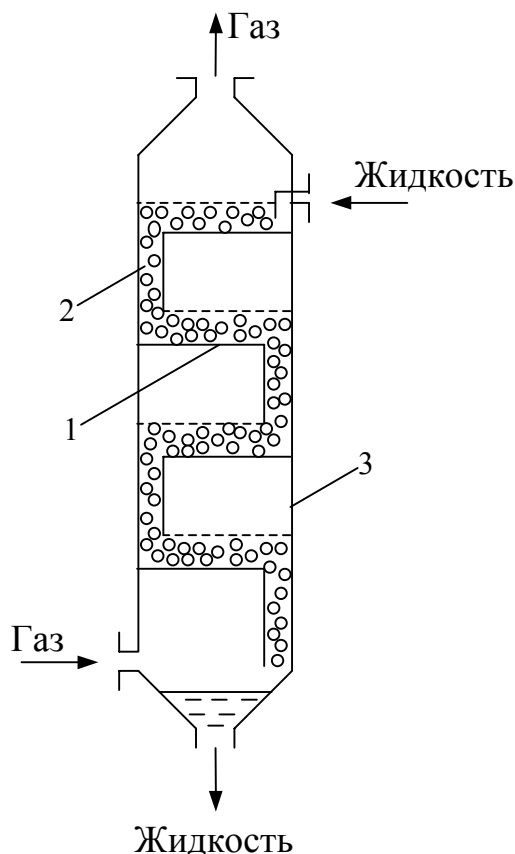


Рис. 5. Схема тарельчатой колонны:
1 - тарелка, 2 – устройство для перетока жидкости, 3 - корпус.

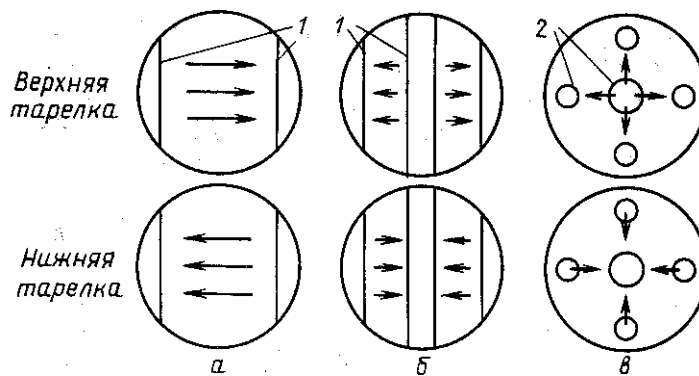


Рис. 6. Некоторые типы - сливных устройств тарельчатых колонн:
 а - однопоточное устройство со сливными перегородками 1; б - двухпоточное устройство со сливными перегородками 1; в - устройство для радиального направления жидкости с переливными трубами 2.

Пенный режим возникает при увеличении скорости газа, когда его пузырьки, выходящие из прорезей или отверстий, сливаются в струи, которые вследствие сопротивления барботажного слоя разрушаются (на некотором расстоянии от места истечения) с образованием большого числа мелких пузырьков. При этом на тарелке образуется газожидкостная система в виде пены, которая является нестабильной и разрушается мгновенно после прекращения подачи газа. Основной поверхностью контакта фаз в такой системе является поверхность пузырьков, а также струй газа и капель жидкости над газожидкостной системой, которые образуются при разрушении пузырьков газа в момент их выхода из барботажного слоя. Поверхность контакта фаз при пенном режиме наибольшая, поэтому пенный режим обычно является наиболее рациональным режимом работы тарельчатых абсорберов.

Струйный (инжекционный) режим возникает при дальнейшем увеличении скорости газа, когда увеличивается длина газовых струй и наступает такой режим, при котором они выходят из газожидкостного слоя, не разрушаясь, но образуя значительное количество брызг, вследствие разрушения большого числа пузырьков газа. В этом режиме поверхность контакта фаз существенно меньше, чем в пенном.

Количество конструктивных разновидностей тарелок весьма велико. В принципе они отличаются друг от друга формой и расположением контактных элементов и переливных устройств, а также схемой движения жидкости на тарелках и по высоте колонны.

Наиболее распространены тарелки следующих типов: колпачковые; ситчатые; провальные (решетчатые); клапанные и др.

Ситчатые, ситчато-клапанные, клапанные и жалюзийно-клапанные тарелки диаметром от 1,2 до 4,0 м бывают двух исполнений: 1 - для нагрузок по жидкости до $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и 2 - для нагрузок по жидкости свыше $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Выбрать оптимальное контактное устройство из большого разнообразия типов тарелок довольно сложно. Приведенные ниже конструкции тарелок (рис. 7) характеризуются следующими показателями.

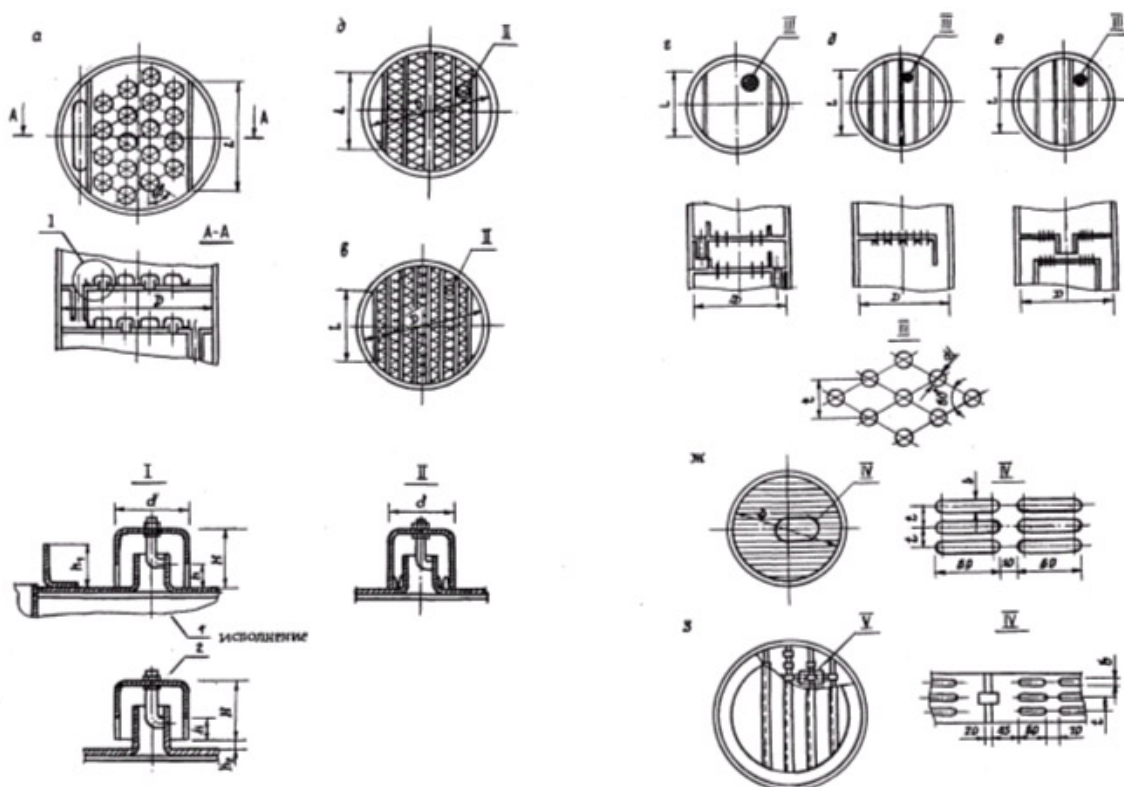


Рис. 7. Конструкции тарелок колонных аппаратов:
а, б, в – колпачковая, г, д, е - ситчатая, ж, з – решетчатая (провальная).

Ситчатые и решетчатые тарелки могут работать с высокими нагрузками по жидкости и газу. Решетчатые тарелки обладают минимальным гидравлическим сопротивлением и минимальной металлоемкостью, удобны для монтажа, осмотра, чистки и ремонта, менее других конструкций подвержены воздействию агрессивных сред, могут работать с взвесями. Однако устойчивый режим барботажного газа через слой жидкости, находящейся на решетчатой тарелке, возможен только в узком диапазоне скоростей. Это не позволяет использовать их при переменных нагрузках, что важно при обработке газовых выбросов.

Ситчатые и колпачковые конструкции тарелок устойчиво работают в широком диапазоне нагрузок, но практически непригодны для очистки газов, содержащих дисперсные примеси. Они имеют худшие показатели по работе с агрессивными средами, брызгоуносу и ремонтпригодности. Колпачковые конструкции достаточно сложны в монтаже, но надежны в эксплуатации. Они имеют максимальное гидравлическое сопротивление и требуют повышенного количества абсорбента для создания достаточно высокого слоя поглотительной жидкости на каждой тарелке.

Рассмотрим устройство тарелок для абсорберов. Основные элементы *колпачковой тарелки* приведены на рис.8, а, б, в. На корпусе тарелки-круга имеются сквозные отверстия для установки патрубка для газа. Над патрубком с коаксиальным зазором смонтирован колпачок. Нижние края колпачков снабжены зубцами или прорезями в виде узких вертикальных щелей.

Для колонн диаметром 0,4...0,8 м тарелки выполняются неразборными (рис. 8,а), для колонн диаметром 1,0...4,0 м - разборными (рис. 8,б и 8,в). Количество и диаметр колпачков зависит от диаметра аппарата, их размер обычно равен $d_k = 80...150$ мм. Колпачки устанавливают в вершинах равностороннего треугольника с шагом $t = 1,3; 1,6; 1,9 d_k$.

Верхний срез переливных труб обеспечивает заданный уровень жидкости на тарелке. Нижним своим срезом переливная труба входит в слой жидкости на нижерасположенной тарелке и служит гидравлическим затвором, препятствующим прохождению газа по переливным трубам.

Тарелки с одним центральным отверстием применяют, когда наблюдается опасность забивки отверстий колпачков с малым диаметром. Если такой опасности не существует, то на тарелке устанавливают несколько колпачков малого диаметра. Высота переливной трубы в зависимости от давления в аппарате должна обеспечить погружение прорезей колпачков на определенную глубину и зависит от давления в аппарате, например, при давлении в абсорбере 1 кгс/см^2 глубина погружения прорезей колпачков составляет (25...50) мм.

Основные размеры тарелок с круглыми колпачками приведены в табл. П.13.1 приложения.

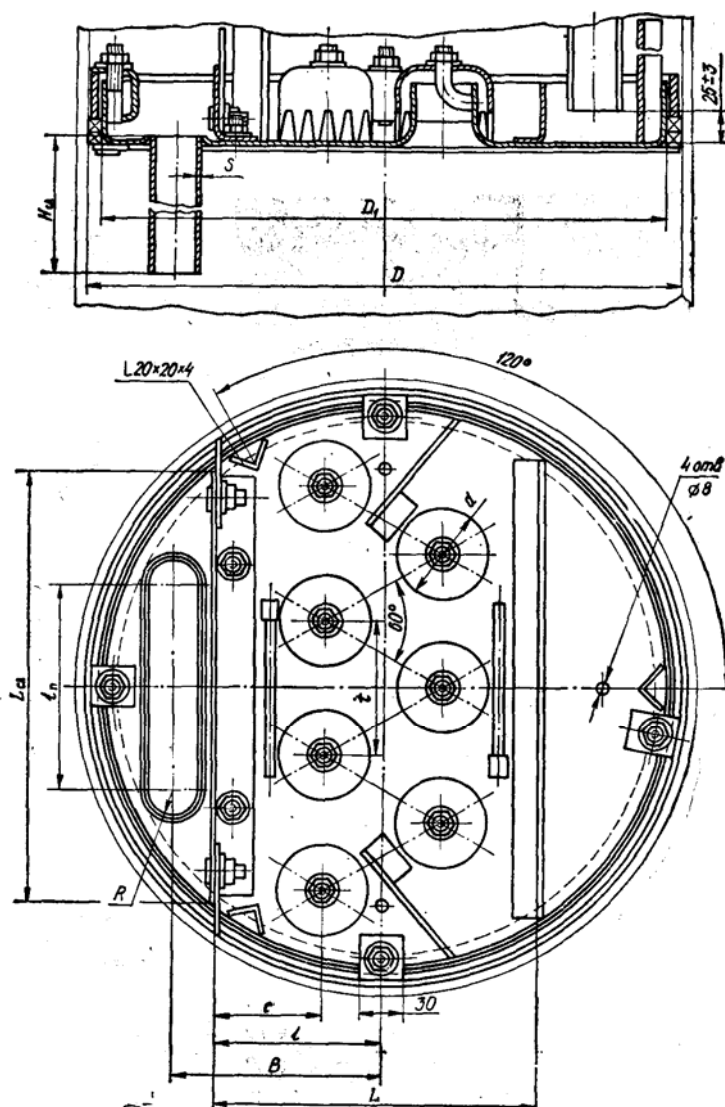


Рис. 8, а. Конструкция однопоточных цельных колпачковых тарелок типа ТСК-I.

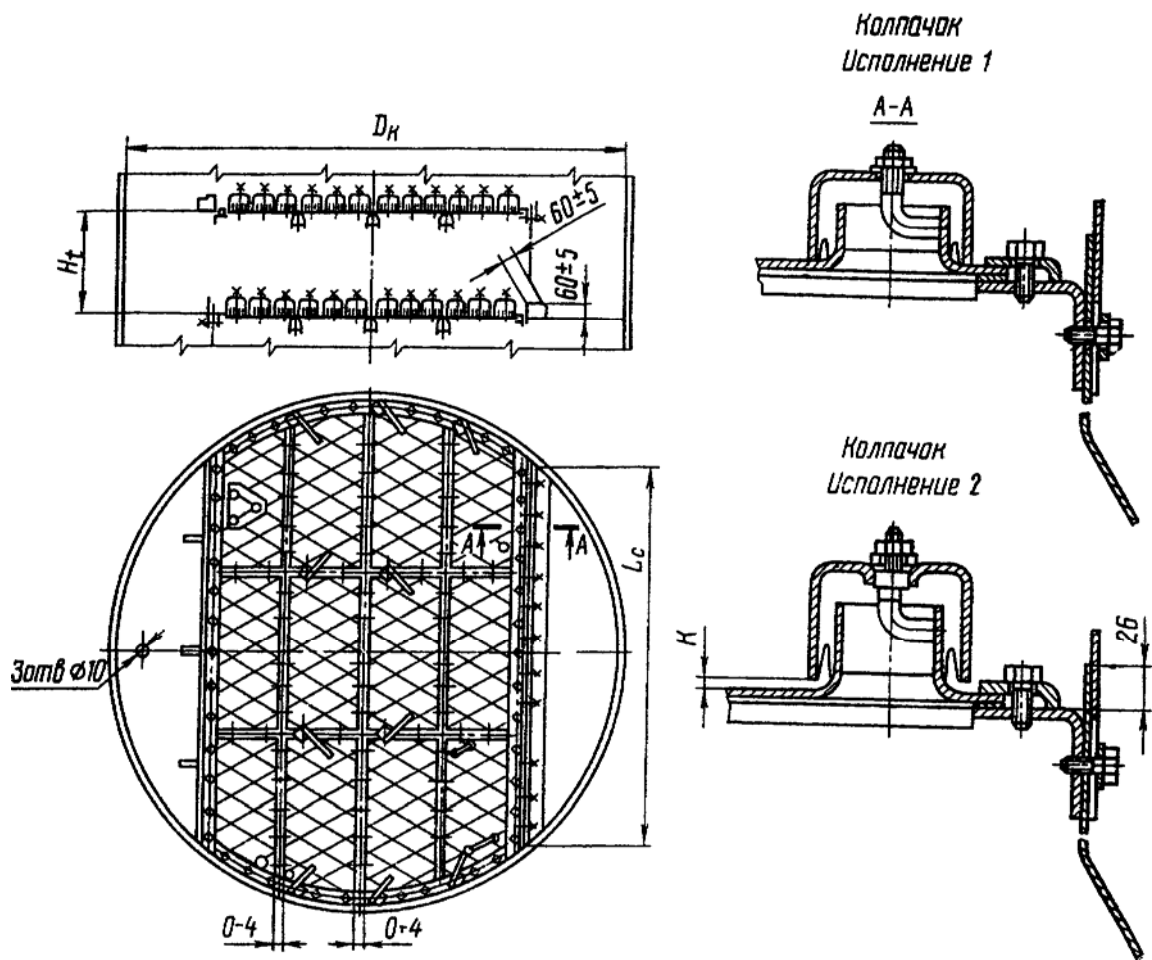


Рис. 8, б. Конструкция однопоточных разборных колпачковых тарелок типа ТСК-Р.

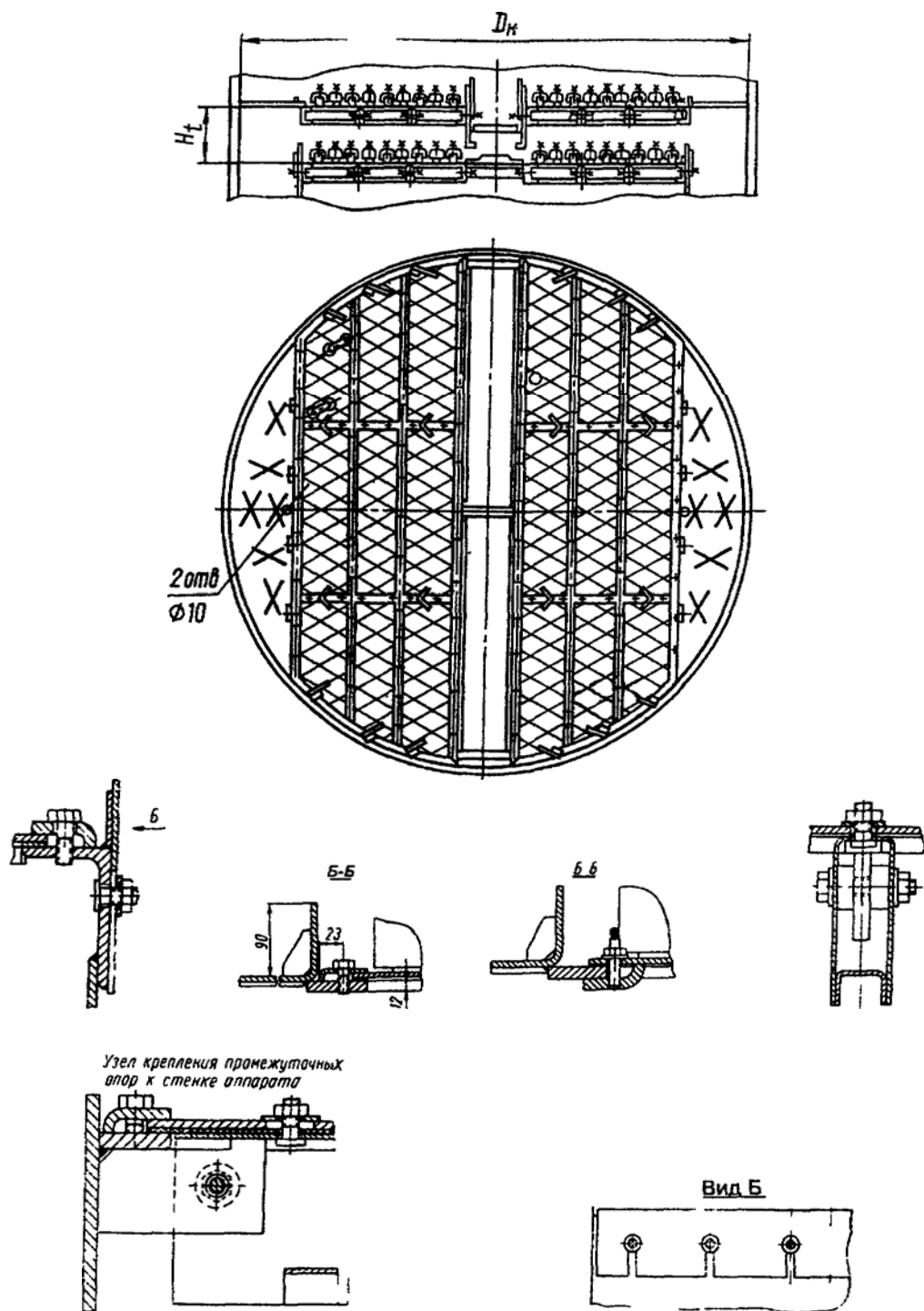


Рис. 8, в. Конструкция двухпоточных разборных колпачковых тарелок типа ТСК-РЦ и ТСК-РБ.

Ситчатая тарелка — горизонтальная перегородка в форме круга, имеющая перфорированные круглые отверстия $d = (2...20)$ мм или щелевые отверстия шириной 4 мм. Устройство ситчатых тарелок представлено на рис.9, а, б, в.

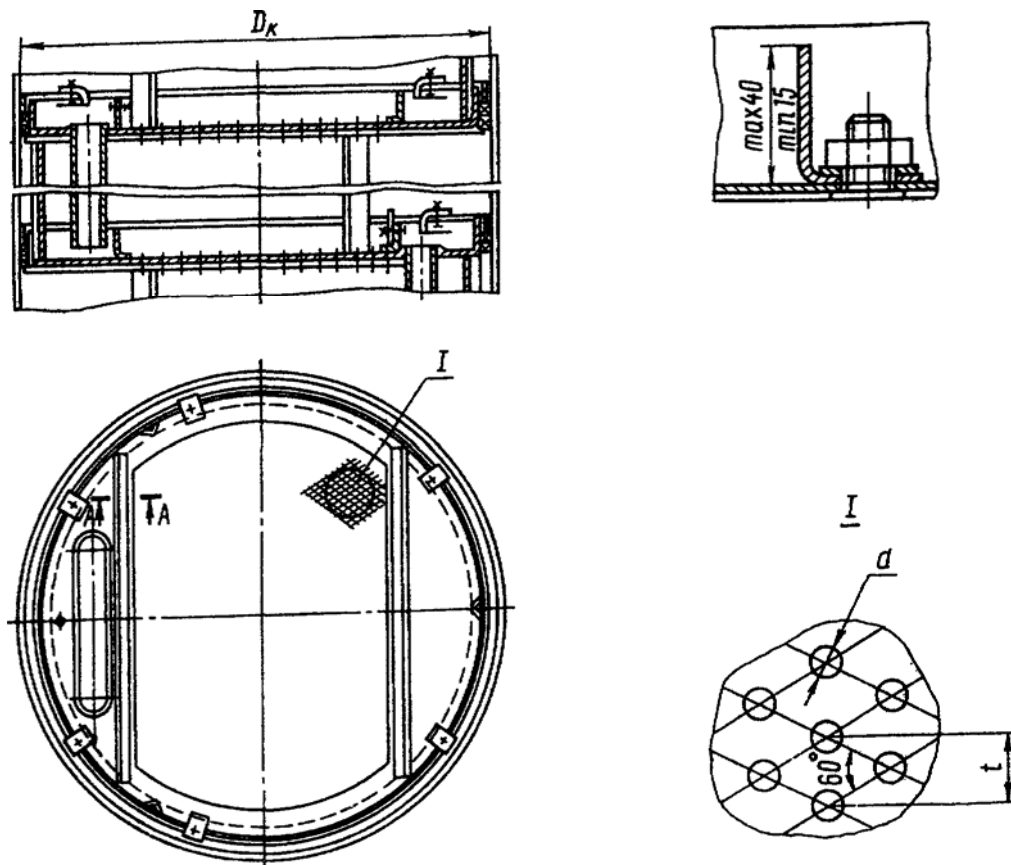


Рис. 9, а. Ситчатая тарелка типа ТС.

Газ проходит через отверстия в тарелке, жидкость перетекает с тарелки на тарелку по переливным трубам или через переливной порог. Оптимальный размер отверстий $d = (5...12)$ мм. Отверстия располагают в вершинах равностороннего треугольника с шагом $t = (2,5...5)d$. Отверстия удалены от стенок аппарата на 50 мм, от сливного стакана на 100 мм. Свободное сечение тарелки составляет $\sim 2...15\%$, высота слоя жидкости (без вспенивания) ~ 50 мм.

Эти тарелки относительно просты по устройству, однако обладают узким диапазоном измерения нагрузки по газу. При малых нагрузках жидкость будет протекать через отверстия, а при больших — уносить потоком газа на вышележащие тарелки. Кроме того, нормальная работа ситчатых тарелок возможна только при условии сохранения чистоты отверстий, поэтому применение таких тарелок допустимо лишь для разделения жидких

смесей, не содержащих взвешенных твердых частиц и не образующих твердого осадка в течение процесса.

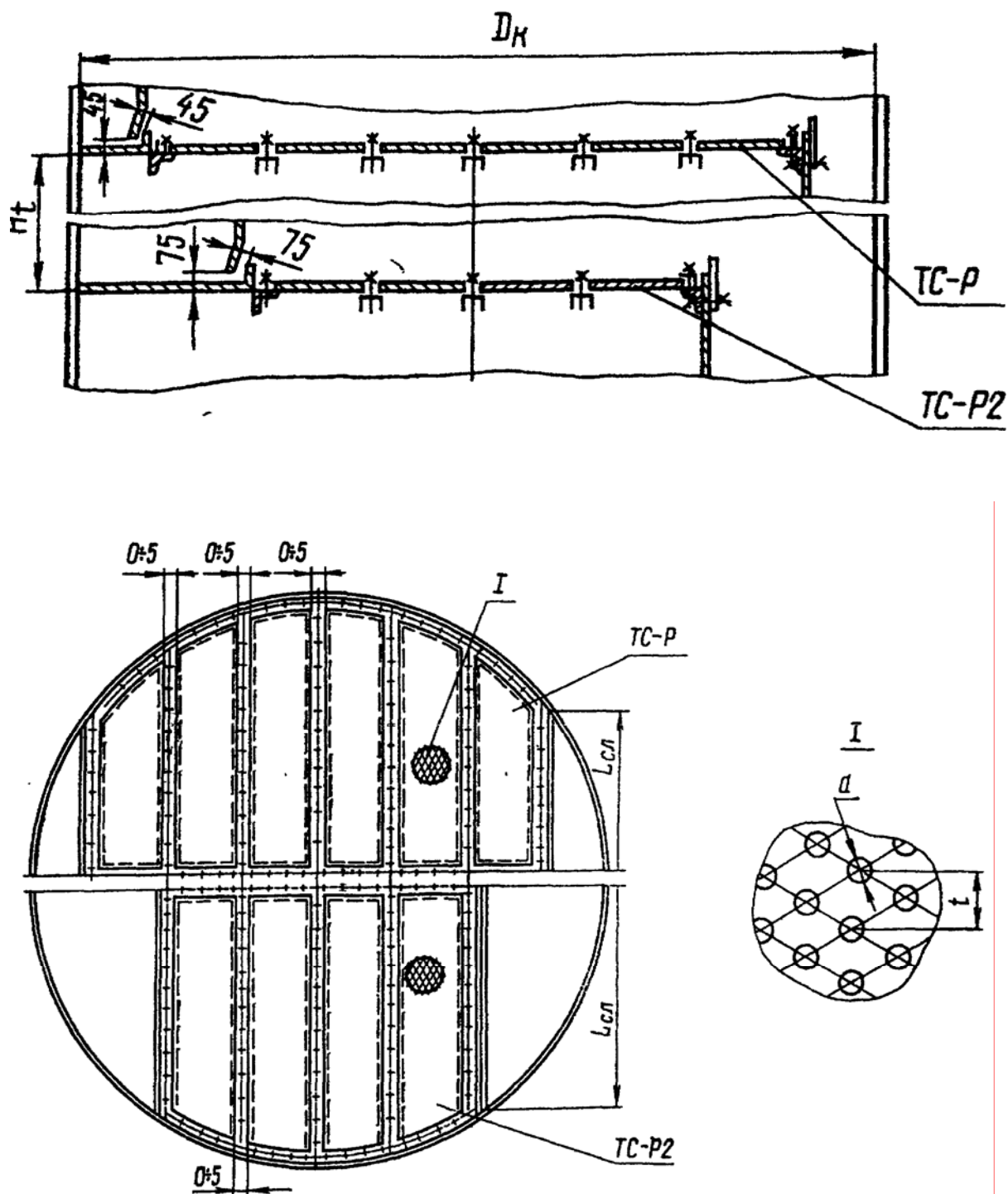


Рис. 9, б. Ситчатая тарелка типов ТС-Р и ТС-Р2.

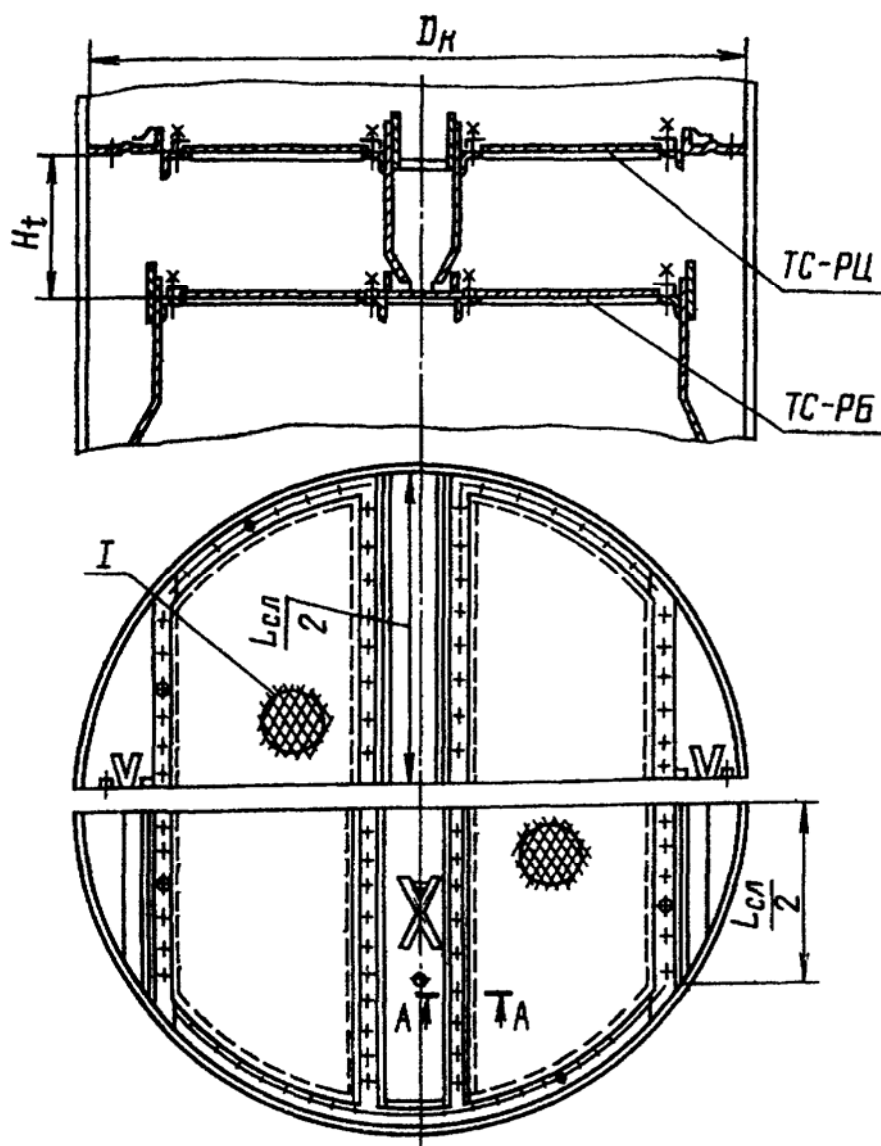


Рис. 9, в. Ситчатая тарелка типа ТС-РЦ/РБ.

Повышение равномерности работы тарелки может быть достигнуто также за счет установления оптимальных высоты сливной перегородки и расстояния перемещения жидкости по тарелке. Поэтому лучшим способом обеспечения равномерной работы ситчатых тарелок является увеличение периметра сливного устройства и укорочение пути перемещения жидкости путем установки двух или нескольких переливов, т.н. многосливные тарелки или тарелки с двумя зонами контакта фаз (рис. 10). Увеличение периметра сливного устройства приводит к снижению сопротивления тарелки и позволяет уменьшить расстояние между тарелками.

Стандартизованные тарелки с двумя зонами контакта фаз для колонных аппаратов диаметром 1,0...4,0 м предназначены для проведения процессов абсорбции, дистилляции и ректификации при разрежении (остаточное давление свыше 20 кПа), атмосферном и избыточном давлении до 4 МПа с нагрузкой по жидкости до $120 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$).

Тарелки с двумя зонами контакта фаз бывают трех исполнений: с ситчатыми, ситчато-клапанными и клапанными секциями. В зависимости от нагрузок по жидкости стандарт устанавливает 4 модели тарелок по переливным устройствам:

Модель	Диаметр переливного устройства, м
01	0,3 (однощелевой)
02	0,3 (двухщелевой)
03	0,4 (однощелевой)
04	0,4 (двухщелевой)

Расстояние между ситчатыми тарелками H_T в колонне 0,6, 0,7, 0,8, 0,9 и 1,0 м. Основные параметры ситчатых тарелок приведены в табл. приложения.

Клапанные тарелки применяют в аппаратах с целью увеличения диапазона нагрузок по газу. Принцип работы таких тарелок основан на том, что отверстия, через которые проходит газ, перекрыты клапанами, степень открытия которых зависит от нагрузки по газу.

Клапанные тарелки - это тарелки с переменным проходным сечением для газа или пара, которое изменяется с изменением нагрузки колонны по газу (пару). Клапаны представляют собой крышки той или иной конструкции, прикрывающие отверстия на тарелке под действием собственной массы и давления слоя жидкости.

При малых нагрузках по газу клапан открывается незначительно и сечение для прохода газа также мало. По мере увеличения нагрузки клапан открывается сильнее, увеличивая свободное сечение для прохода газа.

Таким образом, скорость газа при различных нагрузках остается одинаковой, что обеспечивает устойчивую работу тарелки в широком диапазоне нагрузок без провала жидкости. Уровень жидкости на тарелке определяется высотой сливного порога над ней. Отверстия для прохода газа могут иметь диаметр (8...35) мм, а диаметр клапанов - (12...50) мм, высота поднятия клапанов составляет (6...8) мм и определяется высотой ограничителя.

Конструктивные особенности клапанных тарелок (рис. 11) позволяют сохранять высокую интенсивность массопередачи почти во всем допустимом интервале изменения нагрузок колонны при приблизительной стабильности сопротивления тарелок.

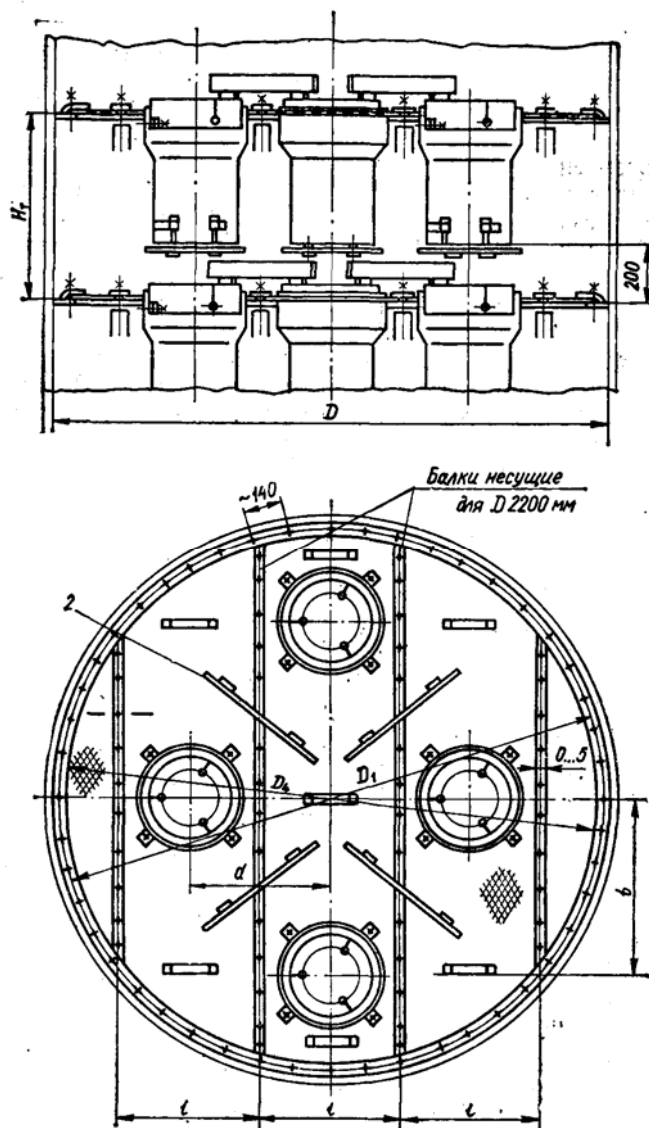


Рис. 10 . Конструкция тарелки с двумя зонами контакта фаз.

Расстояние между клапанными тарелками в колонне устанавливается 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0 и 1,2 м. Шаг расположения клапанов на секциях - 50 мм. Площадь свободного сечения клапанных тарелок составляет 8...15 % общей площади сечения колонны.

Наиболее устойчивые в работе балластные клапаны, в которых легкий клапан помещен внутри более тяжелой балластной детали так, что при небольших расходах газа поднимается лишь один легкий клапан, а при больших - вместе с балластной деталью. Диаметр круглых отверстий в клапанных тарелках обычно равен 40 мм; диаметр клапана - 50 мм, толщина - 2 мм, масса - 30 г. В колоннах, работающих под атмосферным давле-

нием, расстояние между центрами клапанов в 2 раза больше их диаметра, при избыточном рабочем давлении - в 3...4 раза.

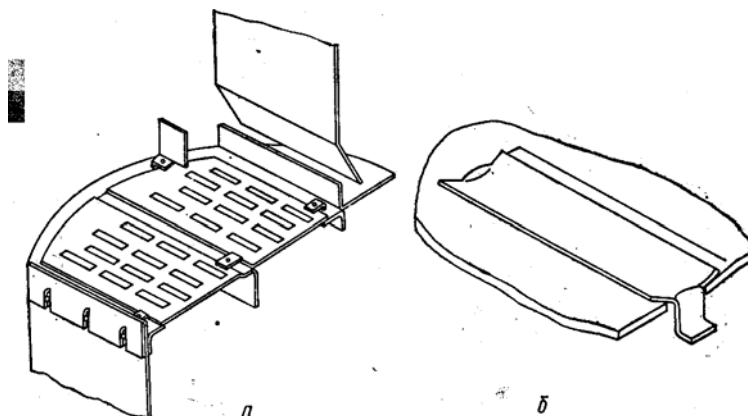


Рис. 11. Конструкция клапанной тарелки (а) и клапана (б).

Клапанные прямоточные тарелки типа ТКП (рис. 12 и 13) применяют при атмосферном или повышенном давлении, изменяющихся нагрузках по пару (газу) и жидкости, а также при повышенных требованиях к качеству и четкости разделения смеси.

Технические характеристики одно- и двухпоточных клапанных тарелок приведены в табл. приложения.

Преимуществами клапанных тарелок являются высокие относительные скорости газа (пара) и жидкости, обуславливающие высокую интенсивность массообмена, низкий перепад давлений на сухой тарелке, устойчивость рабочего режима в широком интервале изменения нагрузок по газу (пару). Отношение максимальной нагрузки к минимальной достигает 4...5.

Промышленность выпускает клапанные тарелки размером от 1 до 4 м. Техническая характеристика клапанных тарелок приведена в табл. приложения. Длина сливных листов и патрубков приведена в табл. приложения.

Еще более перспективными, чем клапанные, являются комбинированные тарелки: ситчато-клапанные и жалюзийно-клапанные.

Ситчато-клапанные тарелки представляют собой новый тип высокоэффективных устройств и рекомендуется для установки в колонных аппаратах, работающих под разрежением или при атмосферном давлении, в случаях, когда требуется высокая четкость разделения компонентов.

Ситчато-клапанные тарелки изготовляют двух модификаций - А и В. Они отличаются величиной относительно свободного сечения и количеством клапанов. Для колонн диаметром от 1,0 до 4,0 м, работающих под раз-

режением и при атмосферном давлении, нормализованы разборные тарелки с относительным сечением перелива от 4,6 до 6,3 %.

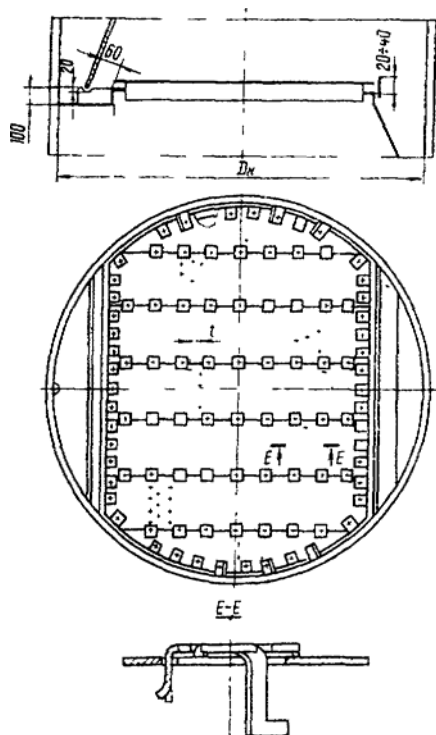


Рис. 12. Клапанная прямоточная однопоточная тарелка типа ТКП.

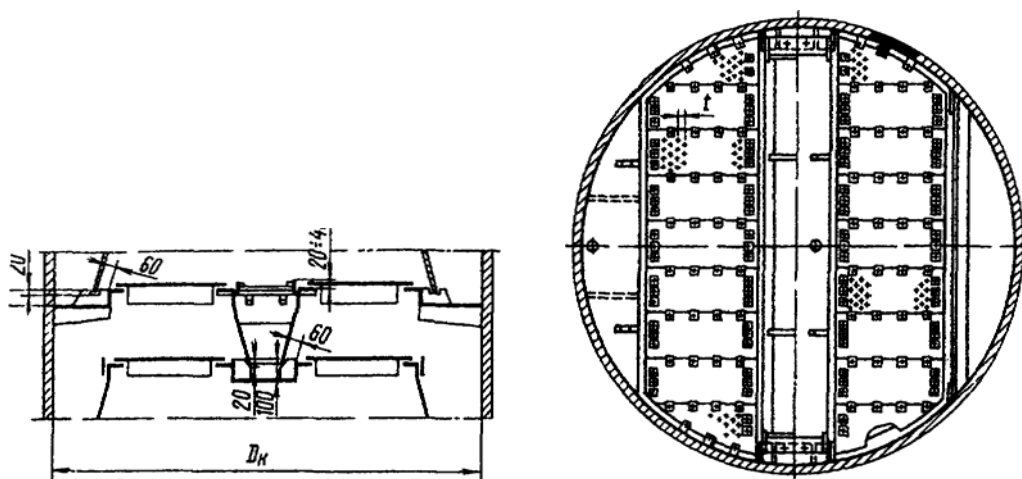


Рис. 13. Клапанная прямоточная двухпоточная тарелка типа ТКП.

Конструкция и размеры ситчато-клапанной тарелки и клапана этой тарелки приведены на рис. 14, 15 и в табл. приложения. Расположение клапанов по секциям тарелок модификаций *А* и *Б* указано в табл. приложе-

ния, относительное свободное сечение ситчато-клапанных тарелок - в табл. приложения.

Расстояние между ситчато-клапанными тарелками H в колонне устанавливается 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0 и 1,2 м.

Шаг между отверстиями при их диаметре 0,005 м составляет 0,011; 0,012; 0,013; 0,015; 0,017 и 0,018, при диаметре 0,008 м - 0,016; 0,017 и 0,018 м. В зависимости от числа клапанов эти тарелки имеют две модификации: A и B .

Клапан ситчато-клапанной тарелки (см. рис. 15) выполнен в виде части полого цилиндра, обращенного выпуклой частью в сторону отверстия в основании тарелки. При увеличении количества газа (пара) клапан свободно перекачивается по опорной площадке гнезда, и живое сечение тарелки постепенно увеличивается. Гнездо клапана выполнено в виде прямоугольного отверстия с наклоненной вниз опорной площадкой. При небольшой скорости газ проходит через цилиндрические отверстия, имеющиеся в полоте тарелки и клапанов. При этом режиме работы клапаны закрыты, и тарелка работает, как обычная ситчатая. Расстояние между осью, вокруг которой поворачивается клапан, и линией центра приложения сил, вызывающих закрывание его в начальный период открывания, мало, поэтому момент закрывания невелик и клапан начинает открываться при сравнительно небольшом перепаде давления. В процессе открывания клапана ось, вокруг которой он поворачивается, перемещается, удаляясь от центра его тяжести. При этом плечо момента сил увеличивается. Момент закрывания по мере открывания клапана возрастает. Величина момента закрывания клапана будет максимальной, когда клапан опирается на ребро.

Выбор соответствующей массы клапана и места расположения ограничителей его подъема, определяющих плечо момента закрывания, позволяют в широких пределах смещать и изменять рабочий диапазон тарелки.

Ситчато-клапанные тарелки рекомендуются для ректификационных и абсорбционных колонных аппаратов химической, нефтехимической и смежных отраслей промышленности. Они просты и технологичны в изготовлении, имеют низкую металлоемкость. Кроме того, к преимуществам этих тарелок следует отнести широкий диапазон устойчивой работы (по жидкости $3...100 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$, по пару $F = \omega \sqrt{\rho_v} = 0,5...2,0 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с})$), высокую эффективность разделения во всем интервале нагрузок, низкое гидравлическое сопротивление, отсутствие градиента уровня жидкости, надежность в работе.

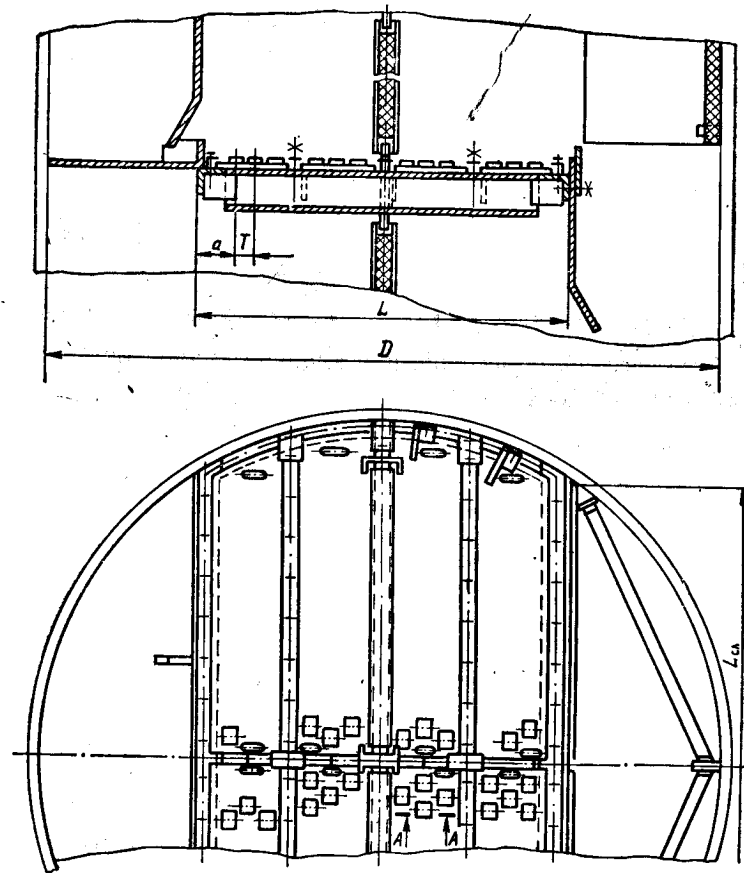


Рис. 14. Конструкция ситчато-клапанной тарелки.

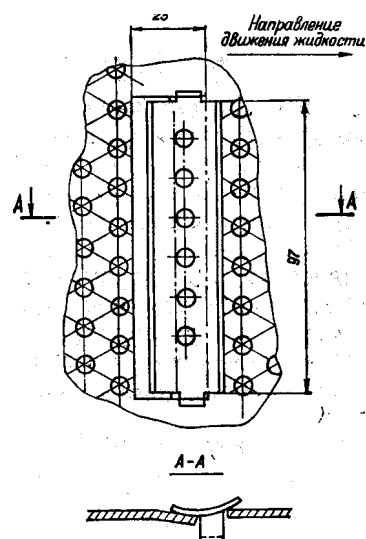


Рис. 15. Конструкция клапана ситчато-клапанной тарелки.

Жалюзийно-клапанная тарелка состоит из плоского основания с расположенными на нем жалюзийно-клапанными элементами. Основной деталью тарелки является жалюзийно-клапанный элемент, состоящий из металлической рамки с отверстиями, в которые входят цапфы подвижных пластинок. Конструкция и основные размеры жалюзийно-клапанных тарелок приведены на рис. 16 и в табл. приложения. Расположение секций тарелок и отбойников для двух модификаций тарелок показано на рис. 17.

При изменении расхода пара (газа), поступающего под тарелку, пластинки поворачиваются на цапфах и пар (газ) проходит между ними, перемещаясь над тарелкой под определенным углом. При незначительном расходе пара (газа) пластинки поворачиваются на малый угол, при увеличении расхода – до упора в перегородку, которой снабжена рамка. Жидкость перемещается по тарелке за счет направленного движения пара на выходе из жалюзийных элементов.

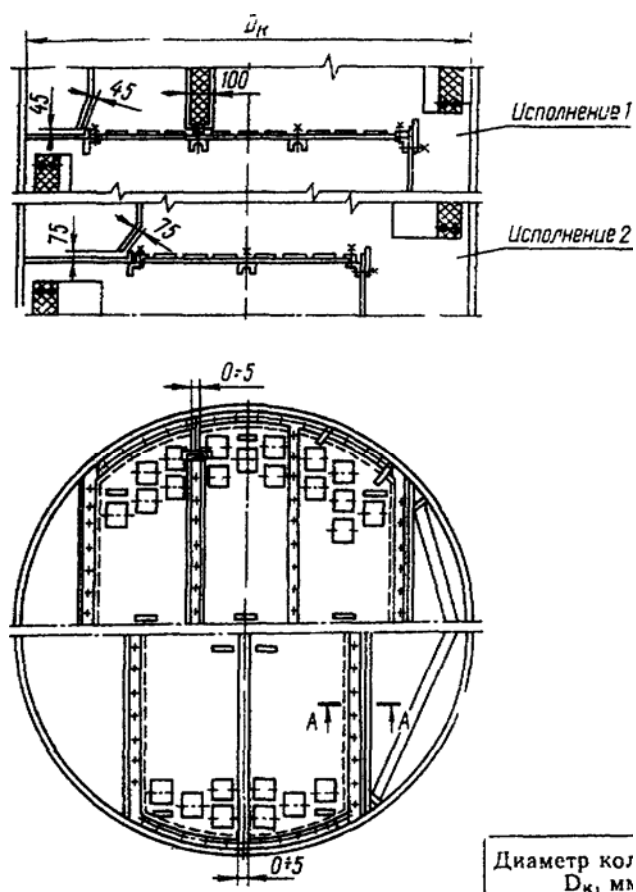


Рис. 16. Жалюзийно-клапанная тарелка.

Жалюзийно-клапанные тарелки также рекомендуется устанавливать на ректификационных и абсорбционных колоннах. Они характеризуются

Таблица 2.

Длина сливного листа жалюзийно-клапанной тарелки

Расстояние между тарел- ками, м	Длина сливного листа, м	
	Исполнение 1	Исполнение 2
0,4	0,405	0,375
0,45	0,455	0,425
0,5	0,505	0,475
0,6	0,506	0,575
0,8	0,805	0,775
1,0	1,005	0,975
1,2	1,205	1,175

Решетчатые тарелки (рис. 18 а, б) обычно изготавливают из стальных листов толщиной 2...4 мм, в которых профрезерованы или проштампованы щели. Применяются тарелки и другой конструкции - сборные из колосников, изготовленных из полосового металла, наподобие обычных, колосниковых решеток. Применяя в качестве колосников трубы, можно сконструировать тарелки для, одновременного проведения процессов массо- и теплообмена. Вместо продольных щелей в тарелке можно просверлить или проштамповать круглые отверстия. Такие тарелки называют дырчатыми.

Жидкость на решетчатой тарелке распределяется слоем, высота которого зависит от перепада давления парового или газового потока. Через щели или отверстия на тарелке непрерывно проходят пар (снизу вверх) и жидкость (сверху вниз). В среднем на каждом участке тарелки устанавливается динамическое равновесие между количеством находящейся на ней жидкости и скоростью потока жидкости и пара (газа). Отсутствие перегородок на тарелке приводит при интенсивном барботаже к стабилизации высоты барботажного слоя на всех ее участках. Тарелка небольшого диаметра (0,4...0,8 м) может быть выполнена из одного элемента, большого диаметра - из отдельных листов-секций, закрепленных прокладками на каркасе или приваренных к нему.

Свободное сечение решетчатых тарелок для пенящихся жидкостей с целью поддержания устойчивого режима работы аппарата рекомендуется принимать в пределах 10...12 %. Для непенящихся жидкостей возможно повышение свободного сечения тарелок до 30 % и выше, что желательно с точки зрения повышения производительности. Однако следует учитывать, что с увеличением свободного сечения тарелок диапазон их устойчивой работы уменьшается.

Ширина щелей может быть от 3 до 10 мм. При более узких щелях затрудняется изготовление тарелок. При увеличении ширины щелей уменьшается диапазон устойчивой работы тарелок. Отверстия дырчатых тарелок имеют диаметр 4...8 мм.

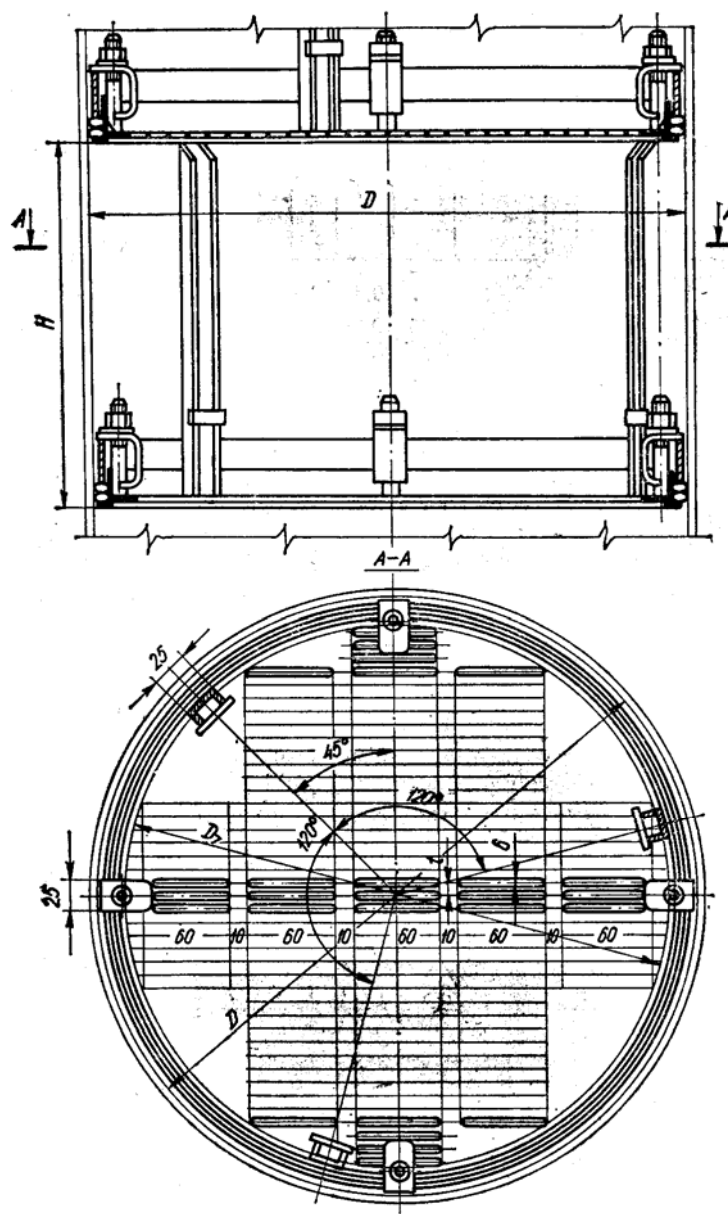


Рис. 18, а. Решетчатая тарелка типа ТС-Р.

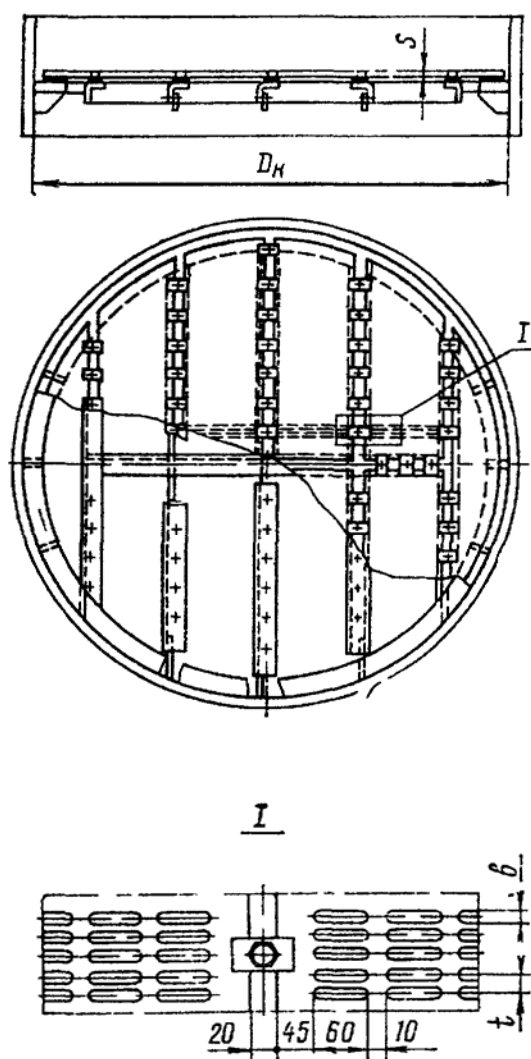


Рис. 18, б. Конструкция разборных решетчатых тарелок.

Для пенящихся жидкостей расстояние между тарелками выбирают 0,4...0,5 м. При уменьшении расстояния между тарелками также сужается диапазон устойчивой работы тарелок.

Как и ситчатые тарелки, они могут работать в узком диапазоне нагрузок. Оптимальные скорости газа такие же, как и для ситчатых тарелок, т. е. до 1,5 м/с.

Оптимальные массовые скорости жидкости в решетчатых тарелках составляют 11...16 т/(м²·ч). При меньших нагрузках по жидкости лучше работают тарелки с перелидами.

Решетчатые тарелки весьма эффективны, просты по устройству, в 2-2,5 раза дешевле колпачковых. Их можно рекомендовать для колонн, плотность орошения которых не ниже 10 т/(м²·ч). Высота слоя чистой

жидкости на тарелках при нормальных нагрузках равна примерно 30...40 мм.

Технические характеристики решетчатых тарелок приведены в табл. приложения.

По степени очистки выбросов от газообразных загрязнителей все конструкции тарелок примерно равнозначны.

Конструкция колонны с колпачковыми тарелками приведена на рис. 19, колонны с ситчатыми тарелками (с двумя зонами контакта фаз) - на рис. 20, колонны с ситчато-клапанными тарелками - на рис. 21.

Расчет абсорберов

4.1. Расчет насадочных абсорберов

Целью расчета насадочных абсорберов является: определение диаметра (сечения) аппарата; определение высоты насадки (а также нахождение высоты аппарата); определение гидравлического сопротивления аппарата.

Расчеты характеристик насадочных абсорберов выполняют в следующем порядке.

1. Определяют количество ингредиентов отбросных газов, составляют материальный баланс, определяют начальные и конечные концентрации загрязнителей в обеих фазах, расход поглотителя.

2. Строят графики равновесной и рабочей линии процесса, для чего вначале концентрации улавливаемого вещества выражают в долях от количества постоянных компонентов - инертной части газового потока по газовой фазе и чистого поглотителя по жидкой фазе. Затем по опытным данным строят равновесную и рабочую линии процесса абсорбции.

В состоянии равновесия в каждом конкретном случае существует строго определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества, которая при равновесии системы называется равновесной.

Очевидно, что любой концентрации X соответствует равновесная концентрация Y^* , и наоборот, любой концентрации Y соответствует равновесная концентрация X^* , т.е.

$$X = f(Y^*); Y = f(X^*).$$

В состоянии равновесия при условии постоянства температуры и общего давления зависимость между концентрациями распределяемого в газовой и жидкой фазах компонента будет однозначной. Эта зависимость выражается законом Генри: *при постоянной температуре парциальное давление растворенного газа пропорционально его молярной доли в растворе:*

$$p_A^* = E \cdot x_A,$$

или растворимость газа в жидкости при данной температуре пропорционально его парциальному давлению над жидкостью:

$$x_A^* = \left(\frac{1}{E} \right) \cdot p_A,$$

где E - коэффициент пропорциональности называемый константой Генри; p_A^* - парциальное давление поглощаемого газа, находящегося в равновесии с раствором, имеющим концентрацию x_A (в мол. долях); x_A^* - концентрация газов в растворе (в мол. долях), равновесная с газовой фазой, в которой парциальное давление поглощаемого компонента равно p_A .

При отсутствии опытных данных можно составить уравнение равновесного распределения поглощаемого компонента в жидкой и газовой фазах по давлению насыщенного пара этого вещества, считая разбавленные растворы идеальными и подчиняющимися закону Рауля. Например, известно, что упругость паров толуола при 20°C составляет около 3000 Па. Отсюда равновесную концентрацию толуола в газовой фазе y^* можно приближенно находить по его содержанию в жидкой фазе x из соотношения:

$$y^* = (3 \cdot 10^3 / 1,01 \cdot 10^5) x = 0,0296 x,$$

где y и x выражены в мольных долях.

3. Определяют движущую силу массопередачи. Движущие силы подсчитывают по концентрациям загрязнителей в газовой и жидкой фазах на входе в абсорбер и выходе из него как разность между действительной концентрацией загрязнителя в рассматриваемой фазе и равновесной с контактирующей фазой (последнюю находят по линии равновесия или по конкретному уравнению линии равновесия).

Средние движущие силы процесса абсорбции подсчитывают, исходя из модели идеального вытеснения, по выражению:

$$\Delta Y_{cp} = (\Delta Y_6 - \Delta Y_m) / \ln(\Delta Y_6 / \Delta Y_m),$$

или

$$\Delta X_{cp} = (\Delta X_6 - \Delta X_m) / \ln(\Delta X_6 / \Delta X_m)$$

где $\Delta Y_{6(m)}$, $\Delta X_{6(m)}$ - большие (меньшие) движущие силы процесса соответственно по газовой и жидкой фазам.

4. Определяют рабочую скорость газового потока. Тип насадки подбирают исходя из условий обеспечения достаточной площади поверхности массоотдачи, коррозионной стойкости, прочности, долговечности, приемлемого перепада давления в колонне, стоимости, других факторов.

Рабочую скорость газа w принимают в зависимости от технических, эксплуатационных, экономических и других факторов. Обычно она превышает половину скорости начала захлебывания слоя насадки.

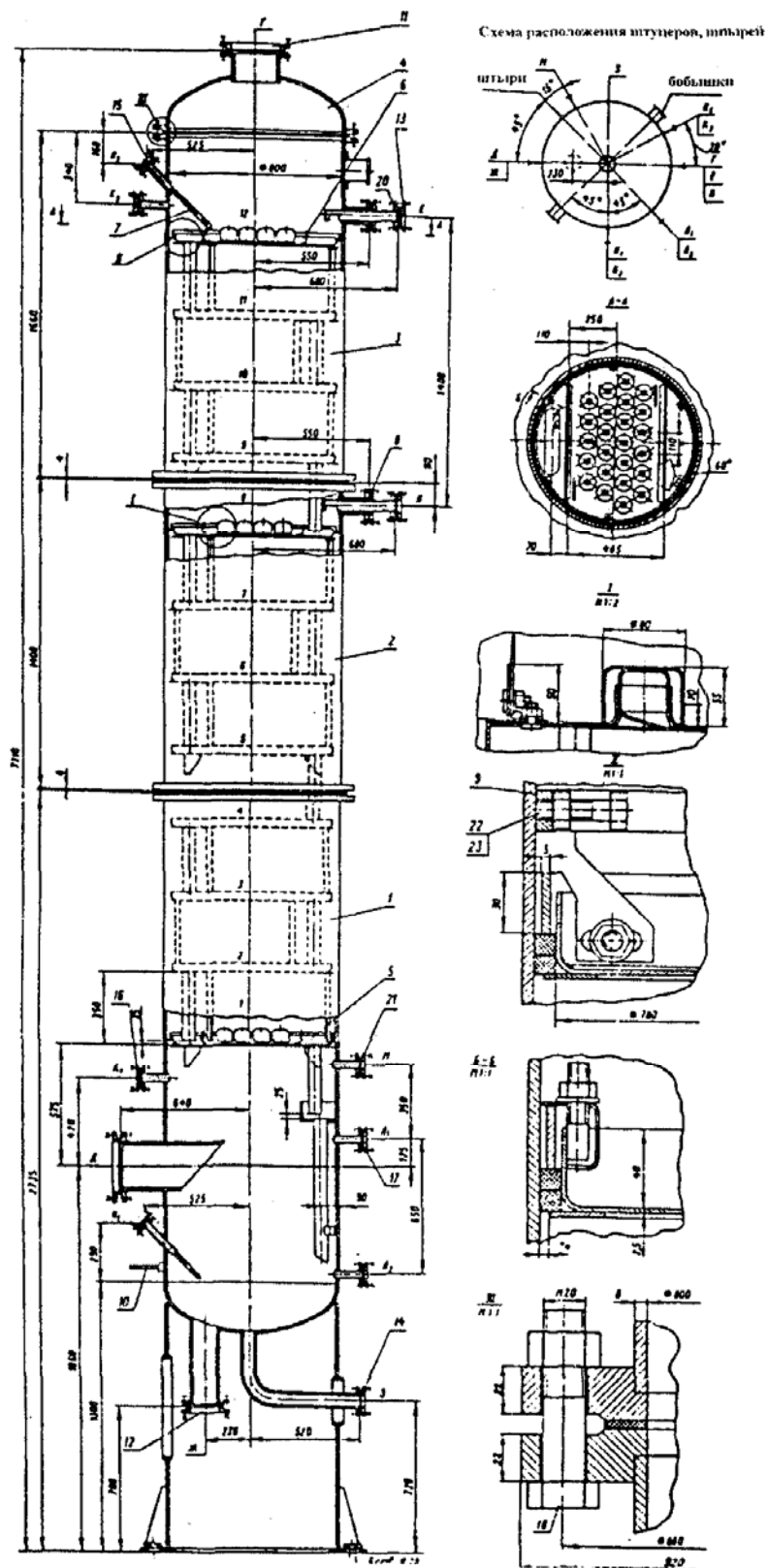


Рис. 19. Колонна с колпачковыми тарелками.

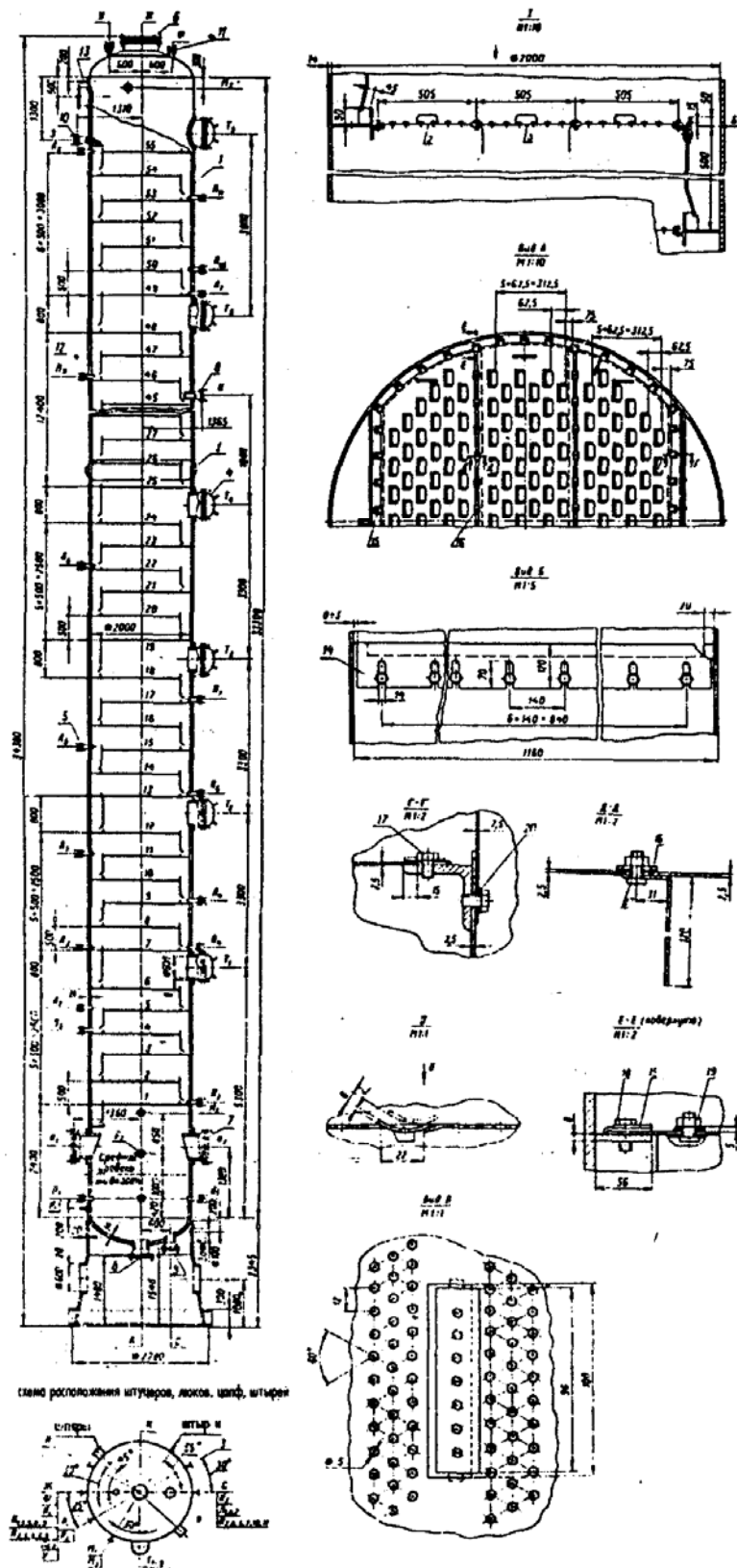


Рис. 21. Колонна с ситчато-клапанными тарелками.

Скорость газа при захлебывании вычисляют из уравнения

$$\lg\left[\frac{w_0^2 f \rho_g}{g \varepsilon_c^3 \rho_{жс}} (\mu_{жс} / \mu_g)^{0,16}\right] = A - B\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25} \left(\frac{\rho_g}{\rho_{жс}}\right)^{0,125},$$

где w_0 - скорость газового потока при захлебывании, м/с; f - удельная поверхность насадки, м²/м³; ρ_g - плотность газа, кг/м³; $\rho_{жс}$ - плотность жидкости, кг/м³; ε_c - свободный объем насадки, м³/м³; $g = 9,8$ м/с²; $\mu_{жс}$ - вязкость жидкости, мПа·с; μ_g - вязкость стандартной жидкости (воды), мПа·с; G, L - расход газа, жидкости, соответственно, кг/ч (кг/с); A, B - коэффициенты, принимаются в зависимости от типа насадки (приложение 5). Значения $\mu_{жс}$, ρ_g , $\rho_{жс}$ принимаются по параметрам среды в абсорбере.

На практике обычно работают вблизи точек подвисания. Рабочую скорость газа w_r принимают в зависимости от технических, эксплуатационных, экономических и других факторов. Обычно она превышает половину скорости начала захлебывания слоя насадки:

$$w_r = (0,75 \dots 0,9) w_0. \quad ()$$

Для пенящихся жидкостей

$$w_r = (0,3 \dots 0,4) w_0.$$

При этом скорость газа, отнесенная к свободному сечению аппарата, равняется 0,5-1,0 м/с и более.

Диаметр абсорбера D_a рассчитывают из уравнения расхода для газовой фазы по рабочей скорости w_r , м/с, и объемному расходу газа в колонне V_c , м³/с:

$$D_a = \left(\frac{V_c}{0,785 w_r} \right)^{1/2}.$$

Затем выбирают ближайший диаметр D_a из нормализованного ряда диаметров колонн (таблица приложения 6) и уточняют рабочую скорость, которая не должна превышать 70...85% от предельной w_0 .

5. Определяют плотность орошения.

Под плотностью орошения $q_{ор}$ понимают объемный расход поглощающей жидкости, приходящийся на единицу площади сечения колонного абсорбера, м³(м²·ч):

$$q_{ор} = L / (\rho_{жс} \cdot 0,785 \cdot D_a^2),$$

где L - массовый расход жидкости в колонне, кг/ч.

При недостаточной плотности орошения и неправильной организации подачи жидкости поверхность насадки может быть смочена не полностью, а часть смоченной поверхности практически не участвует в процессе массопередачи. Существует некоторая минимальная эффективная плотность орошения q_{min} , выше которой всю поверхность насадки можно считать смоченной.

Для насадочных абсорберов минимальную эффективную плотность орошения $q_{\min}$ определяют по соотношению:

$$q_{\min} = f q_{\text{эф}},$$

где $q_{\text{эф}}$ - эффективная линейная плотность орошения, которую можно принимать равной $3,3 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ для крупных колец Рашига (размером более 75 мм) и хордовых насадок с шагом более 50 мм, и $2,2 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ для всех остальных случаев.

Если $q_{\text{ор}} > q_{\min}$, то коэффициент смачиваемости насадки принимают равным единице. При несоблюдении указанного условия принимают $q_{\text{ор}} = q_{\min}$, пересчитывают расход жидкости в колонне L и, соответственно, конечную концентрацию поглощаемого компонента в жидкой фазе.

6. Определяют коэффициенты массоотдачи.

Коэффициент массоотдачи по газовой фазе β_y в абсорберах с регулярной насадкой находят из соотношения

$$Nu_{\Gamma} = 0,167 Re_{\Gamma}^{0,74} Pr_{\Gamma}^{0,33} (h/d_3)^{-0,47},$$

$$\beta_y = Nu_{\Gamma} D_{\Gamma} / d_3, \text{ м/с},$$

где Nu_{Γ} - диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы; $Re_{\Gamma} = w_{\Gamma} d_3 \rho_{\Gamma} / (\mu_{\Gamma} \epsilon)$ - критерий Рейнольдса для газовой фазы в порах насадки; $Pr_{\Gamma} = \mu_{\Gamma} / (\rho_{\Gamma} D_{\Gamma})$ - диффузионный критерий Прандтля для газовой фазы; μ_{Γ} - динамическая вязкость газа, Па·с; h - высота элемента насадки, м, d_3 - эквивалентный диаметр насадки, м; D_{Γ} - коэффициент диффузии улавливаемого компонента в газовой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$.

Значение Nu_{Γ} для аппаратов с неупорядоченной насадкой (внавал) при величинах Re_{Γ} от 10 до 10000 можно найти по уравнению:

$$Nu_{\Gamma} = 0,407 Re_{\Gamma}^{0,655} Pr_{\Gamma}^{0,33}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x может быть найден из соотношений:

$$Nu_{\text{ж}} = 0,0021 Re_{\text{ж}}^{0,75} Pr_{\text{ж}}^{0,5},$$

$$\beta_x = Nu_{\text{ж}} D_{\text{ж}} / \delta,$$

где $Nu_{\text{ж}}$ - диффузионный критерий Нуссельта для жидкой фазы; $D_{\text{ж}}$ - усредненный по улавливаемым компонентам коэффициент диффузии в жидкой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$; $\delta = [\mu_{\text{ж}}^2 / (\rho_{\text{ж}}^2 g)]^{0,33}$ - "приведенная" толщина жидкой пленки, м; $Re_{\text{ж}} = 4 L / (0,785 D_a^2 f \psi \mu_{\text{ж}})$ - критерий Рейнольдса для жидкой фазы в насадке; $Pr_{\text{ж}} = \mu_{\text{ж}} / (\rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}})$ - диффузионный критерий Прандтля для жидкой фазы; ψ - коэффициент смачиваемости элементов насадки.

Коэффициенты диффузии в газовой D_{Γ} и жидкой фазах $D_{\text{ж}}$ зависят от свойств диффундирующего компонента и среды, в которой происходит диффузия, а также от температуры и давления процесса.

В справочных таблицах приводятся коэффициенты диффузии D_0 в газах при температуре $T_0 = 273$ К и абсолютном давлении $P_0 = 1,01 \cdot 10^5$ Па (см. таблицу приложения 7).

При других абсолютных температурах T и давлениях P он определяется по формуле

$$D_z = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}.$$

При отсутствии экспериментальных данных для определения коэффициента диффузии газа A в газе B при абсолютной температуре T и абсолютном давлении P , кг/см², пользуются следующей зависимостью:

$$D_z = \frac{0,0043 \cdot 10^{-4} T^{3/2}}{P(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2},$$

где v_A , v_B - молекулярные объемы газов A и B ; M_A , M_B - молекулярные массы газов A и B .

Для приближенного определения коэффициентов диффузии в жидкостях при 20°C можно пользоваться формулой:

$$D_{ж.20} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A_1 \cdot B_1 \cdot \sqrt{\mu_{ж}} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где $D_{ж.20}$ - коэффициент диффузии в жидкости при $t = 20^\circ\text{C}$, м²/с; $\mu_{ж}$ — динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с; v_A , v_B - мольные объемы растворенного вещества и растворителя; M_A , M_B - мольные объемы растворенного вещества и растворителя; A_1 , B_1 — коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя (таблица приложения 12).

Коэффициент диффузии газа в жидкости $D_{ж.t}$ (при температуре t) связан с коэффициентом диффузии $D_{ж.20}$ (при температуре 20°C) следующей приближенной зависимостью:

$$D_{ж.t} = D_{ж.20} [1 + b(t - 20)],$$

в которой температурный коэффициент может быть определен по эмпирической формуле

$$b = 0,2 \cdot \sqrt{\mu_{ж}} / \sqrt{\rho_{ж}},$$

где $\mu_{ж}$ - динамический коэффициент вязкости жидкости при 20°C, мПа; $\rho_{ж}$ - плотность жидкости, кг/м³.

Молекулярные объемы определяются как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав соединений. Значения атомных объемов приведены в таблице приложения 8.

7. Определяют коэффициенты массопередачи.

Коэффициенты массопередачи по жидкой K_x и газовой K_y фазам находят, складывая коэффициенты массоотдачи β_y и β_x (предварительно представленные в требуемых единицах измерения) по принципу аддитивности:

$$K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right),$$

$$K_x = \left(\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \right),$$

где m - коэффициент в уравнении линии равновесия.

Если равновесная линия хорошо аппроксимируется уравнением Генри и ее можно представить прямой, то коэффициент m определится как тангенс угла наклона этой линии к оси абсцисс.

8. Определяют поверхность массопередачи.

Поверхность массопередачи находят из основного уравнения массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_y \Delta Y_{cp}} = \frac{M}{K_x \Delta X_{cp}},$$

где K_y, K_x - коэффициенты массопередачи, определенные соответственно по газовой и жидкой фазе; $\Delta Y_{cp}, \Delta X_{cp}$ - средние движущие силы абсорбции по газовой и жидкой фазам

Поток массы загрязняющего вещества из газовой фазы в жидкую M определяют по уравнению материального баланса:

$$M = G(Y_n - Y_k) = L(X_k - X_n).$$

где G, L - расходы газовых выбросов и поглотителя.

Величины, входящие в уравнения по определению коэффициентов массоотдачи, массопередачи и основное уравнение массопередачи, должны быть выражены в соответствующих друг другу единицах измерения. Соотношения между параметрами - коэффициентом массоотдачи, движущей силой и потоком загрязняющего вещества A , улавливаемого абсорбентом B , выраженными в различных единицах измерения, приведены в таблице приложения 9.

9. Определение высоты абсорбера. Необходимую высоту насадки H , м, подсчитывают по соотношению:

$$H = F / (0,785 \cdot D_a^2 \cdot f \psi), \text{ м.}$$

Для расчетов параметров массопередачи в насадочных колоннах часто используют соотношения, связывающие высоту насадки H в колонне с числом и высотой единиц переноса:

$$H = \frac{G}{K_y S f} \cdot \frac{Y_n - Y_k}{\Delta Y_{cp}},$$

где K_y – коэффициент массопередачи по газовой фазе, $\text{кг}/[\text{м}^2 \cdot \text{с}(\text{кг } A/\text{кг } B)]$; S – площадь поперечного сечения аппарата, м^2 ; Y_n, Y_k – относительные массовые концентрации загрязнителя A в газе-носителе B на входе в абсорбер и на выходе соответственно, $\text{кг } A/\text{кг } B$; ΔY_{cp} – средняя движущая сила в абсорбере по газовой фазе, $\text{кг } A/\text{кг } B$.

Величина $(Y_n - Y_k)/\Delta Y_{cp}$ представляет собой изменение рабочих концентраций на единицу движущей силы и называется числом единиц переноса:

$$N_y = (Y_n - Y_k)/\Delta Y_{cp}.$$

Одна единица переноса ($N_y = 1$) соответствует участку аппарата, на котором изменение рабочих концентраций равно средней движущей силе на данном участке.

Величина $G/(K_y \cdot S \cdot f)$ представляет собой высоту участка, соответствующего одной единице переноса, и называется высотой единицы переноса (БЕП):

$$h = G/(K_y \cdot S \cdot f).$$

Таким образом, рабочая высота аппарата H равна произведению числа единиц переноса на высоту единицы переноса:

$$H = N_y \cdot h.$$

При помощи этого уравнения можно вести расчет процесса массопередачи, если линия равновесия является прямой или кривой, а также в тех случаях, когда поверхность соприкосновения фаз не может быть геометрически определена и потому непосредственное применение основного уравнения массопередачи невозможно.

Подставив в выражение высоты единицы переноса значение $1/K$ из уравнения, связывающего коэффициент массопередачи с коэффициентами массоотдачи

$$1/K_y = 1/\beta_y + m/\beta_x,$$

получим

$$h = \frac{G}{f S \beta_y} + \frac{m G}{f S \beta_x} = \frac{G}{f S \beta_y} + \frac{m G}{L} \cdot \frac{L}{f S \beta_x}.$$

Величина $G/(f S \beta_y) = h_y$ представляет собой высоту единицы переноса для фазы G .

Величина $L/(f S \beta_x) = h_x$ является высотой единицы переноса для фазы L .

Таким образом,

$$h = h_y + (m/l) h_x,$$

где $l = L/G$.

При проектировании массообменного оборудования применяют следующие методы определения числа единиц переноса:

- метод графического интегрирования;
- графический метод;
- метод численного интегрирования.

При использовании метода графического интегрирования (рис. 22) строят зависимость $1/(Y - Y^*) = f(Y)$.

Затем определяют площадь f , ограниченную кривой, осью абсцисс Y_1 и Y_2 , которые являются пределами интегрирования. Число единиц переноса определяют по уравнению

$$N_y = f \cdot m_1 \cdot m_2,$$

где f - площадь, мм^2 ; m_1 - число единиц Y в 1 мм по оси абсцисс; m_2 - число единиц $1/(Y - Y^*)$, в 1 мм по оси ординат; (m_1, m_2) — масштаб.

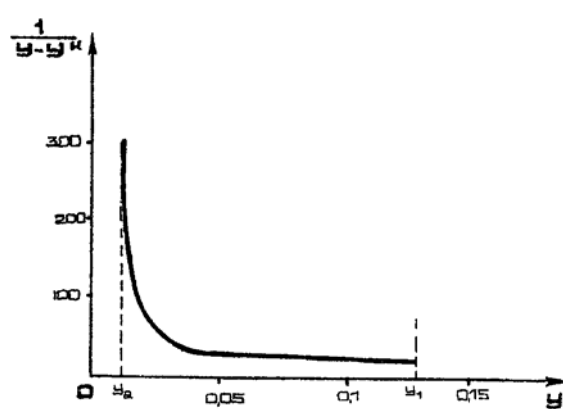


Рис. 22. Зависимость $\frac{1}{Y - Y^*} = f(Y)$.

При графическом методе определения числа единиц переноса осуществляют следующие стадии (рис.6):

- строят диаграмму $Y-X$;
- изображают рабочую линию AB ;
- наносят линию равновесия OC ;
- проводят среднюю линию MN через точки, делящие пополам отрезки ординат между рабочей линией и линией равновесия;
- строят ломаную линию между рабочей и равновесной линиями - из точки B , характеризующей конечное состояние газа, проводят линию BD до пересечения со средней линией и продолжают ее до точки E , причем, отрезок BD равен отрезку DE ; затем из точки E восстанавливают перпендикуляр EF до пересечения с рабочей линией и ставят точку F , причем $EF = 2KD = KL$; отрезок EF показывает изменение концентрации газа, соответствующее одной единице переноса (ступенька BEF); продолжая аналогичное построение ступенек до начального состояния газа (точка A), опре-

деляют число единиц переноса; последняя ступенька PA либо принимается за полную ступеньку, либо рассчитывают её часть AP/ST (на рис. 23 $N_y = 3$). Графический метод обеспечивает удовлетворительные результаты, если линия равновесия близка к прямой.

При применении метода численного интегрирования последовательно выполняют следующие действия (рис. 24):

- строят диаграмму $Y-X$, рабочую линию AB , равновесную линию OC ;
- рабочую линию AB делят на два равных отрезка $AM = MB$.

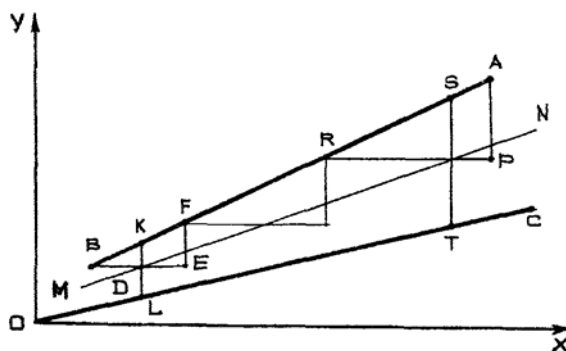


Рис. 23. Определение числа единиц переноса графическим методом.

Вертикальные отрезки между рабочей линией AB и линией равновесия OC , приведенные из точек состояния газа в начале и в конце процесса (точка A и точка B), а также из средней точки M , показывают значение движущей силы процесса. Из рис. 24 видно, что

$$\Delta_1 = Y_1 - Y_1^*, \quad \Delta' = Y' - Y'^*, \quad \Delta_2 = Y_2 - Y_2^*.$$

Число единиц переноса N_y равно:

$$N_y = \frac{Y_1 - Y_2}{6} \left(\frac{1}{\Delta_1} + \frac{4}{\Delta'} + \frac{1}{\Delta_2} \right).$$

Средняя движущая сила процесса Δ_{cp} равна:

$$\Delta_{ch} = \frac{6}{\frac{1}{\Delta_1} + \frac{4}{\Delta'} + \frac{1}{\Delta_2}}.$$

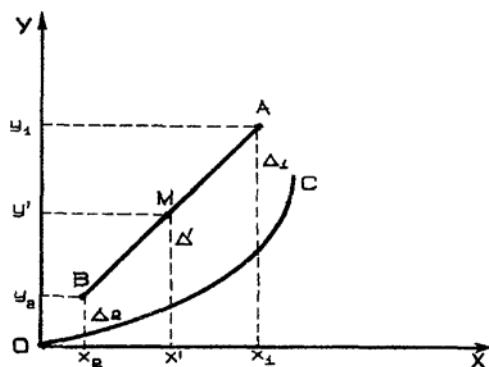


Рис. 24. Определение числа единиц переноса методом численного интегрирования.

Если отношение $\Delta_{\max}/\Delta_{\min} > 6$, отрезок AB делят не на 2, а на 4 участка. Причем,

$$\Delta_1 = Y_1 - Y_1^*, \quad \Delta' = Y' - Y'^*, \quad \Delta'' = Y'' - Y''^*, \\ \Delta''' = Y''' - Y'''^*, \quad \Delta_2 = Y_2 - Y_2^*.$$

Тогда число единиц переноса составит:

$$N_y = \frac{Y_1 - Y_2}{12} \left[\frac{1}{\Delta_1} + 4 \left(\frac{1}{\Delta'} + \frac{2}{\Delta''} + \frac{1}{\Delta'''} \right) + \frac{1}{\Delta_2} \right].$$

Если процесс абсорбции осложнен реакцией, то концентрация абсорбируемого компонента в жидкой фазе уменьшается, что приводит к увеличению градиента концентрации и ускорению процесса абсорбции. Скорость абсорбции будет зависеть и от скорости массообмена, и от скорости реакции.

Расчет N_y при этом усложняется.

Если найденное значение H превосходит 40...45 м, целесообразно принять схему из нескольких последовательно соединенных аппаратов. Кроме высоты насадки, размеры колонны должны учитывать расстояние от днища абсорбера до низа насадки, расстояния между ярусами насадки и расстояние от верха насадки до крышки абсорбера. Расстояние от днища абсорбера до низа насадки можно принимать в пределах 2...5 м, что определяется необходимостью обеспечения равномерного ввода обрабатываемых газов в насадку. Расстояние между ярусами необходимо для размещения опорных и перераспределительных устройств и может составлять порядка 0,3...0,5 м, а высота яруса 2...3 м. Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера необходимо для размещения оросителя, распределяющего поглотитель по поверхности насадки. В этом пространстве, высота

которого может составлять 2...3 м, устанавливаются также каплеотбойные устройства для предотвращения брызгоуноса из колонны.

10. Определяют гидравлическое сопротивление абсорбера. Величину гидравлического сопротивления мокрой (орошаемой) насадки ΔP , Па, определяют по соотношениям:

$$\Delta P = k \Delta P_c,$$

где ΔP_c – гидравлическое сопротивление сухой насадки, Па; k – коэффициент, зависящий от характеристик насадки (см. таблицу приложения 10. приложения);

$$k = 10^{n_1 q_{op}},$$

n_1 – коэффициент, значение которого зависит от типа насадки:

а) керамические кольца Рашига (в навал):

$$\text{- 50 мм} \quad n_1 = 51 \cdot 10^{-3};$$

$$\text{- 100 мм} \quad n_1 = 33 \cdot 10^{-3};$$

б) керамические кольца Палля:

$$\text{- 50 мм} \quad n_1 = 35 \cdot 10^{-3};$$

$$\text{в) блоки:} \quad n_1 = 42 \cdot 10^{-3}.$$

Гидравлическое сопротивление сухой насадки, Па, определяется по соотношению:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_3} \frac{\rho_2 w_2^2}{2 \varepsilon^2},$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления, зависящий от характеристик насадки и режимов движения потоков; $d_3 = 4 \varepsilon / f$ – эквивалентный диаметр насадки, м.

Коэффициенты сопротивления регулярных насадок можно подсчитывать по уравнению:

$$\lambda = \lambda_{mp} + \zeta(d_3 / h),$$

где λ_{mp} – коэффициент гидравлического трения поглотительной жидкости по материалу насадки; ζ – коэффициент местного сопротивления насадки, который может быть определен из соотношения:

$$\zeta = (4,2/\varepsilon^2) - (8,1/\varepsilon) + 3,9.$$

Для хордовой насадки можно использовать более простое соотношение:

$$\lambda = 6,64 / \text{Re}_2^{0,375}$$

Для определения коэффициентов гидравлического сопротивления нерегулярных насадок с одинаковым (хаотичным) распределением пустот по всем направлениям (седла, шарообразные насадки и т.п.) можно использовать следующие соотношения:

$$\lambda = 2,34 + \frac{133}{Re_z},$$

для кольцевых насадок, засыпанных в навал:

а) при ламинарном движении газа ($Re_r < 40$)

$$\lambda = \frac{140}{Re_z}$$

б) при турбулентном движении газа ($Re_r > 40$)

$$\lambda = \frac{16}{Re_z^{0,2}}.$$

Пример 1. Выполнить расчет параметров процесса абсорбции аммиака из отбросного газа и подобрать абсорбер. Температура отбросных газов 25 °С, давление газов перед абсорбером атмосферное, процесс – изотермический. Расход отбросных газов $V_{с.н} = 4,2 \text{ м}^3/\text{с}$ (при нормальных условиях), начальная концентрация аммиака в газовой смеси $C_n = 0,0049 \text{ кг}/\text{м}^3$. Плотность газа при 25°С $\rho_r = 1,29 \text{ кг}/\text{м}^3$. Поглотительная жидкость - вода, содержание аммиака в поступающей воде $X_n = 0$. Конечная концентрация аммиака в отбросных газах не должна превышать 1000 ПДК_{СС}, (санитарно-гигиенические нормативы по содержанию аммиака в воздухе ПДК_{СС} = 0,04 мг/м³ (степень очистки отбросных газов от NH₃ $\eta = 99,2\%$). Расчет рабочей высоты насадки произвести по основному уравнению массопередачи.

Поскольку аммиак относится к хорошо растворимым в воде газам (растворимость при температуре 20°С равна 526 г/л), в качестве абсорбента принимаем воду.

Сведем справочные данные по аммиаку, отбросным газам (воздух) и поглотителю в таблицу 3.

Таблица 3.

Среда	М, кг/кмоль	ρ_0 , кг/м ³	$\rho_{25^\circ\text{C}}$, кг/м ³	$t_{\text{кип}}$, °С	η , Па·с	σ , Н/м
Аммиак	17	0,771		-33,42		
Воздух	29	1,29			$18,4 \cdot 10^{-6}$	
Вода	18	1000	997	100	$894 \cdot 10^{-6}$	$72 \cdot 10^{-3}$

Определим некоторые физические параметры поглотителя и отбросных газов:

$$\eta_{\text{жс}} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}; \quad \rho_z = 1,29 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

1. Определяем расходы ингредиентов отбросных газов в нормальных условиях.

Вычисляем массовый расход аммиака на входе отбросных газов в абсорбер:

$$W_H = V_{c.H} \cdot C_{H,y} = 4,2 \cdot 0,0049 = 0,0206 \text{ кг/с.}$$

Концентрация аммиака на входе в объемных процентах:

$$v_H = C_{H,y} \cdot 22,4 \cdot 100\% / M_{NH_3} = 0,0049 \cdot 22,4 \cdot 100 / 17 = 0,6445\%.$$

Плотность отбросного воздуха на входе в абсорбер:

$$\rho_{c.H} = (\rho_{0.NH_3} \cdot v_H / 100\%) + [\rho_{0.B} (100\% - v_H) / 100\%] = (0,771 \cdot 0,6445 / 100) + (1,29 \cdot 0,99,3555 / 100) = 1,29 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый расход отбросных газов на входе:

$$G_H = V_{c.H} \cdot \rho_{c.H} = 4,2 \cdot 1,2896 = 5,4165 \text{ кг/с.}$$

Массовый и объемный расходы воздуха:

$$G_B = G_H - W_H = 5,4165 - 0,0206 = 5,396 \text{ кг/с;}$$

$$V_B = G_B / \rho_0 = 5,396 / 1,29 = 4,173 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Концентрация аммиака на выходе в объемных процентах:

$$v_K = C_{K,y} \cdot 22,4 \cdot 100\% / M_{NH_3} = 0,00004 \cdot 22,4 \cdot 100 / 17,03 = 0,00526 \% \text{ об.}$$

Объемный расход отбросных газов на выходе:

$$V_{c.K} = V_B \cdot 100\% / (100\% - v_K) = 4,173 \cdot 100 / (100 - 0,00526) = 4,173 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Средний объемный расход отбросных газов в колонне:

$$V_c = (V_{c.H} + V_{c.K}) / 2 = (4,2 + 4,173) / 2 = 4,187 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Плотность отбросных газов на выходе:

$$\rho_{c.K} = (\rho_{0.NH_3} \cdot v_K / 100\%) + [\rho_{0.B} (100\% - v_K) / 100\%] = (0,771 \cdot 0,00526 / 100) + (1,29 \cdot 99,995 / 100) = 1,293 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый расход отбросных газов и аммиака на выходе:

$$G_K = V_{c.K} \cdot \rho_{c.K} = 4,173 \cdot 1,293 = 5,396 \text{ кг/с.}$$

$$W_K = G_K - G_B = 5,396 - 5,3959 = 0,00017 \text{ кг/с.}$$

Производительность абсорбера по NH_3 (т.е. количество аммиака, поглощаемого в абсорбере, или поток массы аммиака из газовой фазы в жидкую):

$$\overline{W}_{NH_3} = W_H - W_K = 0,0206 - 0,00017 = 0,0204 \text{ кг/с.}$$

Поток массы улавливаемого аммиака в киломолях:

$$W_{NH_3} = \overline{W}_{NH_3} / M_{NH_3} = 0,0204 / 17 = 0,0012 \text{ кмоль/с.}$$

Подсчитаем средний массовый расход отбросных газов:

$$G_c = (G_H + G_K) / 2 = (5,41 + 5,396) / 2 = 5,4 \text{ кг/с.}$$

Вычислим также конечную объемную массовую концентрацию NH_3 в поглотителе (жидкой смеси Ж.С.):

$$C_{K.X} = \rho_{ж} \overline{W}_{NH_3} / (L + \overline{W}_{NH_3}) = 997 \cdot 0,0204 / (7,66 + 0,0204) = 2,65 \text{ кг}NH_3/\text{м}^3 \text{ Ж.С.}$$

2. Представляем концентрации загрязнителя в относительных мольных (Y, X) и относительных массовых ($\bar{Y}, \bar{X}$) единицах (мольных и массо-

вых долях). Для этого мольные и массовые расходы аммиака относим к соответствующим расходам ингредиента, не претерпевающего количественных изменений в процессе. Таким ингредиентом газовой фазы является чистый воздух, а жидкой - чистая вода.

$$Y_H = W_H M_g / (G_g M_{NH_3}) = 0,0206 \cdot 29 / (5,396 \cdot 17) = 0,0065$$

кмоль NH₃/кмоль воздуха.

$$\bar{Y}_H = W_H / G_g = 0,0206 / 5,396 = 0,0038 \text{ кг/NH}_3/\text{кг воздуха.}$$

$$Y_K = W_K M_g / (G_g M_{NH_3}) = 0,00017 \cdot 29 / (5,396 \cdot 17) = 0,53 \cdot 10^{-4}$$

кмоль NH₃/кмоль воздуха.

$$\bar{Y}_K = W_K / G_g = 0,00017 / 5,396 = 0,31 \cdot 10^{-4} \text{ кг NH}_3/\text{кг воздуха.}$$

Линия равновесия аммиачного раствора в общем случае не аппроксимируется прямой, что предположительно связано с изменением растворимости вследствие выделения тепла в зонах межфазового перехода и их перегрева. Поэтому действительная скорость процесса не совпадает с вычисленной скоростью физической абсорбции для условия равновесия при средней температуре процесса.

В области низких концентраций можно пренебречь выделениями тепла и считать процесс изотермическим, а уравнение зависимости равновесных концентраций аммиака в жидкой и газовой фазах представить в виде:

$$Y^* = m X,$$

где Y^* - равновесное с концентрацией X , кмоль NH₃/кмоль H₂O, содержание аммиака в газовой фазе, кмоль NH₃/кмоль воздуха; m - коэффициент распределения.

При концентрациях аммиака в воде до 3 кмоль/м³ констант фазового равновесия можно определить по эмпирической зависимости:

$$\lg \psi = 9,705 - (1922/T), \quad (5.174)$$

где ψ представлено в Па•м³ H₂O/кмоль NH₃. Вычисленные по этой зависимости значения коэффициента Генри E , МПа•кмоль H₂O/кмоль NH₃, приведены в приложениях (табл. приложения). При 25°C, давлении $p = 0,101$ МПа значение коэффициента Генри составляет 0,1 МПа•кмоль H₂O/кмоль NH₃.

Вычислим коэффициент распределения, выраженный в мольных долях:

$$m = E/P = 0,1/0,101 = 0,987 \text{ кмоль H}_2\text{O/кмоль NH}_3,$$

По уравнению $Y^* = 0,987 X$ построим линию равновесия (прямая ОА_н, рис. 25, а) и найдем максимально возможную (конечную) равновесную концентрацию X_K^* , кмоль NH₃/кмоль H₂O, аммиака в воде, покидаю-

щей абсорбер. Она равновесна с концентрацией Y_H (кмоль NH_3 /кмоль воздуха) аммиака, поступающего с отбросными газами в абсорбер:

$$X_K^* = Y_H / 0,987 = 0,0066 \text{ кмоль } \text{NH}_3/\text{кмоль } \text{H}_2\text{O}.$$

Выразим эту величину в относительных массовых единицах:

$$\bar{X}_K^* = X_K^* M_{\text{NH}_3} / M_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0066 \cdot 17 / 18 = 0,0062 \text{ кг } \text{NH}_3/\text{кг } \text{H}_2\text{O}.$$

Вычислим коэффициент распределения, выраженный в массовых долях:

$$\bar{m} = \bar{Y}_H / \bar{X}_K^* = 0,0038 / 0,0062 = 0,613 \text{ кг } \text{H}_2\text{O}/\text{кг } \text{NH}_3.$$

По максимально возможной концентрации аммиака в воде можно вычислить теоретический минимальный расход поглотителя:

$$L_{\min} = \bar{W}_{\text{NH}_3} / (\bar{X}_K^* - \bar{X}_H) = 0,0204 / (0,0062 - 0) = 3,282 \text{ кг/с}.$$

Так как конечная концентрация поглощаемого компонента должна быть достаточно низкой, для интенсификации процесса принимаем значение избытка поглотителя, превышающее его теоретический расход в 2,33 раза (для технологических абсорберов избыток поглотителя принимается до 70...90%):

$$L = 2,33 \cdot L_{\min} = 2,33 \cdot 3,282 = 7,66 \text{ кг/с (или 27,5 т/ч)}.$$

Найдем действительную конечную концентрацию аммиака в воде, удаляемой из абсорбера, представив ее в относительных массовых ($\bar{X}$) и мольных (X) долях.

$$\bar{X}_K = (\bar{W}_{\text{NH}_3} / L) + \bar{X}_H = (0,0204 / 7,66) + 0 = 0,0027 \text{ кг } \text{NH}_3/\text{кг } \text{H}_2\text{O},$$

$$X_K = (\bar{X}_K M_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{NH}_3}) + X_H = (0,0027 \cdot 18 / 17) + 0 = 0,0028 \text{ кмоль } \text{NH}_3/\text{кмоль } \text{H}_2\text{O}.$$

По значениям концентраций $\bar{X}_K^*$ и $\bar{Y}_H$ строим линию равновесия OA_g , а по значениям $\bar{X}_K$ и $\bar{Y}_H$ - рабочую линию $B_g E_g$ процесса в относительных массовых координатах (рис. 25,б).

По линиям равновесия находим равновесные концентрации аммиака в отбросных газах $\bar{Y}_H^*$ и Y_H^* соответствующие количеству аммиака в удаляемой воде $\bar{X}_K$ и X_K при действительном расходе поглотителя:

По линиям равновесия находим равновесные концентрации аммиака в отбросных газах $\bar{Y}_H^*$ и Y_H^* соответствующие количеству аммиака в удаляемой воде $\bar{X}_K$ и X_K при действительном расходе поглотителя:

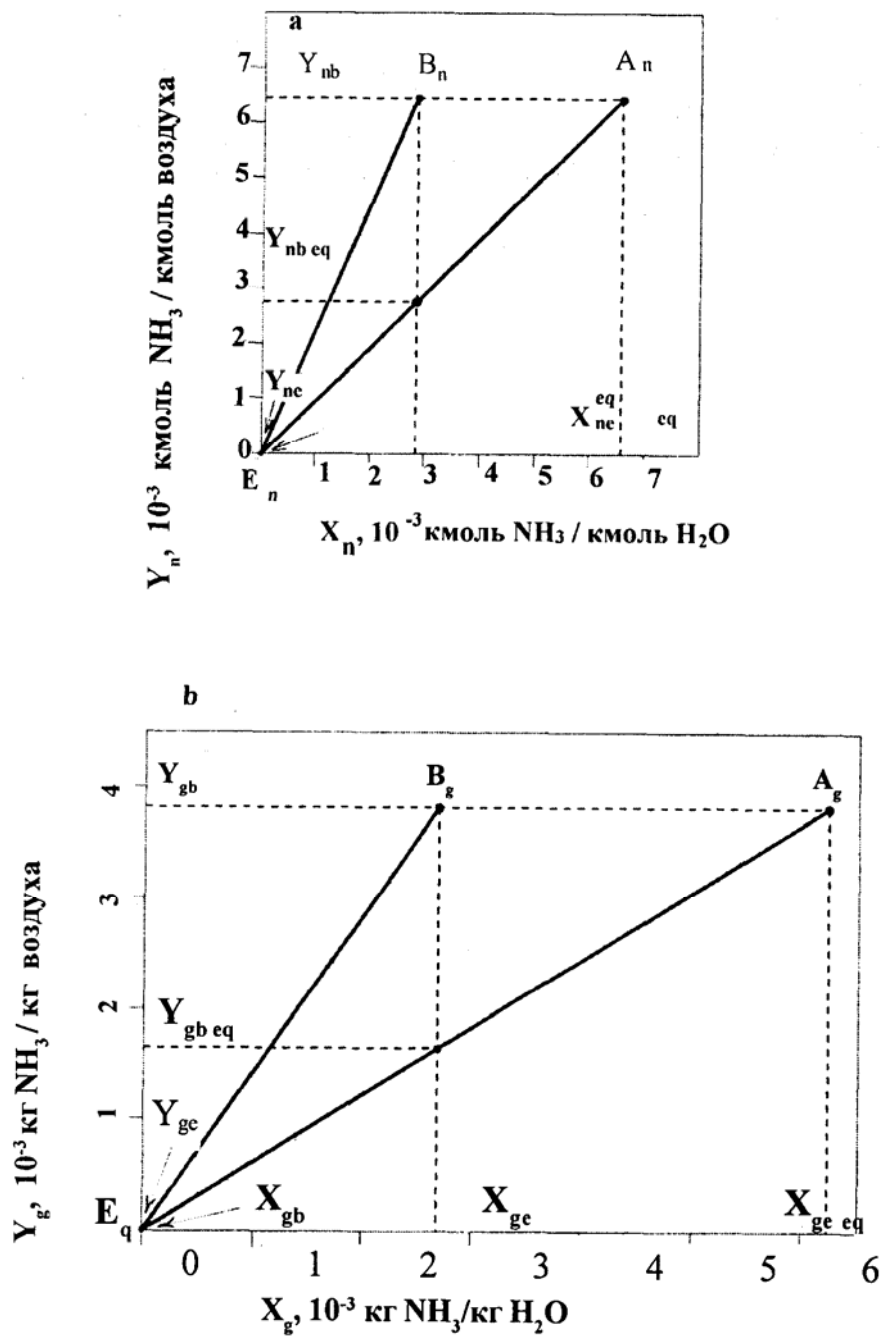


Рис. 25. Фазовые диаграммы в относительных мольных и массовых концентрациях аммиака в фазах.

$$\bar{Y}_H^* = \bar{m} \bar{X}_K = \left(\bar{Y}_H / \bar{X}_K^* \right) \bar{X}_K = (0,0038 / 0,0062) \cdot 0,0027 = 0,0016 \text{ кг NH}_3/\text{кг H}_2\text{O},$$

$$Y_H^* = m X_K = 0,987 \cdot 0,0028 = 0,0028 \text{ кмоль NH}_3/\text{кмоль воздуха}.$$

3. Определяем среднюю движущую силу массопередачи по газовой фазе:

Большее значение движущей силы $\Delta \bar{Y}_\delta$ определяется действительной $\bar{Y}_n$ и равновесной $\bar{Y}_n^*$ концентрациями NH_3 на входе газов в абсорбер. В относительно массовых долях:

$$\Delta \bar{Y}_\delta = \bar{Y}_n - \bar{Y}_n^* = 0,0038 - 0,0016 = 0,0022 \text{ кг } \text{NH}_3/\text{кг воздуха}.$$

Меньшее значение движущей силы $\Delta \bar{Y}_m$ находим по конечным концентрациям $\bar{Y}_k$ и $\bar{Y}_k^*$:

$$\Delta \bar{Y}_m = \bar{Y}_k - \bar{Y}_k^* = 0,31 \cdot 10^{-4} - 0 = 0,31 \cdot 10^{-4} \text{ кг } \text{NH}_3/\text{кг воздуха}.$$

Средняя движущая сила массопередачи в относительных долях:

$$\begin{aligned} \Delta \bar{Y}_{cp} &= (\Delta \bar{Y}_\delta - \Delta \bar{Y}_m) / \ln(\Delta \bar{Y}_\delta / \Delta \bar{Y}_m) = \\ &= (0,0022 - 0,000031) / [\ln(0,0022/0,000031)] = 5,06 \cdot 10^{-4} \\ &\text{кг } \text{NH}_3/\text{кг воздуха}. \end{aligned}$$

Средняя движущая сила массопередачи в относительных мольных долях:

$$\begin{aligned} \Delta Y_{cp} &= (\Delta Y_\delta - \Delta Y_m) / \ln(\Delta Y_\delta / \Delta Y_m) = (0,0037 - 0,00005) / \\ &/ [\ln(0,0037/0,00005)] = 8,61 \cdot 10^{-4} \\ &\text{кмоль } \text{NH}_3/\text{кмоль воздуха} \end{aligned}$$

4. Выбираем в качестве насадочных элементов седла “Инталокс” с размером элементов 50 мм.

Выписываем параметры насадочных элементов:

$$D_s = 0,027 \text{ м}, \quad \varepsilon = 0,79 \text{ м}^3/\text{м}^3; \quad f = 118 \text{ м}^2/\text{м}^3; \quad \rho = 530 \text{ кг}/\text{м}^3, \quad (\text{приложение 3}); \\ A = 0,58; \quad B = 1,04 \quad (\text{приложение 5}).$$

Найдем предельную скорость газового потока w_0 :

$$\begin{aligned} \lg \left[\frac{w_0^2 f}{9,81 \varepsilon^3} \left(\frac{\rho_g}{\rho_{жс}} \right) \left(\frac{\mu_{жс}}{\mu_g} \right)^{0,16} \right] &= \lg \left[\frac{w_0^2 \cdot 118 \cdot 1,29}{9,81 \cdot 0,77^3 \cdot 997} \left(\frac{0,894 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} \right] = \\ &= -0,58 - 1,04 \left(\frac{7,6635}{5,4063} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,29128}{996,95} \right)^{0,125} \end{aligned}$$

Отсюда $w_0 = 2,058 \text{ м/с}$.

Принимаем скорость газового потока w_r в пределах 75% от w_0 . Таким образом,

$$w_r = 0,75 \cdot w_0 = 0,75 \cdot 2,058 = 1,543 \text{ м/с}.$$

Диаметр колонны:

$$D_a = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{V_c}{w}} = \sqrt{\frac{4}{3,14} \cdot \frac{4,187}{1,543}} = 1,859 \text{ м.}$$

По таблице приложения 6 принимаем стандартный диаметр колонны 1800 мм и уточняем рабочую скорость газового потока w_p :

$$w_p = 4V_c / (\pi \cdot D_a^2) = 4 \cdot 4,187 / (3,14 \cdot 1,8^2) = 1,646 \text{ м/с.}$$

Рабочая скорость не превышает 80% от предельной, что допустимо. Поэтому оставляем принятое значение диаметра колонны.

5. Плотность орошения:

$$q_{op} = L / (\rho_{жс} 0,785 D^2) = 7,66 / (997 \cdot 0,785 \cdot 1,8^2) = 0,003 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Минимальная величина плотности орошения:

$$q_{\min} = f \cdot q_{\text{лин}} = 118 \cdot 2,2 \cdot 10^{-5} \cong 2,6 \cdot 10^{-3} = 0,0026 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Поскольку $q_{op} > q_{\min}$, принимаем коэффициент смачиваемости насадки равным единице ($\psi = 1$).

6. Находим из таблице (приложение 7) коэффициенты диффузии аммиака в газовой и жидкой фазе при температуре 20°C и пересчитываем их значения для рабочей температуры:

$$D_z = D_{z,0} (P_0 / P) (T / T_0) = 22,7 \cdot 10^{-6} (298 / 293)^{1,5} = 23,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с.}$$

$$D_{жс} = D_{жс,0} [1 + 0,02(t - t_0)] = 1,8 \cdot 10^{-9} [1 + 0,02(25 - 20)] = 1,98 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Вычисляем критерий Рейнольдса в насадке Re_z и диффузионный критерий Прандтля Pr_z для газовой фазы:

$$Re_z = w_p d_z \rho_z / (\mu_z \varepsilon) = 1,646 \cdot 0,027 \cdot 1,29 / (18,4 \cdot 10^{-6} \cdot 0,79) = 3948$$

$$Pr_z = \mu_z / (\rho_z D_z) = 18,4 \cdot 10^{-6} / (1,29 \cdot 23,3 \cdot 10^{-6}) = 0,612.$$

Находим Nu_z для абсорберов с неупорядоченной насадкой:

$$Nu_z = 0,407 Re_z^{0,655} Pr_z^{0,33} = 0,407 \cdot 3948^{0,655} \cdot 0,612^{0,33} = 78,5$$

Вычисляем коэффициент массоотдачи по газовой фазе:

$$\beta_y = Nu_z D_z / d_z = 78,5 \cdot 23,3 \cdot 10^{-6} / 0,027 = 0,0677 \text{ м/с.}$$

Критерий Рейнольдса в насадке $Re_{жс}$ и диффузионный критерий Прандтля $Pr_{жс}$ по жидкой фазе:

$$Re_{жс} = 4L / (0,785 \cdot D^2 \cdot f \cdot \psi \cdot \mu_{жс}) =$$

$$= 4 \cdot 7,66 / (0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 118 \cdot 1 \cdot 894 \cdot 10^{-6}) = 114,2,$$

$$Pr_{жс} = \mu_{жс} / (\rho_{жс} D_{жс}) = 894 \cdot 10^{-6} / (997 \cdot 1,98 \cdot 10^{-9}) = 452,8.$$

“Приведенная” толщина пленки жидкости δ равна:

$$\delta = [\mu_{ж}^2 / \rho_{ж}^2 g]^{0,33} = \left[(894 \cdot 10^{-6})^2 / (997^2 \cdot 9,81) \right]^{0,33} = 0,48 \cdot 10^{-4} \text{ м.}$$

Определяем величину $Nu_{ж}$:

$$Nu_{ж} = 0,0021 Re_{ж}^{0,75} Pr_{ж}^{0,5} = 0,0021 \cdot 114,2^{0,75} \cdot 452,8^{0,5} = 1,56.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x :

$$\beta_x = Nu_{ж} D_{ж} / \delta = 1,56 \cdot 1,98 \cdot 10^{-9} / (0,48 \cdot 10^{-4}) = 6,44 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$$

Фазовые коэффициенты массоотдачи β_y и β_x , м/с, вычисленные с помощью критериальных зависимостей, по определению, представляют количество киломолей газообразного компонента, переходящего в жидкую фазу за 1 с на площади контакта 1 м² при единичной средней движущей силе, выраженной объемной мольной концентрацией абсорбируемого компонента в соответствующей фазе. Сообразно с этим определением запишем коэффициенты массообмена с развернутыми (представленными в полном виде) единицами измерений:

$$\beta_y = 0,0677 \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3 / \text{м}^3 \text{ Г.С.})], \text{ и}$$

$$\beta_x = 6,44 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3 / \text{м}^3 \text{ Ж.С.})].$$

Другие параметры уравнения массопередачи, необходимые для определения требуемой поверхности массообмена, были подсчитаны в относительных мольных и массовых долях.

Приведем к таким же единицам и значения фазовых коэффициентов массоотдачи (приложение 9).

Вычисляем средние массовые концентрации загрязнителя в газовой C_y и жидкой C_x фазах:

$$C_{ср.у} = (C_{н.у} + C_{к.у}) / 2 = (0,0049 + 0,00004) / 2 = 0,0025 \text{ кг NH}_3 / \text{м}^3 \text{ Г.С.}$$

$$C_{ср.х} = (C_{н.х} + C_{к.х}) / 2 = (0 + 2,6494) / 2 = 1,325 \text{ кг NH}_3 / \text{м}^3 \text{ Ж.С.}$$

Определим фазовые коэффициенты массоотдачи в мольных и массовых единицах на единицу движущей силы, выраженной в относительных мольных и массовых долях соответственно.

Представим β_y и β_x в киломолях NH₃, отнесенных к единичным движущим силам в соответствующих фазах, выраженным в относительных мольных долях (приложение 9):

$$\beta_y | \Delta Y = \beta_y (\rho_z - C_{ср.у}) / M_{возд} = 0,0677 (1,29 - 0,0025) / 29 = 0,003 \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль воздуха})];$$

$$\beta_x | \Delta X = \beta_x (\rho_{ж} - C_{ср.х}) / M_{H_2O} = 6,44 \cdot 10^{-5} (997 - 1,325) / 18 = 0,0035 \text{ кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль H}_2\text{O})].$$

Представим β_y и β_x в киломолях NH_3 , отнесенных к единичной движущей силе, выраженной в относительных массовых долях:

$$\beta_y \left| \Delta \bar{Y} = \beta_y (\rho_z - C_{cp,y}) / M_{\text{NH}_3} = 0,0677(1,29 - 0,0025) / 17 = 0,005 \right.$$

кмоль NH_3 / $[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кг} \text{NH}_3 / \text{кг} \text{воздуха})]$;

$$\beta_x \left| \Delta \bar{X} = \beta_x (\rho_{ж} - C_{cp,x}) / M_{\text{NH}_3} = 6,44 \cdot 10^{-5} (997 - 1,325) / 17 = 0,0038 \right.$$

кмоль NH_3 / $[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кг} \text{NH}_3 / \text{кг} \text{H}_2\text{O})]$.

Представим β_y и β_x в килограммах NH_3 , отнесенных к единичной движущей силе, выраженной в относительных массовых долях:

$$\bar{\beta}_y \left| \Delta \bar{Y} = \beta_y \left| \Delta \bar{Y} \times M_{\text{NH}_3} = 0,005 \cdot 17 = 0,087 \right. \right.$$

кг NH_3 / $[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кг} \text{NH}_3 / \text{кг} \text{воздуха})]$;

$$\bar{\beta}_x \left| \Delta \bar{X} = \beta_x \left| \Delta \bar{X} \times M_{\text{NH}_3} = 0,0038 \cdot 17 = 0,064 \right. \right.$$

кг NH_3 / $[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кг} \text{NH}_3 / \text{кг} \text{H}_2\text{O})]$.

В соответствии с определением, приведенным в п.6 предыдущего варианта расчета, фазовые коэффициенты массоотдачи отнесены к 1 м^2 площади поверхности тарелок.

7. Вычислим значения коэффициента массопередачи в мольных и массовых единицах:

$$K_y = 1 / \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right) = 1 / \left(\frac{1}{0,003} + \frac{0,987}{0,0035} \right) = 0,0016$$

кмоль NH_3 / $[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль} \text{NH}_3 / \text{кмоль} \text{воздуха})]$;

$$\bar{K}_y = 1 / \left(\frac{1}{\bar{\beta}_y} + \frac{\bar{m}}{\bar{\beta}_x} \right) = 1 / \left(\frac{1}{0,087} + \frac{0,6131}{0,064} \right) = 0,0476$$

кг NH_3 / $[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кг} \text{NH}_3 / \text{кг} \text{воздуха})]$;

где $m = 0,987$ (кмоль NH_3 / кмоль воздуха) / (кмоль NH_3 / кмоль H_2O);

$\bar{m} = 0,613$ (кг NH_3 / кг воздуха) / (кг NH_3 / кг H_2O).

8. По формуле материального баланса находим требуемую поверхность массопередачи, используя величины потока массы загрязнителя W для NH_3 и средней движущей силы ΔY_{cp} в соответствующих единицах измерения:

$$F = W_{\text{NH}_3} / (K_y \cdot \Delta Y_{cp}) = 0,0012 / (0,0016 \cdot 8,61 \cdot 10^{-4}) = 850 \text{ м}^2,$$

$$F = \bar{W}_{\text{NH}_3} / (\bar{K}_y \cdot \Delta \bar{Y}_{cp}) = 0,0204 / (0,0476 \cdot 5,06 \cdot 10^{-4}) = 850 \text{ м}^2.$$

9. Определяем высоту насадки H :

$$H = F / (0,785 \cdot D^2 \cdot f \cdot \psi) = 850 / (0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 118 \cdot 1) = 2,83 \text{ м}.$$

Принимаем к установке, учитывая небольшой диаметр колонны, насадочную часть в один ярус высотой $H = 2,8$ м с массой насадки:

$$M = 0,785 \cdot D^2 \cdot H \cdot \rho = 0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 2,8 \cdot 530 \approx 3650 \text{ кг.}$$

Приняв расстояния от насадочной части до днища и крышки абсорбера по 3 м, получим общую высоту абсорбционной колонны $H_a = 8,8$ м.

10. Определяем коэффициент гидравлического сопротивления сухой насадки для варианта хаотичного (одинакового по всем направлениям) распределения пустот:

$$\lambda = (133/3947,93) + 2,34 = 2,374.$$

Вычисляем величину гидравлического сопротивления сухой насадки:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_s} \frac{\rho_s w_s^2}{2 \varepsilon^2} = 2,374 \cdot \frac{2,8}{0,027} \cdot \frac{1,29 \cdot 1,646^2}{2 \cdot 0,79^2} = 690 \text{ Па.}$$

Определим гидравлическое сопротивление орошаемой (мокрой) насадки по формуле:

$$\Delta p = \Delta p_c \exp(2,303 \cdot c \cdot q_{op}) = 690 \cdot \exp(2,303 \cdot 28 \cdot 0,003) = 840 \text{ Па,}$$

где $c = 28$ для насадок «Инталокс» размером 50 мм (таблица 10 приложения).

Согласно расчетам, при заданной степени очистки $\eta(\text{NH}_3) = 99,2\%$ гидравлическое сопротивление абсорбера невысокое, а габариты вполне приемлемы.

Пример 2. Спроектировать насадочный абсорбер для улавливания аммиака из воздуха, если количество поступающей воздушной смеси составляет $V_c = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях), начальное содержание аммиака в воздухе равно $v_n = 5 \text{ об.}\%$, конечное – $v_k = 0,27 \text{ об.}\%$, содержание аммиака в поступающей воде на абсорбцию равно $\bar{x}_n = 0,2 \text{ вес.}\%$, удельный расход поглотителя $l = 1,18 \text{ кг/кг}$, температура поступающей воды равна 20°C . Молекулярные веса: аммиака $M_k = 17 \text{ кг/кмоль}$, воздуха-носителя $M_G = 29 \text{ кг/кмоль}$, воды-носителя $M_L = 18 \text{ кг/кмоль}$. Расчет рабочей высоты насадки произвести по числу и высоте единиц переноса.

Решение.

Количество воздуха составляет (при нормальных условиях)

$$V_n = V_c(1 - v_n) = 10000(1 - 0,05) = 9500 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

или

$$G = V_n \cdot \rho_v = 9500 \cdot 1,29 = 12300 \text{ кг/ч.}$$

Расход воды составит

$$L = l \cdot G = 1,18 \cdot 12300 = 14500 \text{ кг/ч.}$$

Определяем относительный весовой состав газовой фазы (величину давления заменяем на пропорциональные им объемные концентрации):

$$\bar{Y} = \frac{M_{\kappa}}{M_G} \cdot \frac{v}{100 - v};$$

- на входе в абсорбер

$$\bar{Y}_H = \frac{17}{29} \cdot \frac{0,05}{1 - 0,05} = 0,0309.$$

- на выходе

$$\bar{Y}_{\kappa} = \frac{17}{29} \cdot \frac{0,0027}{1 - 0,0027} = 0,0016.$$

Количество поглощенного аммиака составит:

$$W = G(\bar{Y}_H - \bar{Y}_{\kappa}) = 12300(0,0309 - 0,0016) = 360 \text{ кг/ч.}$$

Определим концентрацию аммиака в воде, поступающей на абсорбцию (в относительных весовых единицах):

$$\bar{X}_2 = \frac{x_H}{1 - x_H} = \frac{0,002}{1 - 0,002} \approx 0,002.$$

Конечная концентрация аммиака в воде

$$\bar{X}_{\kappa} = \bar{X}_H + \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_{\kappa}}{l} = 0,002 + \frac{0,0309 - 0,0016}{1,18} = 0,0268.$$

Определим диаметр абсорбера по уравнению расхода

$$D_a = \left(\frac{V_c}{0,785 w_c} \right)^{1/2}.$$

С этой целью рассчитаем скорость воздушного потока в абсорбере при режиме эмульгирования:

$$\lg \left[\frac{w_0^2 f \rho_c}{g \varepsilon_c^3 \rho_{жс}} (\mu_{жс} / \mu_c)^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_c}{\rho_{жс}} \right)^{0,125},$$

В качестве насадки выбираем кольца Рашига размером (50×50×5) мм, размещенные в навал (таблица приложения 3).

Характеристики насадки: $f = 90 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $\varepsilon = 0,785$, $d_3 = 0,035 \text{ м}$.

Характеристики поглотителя (воды):

$$\rho_{жс} = 1000 \text{ кг/м}^3, \mu_{жс} = 1,0 \text{ мПа·с.}$$

Плотность воздушной смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$.

Коэффициенты $A = -0,073$, $B = 1,75$ (приложение 5).

$$\lg \left[\frac{w_0^2 \times 90 \times 1,2}{9,8 \times 0,785^3 \times 10^3} (1/1)^{0,16} \right] = -0,073 - 1,75(1,18)^{0,25} \left(\frac{1,2}{10^3} \right)^{0,125}.$$

Отсюда получим скорость захлебывания насадки $w_0 = 2,65 \text{ м/с}$.

Расчетная скорость газа в аппарате $w_r = 0,75 \cdot w_0 = 2,0$ м/с.

Определяем диаметр абсорбера

$$D_a = \left(\frac{10000}{0,785 \times 3600 \times 2} \right)^{1/2} = 1,29 \text{ м.}$$

По таблице приложения 6 принимаем $D_a = 1,4$ м. Площадь поперечного сечения абсорбера $S_a = 0,785 D_a^2 = 1,54 \text{ м}^2$.

Уточняем рабочую скорость газа при выбранном диаметре абсорбера

$$w_p = \frac{V_c}{S_a} = \frac{10000}{1,54} = 1,8 \text{ м/с.}$$

Определим среднюю плотность орошения насадки $q_{ор}$, а также вычислим минимальную плотность орошения насадки:

$$q_{ор} = L/(\rho_{ж} \cdot S_a) = 14500/(1000 \cdot 1,54) = 9,063 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Для насадочных абсорберов минимальную эффективную плотность орошения определяют по соотношению:

$$q_{min} = f q_{эф}.$$

Для выбранного типоразмера насадки

$$q_{min} = 90 \cdot 2,2 \cdot 10^{-5} \cdot 3600 = 7,13 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Так как $q_{ор} > q_{min}$, то $q_{ор}$ принимаем за расчетную величину.

Высоту рабочей части определяем по уравнению:

$$H = N_y \cdot h_y.$$

Для определения числа единиц переноса N_y используем графический метод. В координатах $\bar{Y} - \bar{X}$ построим рабочую и равновесную линии.

Уравнение рабочей линии:

$$\bar{Y} = \bar{Y}_k + l \cdot (\bar{X} - \bar{X}_n) = 0,0016 + 1,18 \cdot (\bar{X} - 0,002) = 1,18 \cdot \bar{X} - 0,00076.$$

На диаграмме $\bar{Y} - \bar{X}$ (рис. 26) производим графическое построение рабочей линии противоточной абсорбции, которая проходит через точки $A(\bar{Y}_n, \bar{X}_k)$, $B(\bar{Y}_k, \bar{X}_n)$.

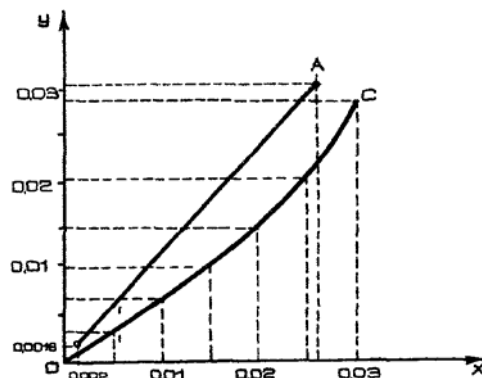


Рис. 26. Рабочая линия и линия равновесия для абсорбции аммиака водой.

Для построения равновесной линии используем графическую методику:

- выбираем интервал для $\bar{X} = 0,002 \dots 0,03$, начиная с $\bar{X} = 0,03$, с шагом 0,005;

- для каждого значения $\bar{X}$ определяем температуру жидкости:

$$t = t_2 + q_d (\bar{X} - \bar{X}_2) / c = 20 + 2,07 \cdot 10^6 (\bar{X} - 0,002) / 4,19 \cdot 10^3 = 20 + 495 \bar{X},$$

где $q_d = 2070 \cdot 10^3$ Дж/кг - дифференциальная теплота растворения аммиака в пределах изменения концентрации ($\bar{X} - \bar{X}_n$); $c = 4190$ Дж/(кг·К) - теплоемкость раствора (воды).

- определяем соответствующие величины E (таблица приложения 11);

- определяем $\bar{Y}$ для каждой t и $\bar{X}$ по формуле:

$$\bar{Y}^* = \frac{M_k}{M_n} \cdot \frac{E \cdot \bar{X}}{P - E \cdot \bar{X}},$$

где M_k, M_n - соответственно молекулярная масса компонента и масса носителя, кг; P - давление в системе, мм рт. ст. (Па).

Результаты расчета сводим в табл. 4.

Таблица 4.

Данные для построения кривой равновесия

$\bar{X}$	0,002	0,005	0,01	0,015	0,02	0,025	0,03
$t, ^\circ\text{C}$	20	21,5	24	26,4	28,9	31,4	33,9
$E, \text{мм рт.ст.}$	605	658	742	855	945	1060	1200
$\bar{Y}^*$	0,0009	0,0025	0,0057	0,0097	0,0147	0,0212	0,0284

Полученные значения $\bar{Y}^*$ и $\bar{X}$ используем для построения линии равновесия на диаграмме $\bar{Y} - \bar{X}$ (рис. 26).

На практике широко применяется графический метод определения числа единиц переноса путем построения рабочей линии и линии равновесия, а также вспомогательной линии, делящей ординаты между ними пополам. Число вписанных ступенек равно числу единиц переноса N_y .

На диаграмме $\bar{Y} - \bar{X}$ (рис. 27) проводим среднюю линию через точки, делящие пополам отрезки ординат между рабочей линией и линией равновесия. Строим ломаную линию между рабочей и равновесной линиями из точки B , характеризующей конечное состояние газа.

Как видно из рис. 27, $N_y = 6,85$.

С целью определения высоты единицы переноса для газовой фазы h_y (для беспорядочных насадок) воспользуемся уравнением:

$$h_y = 0,615 \cdot d_g \cdot \text{Re}_g^{0,345} \cdot \text{Pr}_g^{0,66},$$

где

$$\text{Re}_g = \frac{4 \cdot W_g}{f \cdot \mu_g}; \quad W_g = \frac{G}{S_a} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D_a^2}; \quad \text{Pr}_g = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_g}.$$

Здесь W_g – массовая скорость газа в сечении абсорбера, кг/(м²·с); $\mu_g = 0,018 \cdot 10^{-3}$ Па·с – коэффициент динамической вязкости газа-носителя (для газов с низкой концентрацией загрязняющего компонента); $G = 12300/3600 = 3,33$ кг/с – массовый расход газовой фазы; $S_a = 1,54$ м² – поперечное сечение аппарата; $\rho_g = \rho_v = 1,29$ кг/м³ – плотность газовой фазы; D_g – коэффициент диффузии аммиака в воздухе, м²/с.

Отсюда:

- величина массовой скорости газа составит величину

$$W_g = \frac{4 \cdot 3,33}{3,14 \cdot 1,4^2} = 2,165 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)},$$

- число Рейнольдса газовой фазы

$$\text{Re}_g = \frac{4 \cdot 2,165}{90 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}} = 5346.$$

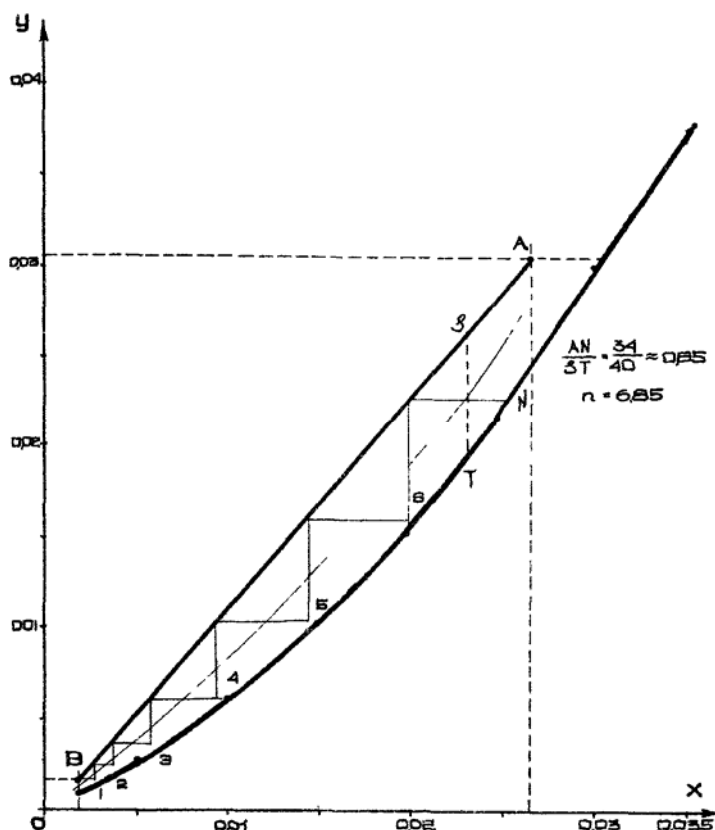


Рис. 27. Определение числа единиц переноса графическим методом.

Коэффициент диффузии аммиака в воздухе при $t = 20^\circ\text{C}$ определим по формуле:

$$D = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 17 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{1,03 \cdot 10^5}{1,03 \cdot 10^5} \cdot \left(\frac{273 + 20}{273} \right)^{3/2} = 18,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Здесь $D_0 = 17 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ - коэффициент диффузии аммиака в воздухе при нормальных условиях (таблица приложения 7); $P_0 = 1,03 \cdot 10^5 \text{ Па}$ - атмосферное давление.

Определяем число Прандтля газовой фазы:

$$\text{Pr} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,29 \cdot 18,9 \cdot 10^{-6}} = 0,79.$$

Тогда

$$h_y = 0,615 \cdot 0,035 \cdot 5346^{0,345} \cdot 0,79^{0,66} = 0,35 \cong 0,4 \text{ м}.$$

Для определения высоты единицы переноса для жидкой фазы h_x воспользуемся уравнением:

$$h_x = 119 \cdot \delta \cdot \text{Re}_{\text{жс}}^{0,25} \cdot \text{Pr}_{\text{жс}}^{0,5}.$$

Здесь δ - приведенная толщина пленки жидкости в насадке, м:

$$\delta = \left(\frac{\mu_{\text{жс}}^2}{\rho_{\text{жс}}^2 \cdot g} \right)^{0,33} = \left[\frac{(10^{-3})^2}{1000^2 \cdot 9,81} \right]^{0,33} = 0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м},$$

где $\mu_{\text{жс}} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, $\rho_{\text{жс}} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$ - динамическая вязкость и плотность поглотителя, соответственно.

Определяем критерии подобия для жидкой фазы по формулам:

$$\text{Re}_{\text{жс}} = \frac{4 \cdot W_{\text{жс}}}{f \cdot \mu_{\text{жс}}}, \quad W_{\text{жс}} = \frac{q_{\text{ор}} \cdot \rho_{\text{жс}}}{3600} = \frac{9,063 \cdot 10^3 \cdot 1000}{3600} = 2,52 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}),$$

$$\text{Pr}_{\text{жс}} = \frac{\mu_{\text{жс}}}{\rho_{\text{жс}} \cdot D_{\text{жс}}},$$

где $D_{\text{жс}}$ - коэффициент диффузии аммиака в воде при $t = 20^\circ\text{C}$:

$$D_{\text{жс}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A_1 \cdot B_1 \cdot \sqrt{\mu_{\text{жс}}} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} =$$

$$= \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \sqrt{1} (26,7^{1/3} + 14,8^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{17} + \frac{1}{18}} = 0,00244 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с},$$

где $\mu_{\text{жс}} = 1 \text{ спз} = 1 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ - динамический коэффициент вязкости жидкости; $v_A = 15,6 + 3 \cdot 3,7 = 26,7$ (для NH_3), $v_B = 2 \cdot 3,7 + 7,4 = 14,8$ (для воды) - моль-

ные объемы растворенного вещества и растворителя (табл. приложения 8); $M_A = 17$ (для аммиака), $M_B = 18$ - молекулярные массы растворенного вещества и растворителя; $A_1 = 1$, $B_1 = 4,7$ - коэффициенты (табл. приложения 12).

Тогда

$$Re_{ж} = 42,52 / (90 \cdot 1 \cdot 10^{-3}) = 112; \quad Pr_{ж} = 1 \cdot 10^{-3} / (10^{3/2} \cdot 2,44 \cdot 10^{-9}) = 416,7.$$

Определяем число единиц переноса по жидкой фазе

$$h_x = 119 \cdot 0,5 \cdot 10^{-4} \cdot 112^{0,25} \cdot 416,7^{0,5} = 0,4 \text{ м.}$$

Определяем высоту единицы переноса h по уравнению:

$$h = h_y + (m/l) h_x = 0,4 + (0,97/1,18) \cdot 0,4 = 0,73 \text{ м,}$$

где $m = \frac{0,0309}{0,0318} = 0,97$ - тангенс угла наклона кривой равновесия к оси $\bar{X}$

(определен из рис. 26).

Определяем высоту рабочей части абсорбера H :

$$H = N_y \cdot h = 6,85 \cdot 0,73 = 5 \text{ м.}$$

Отношение высоты насадки к диаметру аппарата должно удовлетворять условию:

$$\frac{H}{D_a} = 1,5 \dots 10.$$

В данном примере $H/D_a = 5/1,4 = 3,6$, что отвечает указанному условию.

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой составляет $(1 \dots 1,5)D_a$, принимаем 1,5 м.

Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера принимаем 2 м.

Тогда общая высота абсорбера составит:

$$H_a = H + 1,5 + 2 = 5 + 1,5 + 2 = 8,5 \text{ м.}$$

Определяем коэффициент гидравлического сопротивления сухой беспорядочной кольцевой насадки при турбулентном движении газа ($Re_r > 40$):

$$\lambda = \frac{16}{Re_r^{0,2}} = \frac{16}{5346^{0,2}} = 2,87$$

и гидравлическое сопротивление сухого абсорбера:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_g} \frac{\rho_g w_g^2}{2 \varepsilon^2} = 2,87 \cdot \frac{5}{0,035} \cdot \frac{1,29 \cdot 1,8^2}{2 \cdot 0,785^2} = 1390 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки определяем по уравнению:

$$\Delta P = \Delta P_c \cdot 10^{n_1 q_{op}} = 1390 \cdot 10^{51 \cdot 10^{-3} \cdot 9,063} = 4003 \text{ Па.}$$

где $n_1 = 51 \cdot 10^{-3}$ – коэффициент (для неупорядоченных керамических колец Рашига размером 50 мм; $q_{op} = 9,063 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ - плотность орошения.

4.2. Расчет тарельчатых абсорберов

Технологический расчет, целью которого является определение исходных данных для высоты колонны и гидравлического расчета тарелок, производится так же, как и при расчете насадочных колонн.

Гидравлический расчет включает в себя определение диаметра колонны (тарелки), расстояния между тарелками, конструктивных параметров и сопротивления тарелок. Гидравлический расчет ориентирован на стандартизованные тарелки (до 4,0 м).

Исходные данные: нагрузка по жидкости L , кг/с, или L_V , $\text{м}^3/\text{с}$; нагрузка по пару (газу) G , кг/с, или G_V , $\text{м}^3/\text{с}$; плотность жидкости $\rho_{ж}$, $\text{кг}/\text{м}^3$; плотность пара (газа) ρ_g , $\text{кг}/\text{м}^3$; поверхностное натяжение σ , мН/м; коэффициент снижения нагрузки K_3 , коэффициент повышения нагрузки K_4 , коэффициент вспениваемости системы K_5 , допустимое гидравлическое сопротивление тарелки ΔP_d , МПа; диаметр отверстий ситчатого полотна или эквивалентный диаметр отверстий решетчатой тарелки d_o , м; исходная глубина барботажа h_σ , м.

Диаметр тарелки необходимо выбирать из следующего стандартного ряда (м): 0,4; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; (4,5; 5,0; 5,5; 5,6; 6,0; 6,3; 6,5; 7,0; 7,5; 8,0; 8,5; 9,0; 9,5; 10,0 – нестандартные тарелки).

Диаметр отверстия ситчатой тарелки d_o принимать равным 0,005 м в случае работы со средами без механических примесей, инкрустаций и прочих загрязнений, а также при коррозионной активности разделяемой смеси. При наличии загрязнений и некоррозионных либо слабо коррозионных сред диаметр отверстия сита d_o принимать равным 0,008 м.

Для тарелок каждого типа определено максимальное расстояние между тарелками $H = 0,6$ м. Применение больших расстояний между тарелками допускается в области расположения люков колонного аппарата. В исключительных случаях (при необходимости использования высоты сливного порога более 0,1 м, в колоннах, работающих под глубоким вакуумом, при разделении сильнопенающихся систем) допускается использование расстояний между тарелками более 0,6 м в соответствии с рядом (м): 0,20; 0,25; 0,30; 0,35; 0,40; 0,50; 0,60; 0,70; 0,80; 0,90; 1,00; 1,20.

Расстояние между тарелками H (м) следует выбирать из стандартного ряда: для ситчатых, ситчато-клапанных, клапанных и колпачковых тарелок

0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; для жалюзийно-клапанных тарелок 0,4; 0,45; 0,5; 0,6; для решетчатых тарелок 0,2; 0,25; 0,3; 0,35; 0,4; 0,45; 0,5; 0,6.

Диапазон устойчивой работы тарелки определяется из соотношения $DIP = K_4/K_3$. Расчетное значение диапазона устойчивой работы не должно превышать: для колпачковой - 4,5, для ситчатой тарелки - 2, для клапанной - 3,5, для ситчато-клапанной - 3,5, для жалюзийно-клапанной - 4,5, для решетчатой - 2.

Если расчетное значение диапазона устойчивой работы тарелки превышает указанные значения, необходимо изменить коэффициенты увеличения или уменьшения нагрузки (K_4 и K_3) в сторону уменьшения их соотношения и повторить расчет. Если изменения недопустимы, прекратить расчет, выбрать тарелку другого типа с большим диапазоном устойчивой работы.

Расчеты тарельчатых абсорберов могут выполняться в следующем порядке:

1. Определяют состав и расход отбросных газов, составляют материальный баланс.

2. Строят равновесную и рабочую линии процесса, определяют расход поглотительной жидкости.

3. Определяют движущую силу процесса.

В оценочных расчетах при низких концентрациях поглощаемых компонентов пренебрегают продольным перемешиванием жидкости и газа, уносом, ступенчатостью процесса и другими факторами. Для вычисления средней движущей силы процесса используют модель идеального вытеснения и те же соотношения, что и в предыдущем случае.

4. Определение оптимальной скорости газового потока в колонне и высоты монолитного слоя жидкости и газожидкостного слоя (пены).

- 4.1. 1-й вариант расчета.

Вид уравнения для нахождения оптимальной скорости газового потока зависит от типа тарелки, конструкцию которой подбирают исходя из технико-экономических и других соображений.

Для провальных конструкций тарелок оптимальную скорость рекомендуется определять по соотношению:

$$\left[w_0^2 / (g \cdot d_{\text{св}} f_{\text{св}}^2) \right] \left(\rho_{\text{г}} / \rho_{\text{жс}} \right) \left(\eta_{\text{жс}} / \eta_{\text{г}} \right)^{0,16} = C_0 \exp \left[-4(L/G)^{0,25} \right],$$

где $f_{\text{св}}$ - свободное сечение тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; C_0 - коэффициент, равный 3 для нижнего и 10 для верхнего пределов нормальной работы тарелки.

В процессе эксплуатации возможны значительные колебания расхода газа. Поэтому рекомендуется принимать средние значения коэффициента C_0 .

Для ситчатых тарелок скорость газового потока определяют по уравнению:

$$w_0 = 0,05(\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{г}})^{0,5} \quad \text{м/с.}$$

Для колпачковых тарелок предельную скорость рекомендуется определять по уравнению:

$$w_0 = 0,0155 d_{\text{к}}^{-0,67} (h \cdot \rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{г}})^{0,5} \quad \text{м/с,}$$

где $d_{\text{к}}$ - диаметр колпачка, м; h - расстояние между тарелками за вычетом высоты колпачка $h_{\text{к}}$, м.

По скорости газа w_0 , м/с, и объемному расходу газовой смеси $V_{\text{г}}$, м³/с, подсчитывают диаметр колонны абсорбера. Затем выбирают ближайший диаметр D из нормализованного ряда колонн (приложение) и определяют рабочую скорость w_p . Для провальных тарелок по уточненной скорости пересчитывают принятое ранее значение C_0 :

$$C_p = C_0 (w_p / w_0)^2.$$

Высоту светлого (неаэрированного) слоя жидкости на тарелке $h_{\text{жс}}$, м, можно найти из выражения:

$$h_{\text{жс}} = (1 - \varepsilon) h_{\text{п}},$$

где ε - газосодержание (“порозность”) слоя жидкости на тарелке, м³/м³; $h_{\text{п}}$ - высота газожидкостного слоя (вспененной жидкости), м.

Для провальных тарелок высоту вспененной жидкости определяют из выражения:

$$h_{\text{п}} = w_{\text{св}}^2 / (g \cdot Fr) = (w_p / f_{\text{св}})^2 / (g \cdot Fr),$$

где $Fr = w_p^2 / (g h_{\text{п}})$ - критерий Фруда; $w = w_p / f_{\text{св}}$ - скорость газового потока, вычисленная по свободному сечению тарелки, м/с.

Плотность орошения $q_{\text{ор}}$ провальных тарелок без переливных устройств можно подсчитать по соотношению:

$$q_{\text{ор}} = L / (\rho_{\text{ж}} \cdot 0,785 \cdot D_{\text{а}}^2), \quad \text{м}^3 / (\text{м}^2 \text{с}).$$

Газосодержание барботажного слоя провальных тарелок находят по выражению

$$\varepsilon = 1 - [0,21 / (Fr^{0,2} f_{\text{св}}^{0,5})].$$

Для барботажных тарелок других конструкций:

$$\varepsilon = Fr^{0,5} / (1 + Fr^{0,5}),$$

где критерий Фруда Fr подсчитывается по рабочей скорости газового потока в колонне w_p , м/с.

Для колпачковых тарелок предлагается находить $h_{ж}$ из выражения:

$$h_{ж} = 0,0419 + 0,19 h_1 - 0,0135 w_p \rho_r + 2,46 q_{л},$$

где h_1 - высота переливной перегородки, м.

Линейная плотность орошения $q_{л}$, м³/с, подсчитывается следующим образом:

$$q_{л} = V_{ж} / l$$

где $V_{ж}$ - объемный расход жидкости, м³/с; l - периметр слива (длина переливной перегородки), м.

Для ситчатых тарелок высота $h_{ж}$ равна:

$$h_{ж} = 0,787 q_{л}^{0,2} h_1^{0,56} w_p^n [1 - 0,31 \exp(-0,11 \eta_{ж})] (\sigma_{ж} / \sigma_{в})^{0,09}.$$

Показатель степени n в этом уравнении может изменяться в пределах $(0,05 - 4,6)h_1$, а высота сливной перегородки h_1 - в пределах 0,015...0,04 м. Значение коэффициента динамической вязкости поглотителя $\eta_{ж}$ принимают в мПа с, а поверхностное натяжение поглотителя $\sigma_{ж}$, и стандартной жидкости $\sigma_{в}$ (воды при $t = 20^\circ\text{C}$) - в мН/м.

4.2. 2-й вариант расчета.

Допустимая скорость пара в колонне с колпачковыми, ситчатыми, клапанными, ситчато-клапанными тарелками w_d , м/с:

$$w_d = 0,1 \cdot A_1 \text{ где } A_1 = \sqrt{(\rho_{жс} - \rho_{г}) / \rho_{г}}.$$

Для жалюзийно-клапанной тарелки допустимую скорость пара (газа) в колонне можно рассчитать по соотношению

$$w_d = F_d / \sqrt{\rho_{г}}.$$

Значение допустимого фактора паровой (газовой) нагрузки F_d тут следует принимать равным $3,8 \text{ кг}^{0,5} / (\text{м}^{0,5} \cdot \text{с})$.

Для решетчатой тарелки $w_d = 0,17 A_1$.

По скорости газа w_d , м/с, и объемному расходу газовой смеси G_V , м³/с, подсчитывают диаметр колонны абсорбера.

Расчетный диаметр тарелки D , м:

$$D = \sqrt{G_V / 0,785 w_0},$$

где $G_V = G / \rho_r$ - объемная нагрузка по пару (газу), м³/с.

Из стандартного ряда диаметров принять ближайший к D больший диаметр тарелки. Если расчетный диаметр тарелки $D > 4,0$ м, то расчет прекращают, так как стандартной тарелки такого диаметра не существует.

Для решетчатой тарелки расчет прекращают при $D > 3,0$ м. В этом случае принимают решение о применении двух или более параллельно работающих колонн меньшего диаметра.

Принять минимально возможное при данном диаметре D расстояние между тарелками H . Выбрать по таблице 5 величину периметра слива l_2 и относительное сечение перелива S_2 для соответствующего типа тарелок (см. таблицы приложения).

Относительное рабочее сечение тарелки:

$$S_1 = 1 - 0,02S_2.$$

Допустимая скорость пара (газа) в рабочем сечении ситчатой, клапанной, ситчато-клапанной, жалюзийно-клапанной тарелки, м/с:

$$w_0 = K_2 A_1 B_1,$$

где $K_2 = 0,549 \sigma^{0,2}$ - коэффициент, зависящий от поверхностного натяжения.

Таблица 5.

Данные для определения l_2 и S_2

D , м	Периметр слива l_2 , м			Относительное сечение пере- лива S_2 , %		
	Для исполнения ISP					
	0	1	2	0	1	2
0,4	0,306	-	-	3,81	-	-
0,6	0,460	-	-	4,30	-	-
0,8	0,592	-	-	4,30	-	-
1,0	-	0,570	-	-	4,60	-
1,2	-	0,720	0,885	-	5,50	10,35
1,4	-	0,860	1,135	-	5,65	15,20
1,6	-	0,910	1,280	-	4,37	14,40
1,8	-	1,050	1,520	-	4,83	17,68
2,0	-	1,190	1,660	-	5,09	16,71
2,2	-	1,240	1,850	-	4,21	17,60
2,4	-	1,575	2,015	-	7,01	18,50
2,6	-	1,545	2,250	-	4,10	19,40
2,8	-	1,575	2,385	-	4,20	18,35
3,0	-	1,760	2,630	-	4,80	20,10
3,2	-	1,885	2,770	-	4,80	18,65
3,4	-	2,260	3,110	-	5,90	19,10
3,8	-	2,220	3,340	-	4,70	21,10
4,0	-	2,550	3,410	-	6,30	17,90

Коэффициент нагрузки B_1 находят в зависимости от величины комплекса A_2 по табл. 6:

$$A_2 = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_{\varepsilon}}{\rho_{ж}}}.$$

Для колпачковых тарелок допустимая скорость пара (газа) в рабочем сечении тарелки, м/с:

$$w_0 = 0,8 \cdot K_2 A_1 B_1.$$

Если $K_4 \cdot w > w_d \cdot S_1$, то необходимо увеличить расстояние между тарелками в пределах возможного при данном диаметре D и пересчитать допустимую скорость в рабочем сечении тарелки. Если увеличить расстояние между тарелками невозможно, увеличить диаметр тарелки и повторить расчет.

Удельная нагрузка на единицу длины периметра слива для тарелок всех типов, м³/(м·с):

$$L_{V_2} = L_V / l_2; \quad L_V = L / \rho_{ж}.$$

Если нагрузка на единицу длины периметра слива $L_{V_2} > 0,017$ при $ISP = 0$ или $ISP = 2$, то необходимо увеличить диаметр тарелки. Если $L_{V_2} > 0,017$ при $ISP = 1$, принять тарелку с большим относительным сечением перелива, соответствующую $ISP = 2$, и пересчитать допустимую скорость пара в рабочем сечении тарелки. Если $L_{V_2} \geq 0,0017$, вычислить подпор жидкости над сливным порогом, м:

$$h_1 = 0,667(L_{V_2})^{2/3}$$

и вести расчет дальше.

Если $L_{V_2} < 0,0017$, использовать зубчатую сливную планку и вычислить подпор жидкости над сливным порогом по уравнению

$$h_1 = 1,44(L_{V_2})^{2/3}.$$

Высота газожидкостного слоя на тарелке, м:

$$h_2 = h_0 \cdot 1000 / \rho_{ж}.$$

Таблица 6.

Значения коэффициента B_1

Комплекс A_2	B_1 в зависимости от расстояния между тарелками H , м						
	0,20	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50	0,60
0,001	0,021	0,036	0,042	0,046	0,054	0,058	0,071
0,002	0,021	0,035	0,041	0,045	0,053	0,058	0,070
0,003	0,021	0,035	0,042	0,047	0,053	0,059	0,071
0,004	0,023	0,036	0,042	0,047	0,054	0,060	0,072
0,005	0,024	0,037	0,043	0,048	0,055	0,061	0,073
0,006	0,024	0,038	0,044	0,049	0,056	0,062	0,074
0,007	0,025	0,039	0,045	0,050	0,057	0,063	0,075
0,008	0,026	0,039	0,046	0,057	0,058	0,064	0,077
0,009	0,026	0,040	0,046	0,052	0,059	0,065	0,078
0,010	0,028	0,041	0,047	0,053	0,060	0,066	0,079
0,020	0,033	0,048	0,055	0,063	0,069	0,077	0,091
0,030	0,038	0,055	0,063	0,069	0,075	0,085	0,097
0,040	0,040	0,058	0,065	0,072	0,080	0,088	0,100
0,050	0,043	0,060	0,067	0,074	0,081	0,089	0,101
0,060	0,043	0,060	0,067	0,075	0,081	0,088	0,101
0,070	0,043	0,060	0,067	0,075	0,081	0,087	0,101
0,080	0,043	0,060	0,066	0,074	0,080	0,086	0,100
0,090	0,042	0,059	0,066	0,074	0,079	0,085	0,099
0,100	0,041	0,058	0,065	0,073	0,078	0,084	0,098
0,200	0,036	0,051	0,057	0,064	0,068	0,073	0,087
0,300	0,031	0,045	0,050	0,057	0,061	0,065	0,077
0,400	0,029	0,041	0,045	0,051	0,055	0,059	0,069
0,500	0,027	0,036	0,040	0,045	0,048	0,052	0,060
0,600	0,025	0,033	0,036	0,039	0,042	0,046	0,053
0,700	0,023	0,030	0,033	0,036	0,038	0,042	0,048
0,800	0,022	0,027	0,030	0,033	0,034	0,038	0,043
0,900	0,020	0,025	0,027	0,030	0,032	0,035	0,040
1,000	0,019	0,023	0,025	0,027	0,029	0,033	0,037
2,000	0,012	0,012	0,013	0,014	0,015	0,018	0,019

Минимальную глубину барботажа h_6 принять равной h_d (табл. 7).

Таблица 7.

Рекомендуемые значения глубины барботажа

Параметр процесса	h_6 , м
Вакуумная колонна (рабочее давление 0,004–0,025 МПа)	0,030
Атмосферная колонна (рабочее давление 0,025–0,30 МПа)	0,050
Колонна под средним давлением (0,30–0,65 МПа)	0,075
Колонна под повышенном давлении (свыше 0,65 МПа)	0,100

Для колпачковых тарелок высота газожидкостного слоя

$$h_2 = h_6 \frac{1000}{\rho_{ж}} + h_3 + h_4.$$

Если диаметр тарелки менее 3,4 м, принять высоту прорези капсульного колпачка h_3 равным 0,02 м. При наличии загрязнения в разделяемой среде, установить капсульные колпачки с зазором h_4 , выбранным по следующей зависимости:

D , м	0,4	0,6-1,0	1,2-3,2	3,4-4,0
h_4 , м	0,007	0,01	0,014	0,018

Если загрязнений нет, принять $h_4 = 0$.

Высота сливного порога, м:

$$h_7 = h_2 - h_1.$$

Если $h_7 < 0,015$, принять $h_7 = 0,015$ м.

Для колпачковых тарелок, если $h_7 < 0,02$, принять $h_7 = 0,02$.

Для жалюзийно-клапанных тарелок высоту сливного порога h_7 принять равной величине исходной глубины барботажа h_σ .

Динамическая глубина барботажа (в метрах) для колпачковых тарелок

$$h_6 = (h_7 + h_1 + \frac{\Delta}{2} - \frac{h_3}{2} - h_4) \frac{\rho_{ж}}{1000};$$

$$\Delta = 0,004m(2,2 - F) \cdot (36L_{V_2})^{8h_7},$$

где h_7 - градиент уровня жидкости на тарелке (число рядов колпачков m выбирают по табл. приложения).

Для ситчатых, ситчато-клапанных и клапанных тарелок динамическая глубина барботажа

$$h_6 = (h_7 + h_1) \frac{\rho_{ж}}{1000}.$$

Минимально допустимая скорость пара (газа) в свободном сечении ситчатого полотна (в том числе и ситчатой тарелки), м/с:

$$w_{0\min} = \frac{B_2 - 9 \cdot (1 - 100 \cdot d_0)}{\sqrt{\rho_z}}.$$

Коэффициент, зависящий от глубины барботажа,

$$B_2 = 21,03 + 1,626 \ln h_6 + 1,85 \cdot 10^{-11} h_6^{-5,65} \exp(90,33 h_6).$$

Минимально допустимая скорость пара (газа) в свободном сечении колпачковой тарелки, м/с:

$$w_{0\min} = \frac{B_2 - 17(1 - 1,1 L_{V_2}^{0,2})}{\sqrt{\rho_z}}.$$

Минимально допустимая скорость пара (газа) в свободном сечении клапанов, м/с:

$$w_{0\min} = 1,44 h_7^{0,35} L_{V_1}^{0,3} \sqrt{\rho_{жс} / \rho_z}; \quad L_{V_1} = L_V / S_{S_1},$$

где L_{V_1} - нагрузка по жидкости на единицу площади тарелки, м/с.

Минимально допустимая скорость пара (газа) в свободном сечении жалюзийно-клапанных тарелок, м/с:

$$w_{0\min} = 2,113 L_{V_1}^{0,3} h_7^{0,35} \sqrt{\rho_{жс} / \rho_z}.$$

Расчетное относительное свободное сечение ситчатого полотна (в том числе и ситчатой тарелки), %:

$$f_1 = \frac{w K_3}{w_{0\min}} \cdot 100.$$

В зависимости от исполнения тарелки и диаметра отверстий ситчатого полотна по табл. приложения выбрать ближайшее к f_1 стандартное относительное свободное сечение тарелки f_3 и шаг между отверстиями t . Принять рабочее относительное свободное сечение тарелки f_5 равным стандартному f_3 .

Расчетное относительное свободное сечение клапанов, %:

$$f_2 = \frac{w(K_4 - 2K_3)}{w_{\kappa \max}} \cdot 100$$

Максимальная скорость в свободном сечении клапанов, м/с:

$$w_{\kappa \max} = 2 w_{\kappa \min} \sqrt{\zeta / \zeta_{\kappa}},$$

где ζ_{κ} - коэффициент гидравлического сопротивления клапанов, принять равным 4,7; ζ - коэффициент гидравлического сопротивления технологических зазоров клапанов (для ситчато-клапанных тарелок в первом приближении ζ можно принять равным 1,6, а для клапанных тарелок $\zeta = 215$).

Для ситчато-клапанной тарелки при $f_2 \geq 4,35$ принять тарелку модификации А, при $f_2 < 4,35$ - модификации Б. В зависимости от модификации и исполнения ситчато-клапанной тарелки, а также от величины диаметра

отверстия сита d_0 по табл. приложения выбрать ближайшее меньшее к f_1 стандартное относительное свободное сечение ситчатого полотна f_6 и шаг между отверстиями t . Стандартное относительное сечение клапанов f_4 выбрать по табл. приложения. Если не найдено ближайшее меньшее к f_1 значение стандартного относительного свободного сечения f_6 , а также если $ISP = 2$ или $ISP = 0$, прекратить расчет: ситчато-клапанная тарелка не пригодна по сечению отверстий сита. Если $ISP = 1$, принять $ISP = 2$, выбрать новые значения периметра слива l_2 и относительного сечения перелива S_2 и повторить расчет.

Исполнение колпачковой, клапанной и жалюзийно-клапанной тарелок определяется коэффициентом запаса сечения тарелки, %:

$$K_1 = \frac{K_3 w}{f_3 w_{0 \min}} \cdot 100.$$

Для колпачковых тарелок расчетное число колпачков KP определяют при $0,7 \leq K_1 < 1,0$. Если $K_1 < 0,7$, прекратить расчет: тарелка не удовлетворяет по степени перекрытия капсульных колпачков, стандартная конструкция неприменима.

Скорость пара в прорезях капсульного колпачка, м/с:

$$w_3 = G_v / KP \cdot S_3,$$

где S_3 - площадь прорезей колпачка, определяемая по табл. .

Коэффициент формы прорези

$$B_5 = 0,654 - 1,380 \cdot h_3.$$

Максимальная скорость пара в прорезях капсульного колпачка, м/с:

$$w_{3 \max} = 3,898 \cdot B_5 \sqrt{\frac{\rho_{ж} / h_3}{\rho_2}}.$$

Коэффициент паровой (газовой) нагрузки прорезей капсульного колпачка

$$B_6 = w_3 / w_{3 \max}.$$

Если $B_6 < 1$, его определяют по соотношению $B_3 = B_6^{0,57}$, если $B_3 h_3 < 0,01$, расчет прекратить: тарелка не удовлетворяет требованиям по высоте открытия прорези.

Для клапанных тарелок при $K_1 < 1,0$ и $ISP = 1$ следует принять исполнение тарелки $ISP = 2$, изменить значения периметра слива l_2 и относительного сечения S_2 и произвести дальнейший расчет. Если $ISP = 0$ или $ISP = 2$ и $K_1 < 0,7$, прекратить расчет: скорость пара (газа) в сечении тарелки меньше допустимой. Если $ISP = 0$ или $ISP = 2$, а $0,7 \leq K_1 \leq 1$, вычислить расчетное количество клапанов KP :

$$KP = K_1 \cdot KL,$$

где KL - стандартное количество клапанов, выбранное по значению D (см. табл. приложения). По этой же таблице выбирают и f_3 - стандартное относительное свободное сечение тарелки.

Для клапанно-жалюзийных тарелок при $0,9 \leq K_1 < 1,0$, $D > 1,0$ м и $ISP = 1$, принять исполнение $ISP = 2$, изменить значение допустимого фактора паровой нагрузки F_d и произвести дальнейший перерасчет. Если $K_1 > 0,9$, $D > 1,0$ м и $ISP = 2$, прекратить расчет: тарелка не удовлетворяет требованиям по запасу сечения.

Для тарелок с нестандартным количеством клапанов и колпачков рабочее относительное свободное сечение тарелки, %:

$$f_6 = f_3 \frac{KP}{KL}.$$

Если $K_1 \geq 1,0$, принять рабочее относительное свободное сечение тарелки f_5 равным стандартному относительному свободному сечению тарелки f_3 .

Рабочее относительное свободное сечение ситчато-клапанной тарелки

$$f_5 = f_6 + B_3 f_4 \sqrt{\zeta / \zeta_k}.$$

Вспомогательный комплекс

$$B_3 = 1,5 / \sqrt{A_3}.$$

Если $B_3 > 1,0$ или $A_3 \leq 0$, принять $B_3 = 1,0$:

$$A_3 = \frac{2q}{w_k^2 \rho_e} - 0,82.$$

Скорость пара в свободном сечении клапана, м/с:

$$w_k = \frac{w - B_{11} f_6 w_{0\min}}{f_4}.$$

Если $w_k \leq 0$, принять $B_3 = 0$.

Коэффициент использования диапазона устойчивой работы ситчатого полотна

$$B_{11} = f_1 / K_3 f_6.$$

Удельная нагрузка клапана q определяется в зависимости от значения максимального фактора нагрузки по пару

$$F_{k\max} = w_{k\max} \sqrt{\rho_e} :$$

$F_{k\max}$, кг ^{0,5} /(м ^{0,5} ·с)	10	10 – 20	20 – 30	30 – 45	45
q , Па	56,6	256,6	345,5	438,5	548,0

Удельная нагрузка клапана q дана для клапана, изготовленного из нержавеющей стали, толщиной, м: 0,001; 0,0016; 0,0022; 0,0028; 0,0035. При

использовании другого материала для клапанов толщина клапана рассчитывается по уравнению, м:

$$\delta_{\kappa} = 0,051 q / \rho_{\kappa},$$

где ρ_{κ} - плотность материала клапана (для обычных сталей составляет 7850, для нержавеющей - 8000, для титана - 4500 кг/м³).

Для клапанных тарелок рабочее относительное свободное сечение тарелки, %:

$$f_5 = \left[B_3 + (1 - B_3) \sqrt{\frac{\zeta_{\kappa}}{\zeta}} \right] f_6.$$

Для решетчатых тарелок относительное свободное сечение, %:

$$f_5 = f_3 (1 - \eta),$$

где $\eta = \frac{1}{1 + A_8 (B_{10}^2 \cdot \zeta)^{1/3}}$ - доля площади тарелки, занятая стекающей жидкостью.

Коэффициент сжатия струи на выходе из отверстия

$$B_8 = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - 0,01 \cdot f_3}.$$

Коэффициент истечения жидкости

$$B_{10} = \left[\sqrt{\left(\frac{1}{B_8} - 1 \right)^2 - \left(\frac{1}{B_7} - 1 \right)^2} + \frac{1}{B_7^2} \right]^{-1}.$$

Коэффициент расширения струи на выходе из отверстия

$$B_7 = 0,89 \cdot \left(\frac{\delta}{b} \right)^{0,14}.$$

Если диаметр $D \leq 0,8$ м, принять для решетчатых тарелок $ISP = 0$, а толщину полотна тарелки $\delta = 0,0025$ м. Для тарелок с $D > 0,8$ м - исполнение $ISP = 1$, толщину полотна тарелки $\delta = 0,002$ м. Ширина прорези решетчатой тарелки $b = 0,006$ м.

Если диаметр решетчатой тарелки $D = 4$ м принять шаг между отверстиями $t = 0,024$ м; если $D > 4$ м, принять $t = 0,032$ м.

Максимально допустимая скорость пара в свободном сечении колонны с решетчатыми тарелками

$$w_{\max} = 2,248 \cdot w_{\min}.$$

Если $wK_3 \geq w_{\min}$ и $wK_4 \geq w_{\max}$, необходимо уменьшить шаг между отверстиями t в пределах возможного. Если $wK_3 \leq w_{\min}$, не обеспечен требуемый диапазон устойчивой работы тарелки.

Стандартное относительное свободное сечение решетчатой тарелки выбирают по табл. приложения.

5. Определение коэффициентов массоотдачи.

Предлагаются упрощенные выражения для подсчета коэффициентов массоотдачи:

$$\beta_y = 6,24 \cdot 10^5 h_{\text{ж}} \sqrt{D_{\text{г}} \cdot w_{\text{р}} \cdot \eta_{\text{г}} / [\varepsilon(\eta_{\text{ж}} + \eta_{\text{г}})]} \quad \text{м/с},$$
$$\beta_x = 6,24 \cdot 10^5 h_{\text{ж}} \sqrt{D_{\text{ж}} \cdot q_{\text{ор}} \cdot \eta_{\text{г}} / [(1 - \varepsilon)(\eta_{\text{ж}} + \eta_{\text{г}})]} \quad \text{м/с}.$$

6. Определяют коэффициент массопередачи.

Коэффициенты массопередачи K_x , K_y , отнесенные к единице рабочей площади тарелки, определяются с использованием значений фазовых коэффициентов массоотдачи по соотношениям:

$$K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right); \quad K_x = \left(\frac{1}{m \beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \right).$$

7. Из основного уравнения массопередачи определяют суммарную рабочую поверхность и число тарелок:

$$F_m = \frac{j}{K_y \Delta Y_{\text{cp}}} = \frac{j}{K_x \Delta X_{\text{cp}}},$$

где поток массы загрязнителя M из газовой фазы в жидкую фазу определяется по уравнению материального баланса:

$$M = G(Y_{\text{н}} - Y_{\text{к}}) = L(X_{\text{к}} - X_{\text{н}}).$$

Число тарелок абсорбера $n_{\text{т}}$ находят из соотношения:

$$N_{\text{т}} = F_{\text{т}} / f_{\text{р1}},$$

где $f_{\text{р1}}$ - рабочая площадь одной тарелки, м^2 .

Для тарелок с перетоками рабочую площадь принимают меньше общей площади на величину, занятую переливными устройствами:

$$f_{\text{р1}} = \varphi \cdot 0,785 \cdot D_{\text{а}}^2, \quad \text{м}^2,$$

где φ - доля рабочей площади тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; $D_{\text{а}}$ - диаметр колонны, м.

8. Определяют высоту абсорбера.

Расстояния от верхней тарелки до крышки абсорбера и от днища до нижней тарелки принимают исходя из тех же соображений, что и для насадочных абсорберов.

Расстояние между тарелками выбирают из следующего ряда размеров, мм: 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200. Находят его из условия допустимого брызгоуноса $q_{\text{ж}}$ с газовым потоком от тарелки к тарелке, который можно принимать не выше 0,1 кг жидкости на 1 кг газового потока, для чего необходимо соблюдение соотношения:

$$H \geq h_{\text{п}} + H_{\text{с}}, \quad \text{м},$$

где $H_{\text{с}}$ - высота сепарационного пространства, м.

8.1. 1-й вариант расчета.

Высоту сепарационного пространства для провальных и клапанных тарелок находят из уравнения:

$$h_c = \left[A_2 (\rho_{\text{ж}} / \sigma_{\text{ж}})^{1.1} w_p^m / q_{\text{ж}} \right]^n \quad \text{м},$$

где $\sigma_{\text{ж}}$ - поверхностное натяжение поглотительной жидкости, мН/м;

A, m, n - эмпирические параметры, зависящие от типа тарелки (таблица 8)

Таблица 8.

Тип тарелки	A_2	m	n
Провальная (дырчатая, решетчатая и др.)	$7,91 \cdot 10^{-6}$	2,56	0,391
Клапанная или балластная	$4,80 \cdot 10^{-6}$	2,15	0,40

Для ситчатых тарелок величину h_c находят из уравнения:

$$h_c = 0,407 w_p / (\sigma_{\text{ж}} q_{\text{ж}})^{0,3125},$$

где величина $\sigma_{\text{ж}}$ выражена в мН/м.

Для колпачковых тарелок h_c можно найти с помощью графика рис. 28. С этой целью вначале необходимо подсчитать величину B по выражению:

$$B = w_p \sqrt{\rho_{\text{г}} / \rho_{\text{ж}}}.$$

Затем, найдя по графику значение параметра A , можно вычислить высоту сепарационного пространства из уравнения:

$$h_c = 0,4236 \cdot \left[A f_1 / (q_{\text{ж}} G \eta_{\text{ж}} \sigma^{0,4}) \right]^{0,386}, \quad \text{м}.$$

где величина G выражена в кг/час.

8.2. 2-й вариант расчета.

Если $H_c < 0,02$, необходимо увеличить расстояние между тарелками H . Если увеличить расстояние между тарелками невозможно, прекратить расчет: требуемое расстояние между тарелками превышает допустимое.

Межтарельчатый унос жидкости для колонн для колонн с колпачковыми тарелками:

$$q_{\text{жс}} = \frac{1,5 \cdot 10^{-3}}{\sigma} \left(\frac{w}{H_c} \right)^{3,2};$$

- с ситчатыми, ситчато-клапанными и клапанными тарелками:

$$q_{\text{жс}} = \frac{5,7 \cdot 10^{-3}}{\sigma} \left(\frac{w}{H_c} \right)^{3,2};$$

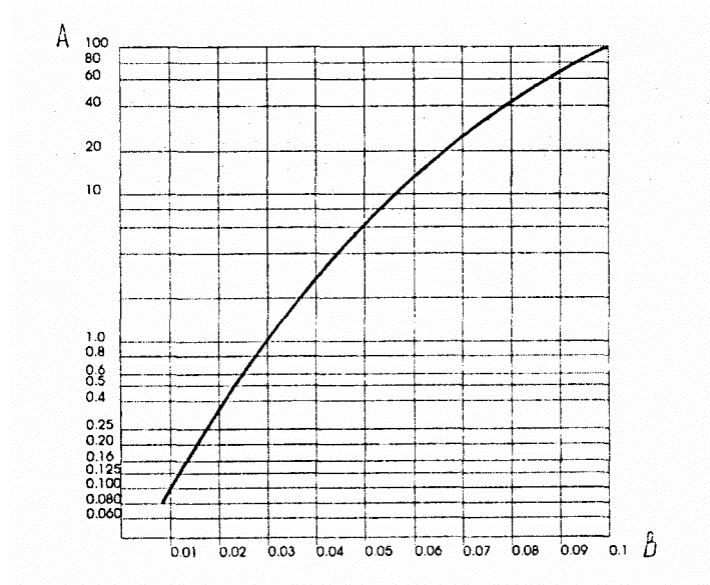


Рис. 28. Зависимость коэффициента A от параметра B .

Таблица 9.

Коэффициент вспениваемости K_5

Наименование системы	Наименование процесса	K_5
Не пенящиеся	Ректификация нефти, газообразных углеводородов кроме метана и этана	1,0
Слабо пенящиеся	Фторсодержащие системы (фреон)	0,9
Умеренно пенящиеся	Атмосферная переработка нефти, углеводородные абсорбенты и десорберы, аминовые и гликолевые регенераторы	0,85
Сильно пенящиеся	Вакуумная перегонка мазута, аминовые и гликолевые абсорбенты, глицерин, деметанизаторы	0,75
Очень сильно пенящиеся	Разделение метилэтилкетонов	0,6
Стойкая пена	Очистка средств протравки, моющих средств	0,15

- для колонн с жалюзийно-клапанными тарелками:

$$q_{жс} = A_6 \left(\frac{w}{A_7} \right)^{1,9};$$

- для колонн с решетчатыми тарелками:

$$q_{жс} = 1,4 \cdot 10^{-4} \left(\frac{w}{H_c} \right)^2.$$

Вспомогательный комплекс A_6 при $F > 1,65$ и $L_{V_2} > 0,00417$ принять $A_6 = 0,0079$, при $F > 1,65$ и $L_{V_2} < 0,00417$ $A_6 = 1,638 \cdot L_{V_2}$.

При $F < 1,65$ унос не рассчитывают, поскольку в этом случае необходима установка отбойников. При $q_{жс} < 0,1$ и $F > 1,8$ установка отбойников также необходима.

Вспомогательный комплекс A_7 , рассчитывают по зависимости

$$A_7 = 14,86 \cdot 10^{-5} \left(\frac{\sigma}{\rho_z} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_{жс} - \rho_z}{\mu_z} \right)^{0,425}.$$

Если $q_{жс} > 0,1$, необходимо увеличить расстояние между тарелками H . Если расстояние между тарелками увеличить невозможно увеличить диаметр колонны D и повторить расчет.

Скорость жидкости в переливном устройстве тарелки, м/с:

$$u = L_V \cdot 100 / S_{S_2}.$$

Допустимая скорость жидкости в переливных устройствах колпачковых, ситчатых, ситчато-клапанных, клапанных тарелок, м/с:

$$u_{\partial} = 0,008 K_5 \sqrt{H(\rho_{жс} - \rho_z)};$$

- жалюзийно-клапанных тарелок

$$u_{\partial} = 0,009 K_5 \sqrt{H(\rho_{жс} - \rho_z)}.$$

Если $u > u_{\partial}$, необходимо увеличить расстояние между тарелками. Если расстояние между тарелками увеличить невозможно, - увеличить диаметр колонны D и повторить расчет.

9. Определяют гидравлическое сопротивление тарелок.

9.1. 1-й вариант расчета.

Гидравлическое сопротивление N_T тарелок абсорбера определяется в общем виде из выражения:

$$\Delta p = N_m \Delta p_1,$$

где $\Delta p_1 = \Delta p_c + \Delta p_{п} + \Delta p_{\sigma}$ - гидравлическое сопротивление одной тарелки, Па; Δp_c - гидравлическое сопротивление сухой (неорошаемой) тарелки, Па; $\Delta p_{п}$ - гидравлическое сопротивление слоя пены на тарелке, Па; Δp_{σ} - гидравлическое сопротивление, Па, зависящие от поверхностного натяжения жидкости.

Гидравлическое сопротивление (Па) сухой (неорошаемой) тарелки в общем виде определяется по уравнению:

$$\Delta p_c = \zeta w_p^2 \rho_r / (2 f_{св}^2),$$

где ζ - коэффициент гидравлического сопротивления (принимают ориентировочно: для сухих тарелок колпачкового типа в пределах 4...5, клапанного – 3...4, ситчатого и провального со щелевыми отверстиями – 1,1...2).

Гидравлическое сопротивление (Па), обусловленное слоем жидкости на тарелке:

$$\Delta p_{\Pi} = g \rho_{\text{ж}} h_{\text{ж}}.$$

Гидравлическое сопротивление (Па), обусловленное силами поверхностного натяжения, определяется по формуле:

$$\Delta p_{\Pi} = 4 \cdot 10^{-3} \sigma_{\text{ж}} / d_{\text{ж}},$$

где $\sigma_{\text{ж}}$ - поверхностное натяжение поглотительной жидкости, мН/м.

9.2. 2-й вариант расчета.

С учетом конструктивного выполнения тарелок их гидравлическое сопротивление можно рассчитать следующим образом.

Коэффициент гидравлического сопротивления ситчатого полотна (в том числе и ситчатой тарелки):

$$\zeta = \left(\frac{d_0}{t} \right)^2 \left(\frac{t}{0,62 \cdot d_0} - 1 \right)^2.$$

Гидравлическое сопротивление колпачковой, ситчатой, ситчато-клапанной и клапанной тарелок, Па:

$$\Delta p = 5000 \zeta \left(\frac{F}{f_5} \right)^2 + 9810 \beta h_6.$$

Фактор аэрации:

$$\beta = \frac{0,1}{\frac{30 \cdot w}{f_5} + 4} + \frac{0,253}{\sqrt[4]{h_6}}.$$

Гидравлическое сопротивление жалюзийно-клапанной тарелки:

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2.$$

Гидравлическое сопротивление сухой жалюзийно-клапанной тарелки, Па:

$$\Delta p_1 = 9230 \cdot w_0 \cdot \rho_2 / \sqrt{Re} \text{ при } Re \leq 6,6 \cdot 10^4;$$

$$\Delta p_1 = 2,75 \cdot w_0^2 \cdot \rho_2 \text{ при } Re \leq 6,6 \cdot 10^4,$$

где $w_0 = \frac{w}{f_5} \cdot 100$ - скорость пара (газа) в рабочем относительном свобод-

ном сечении тарелки, м/с; $Re = w_0 \cdot \rho_2 \cdot 0,12 / \mu_2$ - критерий Рейнольдса (0,12 - величина эквивалентного диаметра жалюзийно-клапанного элемента, м).

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на жалюзийно-клапанной тарелке:

$$\Delta p_2 = 15,186 \cdot L_{V_2} \rho_{ж} \text{ при } F \geq 1,2 \text{ Па;}$$

$$\Delta p_2 = 2,453 \cdot \rho_{ж} (h_7 + h_1) \text{ при } F < 1,2 \text{ Па,}$$

где $h_1 = 0,667 \cdot B_4 (L_{V_1})$.

Коэффициент сужения потока B_4 определяется линейным интерполированием по табл. 10. Предварительно необходимо рассчитать вспомогательные комплексы A_4 и A_5 :

$$A_4 = \frac{l_2}{D}; \quad A_5 = \frac{3600 L_V}{l_2^{2,5}}.$$

Если $\Delta P > \Delta P_d$, принять больший диаметр тарелки D и повторить расчет; для колпачковой тарелки можно ограничиться увеличением высоты прорези колпачка h_3 , если это невозможно, - увеличить D).

Гидравлическое сопротивление столба светлой жидкости, Па:

$$\Delta P_3 = \left(\frac{B_9}{1 - B_9} + \eta \right) \left[\frac{5000 \left(\frac{F}{f_5} \right)^2}{1 - \eta} + \frac{0,002 \sigma}{b} \right].$$

Коэффициент гидравлического сопротивления сухой решетчатой тарелки

$$\zeta = \left(\frac{1}{B_8} - 1 \right)^2 - \left(\frac{1}{B_7} - 1 \right)^2 + \left(\frac{1}{B_7} - 0,01 f_3 \right)^2.$$

Гидравлическое сопротивление решетчатой тарелки, Па:

$$\Delta P = \frac{5000 \zeta}{1 - \eta} \left(\frac{1}{1 - \eta} - \eta \right) \left(\frac{F}{f_5} \right)^2 + \frac{0,002 \sigma}{b(1 - B_9)}.$$

Коэффициент неоднородности поля статических давлений

$$B_9 = \left[1 + \frac{1}{\frac{110}{f_5} \left(\frac{\rho_{II}}{\rho_{II}} \right)^{0,25}} \right]^{-1}.$$

Таблица 10.

Значения коэффициента B_4

Ком- плекс A_5	B_4 в зависимости от A_4						
	0,60	0,70	0,80	0,90	0,95	0,98	1,00
10	1,030	1,020	1,020	1,010	1,010	1,005	1,000
20	1,045	1,032	1,025	1,020	1,010	1,010	1,000
30	1,060	1,050	1,032	1,023	1,015	1,010	1,000
40	1,080	1,060	1,040	1,030	1,018	1,010	1,000
50	1,095	1,071	1,050	1,035	1,020	1,010	1,002
60	1,111	1,082	1,060	1,040	1,025	1,015	1,004
70	1,133	1,095	1,068	1,045	1,030	1,019	1,008
80	1,150	1,104	1,072	1,050	1,031	1,020	1,009
90	1,170	1,115	1,080	1,055	1,035	1,022	1,010
100	1,190	1,125	1,088	1,060	1,040	1,025	1,010
120	1,240	1,150	1,102	1,070	1,045	1,030	1,012
160	-	1,225	1,140	1,085	1,060	1,040	1,015
200	-	-	1,180	1,105	1,072	1,050	1,018
300	-	-	-	1,165	1,108	1,074	1,025
400	-	-	-	-	1,160	1,100	1,038
500	-	-	-	-	-	1,140	1,052
600	-	-	-	-	-	-	1,070
700	-	-	-	-	-	-	1,085

Пример 3. Массообменный и гидравлический расчет тарельчатого абсорбера.

Произвести массообменный и гидравлический расчет абсорбера тарельчатого типа по 1-му варианту и исходным данным примера 1.

Среди разнообразия типовых конструкций тарелок подобрать оптимальный вариант для очистного аппарата достаточно сложно, так как все они разработаны применительно к технологическим абсорберам. Для условий рассматриваемой задачи можно остановиться на решетчатой (провальной) конструкции тарелки вследствие ее простоты и удобства эксплуатации. При этом обязательным условием должно быть точное соблюдение рабочей скорости газового потока, соответствующей оптимальной скорости.

П.п. 1, 2, 3 - определение количества ингредиентов отбросных газов, построение равновесной и рабочей линии процесса и определение движущей силы массопередачи - см. п.п. 1, 2, 3 расчета в примере 1.

4.1. Значение оптимальной скорости w_0 находим, приняв предварительно $C_0 = 8$, эквивалентный диаметр отверстия тарелки $d_{\text{экв}} = 0,005$ м и свободное относительное сечение тарелки $f_{\text{св}} = 0,2$ м²/м²:

$$\begin{aligned} [w_0^2 / (g \cdot d_{\text{св}} \cdot f_{\text{св}}^2)] (\rho_{\text{г}} / \rho_{\text{ж}}) (\mu_{\text{ж}} / \mu_{\text{г}})^{0,16} &= 8 \exp[-4(L/G)^{0,25} (\rho_{\text{г}} / \rho_{\text{ж}})^{0,125}] = \\ &= [w_0^2 / (9,81 \cdot 0,005 \cdot 0,2^2)] \cdot (1,29/997) \cdot (894 \cdot 10^{-6} / 1000 \cdot 10^{-6})^{0,16} = \\ &= 8 \exp[-4(7,66/5,406)^{0,25} \cdot (1,29/997)^{0,125}]; \end{aligned}$$

Отсюда получим значение скорости газа в колонне:

$$w_0 = 1,357 \text{ м/с.}$$

Определяем диаметр абсорбера:

$$D_a = \sqrt{\frac{4V_c}{\pi w_0}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,187}{3,14 \cdot 1,357}} = 1,982 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный диаметр колонны $D_a = 2000$ мм, уточняем рабочую скорость газового потока:

$$w_p = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 4,187}{3,14 \cdot 2^2} = 1,333 \text{ м/с.}$$

и коэффициента C :

$$C_p = C_0 (w_p / w_0) = 8(1,333/1,357)^2 = 7,74.$$

Рассчитываем плотность орошения:

$$q_{\text{ор}} = L / (\rho_{\text{ж}} \cdot 0,785 \cdot D_a^2) = (7,66/997 \cdot 0,785 \cdot 2^2) = 0,0024 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ с}).$$

Находим величину критерия Фруда Fr :

$$\begin{aligned} Fr &= \frac{0,011 \cdot C_p \cdot \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}} \left[\frac{q_{\text{ор}}^6 \mu_{\text{ж}}^2 \rho_{\text{ж}}}{g \cdot \sigma^3} \right]^{-0,067} = \\ &= \frac{0,011 \cdot 7,74 \cdot 997}{1,29} \left[\frac{0,00245^6 (894 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 997}{9,81(72 \cdot 10^{-3})^3} \right]^{-0,067} = 81,52 \end{aligned}$$

и подсчитываем высоту слоя вспененной жидкости h_n :

$$h_n = w_{\text{св}}^2 / (g \cdot Fr) = (w_p / f_{\text{св}})^2 / (g \cdot Fr) = (1,333/0,2)^2 / (9,81 \cdot 81,52) = 0,0555 \text{ м.}$$

Определяем газосодержание барботажного слоя ε :

$$\varepsilon = 1 - 0,21 / (Fr^{0,2} \cdot f_{\text{св}}^{0,5}) = 1 - 0,21 / (81,52^{0,2} \cdot 0,2^{0,5}) = 0,8 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Находим высоту светлого слоя $h_{\text{жс}}$ на тарелке:

$$h_{\text{жс}} = (1 - \varepsilon) \cdot h_n = (1 - 0,8) \cdot 0,0555 = 0,011 \text{ м.}$$

5. Вычисляем фазовые коэффициенты массоотдачи:

$$\begin{aligned}
\beta_y &= 6,24 \cdot 10^5 \cdot h_{жс} \sqrt{\frac{D_z \cdot w_p \cdot \mu_z}{\varepsilon(\mu_{жс} + \mu_z)}} = & \text{м/с;} \\
&= 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,011 \sqrt{\frac{23,3 \cdot 10^{-6} \cdot 1,333 \cdot 18,4 \cdot 10^{-6}}{0,8(894 + 18,4)10^{-6}}} = 5,945 \\
\beta_x &= 6,24 \cdot 10^5 \cdot h_{жс} \sqrt{\frac{D_{жс} \cdot q_{оп} \cdot \mu_z}{(1-\varepsilon)(\mu_{жс} + \mu_z)}} = & \text{м/с.} \\
&= 6,24 \cdot 10^5 \cdot 0,011 \sqrt{\frac{1,98 \cdot 10^{-9} \cdot 0,00245 \cdot 18,4 \cdot 10^{-6}}{(1-0,8)(894 + 18,4)10^{-6}}} = 0,0048
\end{aligned}$$

Фазовые коэффициенты массоотдачи β_y и β_x , м/с, вычисленные с помощью критериальных зависимостей, по определению, представляют количество киломолей газообразного компонента, переходящего в жидкую фазу за 1 с на площади контакта 1 м² при единичной средней движущей силе, выраженной объемной мольной концентрацией абсорбируемого компонента в соответствующей фазе. Сообразно с этим определением запишем коэффициенты массообмена с развернутыми (представленными в полном виде) единицами измерений:

$$\begin{aligned}
\beta_y &= 5,945 \text{ кмоль NH}_3/[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3/\text{м}^3 \text{ Г.С.})], \text{ и} \\
\beta_x &= 0,0048 \text{ кмоль NH}_3/[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3/\text{м}^3 \text{ Ж.С.})].
\end{aligned}$$

Другие параметры уравнения массопередачи, необходимые для определения требуемой поверхности массообмена, были подсчитаны в относительных мольных и массовых долях.

Приведем к таким же единицам и значения фазовых коэффициентов массоотдачи (приложение 9).

Вычисляем средние массовые концентрации загрязнителя в газовой C_y и жидкой C_x фазах:

$$\begin{aligned}
C_{ср.y} &= (C_{н.y} + C_{к.y})/2 = (0,0049 + 0,00004)/2 = 0,0025 \text{ кг NH}_3/\text{м}^3 \text{ Г.С.} \\
C_{ср.x} &= (C_{н.x} + C_{к.x})/2 = (0 + 2,6494)/2 = 1,325 \text{ кг NH}_3/\text{м}^3 \text{ Ж.С.}
\end{aligned}$$

Определим фазовые коэффициенты массоотдачи в мольных и массовых единицах на единицу движущей силы, выраженной в относительных мольных и массовых долях соответственно:

$$\begin{aligned}
\beta_y | \Delta Y &= \beta_y (\rho_z - C_{ср.y})/M_{возд} = 5,945 \cdot (1,29 - 0,0025) = 0,264 \\
&\text{кмоль NH}_3/[\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3/\text{кмоль воздуха})];
\end{aligned}$$

$$\beta_x \left| \Delta X = \beta_x (\rho_{ж} - C_{cp.x}) / M_{H_2O} = 0,0048 \cdot (997 - 1,325) / 18 = 0,264 \right.$$

$$\text{кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль H}_2\text{O})];$$

$$\bar{\beta}_y \left| \Delta \bar{Y} = \bar{\beta}_y (\rho_z - C_{cp.y}) = 5,945 \cdot (1,29 - 0,0025) = 7,66 \right.$$

$$\text{кг NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг NH}_3 / \text{кг воздуха})];$$

$$\bar{\beta}_x \left| \Delta \bar{X} = \bar{\beta}_x (\rho_{ж} - C_{cp.x}) / M_{H_2O} = 0,0048 \cdot (997 - 1,325) / 18 = 4,75 \right.$$

$$\text{кг NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг NH}_3 / \text{кг воздуха})].$$

Полученные фазовые коэффициенты массоотдачи отнесены к 1 м² площади поверхности тарелок.

6. Подсчитываем значения коэффициента массопередачи в мольных и массовых единицах по формуле:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{0,264} + \frac{0,987}{0,264}} = 0,133$$

$$\text{кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль воздуха})];$$

$$\bar{K}_y = \frac{1}{\frac{1}{\bar{\beta}_y} + \frac{m}{\bar{\beta}_x}} = \frac{1}{\frac{1}{7,66} + \frac{0,613}{4,75}} = 3,853$$

$$\text{кг NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кг NH}_3 / \text{кг воздуха})].$$

Коэффициенты массопередачи K_y и $\bar{K}_y$, как и фазовые коэффициенты массоотдачи, отнесены к единице площади поверхности тарелок.

7. Определяем суммарную поверхность тарелок F_m :

$$F_m = \frac{W_{NH_3}}{K_y \cdot \Delta Y_{cp}} = \frac{0,0012}{0,133 \cdot 8,61 \cdot 10^{-4}} = 10,48 \text{ м}^2 \quad \text{или}$$

$$F_m = \frac{\bar{W}_{NH_3}}{\bar{K}_y \cdot \Delta \bar{Y}_{cp}} = \frac{0,0204}{3,853 \cdot 5,06 \cdot 10^{-4}} = 10,48 \text{ м}^2.$$

Рабочую площадь одной решетчатой (провальной) тарелки можно принять равной $\varphi = 0,9$ (90%) площади сечения колонны:

$$f_1 = 0,785 \cdot D_a^2 \cdot \varphi = 0,785 \cdot 2^2 \cdot 0,9 = 2,826 \text{ м}^2.$$

Необходимое число тарелок:

$$N_m = F_m / f_1 = 10,48 / 2,83 = 3,7 \cong 4.$$

8.1. Находим высоту сепарационного пространства при брызгоуносе $q_{\text{ж}}$ не более 0,05 кг/кг. Значения коэффициентов; $A = 7,91 \cdot 10^{-6}$; $m = 2,56$; $n = 0,391$ принимаем по таблице 7.4.

$$h_c = [A \cdot (\frac{\rho_{\text{жс}}}{\sigma})^{1,1} \frac{w_p^m}{q_{\text{жс}}}]^n = [7,91 \cdot 10^{-6} (\frac{997}{72})^{1,1} (\frac{1,333^{2,56}}{0,05})]^{0,391} = 0,103 \text{ м.}$$

Находим расстояние между тарелками:

$$h_m \geq h_n + h_c = 0,0555 + 0,103 = 0,1585 \text{ м.}$$

Принимаем ближайшее по размерному ряду расстояние $h_T = 200$ мм. Таким образом, высота части колонны, занятой тарелками, составит

$$(N_T - 1) \cdot h_T = (4 - 1) \cdot 200 = 600 \text{ мм.}$$

Добавив к полученному расстоянию по 3 м сверху и снизу колонны, получим ее общую высоту $H_a = 6,6$ м с массой тарелок:

$$m = m_1 \cdot N_T = 200 \cdot 4 = 800 \text{ кг,}$$

где $m_1 = 200$ кг – масса одной решетчатой провальной тарелки.

9.1. Определяем гидравлическое сопротивление сухой решетчатой провальной тарелки, приняв для нее $\zeta = 2$:

$$\Delta P_c = \zeta \cdot (w_p / f_{cv})^2 \cdot \rho_z / 2 = 2 \cdot (1,333 / 0,2)^2 \cdot 1,29 / 2 = 57,4 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление слоя жидкости на тарелке:

$$\Delta P_{\text{жс}} = g \cdot \rho_{\text{жс}} \cdot h_{\text{жс}} = 9,81 \cdot 997 \cdot 0,011 = 105,6 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta P_{\sigma} = 4 \cdot \sigma / d_{\text{экв}} = 4 \cdot 72 \cdot 10^{-3} / 0,005 = 57,6 \text{ Па.}$$

Сопротивление одной орошаемой тарелки находим как сумму вычисленных ранее сопротивлений:

$$\Delta P_1 = \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{жс}} + \Delta P_c = 57,6 + 105,6 + 57,4 = 220,6 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление всех тарелок абсорбера составит:

$$\Delta P = N \cdot \Delta P_1 = 4 \cdot 220,6 \cong 882 \text{ Па.}$$

Пример 4. Гидравлический расчет ситчатой тарелки.

Исходные данные: нагрузка по жидкости $L = 2$ кг/с; нагрузка по газу $G = 6$ кг/с; плотность жидкости $\rho_x = 1100$ кг/м³, плотность газа $\rho_y = 2,0$ кг/м³; поверхностное натяжение $\sigma = 30$ мН/м; коэффициент снижения нагрузки $K_3 = 1,0$; коэффициент повышения нагрузки $K_4 = 2,0$; коэффициент вспениваемости системы $K_5 = 0,85$; допустимое гидравлическое сопротивление тарелки $\Delta P_d = 0,5$ МПа.

Разделяемая смесь не содержит механических примесей и некоррозионна.

Примем $d_0 = 0,005$ м. По табл. 4.40 выберем $h\sigma = 0,025$ м. Расстояние между тарелками выберем из нормативного ряда $H_T = 0,5$ м.

Диапазон устойчивой работы тарелки $DIP = K_4/K_3 = 2/1 = 2$. Поскольку $DIP = 2$, то тарелка удовлетворяет исходным требованиям.

Коэффициент, зависящий от поверхностного натяжения,

$$K_2 = 0,549\sigma^{0,2} = 0,549 \cdot 30^{0,2} = 1,08.$$

Вспомогательные комплексы:

$$A_1 = [(\rho_x - \rho_y)/\rho_y]^{0,5} = [(1100 - 2)/2]^{0,5} = 23;$$

$$A_2 = \frac{L}{G}(\rho_y/\rho_x)^{0,5} = \frac{2}{6}(2/1100)^{0,5} = 0,0142.$$

Объемная нагрузка, $\text{м}^3/\text{с}$:

- по газу $G_V = G/\rho_y = 6/2 = 3$;

- по жидкости $L_V = L/\rho_x = 2/1100 = 0,0018$.

Допустимая скорость газа в колонне, $\text{м}/\text{с}$:

$$w_0 = 0,1 \cdot A_1 = 0,1 \cdot 23 = 2,3.$$

Расчетный диаметр тарелки, м:

$$D_p = (G_V / 0,785 \cdot w_0)^{0,5} = (6 / 0,785 \cdot 2,3)^{0,5} = 1,73.$$

Из стандартного ряда выбираем $D = 1,8$ м.

Свободное сечение колонны

$$S = 0,785 D^2 = 0,785 \cdot 1,8^2 = 2,54 \text{ м}^2.$$

Скорость газа в колонне

$$w = G_V / S = 3 / 2,54 = 1,18 \text{ м}/\text{с}.$$

Фактор нагрузки по газу

$$F = w(\rho_y)^{0,5} = 1,18(2)^{0,5} = 1,67 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

По табл. 5 выберем $l_2 = 1,52$ м и $S_2 = 17,68$ %.

Относительное рабочее сечение тарелки

$$S_1 = 1 - 0,02 S_2 = 1 - 0,02 \cdot 17,68 = 0,65.$$

Коэффициент нагрузки в соответствии с данными табл. 6: $B_1 = 0,071$.

Допустимая скорость газа в рабочем сечении тарелки

$$w_d = K_2 B_1 A_1 = 1,08 \cdot 0,071 \cdot 23 = 1,76 \text{ м}/\text{с};$$

$$K_4 w = 2 \cdot 1,18 = 2,36; \quad w_d S_1 = 1,76 \cdot 0,65 = 1,15.$$

$K_4 w > w_d S_1$. При увеличении H_1 неравенство изменяется незначительно, поэтому увеличиваем диаметр колонны.

Принимаем $D = 2,6$ м. Тогда

$$w = 0,565 \text{ м}/\text{с}; \quad F = 0,8 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с});$$

$$l_2 = 1,545 \text{ м}; S_2 = 4,2 \%; S_1 = 0,92;$$

$$B_1 = 0,071; w_d S_1 = 1,6; K_4 w = 2 \cdot 0,565 = 1,130; w_d S_1 > K_4 w.$$

Удельная нагрузка по жидкости на единицу длины периметра слива

$$L_{V_2} = L_V / L_2 = 0,0018 / 1,545 = 0,00117 \text{ м}^2/\text{с}.$$

$L_{V_2} < 0,0017$, следовательно, необходимо использовать зубчатую сливную планку:

$$h_1 = 1,44(L_{V_2})^{2/3} = 1,44(0,00117)^{2/3} = 0,016 \text{ м}.$$

Примем минимальную глубину барботажа h_5 равной $h \sigma = 0,025 \text{ м}$.

Высота газожидкостного слоя на тарелке

$$h_2 = 1000 h_5 / \rho_x = 1000 \cdot 0,025 / 1100 = 0,023 \text{ м}.$$

Высота сливного порога $h_7 = h_2 - h_1 = 0,023 - 0,016 = 0,007 \text{ м}$. Поскольку $h_7 < 0,015 \text{ м}$, примем $h_7 = 0,015 \text{ м}$.

Динамическая глубина барботажа

$$h_6 = (h_7 + h_1) \frac{\rho_x}{1000} = 0,023 \frac{1100}{1000} = 0,025 \text{ м}.$$

Коэффициент, зависящий от глубины барботажа,

$$B_2 = 21,03 + 1,626 \ln h_6 - 1,85 \cdot 10^{-11} h_6^{-5,65} \exp(90,33 h_6) =$$

$$= 21,03 + 1,626 \ln 0,025 - 1,85 \cdot 10^{-11} \cdot 0,025^{-5,65} \exp(90,33 \cdot 0,025) = 14,5.$$

Минимально допустимая скорость пара в свободном сечении тарелки

$$w_{0\min} = \frac{B_2 - 9(1 - 100d_0)}{\rho_y^{0,5}} = \frac{14,5 - 9(1 - 100 \cdot 0,005)}{2^{0,5}} = 7,07 \text{ м/с}.$$

Расчетное относительное свободное сечение тарелки

$$f_6 = w K_3 / w_{0\min} = 0,565 \cdot 1 / 7,07 = 0,08; f_6 = 8\%.$$

По данным табл. 14.3 выберем ближайшее меньшее к f_6 стандартное относительное свободное сечение тарелки $f_3 = 9,1 \%$ и шаг между отверстиями $t = 0,013 \text{ м}$. Примем рабочее относительное свободное сечение тарелки f_5 равным $f_3 = 9,1 \%$.

Фактор аэрации

$$\beta = \frac{0,1}{\frac{30 \cdot w}{f_5} + 4} + \frac{0,253}{h_6^{0,25}} = \frac{0,1}{\frac{30 \cdot 0,565}{9,1} + 4} + \frac{0,253}{(0,025)^{0,25}} = 0,65.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления сухой тарелки

$$\zeta = \left(\frac{d_0}{t} \right)^2 \left(\frac{t}{0,62 \cdot d_0} - 1 \right)^2 = \left(\frac{0,005}{0,013} \right)^2 \left(\frac{0,013}{0,62 \cdot 0,005} - 1 \right)^2 = 1,5.$$

Гидравлическое сопротивление тарелки

$$\Delta P = 5000 \zeta \left(\frac{F}{f_5} \right)^2 + 9810 \beta \cdot h_6 = \text{Па};$$

$$= 5000 \cdot 1,5 \left(\frac{0,8}{9,1} \right)^2 + 9810 \cdot 0,65 \cdot 0,025 = 217,4$$

$$\Delta P < \Delta P_\partial.$$

Высота сепарационного пространства

$$H_c = H - 2,5 \cdot h_6 \frac{1}{K_5} = 0,5 - 2,5 \cdot 0,025 \frac{1}{0,85} = 0,427 \text{ м.}$$

Межтарельчатый унос жидкости

$$e = 5,7 \cdot \frac{10^{-3}}{\sigma} \left(\frac{w}{H_c} \right)^{3,2} = 5,7 \cdot \frac{10^{-3}}{30} \left(\frac{0,565}{0,427} \right)^{3,2} = 0,46 \cdot 10^{-3};$$

$e < 0,1$; унос меньше допустимого.

Скорость жидкости в переливе

$$u = 100 \cdot L_V / (S \cdot S_2) = \frac{100 \cdot 0,0018}{0,785 \cdot 2,6^2 \cdot 4,2} = 0,008 \text{ м/с.}$$

Допустимая скорость жидкости в переливе

$$u_\partial = 0,008 \cdot K_5 [H(\rho_x - \rho_y)]^{0,5} = 0,008 \cdot 0,85 [0,5(1100 - 2)]^{0,5} = 0,159 \text{ м/с};$$

$$u_\partial > u.$$

Расчет окончен.

Пример 5. Гидравлический расчет ситчато-клапанной тарелки.

Исходные данные: нагрузка по жидкости $L = 4,17$ кг/с; нагрузка по газу $G = 3,36$ кг/с; плотность жидкости $\rho_x = 934,5$ кг/м³, плотность газа $\rho_y = 3,36$ кг/м³; поверхностное натяжение $\sigma = 34,1$ мН/м; коэффициент снижения нагрузки $K_3 = 0,8$; коэффициент повышения нагрузки $K_4 = 2$; коэффициент вспениваемости системы $K_5 = 0,85$; допустимое гидравлическое сопротивление тарелки $\Delta P_d = 0,5$ МПа.

Разделяемая смесь не содержит механических примесей и некоррозионна.

Зададимся межтарельчатым расстоянием $H = 0,4$ м.

Исходную глубину барботажа выберем по табл. 7, $h_\sigma = 0,03$ м.

Диаметр отверстия ситчатого полотна $d_0 = 0,005$ м. Примем в первом приближении $\zeta = 1,6$; коэффициент гидравлического сопротивления клапана примем $\zeta_k = 4,7$.

Диапазон устойчивой работы тарелки $DIP = K_4/K_3 = 2/0,8 = 2,5$. $DIP < 3,56$; следовательно ситчато-клапанная тарелка удовлетворяет исходным данным.

Коэффициент, зависящий от поверхностного натяжения,

$$K_2 = 0,549\sigma^{0,2} = 0,549 \cdot 34,1^{0,2} = 1,112.$$

Вспомогательные комплексы:

$$A_1 = \sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}} = \sqrt{\frac{934,5 - 3,36}{3,36}} = 16,65;$$

$$A_2 = \frac{L}{G}(\rho_y/\rho_x)^{0,5} = \frac{4,17}{3,92} \left(\frac{3,36}{934,5} \right)^{0,5} = 0,064.$$

Объемная нагрузка:

- по газу $G_V = G/\rho_y = 3,92/3,36 = 1,16 \text{ м}^3/\text{с};$

- по жидкости $L_V = L/\rho_x = 4,17/934,5 = 0,0045 \text{ м}^3/\text{с}.$

Допустимая скорость газа в колонне

$$w_\partial = 0,1 \cdot 16,65 = 1,665 \text{ м/с}.$$

Расчетный диаметр тарелки.

$$D_p = (G_V / 0,785 \cdot w_\partial)^{0,5} = (1,16 / 0,785 \cdot 1,665)^{0,5} = 0,9 \text{ м}.$$

Примем ближайший стандартный диаметр $D = 1 \text{ м}.$

Свободное сечение колонны

$$S = 0,785 \cdot D^2 = 0,785 \text{ м}^2.$$

Скорость газа в колонне

$$w = G_V / S = 1,16 / 0,785 = 1,326 \text{ м/с}.$$

Фактор нагрузки по газу

$$F = w(\rho_y)^{0,5} = 1,326(3,36)^{0,5} = 2,43 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

По данным табл. 5 выберем периметр слива $l_2 = 0,57 \text{ м}$ и относительное сечение перелива $S_2 = 4,6 \%$. Относительное рабочее сечение тарелки

$$S_1 = 1 - 0,02 \cdot 4,6 = 0,908.$$

Нагрузка по жидкости на единицу активной площади тарелки

$$L_{V1} = L_V / (S \cdot S_1) = \frac{0,0045}{0,785 \cdot 0,908} = 0,0063 \text{ м/с}.$$

По данным табл. 6 выберем коэффициент $B_1 = 0,075.$

Допустимая скорость газа в рабочем сечении тарелки

$$w_\partial = K_2 \cdot B_1 \cdot A_1 = 1,112 \cdot 0,075 \cdot 16,65 = 1,39 \text{ м/с};$$

$$K_4 \cdot w = 1,2 \cdot 1,326 = 1,59;$$

$$w_\partial \cdot S_1 = 1,39 \cdot 0,908 = 1,26;$$

$$K_4 \cdot w > w_\partial \cdot S_1.$$

Примем $H = 0,6 \text{ м}.$ Тогда

$$B_1 = 0,101;$$

$$w_\partial = 2,33 \text{ м/с};$$

$$w_\partial \cdot S_1 = 2,11.$$

В этом случае также $K_4 \cdot w > w_0 \cdot S_1$. Следовательно, увеличение межта-
рельчатого расстояния до максимально возможного желаемого результата
не дало. Поэтому увеличиваем диаметр колонны. Примем $D = 1,4$ м. В
этом случае

$$S = 1,54 \text{ м}^2; w = 0,75 \text{ м/с}; F = 1,37 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с});$$

$$l_2 = 0,86 \text{ м}; S_2 = 5,65 \%; S_1 = 0,89;$$

$$L_{v1} = 0,0033 \text{ м/с}; B_1 = 0,101; w_d = 1,87 \text{ м/с};$$

$$K_4 \cdot w = 2 \cdot 0,75 = 1,5; w_d \cdot S_1 = 1,87 \cdot 0,89 = 1,66; K_4 \cdot w < w_d \cdot S_1.$$

Удельная нагрузка по жидкости на единицу длины периметра слива

$$L_{v1} = L_v / l_2 = \frac{0,0045}{0,86} = 0,0052 \text{ м}^2/\text{с}.$$

Поскольку $L_{v2} > 0,0017$, то подпор жидкости над сливным порогом

$$h_1 = 0,667(L_{v2})^{2/3} = 0,667(0,0052)^{2/3} = 0,02 \text{ м}.$$

Примем минимальную глубину барботажа $h_5 = h_6 = 0,03$ м.

Высота газожидкостного слоя на тарелке

$$h_2 = 1000 \cdot h_5 / \rho_x = 1000 \frac{0,03}{934,5} = 0,032 \text{ м}.$$

Высота сливного порога

$$h_7 = h_2 - h_1 = 0,032 - 0,02 \approx 0,012 \text{ м}.$$

Динамическая глубина барботажа

$$h_6 = (h_7 + h_1) \frac{\rho_x}{1000} = (0,012 + 0,02) \frac{934,5}{1000} = 0,03 \text{ м}.$$

Коэффициент, зависящий от глубины барботажа,

$$B_2 = 21,03 + 1,626 \cdot \ln 0,03 - 1,85 \cdot 10^{-11} \cdot 0,03^{-5,65} \cdot \exp(90,33 \cdot 0,03) = 15,1.$$

Минимально допустимая скорость газа в свободном сечении ситчатого
полотна

$$w_{0\min} = \frac{B_2 - 9(1 - 100d_0)}{(\rho_y)^{0,5}} = \frac{15,1 - 9(1 - 100 \cdot 0,005)}{3,36^{0,5}} = 7,57 \text{ м/с}.$$

Расчетное относительное свободное сечение ситчатого полотна

$$f_1 = 100 \cdot w \cdot K_3 / w_{0\min} = \frac{0,75 \cdot 0,8 \cdot 100}{7,57} = 7,92 \%.$$

Максимальная скорость газа в свободном сечении клапанов

$$w_{k\max} = 2 \cdot w_{0\min} (\zeta / \zeta_k)^{0,5} = 2 \cdot 7,57 (1,6/4,7)^{0,5} = 8,78 \text{ м/с}.$$

Расчетное относительное свободное сечение клапанов

$$f_2 = w(K_4 - 2K_3) / w_{k\max} = \frac{0,75(2 - 2 \cdot 0,85) \cdot 100}{8,78} = 2,6 \%$$

Поскольку $f_2 < 4,35$, примем тарелку модификации B (исполнение 1). По данным табл. 16.7 выберем $f_7 = 8,4 \%$ и шаг между отверстиями $t = 0,013$ м. Стандартное относительное сечение клапанов f_4 по табл. 16.4 составляет $f_4 = 3,6 \%$.

Максимальный фактор нагрузки по газу

$$F_{k \max} = w_{k \max} (\rho_y)^{0,5} = 8,78(3,36)^{0,5} = 12,4 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

Удельная нагрузка клапана $q = 250,6$ Па.

Коэффициент гидравлического сопротивления ситчатого полотна

$$\zeta = \left(\frac{d_0}{t} \right)^2 \left(\frac{t}{0,62d_0} - 1 \right)^2 = \left(\frac{0,005}{0,013} \right)^2 \left(\frac{0,013}{0,62 \cdot 0,005} - 1 \right)^2 = 1,48.$$

Коэффициент использования диапазона устойчивой работы ситчатого полотна

$$B_{11} = \frac{f_1}{f_7 \cdot K_3} = \frac{7,92}{8,4 \cdot 0,85} = 1,1.$$

Скорость газа в свободном сечении клапанов

$$w_k = \frac{w - B_{11} \cdot f_7 \cdot w_{0 \min} \cdot 0,01}{0,01 \cdot f_4} = \frac{0,75 - 1,1 \cdot 8,4 \cdot 7,57 \cdot 0,01}{0,01 \cdot 3,6} = 1,4 \text{ м/с}.$$

Вспомогательный комплекс

$$A_3 = 2q / (w_k^2 \rho_y) = \frac{2 \cdot 250,6}{1,4^2 \cdot 3,36} = 75,28.$$

Тогда

$$B_3 = 1,5 / A_3^{0,5} = 1,5 / (75,28)^{0,5} = 0,17.$$

Рабочее относительное свободное сечение тарелки

$$f_5 = f_7 + B_3 \cdot f_4 (\zeta / \zeta_k)^{0,5} = 8,4 + 0,17 \cdot 3,6 \cdot (1,48 / 4,7)^{0,5} = 8,74 \%.$$

Фактор аэрации

$$\beta = \frac{0,1}{\frac{30 \cdot w}{f_5} + 4} + \frac{0,253}{h_6^{0,25}} = \frac{0,1}{\frac{30 \cdot 0,75}{8,74} + 4} + \frac{0,253}{(0,03)^{0,25}} = 0,645.$$

Гидравлическое сопротивление тарелки

$$\Delta P = 5000 \cdot \zeta \left(\frac{F}{f_5} \right)^2 + 9810 \cdot \beta \cdot h_6 = 5000 \cdot 1,48 \left(\frac{1,37}{8,74} \right)^2 + 9810 \cdot 0,645 \cdot 0,03 = 370,8$$

Па;

$$\Delta P < \Delta P_{\text{д.}}$$

Высота сепарационного пространства

$$H_c = H - 2,5 \cdot h_6 / K_5 = 0,6 - \frac{2,5 \cdot 0,03}{0,85} = 0,512 \text{ м.}$$

Межтарельчатый унос жидкости

$$e = \frac{0,0057}{\sigma} (w/H_c)^{3,2} = \frac{0,0057}{34,1} \left(\frac{0,75}{0,512} \right)^{3,2} = 5,6 \cdot 10^{-4}; \quad e < 0,1.$$

Скорость жидкости в переливе

$$u = 100 \cdot L_V / (S \cdot S_2) = \frac{1000 \cdot 0,0045}{1,54 \cdot 5,65} = 0,05 \text{ м/с.}$$

Допустимая скорость жидкости в переливе

$$u_0 = 0,008 \cdot K_5 [H(\rho_x - \rho_y)]^{0,5} = 0,008 \cdot 0,85 [0,6(934,5 - 3,36)]^{0,5} = 0,16 \text{ м/с;}$$

$$u < u_0.$$

Расчет окончен.

Пример 6. Гидравлический расчет колпачковой тарелки.

Исходные данные: нагрузки по жидкости $L = 4,78$ кг/с; нагрузка по газу $G = 4,56$ кг/с; плотность жидкости $\rho_x = 980$ кг/м³, плотность газа $\rho_y = 1,35$ кг/м³; поверхностное натяжение $\sigma = 21$ мН/м, коэффициент снижения нагрузки $K_3 = 0,7$; коэффициент увеличения нагрузки $K_4 = 2,6$; коэффициент вспениваемости $K_5 = 0,9$; допустимое гидравлическое сопротивление $\Delta P_d = 0,45$ МПа.

Разделяемая смесь содержит механические примеси, некоррозионна.

Величину исходной глубины барботажа примем $h_6 = 0,03$ м. Расстояние между тарелками примем $H = 0,5$ м.

Диапазон устойчивой работы тарелки $DIP = K_4/K_3 = 2,6/0,7 = 3,7$. $DIP < 4,5$, следовательно, колпачковая тарелка удовлетворяет исходным требованиям.

Коэффициент, зависящий от поверхностного натяжения,

$$K_2 = 0,549 \cdot \sigma^{0,2} = 0,549 \cdot 21^{0,2} = 1,009.$$

Вспомогательные комплексы:

$$A_1 = [(\rho_x - \rho_y)/\rho_y]^{0,5} = [(980 - 1,35)/1,35]^{0,5} = 31,28;$$

$$A_2 = \frac{L}{G} (\rho_y/\rho_x)^{0,5} = \frac{4,78}{4,56} (1,35/980)^{0,5} = 0,039.$$

Объемная нагрузка:

$$\text{- по газу } G_V = G/\rho_y = 4,56/1,35 = 3,38 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$\text{- по жидкости } L_V = L/\rho_x = 4,78/980 = 0,0049 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Допустимая скорость газа в колонне

$$w_0 = 0,1 \cdot A_1 = 0,1 \cdot 31,28 = 3,128 \text{ м/с.}$$

Расчетный диаметр тарелки

$$D = (G_V / 0,785 \cdot w_0)^{0,5} = (3,38 / 0,785 \cdot 3,128)^{0,5} = 1,38 \text{ м.}$$

Примем диаметр $D = 1,4$ м.

Свободное сечение колонны

$$S = 0,785 \cdot D^2 = 0,785 \cdot 1,38^2 = 1,49 \text{ м}^2.$$

Скорость газа в колонне

$$w = G_V / S = 3,38 / 1,49 = 2,27 \text{ м/с.}$$

Фактор нагрузки по газу

$$F = w(\rho_y)^{0,5} = 1,326(3,36)^{0,5} = 2,43 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

По данным табл. 5 выберем $l_2 = 1,1$ м, $S_2 = 13,1 \%$ и $f_3 = 10,6 \%$.

Относительное рабочее сечение тарелки

$$S_1 = 1 - 0,02 \cdot S_2 = 1 - 0,02 \cdot 13,1 = 0,738.$$

Коэффициент нагрузки $B_1 = 0,087$ (см. табл. 6).

Допустимая скорость газа в рабочем сечении тарелки

$$w_0 = 0,8 \cdot K_2 \cdot B_1 \cdot A_1 = 0,8 \cdot 1,009 \cdot 0,087 \cdot 31,28 = 2,2 \text{ м/с};$$

$$K_4 \cdot w = 2,6 \cdot 2,27 = 5,9;$$

$$w_0 \cdot S_1 = 2,2 \cdot 0,738 = 1,62;$$

$K_4 \cdot w > w_0 \cdot S_1$. Поскольку увеличение H до максимально возможного незначительно изменяет это неравенство, увеличим диаметр тарелки. Примем диаметр тарелки $D = 2,8$ м. Тогда

$$S = 6,15 \text{ м}^2; w = 0,55 \text{ м/с}; F = 0,639 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с});$$

$$l_2 = 2,075 \text{ м}; S_2 = 10,8 \%; f_3 = 12,5 \%; S_1 = 0,784;$$

$$K_4 \cdot w = 2,6 \cdot 0,55 = 1,43; w_0 \cdot S_1 = 2,2 \cdot 0,784 = 1,725; w_0 \cdot S_1 > K_4 \cdot w.$$

Удельная нагрузка по жидкости на единицу длины периметра слива

$$L_{V2} = L_V / l_2 = \frac{0,0049}{2,075} = 0,0024 \text{ м}^2/\text{с}.$$

Подпор жидкости над сливным порогом

$$h_1 = 0,667(L_{V2})^{2/3} = 0,667(0,0024)^{2/3} = 0,012 \text{ м.}$$

Примем минимальную глубину барботажа $h_5 = h_6 = 0,03$ м. Поскольку $D < 3,4$ м, примем высоту прорези колпачка $h_3 = 0,015$ м.

Высота газожидкостного слоя на тарелке

$$h_2 = 1000 \cdot h_5 / \rho_x + h_3 + h_4 = 1000 \cdot 0,03 / 980 + 0,015 + 0,014 = 0,06 \text{ м.}$$

$$h_4 = 0,014 \text{ м (см. табл. 13.3).}$$

Высота сливного порога

$$h_7 = h_2 - h_1 = 0,06 - 0,012 = 0,048 \text{ м.}$$

Количество рядов колпачков выберем по табл. 13.2: $m = 14$, $KL = 232$.

Градиент уровня жидкости

$$\Delta = 0,004 \cdot m(2,2 - F)(36 \cdot L_{V2})^{8h_7} = \\ = 0,004 \cdot 14(2,2 - 0,639)(36 \cdot 0,0024)^{8 \cdot 0,048} = 0,0341$$

Динамическая глубина барботажа

$$h_6 = \left(h_7 + h_1 + \frac{\Delta}{2} - \frac{h_3}{2} - h_4 \right) \frac{\rho_x}{1000} = \\ = \left(0,048 + 0,012 + \frac{0,034}{2} - \frac{0,015}{2} - 0,014 \right) \cdot 0,98 = 0,054 \quad \text{м.}$$

Коэффициент, зависящий от глубины барботажа,

$$B_2 = 21,03 + 1,626 \cdot \ln h_6 - 1,85 \cdot 10^{-11} h_6^{-5,65} \exp(90,33 h_6) = \\ = 21,03 + 1,626 \ln 0,054 - 1,85 \cdot 10^{-11} \cdot 0,054^{-5,65} \exp(90,33 \cdot 0,054) = 16,3$$

Минимально допустимая скорость пара в свободном сечении тарелки

$$w_{0\min} = \frac{B_2 - 17(1 - 1,1 \cdot L_{Y2}^{0,2})}{(\rho_y)^{0,5}} = \frac{16,3 - 17(1 - 1,1 \cdot 0,0024^{0,2})}{1,35^{0,5}} = 4,23 \text{ м/с.}$$

По данным табл. 13.2 выбираем стандартное относительное свободное сечение тарелки $f_3 = 12,3 \%$; стандартное количество колпачков $KL = 168$, число рядов $m = 12$, периметр слива $l = 1,775 \text{ м}$, $S_2 = 10,6 \%$.

Коэффициент запаса сечения.

$$K_1 = 100 \cdot wK_3 / (f_3 w_{0\min}) = 100 \cdot 0,55 \cdot 0,7 / (12,3 \cdot 4,23) = 0,74;$$

$0,7 < K_1 < 1$, определим расчетное количество капсульных колпачков

$$KP = K_1 \cdot KL = 0,74 \cdot 168 = 124.$$

Тарелка выполняется с нестандартным числом капсульных колпачков.

Рабочее сечение тарелки

$$f_5 = f_3 \cdot KP / KL = 12,3 \cdot 124 / 168 = 9,1\%$$

По данным табл. 13.3 выберем площадь прорезей колпачка $S_3 = 0,00207 \text{ м}^2$.

Скорость пара в прорезях капсульного колпачка

$$w_3 = G_V / (KP \cdot S_3) = 3,38 / (124 \cdot 0,00207) = 13,2 \text{ м/с}$$

Коэффициент формы прорези

$$B_5 = 0,6544 - 1,38 \cdot h_3 = 0,6544 - 0,015 \cdot 1,38 = 0,633.$$

Максимальная скорость газа в прорезях капсульного колпачка

$$w_{3\max} = 3,898 B_5 \left(\frac{\rho_x \cdot h_3}{\rho_y} \right)^{0,5} = 3,898 \cdot 0,633 \left(\frac{980 \cdot 0,015}{1,35} \right)^{0,5} = 8,14 \text{ м/с.}$$

Коэффициент нагрузки по газу прорезей капсульного колпачка

$$B_6 = w_3 / w_{3\max} = 13,2 / 8,14 = 1,62.$$

По данным табл. 13.3 определим коэффициент гидравлического сопротивления $\zeta_{\kappa\text{ч}} = 7$.

Фактор аэрации

$$\beta = \frac{0,1}{\frac{30 \cdot w}{f_5} + 4} + \frac{0,253}{h_6^{0,25}} = \frac{0,1}{\frac{30 \cdot 0,55}{9,1} + 4} + \frac{0,253}{0,054^{0,25}} = 0,544.$$

Гидравлическое сопротивление тарелки

$$\begin{aligned} \Delta P &= 5000 \cdot \zeta_{\kappa\text{ч}} \left(\frac{F}{f_5} \right)^2 + 9810 \cdot \beta \cdot h_6 = \\ &= 5000 \cdot 7 \left(\frac{0,639}{9,1} \right)^2 + 9810 \cdot 0,544 \cdot 0,054 = 495,2 \end{aligned} \quad \text{Па;}$$

$\Delta P > \Delta P_{\text{д}}$. Задаемся новым значением $h_3 = 0,02$ м. Тогда $S_3 = 0,003 \text{ м}^2$. При этом $h_2 = 0,065$ м; $h_7 = 0,053$ м; $\Delta = 0,03$; $h_6 = 0,055$ м; $B_2 = 16,4$; $w_{0\min} = 4,24$ м/с; $K_1 = 0,74$; $f_5 = 9,1$ %; $w_3 = 9$ м/с; $B_5 = 0,627$; $w_{3\max} = 9,3$ м/с; $B_6 = 0,97$; $B_3 = 0,98$; $B_3 \cdot h_3 = 0,98 \cdot 0,02 = 0,0196 > 0,01$; $\zeta_{\kappa\text{ч}} = 0,62$ (см. табл. 13.3); $\beta = 0,54$; $\Delta P = 443,73$ Па; $\Delta P < \Delta P_{\text{д}}$.

Высота сепарационного пространства

$$H_c = H - 2,5 \cdot h_6 \frac{10}{K_5} - 0,075 = 0,5 - 2,5 \cdot 0,055 \frac{10}{0,9} - 0,075 = 0,27 \text{ м.}$$

Межтарельчатый унос жидкости

$$e = \frac{1,5 \cdot 10^{-3}}{\sigma} (w/H_c)^{3,2} = \frac{1,5 \cdot 10^{-3}}{21} \left(\frac{0,55}{0,27} \right)^{3,2} = 0,696 \cdot 10^{-3}; \quad e < 0,1.$$

Скорость жидкости в переливе

$$u = 100 \cdot L_V / (S \cdot S_2) = \frac{100 \cdot 0,0049}{6,15 \cdot 10,8} = 0,128 \text{ м/с.}$$

Допустимая скорость жидкости в переливе

$$u_{\partial} = 0,008 \cdot K_5 [H(\rho_x - \rho_y)]^{0,5} = 0,008 \cdot 0,9 [0,5(980 - 1,35)]^{0,5} = 0,159 \text{ м/с;}$$

$$u < u_{\partial}.$$

Расчет окончен.

Пример 7. Гидравлический расчет решетчатой тарелки.

Исходные данные: нагрузка по жидкости $L = 24$ кг/с, нагрузка по газу $G = 13$ кг/с; плотность жидкости $\rho_x = 800$ кг/м³, плотность газа $\rho_y = 18$ кг/м³; поверхностное натяжение $\sigma = 25,5$ мН/м; коэффициент снижения

нагрузки $K_3 = 0,9$; коэффициент повышения нагрузки $K_4 = 1,4$; допустимое гидравлическое сопротивление $\Delta P_d = 500$ Па; ширина прорези $b = 0,006$ м.

Диапазон устойчивой работы тарелки $DIP = K_4/K_3 = 1,4/0,9 = 1,56$. $DIP < 2$, следовательно, решетчатая тарелка удовлетворяет исходным данным.

Объемная нагрузка по газу

$$G_V = G/\rho_y = 13/18 = 0,72 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Вспомогательные коэффициенты:

$$A_1 = [(\rho_x - \rho_y)/\rho_y]^{0,5} = [(800 - 18)/12]^{0,5} = 6,59;$$

$$A_8 = \left[\left(\frac{L}{G} \right)^2 \frac{\rho_x}{\rho_y} \right]^{1/3} = \left[\left(\frac{24}{13} \right)^2 \frac{800}{18} \right]^{1/3} = 5,33.$$

Допустимая скорость газа в колонне

$$w_d = 0,17 \cdot A_1 = 0,17 \cdot 6,59 = 1,12 \text{ м/с}$$

Расчетный диаметр тарелки

$$D = (G_V / 0,785 \cdot w_d)^{0,5} = \left(\frac{0,72}{0,785 \cdot 1,12} \right)^{0,5} = 0,9 \text{ м}.$$

Примем $D = 1$ м.

Минимальный шаг разбивки $t_{\min} = 0,01$ м.

Скорость пара в колонне

$$w = G_V / 0,785 \cdot D^2 = \frac{0,72}{0,785 \cdot 1^2} = 0,92 \text{ м/с}.$$

Примем расстояние между тарелками $H = 0,4$ м. Выберем тарелку ISP = 1, толщину полотна тарелки $\delta = 0,002$ м. Коэффициент расширения струи на выходе из отверстия

$$B_7 = 0,89(\delta/b)^{0,14} = 0,89(0,002/0,006)^{0,14} = 0,763.$$

Примем шаг между отверстиями $t = 0,032$ м. По данным табл. 18.1, 18.2 выберем стандартное свободное сечение тарелки $f_3 = 8$ %.

Коэффициент сжатия струи на входе в отверстие

$$B_8 = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - 0,01 \cdot f_3} = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - 0,01 \cdot 8} = 0,612.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления сухой тарелки

$$\begin{aligned} \zeta &= \left(\frac{1}{B_8} - 1 \right)^2 - \left(\frac{1}{B_7} - 1 \right)^2 + \left(\frac{1}{B_7} - 0,01 \cdot f_3 \right)^2 = \\ &= \left(\frac{1}{0,612} - 1 \right)^2 + \left(\frac{1}{0,763} - 1 \right)^2 + \left(\frac{1}{0,763} - 0,01 \cdot 8 \right)^2 = 1,81 \end{aligned}$$

Коэффициент истечения жидкости

$$\begin{aligned} B_{10} &= \frac{1}{\left[\left(\frac{1}{B_8} \right) - \left(\frac{1}{B_7} \right) + \frac{1}{B_7^2} \right]^{0,5}} = \\ &= \frac{1}{\left[\left(\frac{1}{0,612} - 1 \right)^2 - \left(\frac{1}{0,763} - 1 \right)^2 + \frac{1}{B_7^2} \right]^{0,5}} = 0,498. \end{aligned}$$

Доля площади тарелки, занятая стекающей жидкостью.

$$\eta = \frac{1}{1 + A_8 (B_{10}^2 \cdot \zeta)^{1/3}} = \frac{1}{1 + 5,33 (0,498^2 \cdot 1,81)^{1/3}} = 0,196.$$

Рабочее относительное сечение тарелки

$$f_5 = f_3 (1 - \eta) = 8 (1 - 0,196) = 6,43 \text{ \%}.$$

Минимально допустимая скорость газа в свободном сечении колонны

$$w_{\min} = 0,00185 \cdot A_1 \cdot f_5 = 0,00185 \cdot 6,59 \cdot 6,43 = 0,078 \text{ м/с}.$$

Максимально допустимая скорость газа в свободном сечении колонны

$$w_{\max} = 2,248 \cdot w_{\min} = 2,2486 \cdot 0,078 = 0,176 \text{ м/с};$$

$$w \cdot K_3 = 0,92 \cdot 0,9 = 0,83 > w_{\min};$$

$$w \cdot K_4 = 0,92 \cdot 1,4 = 1,29.$$

Примем новое значение $t = 0,01$ и $f_3 = 26\%$. Тогда

$$B_8 = 0,621; \quad \zeta = 1,04; \quad B_{10} = 0,49; \quad \eta = 0,23;$$

$$f_5 = 20,02 \text{ \%}; \quad w_{\min} = 0,244 \text{ м/с}; \quad w_{\max} = 0,548 \text{ м/с}.$$

Увеличим диаметр колонны. Пример $D = 2 \text{ м}$, $t = 0,016 \text{ м}$ и $f_3 = 19\%$.

При этом

$$B_8 = 0,617; \quad \zeta = 1,543; \quad B_{10} = 0,5; \quad \eta = 0,2; \quad f_5 = 15,2 \text{ \%};$$

$$w_{\min} = 0,185 \text{ м/с}; \quad w_{\max} = 0,416 \text{ м/с}.$$

Скорость газа в колонне при $D = 2 \text{ м}$

$$w = \frac{0,72}{0,785 \cdot 2^2} = 0,229 \text{ м/с}.$$

Тогда

$$w K_3 = 0,229 \cdot 0,9 = 0,2 \text{ м/с} > w_{\min};$$

$$w K_4 = 0,229 \cdot 1,4 = 0,32 \text{ м/с} < w_{\min}.$$

Фактор нагрузки по пару

$$F = w(\rho_y)^{0,5} = 0,229(18)^{0,5} = 0,97 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

Коэффициент неоднородности поля статических давлений

$$B_9 = \frac{1}{1 + \frac{1}{(110/f_5)(\rho_x/\rho_y)^{0,25}}} = \frac{1}{\frac{1}{(110/15,2)(18/800)^{0,25}}} = 0,737.$$

Гидравлическое сопротивление тарелки

$$\begin{aligned} \Delta P_3 &= \frac{5000 \cdot \zeta}{1 - \eta} \left(\frac{1}{1 - B_9} - \eta \right) \left(\frac{F}{f_5} \right)^2 + \frac{0,002 \cdot \sigma}{b(1 - B_9)} = \\ &= \frac{5000 \cdot 1,543}{1 - 0,2} \left(\frac{1}{1 - 0,737} - 0,2 \right) \left(\frac{0,97}{15,2} \right)^2 + \frac{0,002 \cdot 25,5}{0,006(1 - 0,737)} = 273,8 \text{ Па;} \\ &\Delta P < \Delta P_{\text{д}}. \end{aligned}$$

Гидравлическое сопротивление столба светлой жидкости

$$\begin{aligned} \Delta P_3 &= \left(\frac{B_9}{1 - B_9} + \eta \right) \left[\frac{5000 \cdot \zeta}{1 - \eta} \left(\frac{F}{f_5} \right)^2 + \frac{0,002 \cdot \sigma}{b} \right] = \\ &= \left(\frac{0,737}{1 - 0,737} + 0,2 \right) \left[9643,75 \cdot 0,004 + \frac{0,002 \cdot 25,5}{0,006} \right] = 141,225 \text{ Па.} \end{aligned}$$

Высота слоя светлой жидкости

$$h_8 = \frac{\Delta P_3}{9,81 \cdot \rho_x} = \frac{141,225}{8,81 \cdot 800} = 0,018 \text{ м}.$$

Высота слоя сепарационного пространства

$$H_c = H - 0,4 \cdot h_8 = 0,4 - 0,4 \cdot 0,018 = 0,23 \text{ м}; H_c > 0,2.$$

Межтарельчатый унос жидкости

$$e = 1,4 \cdot 10^{-4} \left(\frac{w}{H_c} \right)^2 = 1,4 \cdot 10^{-4} \left(\frac{0,229}{0,23} \right)^2 = 1,4 \cdot 10^{-4}; e < 0,1.$$

Расчет окончен.

Пример 8. Гидравлический расчет жалюзийно-клапанной тарелки.

Давление в колонне 0,1175 МПа. Температура орошающей жидкости (флегмы) $t_{\phi} = 35^{\circ}\text{C}$.

Исходные данные:

Объемный расход пара, $\text{м}^3/\text{с}$,

- в верхней части колонны

$$G_v = 1,73,$$

- в нижней части колонны

$$G_v = 1,68.$$

Объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$,

- в верхней части колонны

$$L_v = 0,0051,$$

- в нижней части колонны

$$L_v = 0,0091.$$

Плотность пара, $\text{кг}/\text{м}^3$,

- в верхней части колонны

$$\rho_y = 3,179,$$

- в нижней части колонны

$$\rho_y = 3,368.$$

Плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$,

- в верхней части колонны

$$\rho_x = 793,58,$$

- в нижней части колонны

$$\rho_x = 774,21.$$

Массовый расход пара, $\text{кг}/\text{с}$,

- в верхней части колонны

$$G = 5,5,$$

- в нижней части колонны

$$G = 5,66.$$

Массовый расход жидкости, $\text{кг}/\text{с}$,

- в верхней части колонны

$$L = 4,05,$$

- в нижней части колонны

$$L = 7,05.$$

Величину исходной глубины барботажа выбираем из табл. 7, $h_0 = 0,05$ м. Расстояние между тарелками выбираем $H = 0,45$ м, и последующим расчетом проверяем правильность принятого значения H_T .

Расчет диаметра колонны. Допустимая скорость пара в колонне, $\text{м}/\text{с}$, в верхней части

$$w_d = 2,85/\sqrt{3,179} = 1,61,$$

в нижней части

$$w_d = 2,85/\sqrt{3,368} = 1,55.$$

Значение допустимого фактора нагрузки по пару F_d принимаем равным $2,85 \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с})$ (табл. 11).

Расчетный диаметр верхней части колонны, м:

$$D = \sqrt{1,73/(0,785 \cdot 1,61)} = 1,117,$$

нижней части колонны

$$D = \sqrt{1,686/(0,785 \cdot 1,55)} = 1,181.$$

В соответствии со стандартным рядом принимают диаметр колонны $D = 1,2$ м.

Таблица 11.

Значения допустимого фактора паровой нагрузки F_d , $\text{кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с})$

Удельная нагрузка на единицу длины периметра слива L_{V_2} , $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$	F_d в зависимости от расстояния между тарелками H , м			
	0,40	0,45	0,50	0,60
0,0	2,65	2,85	3,20	3,80
0,00345	2,65	2,85	3,20	3,80
0,00690	2,40	2,70	3,00	3,75
0,01389	1,80	2,10	2,45	3,20
0,02080	1,25	1,50	1,85	2,70
0,02778	0,70	0,90	1,30	2,10
0,02870	-	0,85	1,25	2,00
0,02990	-	-	1,15	1,90
0,03210	-	-	-	1,75

Скорость пара в верхней части колонны, м/с:

$$w = 1,73/1,13 = 1,53$$

(1,13 - площадь сечения колонны S , м^2), в нижней части колонны

$$w = 1,686/1,13 = 1,49.$$

Фактор нагрузки по пару, $\text{кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с})$, в верхней части колонны

$$F = 1,149\sqrt{3,179} = 2,721,$$

в нижней части колонны

$$F = 1,149\sqrt{3,368} = 2,727.$$

Таким образом, фактор нагрузки по пару F не превышает допустимого.

Величина периметра слива l_2 и относительное свободное сечение перелива S_2 выбирают по табл. 5:

$$l_2 = 0,72 \text{ м}; S_2 = 5,3\%.$$

Относительное свободное сечение тарелки и количество жалюзийно-клапанных элементов KL выбирают по табл 17.2:

$$f_3 = 11,5; KL = 24.$$

Количество рядов жалюзийных элементов $n = 5$, расстояние от входного порога до отбойника $l_3 = 0,86 \text{ м}$.

Объемная нагрузка по жидкости на периметр слива, $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$ в верхней части колонны

$$L_{V_2} = 0,005/0,72 = 0,007 ,$$

в нижней части колонны

$$L_{V_2} = 0,009/0,72 = 0,013 .$$

Таким образом, L_{V_2} , не превышает допустимого ($0,035 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{с})$)

Относительное рабочее сечение тарелки:

$$S_1 = 1 - 0,02 \cdot 5,3 = 0,894 .$$

Нагрузка по жидкости на единицу площади тарелки, $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{с})$ для верхней части колонны

$$L_{V_2} = 0,005/1,13 \cdot 5,3 = 0,85 \cdot 10^{-3} ,$$

для нижней части колонны

$$L_{V_2} = 0,009/1,13 \cdot 5,3 = 1,52 \cdot 10^{-3} .$$

Высоту сливного порога принимаем равной величине исходной глубины барботажа $h_6 = 0,005 \text{ м} = h_7$.

Минимально допустимая скорость пара в свободном сечении колонны, м/с, для верхней части колонны

$$w_{0\min} = 2,113(0,85 \cdot 10^{-3})^{0,3} \cdot 0,05^{0,35} \sqrt{793,58/3,179} = 1,41 ,$$

для нижней части колонны

$$w_{0\min} = 2,113(1,52 \cdot 10^{-3})^{0,3} \cdot 0,05^{0,35} \sqrt{774,2/3,368} = 1,59 .$$

Заключительными этапами гидравлического расчета колонны являются, определение гидравлического сопротивления колонны и проверка правильности выбранного расстояния между тарелками H_m по величине межтарельчатого уноса жидкости e . Для расчета гидравлического сопротивления колонны можно воспользоваться широко распространенной методикой с определением потери напора на сухой тарелке и в слое жидкости, пренебрегая потерей напора от сил поверхностного натяжения жидкости.

Расчет гидравлического сопротивления колонны. Скорость пара в свободном сечении колонны:

$$w_0 = 100w/f_3 ;$$

- в верхней части колонны

$$w_0 = 1,53 \cdot 100/11,5 = 13,30 \text{ м/с},$$

- в нижней части колонны

$$w_0 = 1,49 \cdot 100/11,5 = 12,96 \text{ м/с}.$$

Коэффициент запаса сечения тарелки $K_1 = \frac{W_0 K_3}{W_{0\min}} :$

- в верхней части колонны

$$K_1 = 13,3 \cdot 1/1,40 = 9,50 ,$$

- в нижней части колонны

$$K_1 = 12,96 \cdot 1/1,59 = 8,15.$$

Поскольку $K_1 > 1$, то скорость пара в рабочем свободном относительном сечении тарелки примем равной

$$\text{- в верхней части колонны} = 13,30 \text{ м/с,}$$

$$\text{- в нижней части колонны} = 12,96 \text{ м/с,}$$

Критерий Рейнольдса

$$Re = w_0 p_y \cdot 0,12 / \mu_y,$$

где 0,12 - величина эквивалентного диаметра жалюзийно-клапанного элемента, м.

Для верхней части колонны

$$Re = 13,30 \cdot 0,12 \cdot 3,179 / (0,925 \cdot 10^{-5}) = 5,485 \cdot 10^5,$$

для нижней -

$$Re = 12,96 \cdot 0,12 \cdot 3,368 / (0,915 \cdot 10^{-5}) = 5,72 \cdot 10^5.$$

Вязкость пара в верхней части колонны

$$\mu_y = 0,925 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с,}$$

в нижней части колонны

$$\mu_y = 0,915 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с.}$$

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки $\Delta P_1 = 2,75 w_0^2 p_y$, Па, поскольку $Re > 6,6 \cdot 10^4$.

Для верхней части колонны

$$\Delta P_1 = 2,75 \cdot 1,49^2 \cdot 3,179 = 20,46 \text{ Па,}$$

для нижней -

$$\Delta P_1 = 2,75 \cdot 1,49^2 \cdot 3,368 = 20,56 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя;

$$F > 1,2; \Delta P_2 = 15,1864 L_{V_2} p_x \text{ Па.}$$

Для верхней части колонны

$$\Delta P_2 = 15,1864 \cdot 0,007 \cdot 793,58 = 84,36 \text{ Па,}$$

для нижней -

$$\Delta P_2 = 15,84 \cdot 0,0126 \cdot 774,21 = 148,14 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление тарелки, Па:

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2.$$

- в верхней части колонны

$$\Delta P_B = 20,46 + 84,36 = 104,84 \text{ Па,}$$

- в нижней -

$$\Delta P_H = 20,56 + 148,14 = 168,70 \text{ Па.}$$

Общее сопротивление колонны

$$\Delta P_k = \Delta P_B N_{Д.В} + \Delta P_H N_{Д.Н} = 104,84 \cdot 7 + 168,7 \cdot 9 = 2272,2 \text{ Па.}$$

Межтарельчатый унос жидкости

$$e = A_6 (w/A_7)^{1,9}.$$

Поскольку $F > 1,65$ и $L_{V_2} > 0,00417$, примем $A_6 = 0,0079$.

$$A_7 = 14,86 \cdot 10^{-5} (\sigma/p_y)^{0,295} [(p_x - p_y)/\mu_y]^{0,425}.$$

Для верхней части колонны

$$A_7 = 14,86 \cdot 10^{-5} (20,28/3,179)^{0,295} \cdot [(793,58 - 3,179)/(0,925 \cdot 10^{-5})]^{0,425} = 0,593.$$

Проверим межтарельчатый унос по верхней части колонны:

$$e = 0,0079(1,53/0,593)^{1,9} = 0,048,$$

$e < 0,1$, но $F > 1,8$, поэтому необходима установка отбойников.

Допустимая скорость жидкости в переливе, м/с:

$$u_d = 0,009 K_5 \sqrt{H_T (p_x - p_y)}$$

(K_5 - коэффициент вспениваемости, принимаем $K_5 = 1$, см. табл. 9);

$$u_d = 0,009 \cdot 1 \sqrt{0,45(793,58 - 3,179)} = 1,69.$$

Скорость жидкости в переливе, м/с:

$$u = \frac{L_V \cdot 100}{SS_2} = \frac{0,0051 \cdot 100}{1,13 \cdot 5,3} = 0,085;$$

$u < u_d$, следовательно, расстояние между тарелками выбрано правильно.

Расчет окончен.

5. Варианты заданий по абсорбции

Задание №1

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать насадочный абсорбер и технологическую схему установки для улавливания аммиака из газовой смеси с воздухом

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемого газа $V_c = 15000 \text{ м}^3/\text{час}$; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; удельный расход поглотителя $l = 1,25 \text{ кг/кг}$; температура воды $t = 15^\circ \text{C}$; начальное содержание аммиака в воздухе $v_n = 7,5 \text{ об.}\%$; содержание аммиака в воздухе на выходе $v_k = 0,25 \text{ об.}\%$; содержание аммиака в воде, поступающей на абсорбцию $x_n = 0,1 \text{ масс.}\%$. Насадка: керамические кольца Рашига размером $35 \times 35 \times 4 \text{ мм}$ (с неупорядоченным размещением).

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №2

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для очистки воздуха от двуокиси серы SO_2

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода, количество очищаемой газовой смеси $G_c = 2$ кг/с; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па; температура воды $t = 20^\circ\text{C}$; начальное содержание двуокиси серы в воздухе $v_n = 45$ об.%; содержание SO_2 в воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 5$ масс.%; степень извлечения SO_2 из воздуха $\eta = 90\%$. Насадка: керамические седла “Инталокс” размером 25 мм (с неупорядоченным размещением).

Данные о равновесных концентрациях SO_2 в воде и газе следующие:

$\bar{X}$ (кг SO_2 /кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$ (кг SO_2 /кг воздуха):	0,0623	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №3

Тема курсового проекта: Абсорбция ацетона.

Спроектировать насадочный скруббер и схему абсорбционной установки для поглощения паров ацетона из воздуха

Исходные данные на проектирование:

Паровоздушная смесь содержит $v_n = 6\%$ (об.) ацетона, чистого воздуха в этой смеси содержится $V_v = 5600$ м³/час; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па; в скруббере улавливается 98,5% ацетона. Поглотитель – вода, количество орошающей воды $L = 10000$ кг/час с содержанием ацетона $x_n = 0$, температура воды $t = 20^\circ\text{C}$. Уравнение линии равновесия $Y^* = 1,68X$; коэффициент массопередачи $K_y = 0,02$ кмоль ацетона/[м²·с(кмоль ацетона/кмоль воздуха)]. Насадка: керамические кольца Рашига размером 50×50×5 мм (с неупорядоченным размещением).

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №4

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать абсорбер с колпачковыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания аммиака из воздуха

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемого газовой смеси $V_c = 15000$ м³/час; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па; удельный расход по-

глотителя $l = 1,25$ кг/кг; температура воды $t = 15^{\circ}\text{C}$; начальное содержание аммиака в воздухе $v_n = 7,5$ об.%; содержание аммиака в воздухе на выходе $v_k = 0,25$ об.%; содержание аммиака в воде, поступающей на абсорбцию $x_n = 0,1$ масс.%.
 Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №5

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать абсорбер с ситчатыми тарелками и схему абсорбционной установки для очистки воздуха от двуокиси серы SO_2

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемого газовойздушной смеси $G_c = 3$ кг/с; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па; температура воды $t = 10^{\circ}\text{C}$; начальное содержание двуокиси серы в воздухе $v_n = 45$ об.%; содержание SO_2 в воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 5$ масс.%; степень извлечения SO_2 из воздуха $\eta = 95\%$.

Данные о равновесных концентрациях SO_2 в воде и газе при 10°C следующие:

$\bar{X}$ (кг SO_2 /кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$ (кг SO_2 /кг воздуха):	0,0623	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №6

Тема курсового проекта: Абсорбция ацетона.

Спроектировать скруббер с колпачковыми тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения паров ацетона из воздуха

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода, количество орошающей воды $L = 10000$ кг/час; температура воды $t = 20^{\circ}\text{C}$; паровоздушная смесь содержит $v_n = 6\%$ (об.) ацетона, чистого воздуха в этой смеси содержится $V_v = 5600$ м³/час; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па; в скруббере улавливается 98% ацетона; уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 1,68\bar{X}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №7

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для поглощения двуокиси углерода CO_2 по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Поглощение двуокиси углерода производится чистой водой ($x_n = 0$) из газовой смеси с начальным содержанием CO_2 $v_n = 30,2$ об.%. Расход газовой смеси на входе $G_n = 905$ кмоль/ч ($V_c = 20000$ м³/ч при 0°C и атмосферном давлении), рабочее давление $P = 1,6$ МПа. На орошение подается вода с температурой $t = 25^\circ\text{C}$. Требуемая степень извлечения CO_2 составляет $\eta = 95\%$. Конечное содержание CO_2 в воде $x_k = 0,0021$ в мольных долях. Удельный расход поглотителя $l = 120$ кг/кг. Средняя молекулярная масса поступающего газа $M_r = 20,5$ кг/кмоль, вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 1,37 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Вязкость жидкости при 25 °C $\mu_{ж} = 0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Насадка – керамические кольца Рашига 50×50×5 мм. Коэффициент запаса для высоты насадки принять 1,5.

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №8

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать изотермический насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для поглощения аммиака водой по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Расход газовой смеси на входе $V_c = 1,32$ м³/сек (при 0°C и атмосферном давлении); температура 40°C; давление 0,3 МПа. Содержание NH_3 в поступающем газе $v_n = 40$ об.%; температура воды, поступающей на абсорбцию $t = 20$ °C. Требуемая степень извлечения NH_3 из газа 99,5% при получении аммиачной воды состава $x_k = 10$ вес.% NH_3 . Расход поглотителя $L = 0,1$ кмоль/с. Насадка – керамические кольца Рашига 35×35×4 мм (внавал).

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №9

Тема курсового проекта: Абсорбция триоксида серы.

Спроектировать барботажный абсорбер и схему абсорбционной установки с провальными (решетчатыми) тарелками для поглощения SO_3 серной кислотой по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Количество поступающей газовой смеси $G_c = 0,25$ кмоль/с ($V_c = 20000$ м³/ч при 0°C и атмосферном давлении). Содержание SO_3 в посту-

пающем газе $Y_n = 0,0753$ кмоль/кмоль. Степень извлечения SO_3 из газа 99,9%. Концентрация в орошающей жидкости составляет: $X_n = 0,91$; $X_k = 1,3$ кмоль SO_3 /кмоль H_2O . Средняя температура газа в абсорбере $t_r = 65$ °C.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №10

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси углерода по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Из газовой смеси объемом $V_c = 5000$ м³/ч (при атмосферном давлении) поглощается двуокись углерода CO_2 . Давление в скруббере $P_{абс} = 16$ кгс/см², температура 15 °C. Абсорбент – чистая вода в количестве $L = 650$ м³/ч. Начальное содержание CO_2 в газе $v_n = 28,4$ об. %, конечное (вверху скруббера) $v_k = 0,2$ об. %. Плотность CO_2 при нормальных условиях $\rho_{CO_2} = 1,98$ кг/м³; молярная масса CO_2 $M_{CO_2} = 44$ кг/кмоль. Коэффициент Генри при 15 °C $E = 0,93 \cdot 10^{-6}$ мм рт.ст. Коэффициент массопередачи $K_{\Delta P} = 0,009$ кг/(м²·ч·кПа). Насадка - керамические кольца Рашига 35×35×4 мм (внавал).

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №11

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать абсорбер с ситчатыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания аммиака по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Аммиак поглощается чистой водой из газовой смеси под атмосферным давлением. Начальное содержание аммиака в газе $Y_n = 0,03$ кмоль/кмоль. Степень извлечения аммиака $\eta = 90$ %. Содержание аммиака в воде на выходе из абсорбера $X_k = 0,02$ кмоль/кмоль. Температура в скруббере $t = 20$ °C постоянная путем отвода теплоты. Расход инертного газа-носителя (воздуха) $G = 1800$ кг/ч.

Данные о равновесных концентрациях даны в таблице:

X , кмоль/кмоль воды	0	0,005	0,010	0,0125	0,015	0,020	0,023
Y^* , кмоль/кмоль	0	0,0045	0,0102	0,0138	0,0183	0,0273	0,0327

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №12

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать насадочный скруббер и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси углерода по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Поглощается двуокись углерода CO_2 из газа чистой водой под абсолютным давлением $P_{\text{абс}} = 1,6$ МПа при температуре $t = 22$ °С. Расход газа при нормальных условиях $V_c = 2500$ м³/ч. Начальная концентрация CO_2 в газе $Y_n = 0,3$ кмоль/кмоль. Степень извлечения CO_2 из газа $\eta = 98$ %. Конечная концентрация CO_2 в поглотителе $x_k = 0,5$ вес.%. Средняя молярная масса газа $M_r = 20$ кг/кмоль, динамическая вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 1,3 \cdot 10^{-5}$ Па·с, плотность газа при нормальных условиях $\rho_{r0} = 1,46$ кг/м³, коэффициент диффузии CO_2 в инертной части газа $D_r = 1,7 \cdot 10^{-5}$ м²/с. Коэффициент Генри для CO_2 $E = 1,144 \cdot 10^6$ мм рт. ст. Насадка – керамические кольца 50×50×5 мм (навалом).

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №13

Тема курсового проекта: Абсорбция ацетона.

Спроектировать насадочный скруббер и схему абсорбционной установки для улавливания ацетона по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В аппарат подается смесь воздуха с парами ацетона, содержащая $v_n = 6$ % об. ацетона. Количество чистого воздуха $V_v = 1400$ м³/ч (при нормальных условиях). Орошаемая жидкость – вода в количестве $L = 3000$ кг/ч с начальной концентрацией ацетона $X_n = 0$. Степень улавливания ацетона $\eta = 98$ %. Скорость газа на 25 % меньше скорости захлебывания. Уравнение линии равновесия Y^* (кмоль/кмоль газа) = $1,68 X$ (кмоль/кмоль воды). Насадка – керамические кольца Рашига 25×25×3 мм (внавал).

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №14

Тема курсового проекта: Абсорбция фтористого водорода.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания фтористого водорода по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбционном скруббере производится очистка газовой смеси в количестве $V_c = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях), содержащего фтористый водород HF. В исходном газе упругость паров HF равна 5 мм рт. ст. Температура газа $t = 40^\circ\text{C}$. Абсорбент – содовый раствор Na_2CO_3 в воде. Равновесная упругость паров HF над раствором $p^* = 0$. Степень очистки $\eta = 95\%$. Молекулярная масса HF $M_k = 20 \text{ кг/моль}$. Насадка – стальные кольца Рашига $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$ (внавал). Коэффициент массопередачи $K_y = 0,036 \text{ кг}/[\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot (\text{мм рт.ст.})]$. Скорость газа (приведенная) в скруббере $w_0 = 1,5 \text{ м/с}$. Количество содового раствора $V_L = \text{м}^3/\text{ч}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №15

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси серы по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбер поступает газоздушная смесь в количестве $G_c = 0,6 \text{ кг/с}$ с концентрацией диоксида серы SO_2 $y_n = 12\%$ (масс. содержание). Концентрация газа на выходе $y_k = 0,2\%$ (масс.). Концентрация SO_2 в воде на входе в аппарат $x_n = 0$, на выходе из аппарата $x_k = 0,5\%$ (масс.). Температура абсорбции 40°C . Плотность газов при 0°C $\rho_r = 1,3 \text{ кг/м}^3$. Динамическая вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 19,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$, вязкость воды при 40°C $\mu_{\text{ж}} = 0,656 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Коэффициент диффузии SO_2 в воде при 20°C $D_{\text{ж}} = 1,47 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$. Насадка – керамические седла “Инталокс” размером 50 мм (внавал).

Равновесное содержание SO_2 в водном растворе и газе при температуре 40°C :

Массовое содержание SO_2 в газе, y , %	1	2	4	6	8	10	12	14	100
--	---	---	---	---	---	----	----	----	-----

Насыщенность воды SO ₂ , x, %	0,07	0,14	0,25	0,33	0,5	0,63	0,77	0,88	5,7
---	------	------	------	------	-----	------	------	------	-----

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №16

Тема курсового проекта: Абсорбция паров спирта.

Спроектировать абсорбер с колпачковыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания паров спирта по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбере разделяется смесь газов в количестве $G_c = 1350$ кг/ч от спирта. Содержание спирта в газе на входе в абсорбер $y_n = 0,7$ % от общей массы газов, содержание спирта в газе на выходе из абсорбера $c_k = 1$ г/м³. Абсорбент – вода с массовым содержанием спирта в выходящей из абсорбера воде $x_k = 2,5$ %, в поступающей воде $x_n = 0$. Давление в абсорбере $P = 0,1$ МПа. Температура поглощающей воды $t = 20$ °С. Плотность газов $\rho_r = 1,84$ кг/м³. Коэффициент диффузии паров спирта в газе при температуре 20 °С $D_r = 0,748 \cdot 10^{-5}$ м²/с, коэффициент диффузии спирта в водно-спиртовом растворе $D_{ж} = 1,08 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Равновесное массовое содержание спирта в газовой и жидкой фазе:

Содержание спирта в растворе x, % масс.	Содержание спирта в газе y, % масс.
1	0,103
3	0,315
5	0,497
7	0,707
10	0,928

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №17

Тема курсового проекта: Абсорбция паров спирта.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания паров спирта по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбере разделяется смесь газов в количестве $G_c = 1350$ кг/ч от спирта. Содержание спирта в газе на входе в абсорбер $y_n = 0,7$ % от общей массы газов, содержание спирта в газе на выходе из абсорбера $c_k = 1$ г/м³. Абсорбент – вода с массовым содержанием спирта в выходящей из абсорбера воде $x_k = 2,5$ %, в поступающей воде $x_n = 0$. Давление в абсорбере $P = 0,1$ МПа. Температура поглощающей воды $t = 20$ °С. Плотность газов $\rho_r = 1,84$ кг/м³. Коэффициент диффузии паров спирта в газе при температуре 20 °С $D_r = 0,748 \cdot 10^{-5}$ м²/с, коэффициент диффузии спирта в водно-спиртовом растворе $D_{ж} = 1,08 \cdot 10^{-9}$ м²/с. Насадка – керамические кольца Рашига 35×35×4 мм (внавал).

Равновесное массовое содержание спирта в газовой и жидкой фазе:

Содержание спирта в растворе x , % масс.	Содержание спирта в газе y , % масс.
1	0,103
3	0,315
5	0,497
7	0,707
10	0,928

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №18

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси серы по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Из газовой смеси воздуха и двуокиси серы SO_2 в количестве $G_c = 1,5$ кг/с, содержащей SO_2 с начальной концентрацией $y_n = 30$ % (масс.), SO_2 поглощается водой при температуре $t = 20$ °С ; абсолютное давление $P = 0,15$ МПа. Содержание SO_2 в воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 3$ % (масс.). Степень извлечения SO_2 из газа $\eta = 90$ %. Насадка – керамические седла “Инталокс” размером 50 мм (внавал).

Данные о равновесных концентрациях SO_2 в воде и газе при 20 °С следующие:

$\bar{X}$, кг/(кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$, кг/(кг воздуха)	0,062	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса графическим методом. Коэффициент полезного действия теоретической ступени равен 75 %.

Задание №19

Тема курсового проекта: Абсорбция углеводородов.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания углеводородов из газа маслом по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Производительность по газовой смеси $V_c = 3,5 \text{ м}^3/\text{с}$ (при нормальных условиях), концентрация углеводородов в газе при нормальных условиях: на входе в абсорбер $c_n = 35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; на выходе $c_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$, начальное содержание углеводородов в масле $x_n = 0,15 \%$ (масс.), их конечная концентрация $\bar{X}_k = 0,03 \text{ кг/(кг масла)}$. Средняя температура потоков в абсорбере 30°C , давление газа в абсорбере атмосферное. Уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* (\text{кг/кг}) = 2 \cdot \bar{X} (\text{кг/кг})$. Рабочая скорость газа составляет 25 % от скорости подвисяния. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,16 \text{ кг/(м}^2\cdot\text{с)}$. Насадка – керамические кольца Рашига $100 \times 100 \times 10 \text{ мм}$ (регулярная укладка). Свойства потоков: средняя плотность газа $\rho_r = 0,45 \text{ кг/м}^3$, молярная масса газа $M_r = 10,5 \text{ кг/моль}$, молярный объем газа $v_r = 21,6 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса углеводородов $M_k = 83 \text{ кг/моль}$, молярный объем углеводородов $v_k = 96 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса масла $M_{\text{ж}} = 170 \text{ кг/моль}$, плотность масла $\rho_{\text{ж}} = 1060 \text{ кг/м}^3$, вязкость масла $\mu_{\text{ж}} = 16,5 \text{ мПа}\cdot\text{с}$.

Расчет абсорбера провести по коэффициенту массопередачи.

Задание №20

Тема курсового проекта: Абсорбция углеводородов.

Спроектировать абсорбер с ситчатыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания углеводородов из газа маслом по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Производительность по газовой смеси $V_c = 14,0 \text{ м}^3/\text{с}$ (при нормальных условиях), концентрация углеводородов в газе при нормальных условиях: на входе в абсорбер $c_n = 35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; на выходе $c_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$, начальное содержание углеводородов в масле $x_n = 0,15 \%$ (масс.), их конечная концентрация $\bar{X}_k = 0,03 \text{ кг/(кг масла)}$. Средняя температура потоков в абсорбере 30°C , давление газа в абсорбере атмосферное. Уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 2 \cdot \bar{X}$. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,16 \text{ кг/(м}^2\cdot\text{с)}$. Свойства потоков: средняя плотность газа $\rho_r = 0,45 \text{ кг/м}^3$, молярная масса газа M_r

$= 10,5$ кг/моль, мольный объем газа $v_r = 21,6$ см³/моль, мольная масса углеводородов $M_k = 83$ кг/моль, мольный объем углеводородов $v_k = 96$ см³/моль, мольная масса масла $M_{ж} = 170$ кг/моль, плотность масла $\rho_{ж} = 1060$ кг/м³, вязкость масла $\mu_{ж} = 16,5$ мПа·с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №21

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания аммиака по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Аммиак NH_3 поглощается водой из газовой смеси с начальным содержанием NH_3 $v_n = 5$ об.%, конечное содержание NH_3 в газе $v_k = 0,27$ об.%. Количество поступающей газовой смеси $V_c = 10000$ м³/ч (при нормальных условиях). Общее давление газа $P = 760$ мм рт. ст. Начальное содержание NH_3 в поступающей в на абсорбцию воде $x_n = 0,2$ % (масс.), удельный расход поглотителя $l = 1,2$ кг/кг. Приведенная рабочая скорость газа в абсорбере составляет 85 % от скорости подвигания. Насадка – керамические кольца Рашига 50×50×5 мм (регулярная укладка).

Равновесные относительные массовые концентрации NH_3 в газе $\bar{Y}^*$ в зависимости от его концентрации $\bar{X}$ в воде:

$\bar{X}$, кг/кг воды	0,002	0,005	0,01	0,015	0,02	0,025	0,03
$\bar{Y}^*$, кг/кг возд.	0,0009	0,0025	0,0057	0,0097	0,0147	0,0212	0,0284

Расчет провести с использованием числа единиц переноса.

Задание №22

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать тарельчатый абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания аммиака по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Определить диаметр, число тарелок, высоту и гидравлическое сопротивление тарельчатого абсорбера с ситчатыми тарелками для поглощения аммиака NH_3 водой из газовой смеси с расходом $V_c = 10000$ м³/ч (при нормальных условиях). Начальное содержание NH_3 в газе $v_n = 5$ % (об.), конечное содержание NH_3 в газе $v_k = 0,27$ % (об.). Общее давление газа $P =$

760 мм рт. ст. Начальное содержание NH_3 в поступающей в на абсорбцию воде $x_n = 0,2 \%$ (масс.), удельный расход поглотителя $l = 1,18$ кг/кг. Поверхностное натяжение жидкости $\sigma = 6 \cdot 10^{-2}$ Н/м.

Равновесные относительные массовые концентрации NH_3 в газе $\bar{Y}^*$ в зависимости от его концентрации $\bar{X}$ в воде:

$\bar{X}$, кг/кг воды	0,002	0,005	0,01	0,015	0,02	0,025	0,03
$\bar{Y}^*$, кг/кг возд.	0,0009	0,0025	0,0057	0,0097	0,0147	0,0212	0,0284

Расчет произвести с использованием основного уравнения массопередачи.

Задание №23

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать насадочную колонну и схему абсорбционной установки для поглощения водой двуокиси углерода CO_2 из газовой смеси по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Количество поступающей газовой смеси $V_c = 10000$ м³/ч (при нормальных условиях), содержание CO_2 в поступающем газе $v_n = 25 \%$ (об.), степень извлечения $\eta = 99 \%$. Начальное содержание CO_2 в воде $x_n = 0$, конечное содержание CO_2 в поглотителе $x_k = 0,48 \%$ (масс.). Давление в аппарате $P = 1,0$ МПа, температура поступающего газа $t = 20$ °С. Константа фазового равновесия $m = 142$. Молекулярный вес газа $M_r = 30$ кг/кмоль. Вязкость газа $\mu_r = 1,7 \cdot 10^{-7}$ Па·с. Насадка – керамические кольца Рашига 35×35×4 мм (внавал). Рабочая скорость газа в колонне составляет 80 % от скорости захлебывания.

Расчет абсорбера провести по коэффициенту массопередачи.

Задание №24

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать колонну с колпачковыми тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения водой двуокиси углерода CO_2 из газовой смеси по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Количество поступающей газовой смеси $V_c = 10000$ м³/ч (при нормальных условиях), содержание CO_2 в поступающем газе $v_n = 25 \%$ (об.), степень извлечения $\eta = 99 \%$. Начальное содержание CO_2 в воде $x_n = 0$, конечное содержание CO_2 в поглотителе $x_k = 0,48 \%$ (масс.). Давление в ап-

парате $P = 1,0$ МПа, температура поступающего газа $t = 20$ °С. Константа фазового равновесия $m = 142$. Молекулярный вес газа $M_r = 30$ кг/кмоль. Вязкость газа $\mu_r = 1,7 \cdot 10^{-7}$ Па·с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №25

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать тарельчатый абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси серы по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В аппарате с ситчатыми тарелками из смеси воздуха и двуокиси серы SO_2 в количестве $G_c = 1,5$ кг/с, содержащей SO_2 с начальной концентрацией $y_n = 30$ % (масс.), SO_2 поглощается водой при температуре $t = 20$ °С. Содержание SO_2 в воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 3$ % (масс.). Степень извлечения SO_2 из газа $\eta = 95$ %.

Данные о равновесных концентрациях SO_2 в воде и газе при 20 °С следующие:

$\bar{X}$, кг/(кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$, кг/(кг газа)	0,0625	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №26

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать абсорбер с колпачковыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси серы по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбер поступает газозодушная смесь в количестве $G_c = 0,6$ кг/с с концентрацией диоксида серы SO_2 $y_n = 12$ % (масс.). Концентрация газа на выходе $y_k = 0,2$ % (масс.). Концентрация SO_2 в воде на входе в аппарат $x_n = 0$, на выходе из аппарата $x_k = 0,5$ % (масс.). Температура абсорбции 40 °С. Плотность газов при 0 °С $\rho_r = 1,3$ кг/м³. Динамическая вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 19,3 \cdot 10^{-6}$ Па·с, вязкость воды при 40 °С $\mu_{ж} = 0,656 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Коэффициент диффузии SO_2 в воде при 20 °С $D_{ж} = 1,47 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Равновесное содержание SO_2 в водном растворе и газе при температуре 40 °С:

Содержание SO_2 в газе, y ,	1	2	4	6	8	10	12	14	100
--	---	---	---	---	---	----	----	----	-----

масс. %									
Насыщенность воды SO ₂ , x, %	0,07	0,14	0,25	0,33	0,5	0,63	0,77	0,88	5,7

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №27

Тема курсового проекта: Абсорбция ацетона.

Спроектировать скруббер с ситчатыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания ацетона по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В аппарат подается смесь воздуха с парами ацетона, содержащая $v_n = 5\%$ (об.) ацетона. Количество чистого воздуха $V_v = 1500 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях). Орошаемая жидкость – вода в количестве $L = 2800 \text{ кг/ч}$ с начальной концентрацией ацетона $X_n = 0$. Степень улавливания ацетона $\eta = 99\%$. Скорость газа на 20 % меньше скорости захлебывания. Уравнение линии равновесия Y^* (кмоль/кмоль газа) = $1,68 X$ (кмоль/кмоль воды).

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №28

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать абсорбер с колпачковыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси углерода по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Из газовой смеси объемом $V_c = 4500 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при атмосферном давлении) поглощается двуокись углерода CO₂. Давление в скруббере $P_{\text{абс}} = 15 \text{ кгс/см}^2$, температура 10 °С. Абсорбент – чистая вода в количестве $V_L = 600 \text{ м}^3/\text{ч}$. Начальное содержание CO₂ в газе $v_n = 25,0\%$ (об.), конечное (вверху скруббера) $v_k = 0,15\%$ (об.). Плотность CO₂ при нормальных условиях $\rho_{\text{CO}_2} = 1,976 \text{ кг/м}^3$; молярная масса CO₂ $M_{\text{CO}_2} = 44 \text{ кг/кмоль}$. Коэффициент Генри при 15 °С $E = 0,93 \cdot 10^{-6} \text{ мм рт.ст.}$. Коэффициент массопередачи $K_{\Delta P} = 0,008 \text{ кг/[м}^2 \cdot \text{ч} \cdot (\text{кПа})]$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №29

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать насадочную колонну и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси углерода по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Абсорбция двуокиси углерода CO_2 производится из газовой смеси с воздухом водой под давлением $P = 2$ МПа в изотермических условиях при температуре $t = 25$ °С. Расход исходной смеси, содержащей на входе в абсорбер $y_n = 10$ мол. % CO_2 , равен $G_c = 0,25$ кг/с. Массовый расход воды, содержащей на входе в абсорбер $x_n = 0,01$ мол. % CO_2 , $L = 3,25$ кмоль/с. Степень извлечения загрязнения $\eta = 90$ %. Константа Генри для растворов CO_2 в воде равна $1,65 \cdot 10^8$ Па. Средняя молекулярная масса исходной газовой смеси $M_{\text{см}} = 31$ кг/кмоль, плотность газовой смеси $\rho_{\text{см}} = 3,5$ кг/м³, вязкость газовой смеси при 25 °С $\mu_{\text{см}} = 1,05 \cdot 10^{-5}$ Па·с, коэффициент диффузии CO_2 в газе при 25 °С и нормальном давлении (0,1 МПа) $D_r = 0,646 \cdot 10^{-4}$ м²/с. Вязкость жидкости $\mu_{\text{ж}} = 0,9$ мПа·с, коэффициент диффузии CO_2 в воде при 25 °С $D_{\text{ж}} = 2,02 \cdot 10^{-9}$ м²/с. Насадка – керамические кольца Рашига 50×50×5 мм.

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №30

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать абсорбер с ситчатыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси углерода по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Абсорбция двуокиси углерода CO_2 производится из газовой смеси с воздухом водой в изотермических условиях; давление $P = 2$ МПа; температура $t = 25$ °С. Расход исходной смеси $G_c = 0,25$ кг/с; содержание в газе CO_2 на входе в абсорбер $y_n = 10$ мол. %; степень извлечения загрязнения $\eta = 90$ %. Массовый расход воды $L = 3,25$ кмоль/с; содержание CO_2 в воде на входе в абсорбер $x_n = 0,01$ мол. %. Константа Генри для растворов CO_2 в воде равна $1,65 \cdot 10^8$ Па; средняя молекулярная масса исходной газовой смеси $M_{\text{см}} = 31$ кг/кмоль; плотность газовой смеси $\rho_{\text{см}} = 3,5$ кг/м³; вязкость газовой смеси при 25 °С $\mu_{\text{см}} = 1,05 \cdot 10^{-5}$ Па·с; коэффициент диффузии CO_2 в газе при 25 °С и нормальном давлении (0,1 МПа) $D_r = 0,646 \cdot 10^{-4}$ м²/с; вязкость жидкости $\mu_{\text{ж}} = 0,9$ мПа·с; - коэффициент диффузии CO_2 в воде при 25 °С $D_{\text{ж}} = 2,02 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №31

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения аммиака из газовой смеси при неизотермических условиях по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Расход газа-носителя (воздуха) $G = 410$ кмоль/час, расход поглотителя (воды) $L = 888$ кмоль/час. Содержание аммиака на входе в абсорбер $Y_n = 0,00526$ кмоль/кмоль, на выходе - $Y_k = 0,00027$ кмоль/кмоль, содержание аммиака в поступающей воде $X_n = 0$. Абсолютное давление в системе $0,1$ МПа. Температура воды на входе $t_n = 20$ °С. Дифференциальная теплота растворения аммиака в воде 35200 кДж/кмоль, теплоемкость поглотителя $c_{ж} = 75,4$ кДж/(кмоль·град).

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №32

Тема курсового проекта: Абсорбция паров соляной кислоты.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для поглощения паров соляной кислоты (HCl) водой по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Количество поступающей паровоздушной смеси $G_c = 0,1512$ кмоль/с ($V_c = 12000$ м³/ч при 0°С и атмосферном давлении), температура процесса $t = 60$ °С, давление $0,1$ МПа. Содержание HCl в поступающем газе $y_n = 0,24$ кмоль HCl/кмоль смеси ($Y_n = 0,316$ кмоль HCl/кмоль воздуха). Степень извлечения HCl из газа 95%. Содержание HCl в поступающей воде $x_n = 0$. Концентрация получаемой соляной кислоты $X_k = 0,161$ кмоль HCl/кмоль H₂O ($x_k = 28$ % вес.). Плотность и вязкость газа принять равной вязкости воздуха при рабочих условиях процесса. Число единиц переноса $N_y = 4,2$. Объемный коэффициент массопередачи при поглощении хлористого водорода $K_{yv} = 0,0438$ кмоль·м³·сек⁻¹. Насадка – керамические кольца Рашига размером 50×50×5 мм (внавал).

Расчет высоты насадки произвести с использованием единиц переноса.

Задание №33

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания аммиака из газовой смеси с воздухом.

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемой газовой смеси $V_c = 15000 \text{ м}^3/\text{час}$; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; удельный расход поглотителя $l = 1,25 \text{ кг/кг}$; температура воды $t = 15^\circ \text{C}$; начальное содержание аммиака в газовой смеси $v_n = 7,5 \text{ об.}\%$; содержание аммиака в газе на выходе $v_k = 0,25 \text{ об.}\%$; содержание аммиака в воде, поступающей на абсорбцию $x_n = 0,1 \text{ масс.}\%$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №34

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания аммиака по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Аммиак NH_3 поглощается водой из газовой смеси с воздухом с начальным содержанием NH_3 $v_n = 5 \text{ об.}\%$, конечное содержание NH_3 в газе $v_k = 0,27 \text{ об.}\%$. Количество поступающей газовой смеси $V_c = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях). Общее давление газа $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$. Начальное содержание NH_3 в поступающей в на абсорбцию воде $x_n = 0,2 \%$ (масс.), удельный расход поглотителя $l = 1,2 \text{ кг/кг}$. Насадка – керамические кольца Рашига $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$ (регулярная укладка).

Равновесные относительные массовые концентрации NH_3 в газе $\bar{Y}^*$ в зависимости от его концентрации $\bar{X}$ в воде:

$\bar{X}$, кг/кг воды	0,002	0,005	0,01	0,015	0,02	0,025	0,03
$\bar{Y}^*$, кг/кг возд.	0,0009	0,0025	0,0057	0,0097	0,0147	0,0212	0,0284

Расчет провести с использованием основного уравнения массопередачи.

Задание №35

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для очистки воздуха от двуокиси серы.

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемой газовой смеси $G_c = 2 \text{ кг/с}$; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; температура воды $t = 10^\circ \text{C}$; начальное содержание двуокиси серы в газе $v_n = 40 \text{ об.}\%$; содержание SO_2 в

воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 5$ масс.%; степень извлечения SO_2 из газа $\eta = 90\%$.

Данные о равновесных концентрациях SO_2 в воде и газе при 10°C следующие:

$\bar{X}$ (кг SO_2 /кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$ (кг SO_2 /кг воздуха):	0,0623	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести с использованием основного уравнения массопередачи.

Задание №36

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси серы по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбер поступает газовая смесь в количестве $G_c = 1,8$ кг/с с концентрацией диоксида серы SO_2 $y_n = 12$ % (масс. содержание). Концентрация газа на выходе $y_k = 0,2$ % (масс.). Концентрация SO_2 в воде на входе в аппарат $x_n = 0$, на выходе из аппарата $x_k = 0,5$ % (масс.). Температура абсорбции 40°C . Плотность газов при 0°C $\rho_r = 1,3$ кг/м³. Динамическая вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 19,3 \cdot 10^{-6}$ Па·с, вязкость воды при 40°C $\mu_{\text{ж}} = 0,656 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Коэффициент диффузии SO_2 в воде при 20°C $D_{\text{ж}} = 1,47 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Равновесное содержание SO_2 в водном растворе и газе при температуре 40°C :

Массовое содержание SO_2 в газе, y , %	1	2	4	6	8	10	12	14	100
Насыщенность воды SO_2 , x , %	0,07	0,14	0,25	0,33	0,5	0,63	0,77	0,88	5,7

Расчет абсорбера провести с использованием основного уравнения массопередачи.

Вариант №37

Тема курсового проекта: Абсорбция ацетона.

Спроектировать тарельчатый скруббер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения паров ацетона из воздуха

Исходные данные на проектирование:

Паровоздушная смесь содержит $v_n = 6\%$ (об.) ацетона, чистого воздуха-носителя в этой смеси содержится $V_b = 5600 \text{ м}^3/\text{час}$; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; в скруббере улавливается 98,5% ацетона. Поглотитель – вода, количество орошающей воды $L = 10000 \text{ кг/час}$ с содержанием ацетона $x_n = 0$, температура воды $t = 20^\circ\text{C}$. Уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 1,68 \cdot \bar{X}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №38

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения двуокиси углерода CO_2 по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Поглощение двуокиси углерода производится чистой водой ($x_n = 0$) из газовой смеси с начальным содержанием CO_2 $v_n = 30,2 \text{ об.}\%$. Расход газовой смеси на входе $G_n = 905 \text{ кмоль/ч}$ ($V_c = 20000 \text{ м}^3/\text{ч}$ при 0°C и атмосферном давлении), рабочее давление $P = 1,6 \text{ МПа}$. На орошение подается вода с температурой $t = 25^\circ\text{C}$. Требуемая степень извлечения CO_2 составляет $\eta = 95\%$. Конечное содержание CO_2 в воде $x_k = 0,002$ в мольных долях. Удельный расход поглотителя $l = 120 \text{ кг/кг}$. Средняя молекулярная масса поступающего газа $M_r = 20,5 \text{ кг/кмоль}$, вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 1,37 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Вязкость жидкости при 25°C $\mu_{\text{ж}} = 0,89 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №39

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания двуокиси углерода по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Из газовой смеси объемом $V_c = 5000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при атмосферном давлении) поглощается двуокись углерода CO_2 . Давление в скруббере $P_{\text{абс}} = 1,6 \text{ МПа}$, температура 15°C . Абсорбент – чистая вода в количестве $V_L = 650 \text{ м}^3/\text{ч}$. Начальное содержание CO_2 в газе $v_n = 28,4 \text{ об.}\%$, конечное (вверху скруббера) $v_k = 0,2 \text{ об.}\%$. Плотность CO_2 при нормальных условиях $\rho_{\text{CO}_2} = 1,976$

кг/м³; молярная масса CO₂ $M_{CO_2} = 44$ кг/кмоль. Коэффициент Генри при 15 °C $E = 0,93 \cdot 10^{-6}$ мм рт.ст.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №40

Тема курсового проекта: Абсорбция паров спирта.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания паров спирта по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбере разделяется смесь газов в количестве $G_c = 1350$ кг/ч от спирта. Содержание спирта в газе на входе в абсорбер $y_n = 0,7$ % от общей массы газов, содержание спирта в газе на выходе из абсорбера $c_k = 1$ г/м³. Абсорбент – вода с массовым содержанием спирта в выходящей из абсорбера воде $x_k = 2,5$ %, в поступающей воде $x_n = 0$. Давление в абсорбере $P = 0,1$ МПа. Температура поглощающей воды $t = 20$ °C. Плотность газов $\rho_r = 1,84$ кг/м³. Коэффициент диффузии паров спирта в газе при температуре 20 °C $D_r = 0,748 \cdot 10^{-5}$ м²/с, коэффициент диффузии спирта в водно-спиртовом растворе $D_{ж} = 1,08 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Равновесное массовое содержание спирта в газовой и жидкой фазе:

Содержание спирта в растворе x , % масс.	Содержание спирта в газе y , % масс.
1	0,103
3	0,315
5	0,497
7	0,707
10	0,928

Расчет абсорбера провести с использованием основного уравнения массопередачи.

Задание №41

Тема курсового проекта: Абсорбция паров спирта.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с ситчатыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания паров спирта по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбере разделяется смесь газов в количестве $G_c = 1350$ кг/ч от спирта. Содержание спирта в газе на входе в абсорбер $y_n = 0,7$ % от общей массы газов, содержание спирта в газе на выходе из абсорбера $c_k = 1$ г/м³. Абсорбент – вода с массовым содержанием спирта в выходящей из абсорбера

воде $x_k = 2,5 \%$, в поступающей воде $x_n = 0$. Давление в абсорбере $P = 0,1$ МПа. Температура поглощающей воды $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$. Плотность газов $\rho_r = 1,84$ кг/м³. Коэффициент диффузии паров спирта в газе при температуре $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $D_r = 0,748 \cdot 10^{-5}$ м²/с, коэффициент диффузии спирта в водно-спиртовом растворе $D_{\text{ж}} = 1,08 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Равновесное массовое содержание спирта в газовой и жидкой фазе:

Содержание спирта в растворе x , % масс.	Содержание спирта в газе y , % масс.
1	0,103
3	0,315
5	0,497
7	0,707
10	0,928

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №42

Тема курсового проекта: Абсорбция углеводородов.

Спроектировать тарельчатый абсорбер с колпачковыми тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания углеводородов из газа маслом по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Производительность по газовой смеси $V_c = 12$ м³/с (при нормальных условиях), концентрация углеводородов в газе при нормальных условиях: на входе в абсорбер $c_n = 35 \cdot 10^{-3}$ кг/м³; на выходе $c_k = 2 \cdot 10^{-3}$ кг/м³, начальное содержание углеводородов в масле $x_n = 0,15 \%$ (масс.), их конечная концентрация $\bar{X}_k = 0,029$ кг/(кг масла). Средняя температура потоков в абсорбере $30 \text{ }^\circ\text{C}$, давление газа в абсорбере атмосферное. Уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 2 \cdot \bar{X}$. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,16$ кг/(м²·с). Свойства потоков: средняя плотность газа $\rho_r = 0,45$ кг/м³, молярная масса газа $M_r = 10,5$ кг/моль, молярный объем газа $v_r = 21,6$ см³/моль, молярная масса углеводородов $M_k = 83$ кг/моль, молярный объем углеводородов $v_k = 96$ см³/моль, молярная масса масла $M_{\text{ж}} = 170$ кг/моль, плотность масла $\rho_{\text{ж}} = 1060$ кг/м³, вязкость масла $\mu_{\text{ж}} = 16,5$ мПа·с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №43

Тема курсового проекта: Абсорбция углеводородов.

Спроектировать абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания углеводородов из газа маслом по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Производительность по газовой смеси $V_c = 10,0 \text{ м}^3/\text{с}$ (при нормальных условиях), концентрация углеводородов в газе при нормальных условиях: на входе в абсорбер $c_n = 35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; на выходе $c_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$, начальное содержание углеводородов в масле $x_n = 0,15 \%$ (масс.), их конечная концентрация $\bar{X}_k = 0,029 \text{ кг/(кг масла)}$. Средняя температура потоков в абсорбере 30°C , давление газа в абсорбере атмосферное. Уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 2 \cdot \bar{X}$. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,16 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$. Свойства потоков: средняя плотность газа $\rho_r = 0,45 \text{ кг/м}^3$, молярная масса газа $M_r = 10,5 \text{ кг/моль}$, молярный объем газа $v_r = 21,6 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса углеводородов $M_k = 83 \text{ кг/моль}$, молярный объем углеводородов $v_k = 96 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса масла $M_{ж} = 170 \text{ кг/моль}$, плотность масла $\rho_{ж} = 1060 \text{ кг/м}^3$, вязкость масла $\mu_{ж} = 16,5 \text{ мПа} \cdot \text{с}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №44

Тема курсового проекта: Абсорбция углеводородов.

Спроектировать абсорбер с клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания углеводородов из газа маслом по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Производительность по газовой смеси $V_c = 12,5 \text{ м}^3/\text{с}$ (при нормальных условиях), концентрация углеводородов в газе при нормальных условиях: на входе в абсорбер $c_n = 35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; на выходе $c_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$, начальное содержание углеводородов в масле $x_n = 0,15 \%$ (масс.), их конечная концентрация $\bar{X}_k = 0,029 \text{ кг/(кг масла)}$. Средняя температура потоков в абсорбере 30°C , давление газа в абсорбере атмосферное. Уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 2 \cdot \bar{X}$. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,16 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$. Свойства потоков: средняя плотность газа $\rho_r = 0,45 \text{ кг/м}^3$, молярная масса газа $M_r = 10,5 \text{ кг/моль}$, молярный объем газа $v_r = 21,6 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса углеводородов $M_k = 83 \text{ кг/моль}$, молярный объем углеводородов $v_k = 96 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса масла $M_{ж} = 170 \text{ кг/моль}$, плотность масла $\rho_{ж} = 1060 \text{ кг/м}^3$, вязкость масла $\mu_{ж} = 16,5 \text{ мПа} \cdot \text{с}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №45

Тема курсового проекта: Абсорбция углеводородов.

Спроектировать абсорбер с ситчато-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания углеводородов из газа маслом по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Производительность по газовой смеси $V_c = 12,5 \text{ м}^3/\text{с}$ (при нормальных условиях), концентрация углеводородов в газе при нормальных условиях: на входе в абсорбер $c_n = 35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; на выходе $c_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$, начальное содержание углеводородов в масле $x_n = 0,15 \%$ (масс.), их конечная концентрация $\bar{X}_k = 0,029 \text{ кг/(кг масла)}$. Средняя температура потоков в абсорбере 30°C , давление газа в абсорбере атмосферное. Уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 2 \cdot \bar{X}$. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,16 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$. Свойства потоков: средняя плотность газа $\rho_r = 0,45 \text{ кг/м}^3$, молярная масса газа $M_r = 10,5 \text{ кг/моль}$, молярный объем газа $v_r = 21,6 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса углеводородов $M_k = 83 \text{ кг/моль}$, молярный объем углеводородов $v_k = 96 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса масла $M_{\text{ж}} = 170 \text{ кг/моль}$, плотность масла $\rho_{\text{ж}} = 1060 \text{ кг/м}^3$, вязкость масла $\mu_{\text{ж}} = 16,5 \text{ мПа} \cdot \text{с}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №46

Тема курсового проекта: Абсорбция углеводородов.

Спроектировать абсорбер с жалюзийно-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания углеводородов из газа маслом по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Производительность по газовой смеси $V_c = 12,5 \text{ м}^3/\text{с}$ (при нормальных условиях), концентрация углеводородов в газе при нормальных условиях: на входе в абсорбер $c_n = 35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$; на выходе $c_k = 2 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$, начальное содержание углеводородов в масле $x_n = 0,15 \%$ (масс.), их конечная концентрация $\bar{X}_k = 0,029 \text{ кг/(кг масла)}$. Средняя температура потоков в абсорбере 30°C , давление газа в абсорбере атмосферное. Уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 2 \cdot \bar{X}$. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,16 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$. Свойства потоков: средняя плотность газа $\rho_r = 0,45 \text{ кг/м}^3$, молярная масса газа $M_r = 10,5 \text{ кг/моль}$, молярный объем газа $v_r = 21,6 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса углеводородов $M_k = 83 \text{ кг/моль}$, молярный объем углеводородов $v_k = 96 \text{ см}^3/\text{моль}$, молярная масса масла $M_{\text{ж}} = 170 \text{ кг/моль}$, плотность масла $\rho_{\text{ж}} = 1060 \text{ кг/м}^3$, вязкость масла $\mu_{\text{ж}} = 16,5 \text{ мПа} \cdot \text{с}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №47

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для очистки воздуха от двуокиси серы SO_2

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемой газовой смеси $G_c = 2$ кг/с; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па; температура воды $t = 20^\circ\text{C}$; начальное содержание двуокиси серы в воздухе $v_n = 45$ об.%; содержание SO_2 в воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 5$ масс.%; степень извлечения SO_2 из воздуха $\eta = 90\%$.

Данные о равновесных концентрациях SO_2 в воде и газе следующие:

$\bar{X}$ (кг SO_2 /кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$ (кг SO_2 /кг воздуха):	0,0623	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №48

Спроектировать скруббер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения паров ацетона из воздуха

Исходные данные на проектирование:

Паровоздушная смесь содержит $v_n = 6\%$ (об.) ацетона, чистого воздуха в этой смеси содержится $V_b = 5600$ м³/час; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па; в скруббере улавливается 98,5% ацетона. Поглотитель – вода, количество орошающей воды $L = 10000$ кг/час с содержанием ацетона $x_n = 0$, температура воды $t = 20^\circ\text{C}$. Уравнение линии равновесия $Y^* = 1,68X$; коэффициент массопередачи $K_y = 0,02$ кмоль ацетона/[м²·с(кмоль ацетона/кмоль воздуха)].

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №49

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения двуокиси углерода CO_2 по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Поглощение двуокиси углерода производится чистой водой ($x_n = 0$) из газовой смеси с начальным содержанием CO_2 $v_n = 30,2$ об.%. Расход

газовой смеси на входе $G_n = 905$ кмоль/ч ($V_c = 20000$ м³/ч при 0°С и атмосферном давлении), рабочее давление $P = 1,6$ МПа. На орошение подается вода с температурой $t = 25^\circ\text{C}$. Требуемая степень извлечения CO_2 составляет $\eta = 95\%$. Конечное содержание CO_2 в воде $x_k = 0,0021$ в мольных долях. Удельный расход поглотителя $l = 120$ кг/кг. Средняя молекулярная масса поступающего газа $M_r = 20,5$ кг/кмоль, вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 1,37 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Вязкость жидкости при 25 °С $\mu_{\text{ж}} = 0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №50

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать абсорбер с решетчатыми (провальными) тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения двуокиси углерода по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Из газовой смеси объемом $V_c = 5000$ м³/ч (при атмосферном давлении) поглощается двуокись углерода CO_2 . Давление в скруббере $P_{\text{абс}} = 16$ кгс/см², температура 15 °С. Абсорбент – чистая вода в количестве $L = 650$ м³/ч. Начальное содержание CO_2 в газе $v_n = 28,4$ об. %, конечное (вверху скруббера) $v_k = 0,2$ об. %. Плотность CO_2 при нормальных условиях $\rho_{\text{CO}_2} = 1,98$ кг/м³; молярная масса CO_2 $M_{\text{CO}_2} = 44$ кг/кмоль. Коэффициент Генри при 15 °С $E = 0,93 \cdot 10^{-6}$ мм рт.ст. Коэффициент массопередачи $K_{\Delta P} = 0,009$ кг/(м²·ч·кПа).

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 51

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать абсорбер с клапанными тарелками и технологическую схему установки для улавливания аммиака из газовой смеси с воздухом.

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемого газа $V_c = 15000$ м³/час; абсолютное давление $P = 0,2$ МПа; удельный расход поглотителя $l = 1,25$ кг/кг; температура воды $t = 20$ °С; начальное содержание аммиака в воздухе $v_n = 7,5$ об.%; содержание аммиака в воздухе на выходе $v_k = 0,25$ об.%; содержание аммиака в воде, поступающей на абсорбцию $x_n = 0,1$ масс. %.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 52

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать абсорбер с ситчато-клапанными тарелками и технологическую схему установки для улавливания аммиака из газовой смеси с воздухом.

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемого газа $V_c = 15000 \text{ м}^3/\text{час}$; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; удельный расход поглотителя $l = 1,25 \text{ кг/кг}$; температура воды $t = 20^\circ \text{C}$; начальное содержание аммиака в воздухе $v_n = 7,5 \text{ об.}\%$; содержание аммиака в воздухе на выходе $v_k = 0,25 \text{ об.}\%$; содержание аммиака в воде, поступающей на абсорбцию $x_n = 0,1 \text{ масс.}\%$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 53

Тема курсового проекта: Абсорбция аммиака.

Спроектировать абсорбер с жалюзийно-клапанными тарелками и технологическую схему установки для улавливания аммиака из газовой смеси с воздухом.

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемого газа $V_c = 15000 \text{ м}^3/\text{час}$; абсолютное давление $P = 0,3 \text{ МПа}$; удельный расход поглотителя $l = 1,25 \text{ кг/кг}$; температура воды $t = 20^\circ \text{C}$; начальное содержание аммиака в воздухе $v_n = 7,5 \text{ об.}\%$; содержание аммиака в воздухе на выходе $v_k = 0,25 \text{ об.}\%$; содержание аммиака в воде, поступающей на абсорбцию $x_n = 0,1 \text{ масс.}\%$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 54

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать абсорбер с клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для очистки воздуха от двуокиси серы SO_2

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемой газовой смеси $G_c = 2 \text{ кг/с}$; абсолютное давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; температура воды $t = 20^\circ \text{C}$; начальное содержание двуокиси серы в воздухе $v_n = 45 \text{ об.}\%$; содержание SO_2 в воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 5 \text{ масс.}\%$; степень извлечения SO_2 из воздуха $\eta = 90\%$.

Данные о равновесных концентрациях SO_2 в воде и газе следующие:

$\bar{X}$ (кг SO ₂ /кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$ (кг SO ₂ /кг воздуха):	0,0623	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 55

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать абсорбер с ситчато-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для очистки воздуха от двуокиси серы SO₂

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода; количество очищаемой газовой смеси $G_c = 2$ кг/с; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4$ Па; температура воды $t = 20^\circ\text{C}$; начальное содержание двуокиси серы в воздухе $v_n = 45$ об.%; содержание SO₂ в воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 5$ масс.%; степень извлечения SO₂ из воздуха $\eta = 90\%$.

Данные о равновесных концентрациях SO₂ в воде и газе следующие:

$\bar{X}$ (кг SO ₂ /кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$ (кг SO ₂ /кг воздуха):	0,0623	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 56

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси серы.

Спроектировать абсорбер с жалюзийно-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для очистки воздуха от двуокиси серы SO₂

Исходные данные на проектирование:

Поглотитель – вода, количество очищаемой газовой смеси $G_c = 2$ кг/с; абсолютное давление $P = 0,3$ МПа; температура воды $t = 20^\circ\text{C}$; начальное содержание двуокиси серы в воздухе $v_n = 45$ об.%; содержание SO₂ в воде на входе в абсорбер $x_n = 0$ и на выходе из него $x_k = 5$ масс.%; степень извлечения SO₂ из воздуха $\eta = 90\%$.

Данные о равновесных концентрациях SO₂ в воде и газе следующие:

$\bar{X}$ (кг SO ₂ /кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$ (кг SO ₂ /кг воздуха):	0,0623	0,134	0,292	0,481	0,695	0,966

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 57

Тема курсового проекта: Абсорбция ацетона.

Спроектировать скруббер с клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения паров ацетона из воздуха

Исходные данные на проектирование:

Паровоздушная смесь содержит $v_n = 6 \%$ (об.) ацетона, чистого воздуха в этой смеси содержится $V_v = 5600 \text{ м}^3/\text{час}$; абсолютное давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; в скруббере улавливается 98,5% ацетона. Поглотитель – вода, количество орошающей воды $L = 10000 \text{ кг/час}$ с содержанием ацетона $x_n = 0$, температура воды $t = 20^\circ \text{C}$. Уравнение линии равновесия $Y^* = 1,68X$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 58

Тема курсового проекта: Абсорбция ацетона.

Спроектировать скруббер с ситчато-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения паров ацетона из воздуха

Исходные данные на проектирование:

Паровоздушная смесь содержит $v_n = 6\%$ (об.) ацетона, чистого воздуха в этой смеси содержится $V_v = 5600 \text{ м}^3/\text{час}$; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; в скруббере улавливается 98,5% ацетона. Поглотитель – вода, количество орошающей воды $L = 10000 \text{ кг/час}$ с содержанием ацетона $x_n = 0$, температура воды $t = 20^\circ \text{C}$. Уравнение линии равновесия $Y^* = 1,68X$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание № 59

Тема курсового проекта: Абсорбция ацетона.

Спроектировать скруббер с жалюзийно-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения паров ацетона из воздуха

Исходные данные на проектирование:

Паровоздушная смесь содержит $v_n = 6 \%$ (об.) ацетона, чистого воздуха в этой смеси содержится $V_v = 5600 \text{ м}^3/\text{час}$; абсолютное давление $P = 0,3 \text{ МПа}$; в скруббере улавливается 98,5% ацетона. Поглотитель – вода, количество орошающей воды $L = 10000 \text{ кг/час}$ с содержанием ацетона $x_n = 0$, температура воды $t = 20^\circ \text{C}$. Уравнение линии равновесия $Y^* = 1,68X$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание 60

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать абсорбер с клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения двуокиси углерода CO_2 по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Поглощение двуокиси углерода производится чистой водой ($x_n = 0$) из газозооушной смеси с начальным содержанием CO_2 $v_n = 30,2$ об.%. Расход газовой смеси на входе $G_n = 905$ кмоль/ч ($V_c = 20000$ м³/ч при 0°С и атмосферном давлении), рабочее давление $P = 1,6$ МПа. На орошение подается вода с температурой $t = 25^\circ\text{C}$. Требуемая степень извлечения CO_2 составляет $\eta = 95\%$. Конечное содержание CO_2 в воде $x_k = 0,0021$ в мольных долях. Удельный расход поглотителя $l = 120$ кг/кг. Средняя молекулярная масса поступающего газа $M_r = 20,5$ кг/кмоль, вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 1,37 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Вязкость жидкости при 25 °С $\mu_{\text{ж}} = 0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание 61

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать абсорбер с ситчато-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения двуокиси углерода CO_2 по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Поглощение двуокиси углерода производится чистой водой ($x_n = 0$) из газозооушной смеси с начальным содержанием CO_2 $v_n = 30,2$ об.%. Расход газовой смеси на входе $G_n = 905$ кмоль/ч ($V_c = 20000$ м³/ч при 0°С и атмосферном давлении), рабочее давление $P = 0,1$ МПа. На орошение подается вода с температурой $t = 25^\circ\text{C}$. Требуемая степень извлечения CO_2 составляет $\eta = 95\%$. Конечное содержание CO_2 в воде $x_k = 0,0021$ в мольных долях. Удельный расход поглотителя $l = 120$ кг/кг. Средняя молекулярная масса поступающего газа $M_r = 20,5$ кг/кмоль, вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 1,37 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Вязкость жидкости при 25 °С $\mu_{\text{ж}} = 0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание 62

Тема курсового проекта: Абсорбция двуокиси углерода.

Спроектировать абсорбер с жалюзийно-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для поглощения двуокиси углерода CO_2 по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

Поглощение двуокиси углерода производится чистой водой ($x_n = 0$) из газозооушной смеси с начальным содержанием CO_2 $v_n = 30,2$ об.%. Расход газовой смеси на входе $G_n = 905$ кмоль/ч ($V_c = 20000$ м³/ч при 0°С и атмосферном давлении), рабочее давление $P = 0,3$ МПа. На орошение подается вода с температурой $t = 25^\circ\text{C}$. Требуемая степень извлечения CO_2 составляет $\eta = 95\%$. Конечное содержание CO_2 в воде $x_k = 0,0021$ в мольных

долях. Удельный расход поглотителя $l = 120$ кг/кг. Средняя молекулярная масса поступающего газа $M_r = 20,5$ кг/кмоль, вязкость газа при рабочих условиях $\mu_r = 1,37 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Вязкость жидкости при 25 °С $\mu_{ж} = 0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание 63

Тема курсового проекта: Абсорбция паров спирта.

Спроектировать абсорбер с клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания паров спирта по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбере разделяется смесь газов в количестве $G_c = 1350$ кг/ч от спирта. Содержание спирта в газе на входе в абсорбер $y_n = 0,7$ % от общей массы газов, содержание спирта в газе на выходе из абсорбера $c_k = 1$ г/м³. Абсорбент – вода с массовым содержанием спирта в выходящей из абсорбера воде $x_k = 2,5$ %, в поступающей воде $x_n = 0$. Давление в абсорбере $P = 0,2$ МПа. Температура поглощающей воды $t = 20$ °С. Плотность газов $\rho_r = 1,84$ кг/м³. Коэффициент диффузии паров спирта в газе при температуре 20 °С $D_r = 0,748 \cdot 10^{-5}$ м²/с, коэффициент диффузии спирта в водно-спиртовом растворе $D_{ж} = 1,08 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Равновесное массовое содержание спирта в газовой и жидкой фазе:

Содержание спирта в растворе x , % масс.	Содержание спирта в газе y , % масс.
1	0,103
3	0,315
5	0,497
7	0,707
10	0,928

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание 64

Тема курсового проекта: Абсорбция паров спирта.

Спроектировать абсорбер с ситчато-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания паров спирта по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбере разделяется смесь газов в количестве $G_c = 1350$ кг/ч от спирта. Содержание спирта в газе на входе в абсорбер $y_n = 0,7$ % от общей массы газов, содержание спирта в газе на выходе из абсорбера $c_k = 1$ г/м³. Аб-

сорбент – вода с массовым содержанием спирта в выходящей из абсорбера воде $x_k = 2,5 \%$, в поступающей воде $x_n = 0$. Давление в абсорбере $P = 0,1$ МПа. Температура поглощающей воды $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$. Плотность газов $\rho_r = 1,84$ кг/м³. Коэффициент диффузии паров спирта в газе при температуре $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $D_r = 0,748 \cdot 10^{-5}$ м²/с, коэффициент диффузии спирта в водно-спиртовом растворе $D_{\text{ж}} = 1,08 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Равновесное массовое содержание спирта в газовой и жидкой фазе:

Содержание спирта в растворе x , % масс.	Содержание спирта в газе y , % масс.
1	0,103
3	0,315
5	0,497
7	0,707
10	0,928

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание 65

Тема курсового проекта: Абсорбция паров спирта.

Спроектировать абсорбер с жалюзийно-клапанными тарелками и схему абсорбционной установки для улавливания паров спирта по следующим исходным данным.

Исходные данные на проектирование:

В абсорбере разделяется смесь газов в количестве $G_c = 1350$ кг/ч от спирта. Содержание спирта в газе на входе в абсорбер $y_n = 0,7 \%$ от общей массы газов, содержание спирта в газе на выходе из абсорбера $s_k = 1$ г/м³. Абсорбент – вода с массовым содержанием спирта в выходящей из абсорбера воде $x_k = 2,5 \%$, в поступающей воде $x_n = 0$. Давление в абсорбере $P = 0,3$ МПа. Температура поглощающей воды $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$. Плотность газов $\rho_r = 1,84$ кг/м³. Коэффициент диффузии паров спирта в газе при температуре $20 \text{ }^\circ\text{C}$ $D_r = 0,748 \cdot 10^{-5}$ м²/с, коэффициент диффузии спирта в водно-спиртовом растворе $D_{\text{ж}} = 1,08 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Равновесное массовое содержание спирта в газовой и жидкой фазе:

Содержание спирта в растворе x , % масс.	Содержание спирта в газе y , % масс.
1	0,103
3	0,315

5	0,497
7	0,707
10	0,928

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

6. Адсорбционная очистка газов

Твердые вещества и жидкости, соприкасающиеся с газовой средой, концентрируют ее компоненты на поверхности раздела фаз. Это явление, называемое сорбцией, широко используется в технике для извлечения из газовых потоков ценных или загрязняющих парогазовых примесей.

Адсорбция - процесс избирательного поглощения одного или нескольких компонентов из газовой среды и жидкостей с помощью твердых материалов с большой удельной поверхностью.

Газовая среда, из которой происходит поглощение компонента, называется *газом-носителем*, твердое вещество, поглощающее компонент - *адсорбентом*, поглощаемое вещество - *адсорбтивом*, поглощенное вещество - *адсорбатом*.

Особенностью процессов адсорбции является избирательность и обратимость. Благодаря этой особенности процесса возможно поглощение из парогазовых смесей или растворов одного или нескольких компонентов, а затем, в других условиях, десорбирование их, т.е. выделение нужного компонента из твердой фазы в более или менее чистом виде.

Благодаря большой удельной поверхности адсорбентов возможны сравнительно большие скорости адсорбции веществ при малых концентрациях в исходных смесях и даже практически полное их поглощение, что трудно осуществимо другими технологическими методами (абсорбцией или ректификацией).

Адсорбцию широко применяют в различных отраслях для разделения смесей (выделение бензола из парогазовых смесей, разделение смесей газообразных углеводородов, сушка воздуха, очистка жидких нефтепродуктов от растворенных в них примесей и т.д.).

Различают физическую и химическую адсорбцию (хемосорбцию). При *физической* адсорбции между молекулами адсорбента и молекулами адсорбируемого вещества не происходит химического взаимодействия. Процесс физической адсорбции может быть обратимым, т. е.: чередуются стадии адсорбции и десорбции (выделения поглощенного компонента из адсорбента).

При *химической* адсорбции молекулы адсорбента и адсорбтива химически взаимодействуют. Десорбция практически неосуществима. При химиче-

ской адсорбции выделяется значительно больше теплоты, чем при физической адсорбции.

В промышленности нашла применение физическая адсорбция, в значительной мере из-за возможности осуществить обратный процесс (десорбцию).

Адсорбент должен иметь высокую сорбционную емкость, что зависит от удельной площади поверхности и физико-химических свойств поверхностных частиц. Он должен обладать достаточной механической прочностью. Чтобы аэродинамическое сопротивление слоя было невысоким, плотность адсорбента должна быть небольшой, а форма частиц обтекаемой и создавать высокую порозность насыпки. Адсорбент для процесса физической сорбции должен быть химически пассивным к улавливаемым компонентам, а для химической сорбции (хемосорбции) - вступать с молекулами загрязнителей в химическую реакцию. Для снижения затрат на десорбцию уловленных компонентов удерживающая способность адсорбента не должна быть слишком высокой. Адсорбенты должны иметь невысокую стоимость и изготавливаться из доступных материалов.

С учетом этих требований практическое применение получили активированный уголь, силикагель, алюмогель, цеолиты. Эти вещества отличаются друг от друга природой материала и, как следствие, своими адсорбционными свойствами, размерами гранул, плотностью и др. (табл. 12).

Активированный уголь удовлетворяет и большинству других требований, в связи с чем широко применяется. Одним из основных недостатков активированного угля является химическая нестойкость к кислороду, особенно при повышенных температурах.

Остальные адсорбенты проявляют, как правило, селективность к улавливанию загрязнителей. Так, оксиды алюминия (алюмогели) используются для улавливания фтора и фтористого водорода, полярных органических веществ, силикат кальция - для улавливания паров жирных кислот, силикагель - для полярных органических веществ, сухих газовых смесей. Цеолиты ("молекулярные сита") - алюмосиликаты, содержащие оксиды щелочных или щелочноземельных металлов, адсорбируют газы, молекулы которых соответствуют размерам "окон" в кристаллической решетке. Большинство полярных адсорбентов можно использовать для осушки газов.

Адсорбция представляет собой экзотермический процесс, а адсорбционная емкость снижается при повышении температуры. В связи с этим желательно проводить охлаждение адсорбционного слоя.

Адсорбция может протекать в неподвижном слое, перемещающемся (движущемся) слое, кипящем (псевдоожигенном) слое адсорбента.

Таблица 12.

Характеристики активных углей

Марка угля	Насыпная плотность ρ_n , кг/м ³	Фракционный состав		Области применения	Прочность	Структурная константа $B \cdot 10^6$, град ²
		фракция, мм	%			
1	2	3	4	5	6	7
БАУ	240	5,0-3,6 3,6-1,0 1,0	2,5 95,5 2,0	Адсорбция из растворов	-	0,55
ДАК	Не нормируется	5,0-3,6 3,6-1,0 1,0	2,5 95,5 2,0	Извлечение масла из парового конденсата, извлечение различных веществ из растворов	—	—
АР-А	550	5,0 5,0-2,8 2,8-1,0	1,0 83,0 15,0	Улавливание паров растворителей при темп. кип. выше 100 °С (толуол, ксилол, амил-ацетат и др)	65	0,74
АР-Б	580	5,0 5,0-2,8 2,8-1,0 1,0	1,0 83,0 15,0 1,0	Рекуперационный уголь, применяется для улавливания паров растворителей с температурой кипения 60-100°С (бензол, дихлорэтан, бензин и др.)	70	—
АР-В	600	5,0 5,0-2,8., 2,8-1,0 1,0	1,0 83,0 15,0 1,0	Для улавливания паров с температурой кипения ниже 60 °С (метанол, хлористый метилен, ацетон и др)	75	—
АГ-3	400-500	3,6 3,6-2,8 2,8-1,5 1,5-1,0	0,4 3,0 86,0 10,0	Адсорбция из газообразных и жидких сред	75	—

1	2	3	4	5	6	7
КАД-иод-ный	450	5,0 5,0-2,0 2,0-1,0	5,0 70,0 25,0	Извлечение иода из буровых вод и извлечение различных веществ из растворов и газовоздушных (паровоздушных) смесей	60	—
СКТ-1	470	0,5 0,5-1,0 1,0-1,5 2,0-2,7	0,5 10,0 Не нормируется 25,0 5,0	Разделение углеводородных газов и для тонкой очистки воздуха и газов	70	0,71
СКТ-2	460	1,0 1,0-1,5 1,5-2,0 2,0-2,7 2,7-3,5	0,6 6,0 40,0 Не нормируется 2,0	Очистка воздуха от сероуглерода и в других процессах тонкой очистки воздуха и газов	70	0,65
СКТ-3	380	2,7-3,5 2,0-2,7 1,5-2,0 1,0-1,5 1,0	25,0 Не нормируется 13,0 6,0 0,6	Рекуперация паров органических растворителей и улавливание углеводородных газов		0,73
СКТ-4	430	1,0 1,0-1,5 1,5-2,0 2,0-2,7 2,7-3,5	0,6 10,0 40,0 Не нормируется 5,0	Очистка воздуха и газов от примесей и улавливание паров органических растворителей, осветление и очистка воды и растворов	50	0,76

1	2	3	4	5	6	7
СКТ-6	470	0,5 0,5-1,0 1,0-1,5 1,5-2,0 2,0-2,7	0,5 15,0 Не норми- руется 25,0 2,0	Марки А характери- зуются развитой по- ристой структурой и высокими суммарной пористостью и дина- мической активнос- тью, используются для извлечения паров органических ве- ществ. Марки Б характери- зуются высокой ак- тивностью по вещест- вам с малым размером молекул (оксиды азо- та, криптон, ксенон). Предназначаются для адсорбции радиоак- тивных газов	65	1,05

6.1. Устройство и принцип действия адсорберов

По способу организации процесса адсорбции аппараты могут быть разделены на 2 группы: адсорберы периодического и непрерывного действия. Если адсорбент находится в аппарате в неподвижном состоянии, то после достижения определенной (заданной) степени насыщения его необходимо заменить или регенерировать (десорбировать). На время замены или регенерации процесс адсорбции прерывается. В аппаратах с подвижным адсорбентом можно организовать постоянную замену его части в одном адсорбере, не прекращая подачу загрязненных газов.

Принципиальные схемы адсорбционных процессов показаны на рис. 29. При применении зернистого адсорбента используют схемы с неподвижным (рис. 29, а) и с движущимся адсорбентом (рис. 29, б). В первом случае процесс проводят периодически. Вначале через адсорбент L пропускают парогазовую смесь G и насыщают его поглощаемым веществом после этого пропускают вытесняющее вещества B или нагревают адсорбент, осуществляя таким образом десорбцию (регенерацию адсорбента). Во втором случае (рис. 29, б) адсорбент L циркулирует в замкнутой системе, насыщение его происходит в верхней - адсорбционной - зоне аппарата,

а его регенерация в нижней - десорбционной. При применении пылевидного адсорбента, используют схему с циркулирующим псевдоожиженным адсорбентом (рис. 29, в).

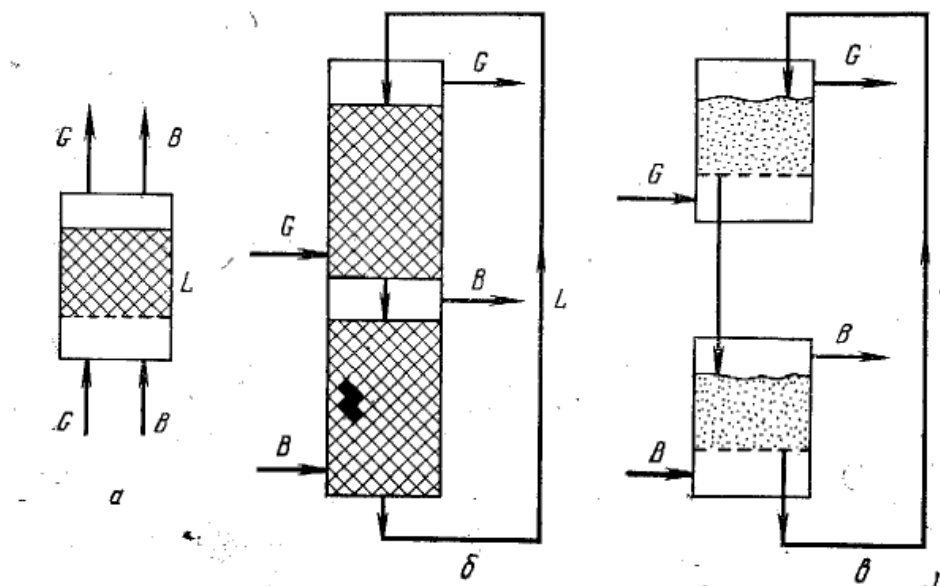


Рис. 29. Схемы адсорбционных установок.

Эффективность работы адсорбционной установки в первую очередь зависит от соответствия способа организации процесса, физико-химических характеристик обрабатываемых газов и адсорбента. По расходу, температуре, влажности, давлению отбросных газов, концентрации загрязнителя и его свойствам подбираются вид адсорбента, конструкция аппарата (с подвижным или неподвижным слоем и т.д.), вид адсорбции (физическая или химическая), режимы обработки (периодическая или непрерывная).

6.1.1. Адсорберы периодического действия.

Адсорберы периодического действия используют в тех случаях, если обрабатывают достаточно большое количество газа или если газ содержит значительные концентрации сорбата, что делает выгодным регенерацию сорбента, а также, если стоимость свежего сорбента превышает стоимость регенерации.

Адсорберы периодического действия с неподвижным слоем поглотителя имеют различное конструктивное исполнение (рис. 30).

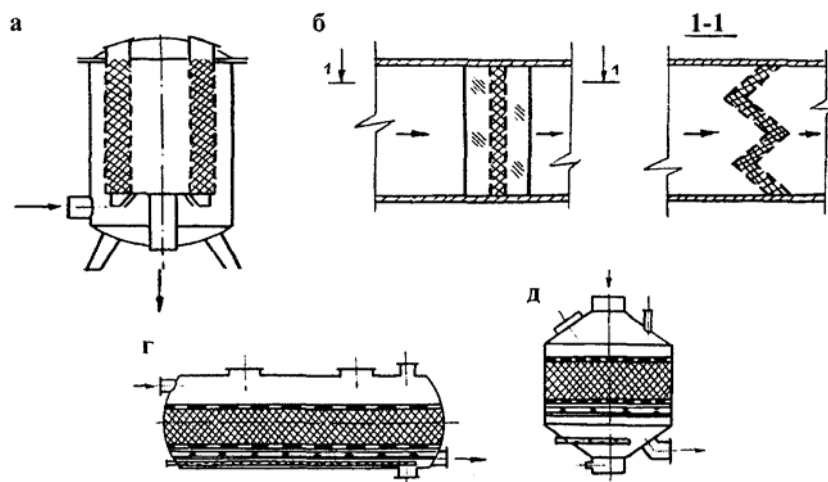


Рис. 30. Адсорберы с неподвижными адсорбентом:

а - вертикальный цилиндрический с вертикальным кольцевым слоем адсорбента; б - горизонтальный прямоугольного сечения с вертикальным слоем между гофрированными сетками; в - вертикальный цилиндрический с горизонтальным слоем; г - горизонтальный цилиндрический системы с горизонтальным слоем адсорбента. Стрелками указаны вход и выход отбросных газов или направление их движения.

Недостатком вертикального расположения адсорбента (рис. 30, а, б) является неравномерность слоя по высоте, которая образуется при загрузке, а также в процессе эксплуатации из-за неравномерности усадки от истирания, уноса и других причин. При работе адсорбера через зоны с меньшим сопротивлением проходит большее количество отбросных газов, что ухудшает степень очистки. Неравномерность слоя адсорбента возрастает с увеличением сечения аппарата. Поэтому пропускная способность адсорберов с вертикальным слоем адсорбента обычно не превосходит $1...1,5 \text{ м}^3/\text{с}$.

Адсорберы с горизонтальным расположением адсорбента имеют значительно большую толщину слоя (до 1 м) и существенно более высокую пропускную способность. Так, вертикальные (рис. 30, в) и горизонтальные (рис. 30, г) адсорберы могут обрабатывать до $8 \text{ м}^3/\text{с}$ и более отбросных газов. Конструкция вертикального адсорбера ВТР диаметром 3000 мм приведена на рис. 31.

В большинстве случаев очистка технологических газов ведется в адсорберах периодического действия с регенерацией адсорбента. Непрерывность очистки обеспечивают при этом компоновкой адсорберов, одновременно задействованных на различных стадиях процесса, в группы от 2 до 4.

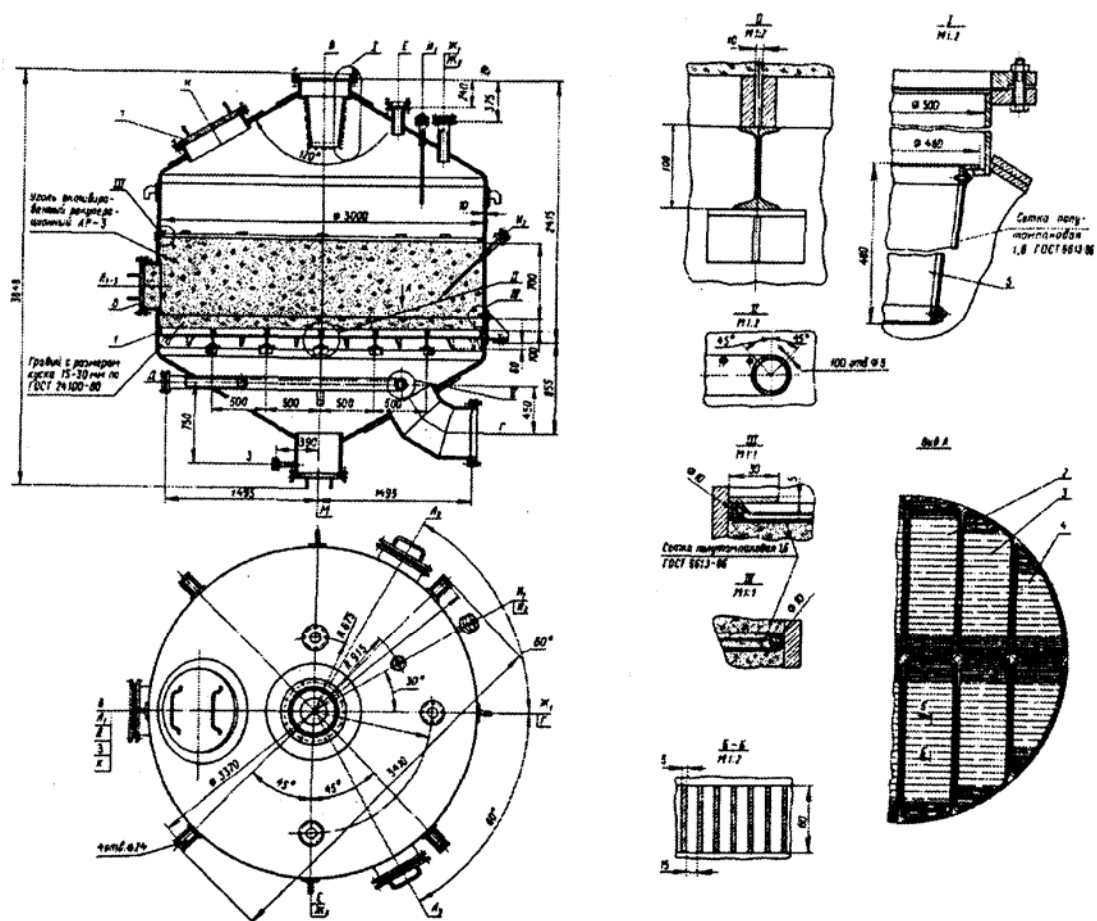


Рис. 31. Конструкция вертикального адсорбера с горизонтальным слоем.

В группе из 4 адсорберов с активированным углем и десорбции паром стадии процесса организуют следующим образом. В одном аппарате происходит адсорбционная очистка газов, в другом - десорбция, в третьем - осушка, в четвертом - охлаждение адсорбента. Время каждой стадии принимают одинаковым с расчетным временем процесса адсорбции. Если задействованы только 2 аппарата, то в одном из них проводят адсорбцию, а в другом - последовательно остальные три стадии. При этом суммарная продолжительность стадий десорбции, осушки и охлаждения должна быть равна продолжительности адсорбции.

В схеме периодической адсорбции, приведенной на рис. 32, адсорбер может работать по трем технологическим циклам: четырехфазному, трехфазному и двухфазному. При четырехфазном цикле последовательно проводятся адсорбция, десорбция, сушка и охлаждение адсорбента. Три последние стадии представляют собой процесс регенерации адсорбента, т. е.

восстановления его способности поглощать целевые компоненты из исходной смеси. В трехфазном цикле адсорбент после регенерации охлаждается исходной смесью в начале фазы адсорбции. При двухфазном цикле часть исходной смеси подается в адсорбер сначала с подогревом, а потом без него, или же в течение всей стадии адсорбции смесь подается при одной температуре. Этим достигается совмещение сушки и охлаждения со стадией адсорбции.

Непрерывность процесса по газовой фазе обеспечивается соединением нескольких одинаковых адсорберов в батарею.

Несомненным достоинством таких установок является их простота и надежность, что при современных возможностях автоматизации компенсирует недостатки, связанные с периодичностью действия отдельных аппаратов.

Для обеспечения непрерывной работы установки необходимо иметь в схеме не менее двух адсорберов. Обычно, учитывая разное время протекания стадий, в одной установке монтируют от трех до шести адсорберов.

Исходная смесь подается в адсорбер 1 вентиляторами 2 через рукавные фильтры 3, огнепреградитель 4 с разрывными мембранами и холодильник 5. Число адсорберов определяется в соответствии с графиком работы установки, составляемым в зависимости от производительности одного аппарата и продолжительности отдельных фаз цикла.

Очищенный в результате адсорбции газ удаляется из адсорбера. По окончании фазы адсорбции линия подачи исходной смеси (вентилятор, фильтр, огнепреградитель, холодильник) переключаются на следующий адсорбер, в котором уже прошли стадии регенерации адсорбента (десорбция, сушка, охлаждение), а в первом аппарате начинается десорбция.

Острый пар давлением 0,3...0,5 МПа подается на десорбцию в адсорбер 1 (давление в адсорбере до 0,05 МПа) через штуцер Б. Смесь извлекаемого компонента с так называемым динамическим паром (пар, который не конденсируется в слое адсорбента) выходит из адсорбера через штуцер А и поступает через разделитель 6 в конденсатор 7, холодильник 8 и сборник 9. Из сборника 9 смесь идет на разделение (отстаивание, ректификация и т. д.).

Образовавшийся в адсорбере конденсат греющего пара (часть пара, идущего на нагрев системы до температуры процесса, на десорбцию извлекаемого компонента, на компенсацию отрицательной теплоты смачивания адсорбента водой и на компенсацию потерь тепла) удаляется через гидрозатвор 13.

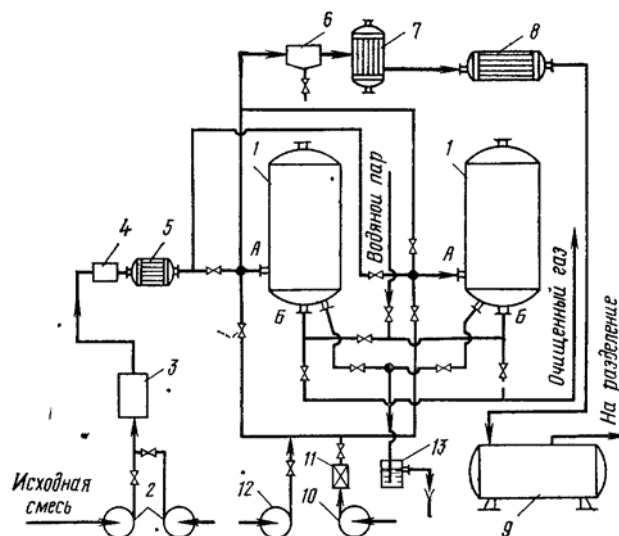


Рис. 32. Схема адсорбционной установки периодического действия с неподвижным слоем адсорбента:

- 1 – адсорбер, 2, 10, 12 – вентиляторы, 3 – фильтры, 4 – огнепреградитель, 5, 8 – холодильник, 6 – разделитель, 7 – конденсатор, 9 – сборник, 11 – калорифер, 13 – гидрозатвор

Воздух для сушки вентилятором 10 нагревается в калорифере 11 до 80—100°C, подается в адсорбер через штуцер А и удаляется из адсорбера через штуцер Б. Вентилятор 12 через штуцер А подает на охлаждение адсорбента атмосферный воздух, который удаляется из адсорбера через штуцер Б (при наличии в схеме только двух адсорберов для этой цели может быть использован вентилятор 10). На этом цикл заканчивается, и адсорбер переключается на стадию адсорбции.

Продолжительность фаз процесса принято изображать в виде графиков или таблиц, называемых циклограммами.

Выбор цикла (четырёх-, трех- или двухфазный) определяется технико-экономическим расчетом, проводимым в каждом конкретном случае в зависимости от назначения процесса (рекуперация, обезвреживание отходов производства, создание безопасных условий труда и т. п.).

Для нестационарного адсорбера с закрепленным слоем необходимо определить момент проскока. Проскок происходит, когда изменяющаяся концентрация загрязнителя в выходящем газовом потоке достигает определенного заданного значения, которое может быть, например, равно величине, допускаемой стандартами для данного выброса. Время, необходимое для достижения проскока, определяется из уравнений массопереноса и

условий равновесия; оно, в свою очередь, позволяет определить необходимое количество адсорбента.

Как правило, время до наступления проскока уменьшается с уменьшением высоты слоя и увеличением размера частиц адсорбента, скорости подачи сырья и концентрации растворенного вещества в нем.

Диаметр адсорбционного слоя рассчитывают, как и в случае абсорбции, исходя из допустимой величины гидравлического сопротивления.

Основные конструктивные характеристики горизонтальных и вертикальных адсорберов системы ВТР приведены в таблице приложения 17.

6.1.2. Адсорберы непрерывного действия.

Адсорберы непрерывного действия обычно конструируют в виде колонн с провальными или беспровальными тарелками и решетками. В таких аппаратах организуется противоточное движение адсорбента и обрабатываемых газов (рис. 29, б). В колоннах с провальными тарелками адсорбент опускается с верхней ступени на нижнюю через все отверстия тарелки, а с беспровальными - через специальные переточные штуцера.

В обоих случаях адсорбент подается в верхнюю часть колонны с такой скоростью, которая позволяет поддерживать постоянную высоту твердой фазы в колонне. На выходе из колонны, в нижней части, имеется устройство для постоянной выгрузки насыщенного сорбента, который направляется в другую колонну на регенерацию, а затем возвращается в верхнюю часть рабочей колонны. Обрабатываемый газ подается в колонну снизу, проходя через адсорбент, очищается и выходит из верхней части колонны. Адсорбент удерживается решеткой, расположенной в нижней части колонны, а газ проходит в пространстве между гранулами адсорбента. В тарельчатых колоннах адсорбент на каждой тарелке находится в псевдоожиженном состоянии, поддерживаемый газом, проходящим снизу через мелкие отверстия в тарелке. Твердый материал медленно перемещается с тарелки на тарелку по переливным трубкам, двигаясь вниз подобно тому, как это происходит с жидкостью в абсорбционных колоннах.

Устройства подобного рода наиболее эффективны при обработке газов с высокой концентрацией адсорбируемых веществ, что требует относительно больших количеств сорбента по сравнению с количеством газа.

Отдельную группу представляют аппараты с подвижным адсорбентом, находящимся в режиме псевдоожижения или фонтанирования (рис. 29, в). По необходимости они могут быть сконструированы как для периодической, так и для непрерывной работы.

Адсорбцию в ожиженном слое обычно применяют в тех случаях, когда процесс является многостадийным. Все частицы адсорбента в такой

системе хорошо перемешиваются, и в оживленном слое типичной «адсорбционной волны» не наблюдается. Поскольку все частицы находятся в равновесии с выходящим газом, низкие концентрации загрязнителей на выходе могут быть достигнуты только в том случае, когда все частицы в слое поддерживаются в относительно ненасыщенном состоянии. В связи с этим адсорбционная емкость оживленного слоя невелика и его применение целесообразно в тех случаях, когда адсорбент легко может быть выгружен из реактора, подвергнут регенерации и снова возвращен в адсорбер, т. е. когда может быть обеспечена непрерывность процесса.

Аппараты с псевдооживленным слоем адсорбента лучше приспособлены для непрерывной обработки газовых выбросов, поскольку им необходима постоянная замена части адсорбента из-за быстрого и равномерного насыщения всех частиц слоя адсорбатом. Для осуществления непрерывной работы в одном аппарате организуют несколько (от 2 до 4) псевдооживленных слоев, реализующих разные стадии процесса: сорбцию, десорбцию, осушку, охлаждение, между которыми устраивается постоянный обмен частицами.

Схема адсорбционной установки непрерывного действия с псевдооживленным слоем адсорбента приведена на рис. 33.

Приведенная на рис. схема адсорбционной установки рекуперации летучих растворителей работает по четырехфазному циклу, причем принципиально она практически не отличается от схемы на рис. 32.

Исходная смесь подается в адсорбер 9 газодувками 1, одна из которых — резервная, чтобы при отключении адсорбера не прекращалось удаление вредных паров из помещения.

Взрывоопасность угольной пыли (при использовании в качестве адсорбента активных углей) и паров летучих растворителей требуют использования специальных устройств, предотвращающих возможность возникновения взрывов и пожаров. С этой целью перед подачей в адсорбер смесь проходит через фильтры 2 (обычно рукавные) и огнепреградитель 3 с предохранительными мембранами, которые выбиваются при возгорании смеси. Затем исходная смесь подается в холодильник 4, который обязательно включается в схему, так как в зависимости от условий (например, летом), температура исходной смеси может превышать величину, допустимую требованиями противопожарной безопасности.

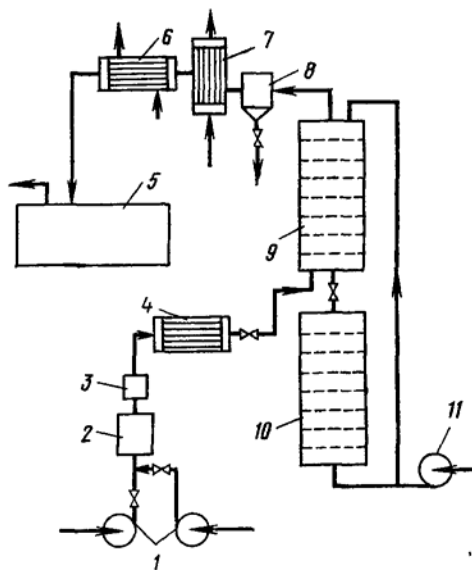


Рис. 33. Схема адсорбционной установки непрерывного действия с псевдооживленным слоем адсорбента:

1, 11 – газодувки, 2 – фильтры, 3 – огнепреградитель, 4 – холодильник исходной смеси, 5 – сборник, 6 – холодильник, 7 – конденсатор, 8 – разделитель, 9 – адсорбер, 10 – десорбер.

Отработанный адсорбент поступает в десорбер 10. Процесс десорбции проводится в основном двумя методами. Первый заключается в продувании через слой адсорбента десорбирующего газа или пара, не содержащего абсорбтива. При этом температура десорбирующего агента практически не отличается от температуры адсорбента. Второй метод основан на ускорении процесса десорбции с повышением температуры и заключается в продувании через слой адсорбента насыщенного или перегретого водяного пара или другого нагретого десорбирующего агента. В данной схеме предусмотрена регенерация адсорбента десорбцией перегретым паром. Смесь извлекаемого компонента с водяным паром из адсорбера направляется через разделитель 8, где пар отделяется от смеси жидкого рекуперата (извлекаемого компонента) с водой, которая может образоваться при конденсации в трубопроводе вследствие потерь тепла в окружающую среду), в конденсатор 7, затем в холодильник 6 и сборник 5. Из сборника смесь поступает на разделение путем отстаивания или ректификацией, в зависимости от растворимости рекуперата в воде. Из десорбера 10 адсорбент пневмотранспортом возвращается в адсорбер 9. Воздух, используемый для пневмотранспорта и подаваемый газодувкой 11, подсушивает и охлаждает

адсорбент. Во всех случаях применения в качестве адсорбента активного угля к адсорберу подключают линию противопожарного водопровода.

а) Адсорберы с движущимся слоем поглотителя

Адсорбционные установки с движущимся слоем поглотителя относятся к установкам непрерывного действия. Адсорбент перемещается в аппарате плотным слоем под действием силы тяжести, что позволяет организовать непрерывную работу. Эти установки целесообразно применять для выделения целевого компонента из газа-носителя с использованием адсорбционной и десорбционной секций. Схема, представленная на рис. 34, служит для разделения многокомпонентной газовой смеси. Ниже дана краткая характеристика элементов адсорбера с движущимся слоем поглотителя.

Холодильник адсорбента представляет собой вертикальный трубчатый теплообменник. По трубкам, развальцованным в трубных решетках, проходит адсорбент. Иногда для сушки в бункере навстречу адсорбенту поступает часть легкой фракции. В межтрубное пространство подают охлаждающую воду.

Десорбер представляет собой пучок вертикальных труб, развальцованных в двух трубных решетках. По трубам движется адсорбент и водяной пар, а в межтрубное пространство подается нагревающий агент, выбор которого зависит от требуемой температуры десорбции. Чаще всего для нагрева используют водяной пар или высокотемпературные органические теплоносители.

Питатели (рис. 35), применяемые при загрузке и выгрузке, обеспечивают постоянную скорость перемещения адсорбента и его равномерное распределение по сечению аппарата. Наиболее прост питатель шибера типа, в котором скорость подачи твердых частиц регулируется с помощью шибера. В питателе секторного типа подача твердых частиц регулируется изменением числа оборотов звездочки. Такой питатель не рекомендуется использовать при высоких температурах и давлениях. В тарельчатом питателе регулирование подачи адсорбента осуществляется изменением числа оборотов вращающегося диска.

Распределительные тарелки (рис. 36) предназначены для равномерного распределения адсорбента по сечению аппарата. Распределительные тарелки выполняют в виде трубных решеток с развальцованными отрезками труб длиной 0,25...0,60 м, диаметром 40...50 мм. При монтаже тарелку устанавливают патрубками вниз. Иногда используют распределитель в ви-

де системы перфорированных тарелок с уменьшающимся числом равномерно расположенных отверстий.

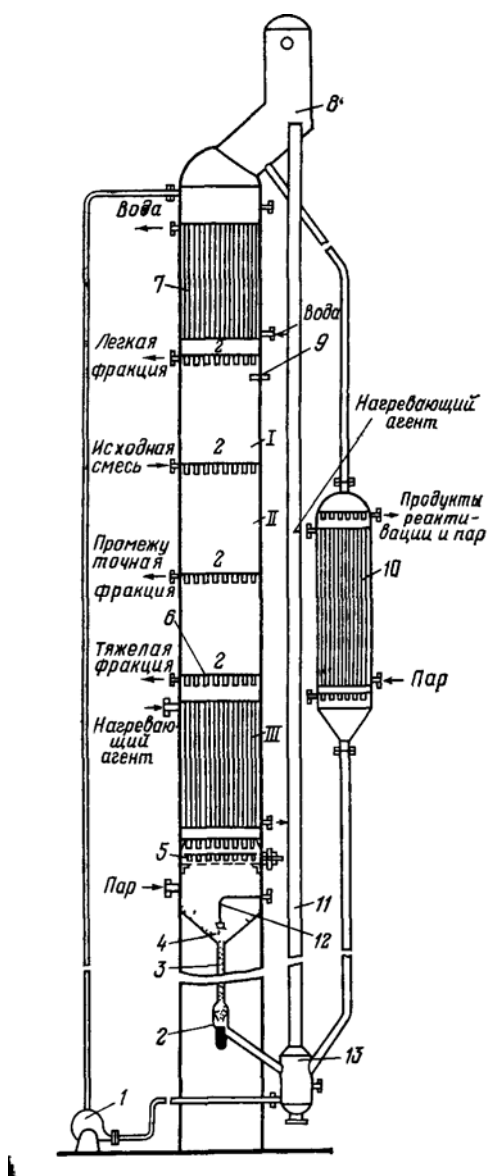
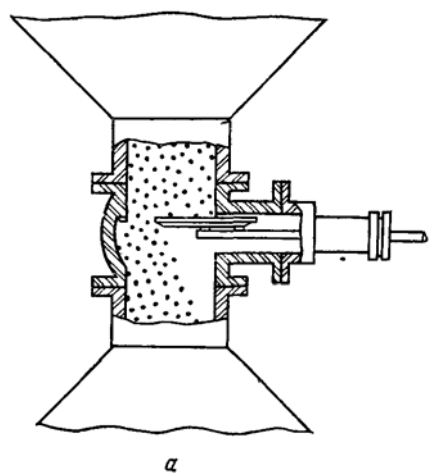


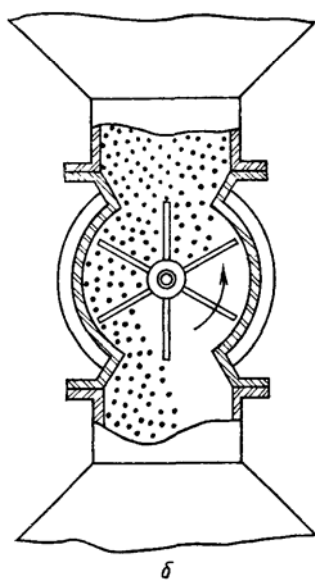
Рис. 34. Типовая схема адсорбционной установки с движущимся слоем активированного угля для разделения газовой смеси на три фракции:

I – адсорбционная зона; II – ректификационная зона; III – десорбционная зона; 1 – газодувка; 2 – задвижка; 3 – труба; 4 – гидрозатвор;

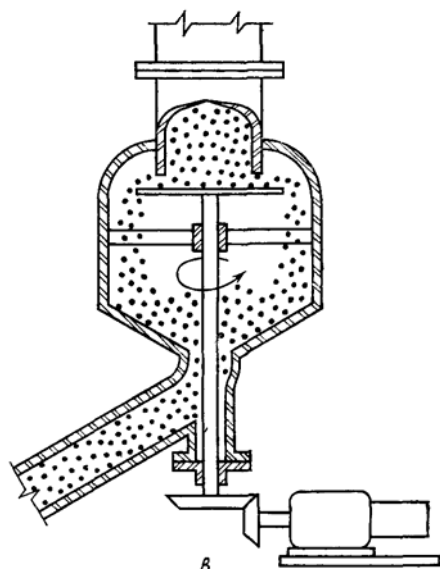
5 – питательная тарелка; 6 – распределительные тарелки; 7 – холодильник; 8 – бункер; 9 – термопара; 10 – реактиватор; 11 – труба пневмотранспорта; 12 – указатель уровня; 13 – сборник.



a



б



в

Рис. 35. Схемы типовых питателей:

а – шиберный; *б* – секторный; *в* – тарельчатый.

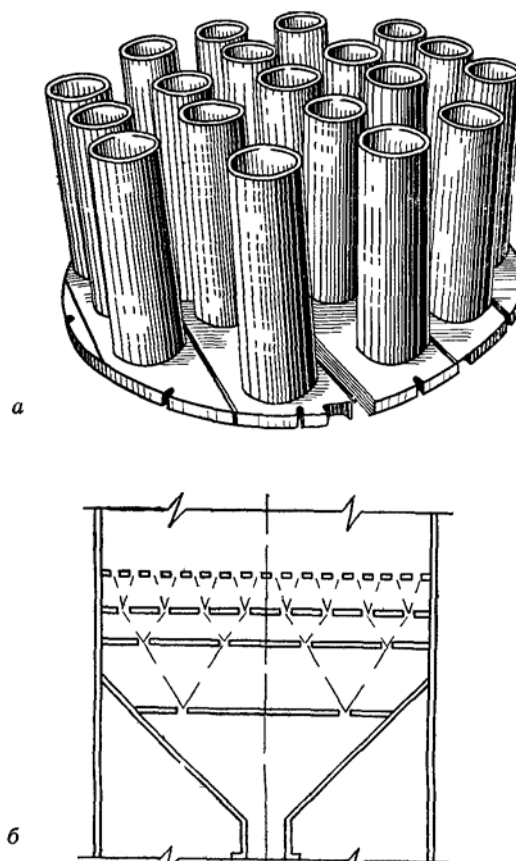


Рис. 36. Распределительные тарелки для сорбента.

Разгрузочное устройство чаще всего образовано двумя неподвижными и одной подвижной тарелками (рис. 37). Последняя совершает возвратно-поступательное движение между неподвижными тарелками с помощью гидравлического механизма.

Газовый подъемник для циркуляции адсорбента обычно используют пневмотранспорт. Иногда вместо наиболее распространенной транспортировки в разбавленной фазе (газлифта) применяют транспортировку в плотной фазе (гиперфлоу). Реже применяют элеватор. При использовании газлифта особенно важно проектирование питательных и сепарирующих устройств. Типы загрузочных устройств пневмотранспорта показаны на рис. 38.

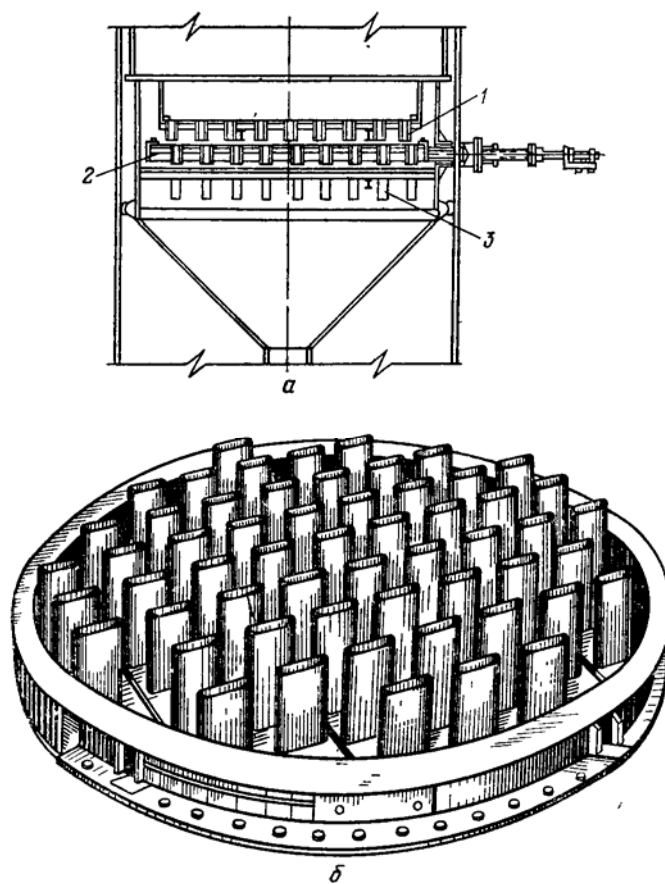


Рис. 37. Разгрузочное устройство для адсорбента.

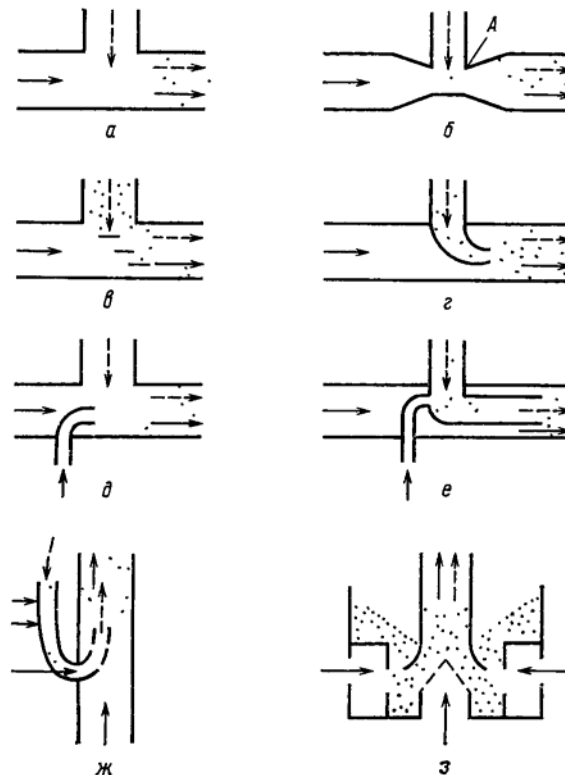


Рис. 38. Схемы загрузочных устройств пневмотранспорта:
Сплошная линия – подача газа; пунктир – подача твердой фазы.

б) Адсорберы с псевдоожиженным слоем поглотителя

Большинство установок с псевдоожиженным слоем твердого зернистого поглотителя, используемых в промышленности, — ступенчато-противоточные с тарелками переточного типа. При этом установки, работающие с газовой и жидкой фазой, отличаются лишь конструкцией деталей и вспомогательного оборудования (в основном конструкцией переточных устройств). Установка для адсорбции в газовой фазе (рис. 39) состоит из стального цилиндрического адсорбера, секционированного переточными тарелками, и десорбера с движущимся слоем, в верхней части которого происходит десорбция острым паром, а в нижней — сушка адсорбента. Здесь адсорбция и десорбция проводятся в отдельных аппаратах.

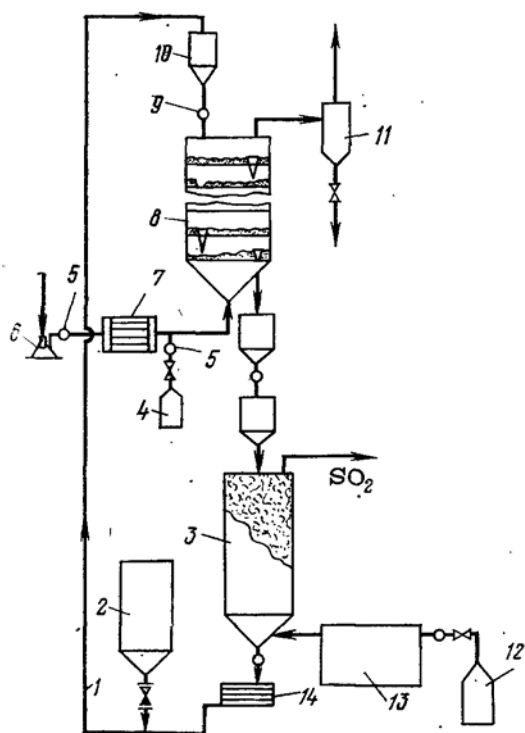


Рис. 39. Схема непрерывной очистки газовой смеси от сернистого ангидрида:

- 1 – элеватор; 2 – емкость для свежего адсорбента; 3 – десорбер; 4 – емкость для окисления; 5 – расходомеры; 6 – газодувка; 7 – теплообменник; 8 – многополочный адсорбер; 9 – регулятор подачи адсорбента; 10 – бункер; 11 – сепаратор; 12 – источник инертного газа; 13 – печь; 14 – механическое сито.

Часто оказывается выгодным разместить все зоны в одном аппарате, как показано на рис. 40.

В аппарате расположены три распределительные, две теплообменные, шесть адсорбционных и пять регенерационных тарелок. Диаметр аппарата 3 м при высоте 21 м. На каждой тарелке помещается 200 кг адсорбента, а всего в аппарате 1600 кг адсорбента в адсорбционной зоне и 800 кг — в десорбционной. Диаметр отверстий тарелок 4,7 мм при живом сечении 13 %. На каждой тарелке размещено по четыре перетока общей пропускной способностью 22,5 кг/мин.

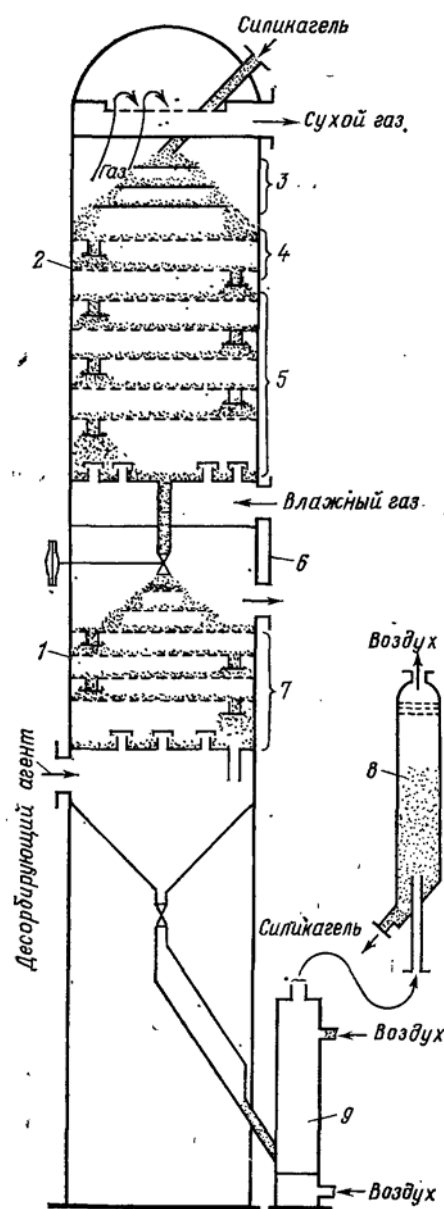


Рис. 40. Конструкция адсорбционно-десорбционного аппарата:
 1 – десорбер; 2 – адсорбер; 3 – распределительные тарелки; 4 – теплооб-
 менные тарелки; 5 – адсорбционные тарелки; 6 – охлаждающая рубашка;
 7 – регенерационные тарелки; 8 – сепаратор; 9 – холодильник.

При проектировании переточных устройств следует учитывать воз-
 можность захлебывания тарелок и зависания сыпучего материала при
 слишком узких переточных трубках. В адсорбционных процессах наи-

большее применение нашли саморегулирующиеся перетоки. Варианты конструкций таких перетоков приведены на рис. 41.

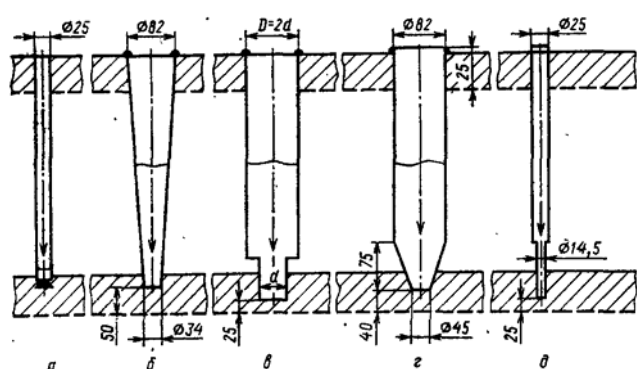


Рис. 41. Конструкции переточных трубок адсорбера:

а – с подпорным диском; *б* – коническая; *в* – цилиндрическая с цилиндрическим сужением на конце; *г* – цилиндрическая с коническим сужением на конце; *д* – конструкция Казаковой.

Переток в виде трубок с подпорным диском (отражателем) используется при малых скоростях воздуха. Саморегулирующийся переток с пружиной (рис. 42) аналогичен отрагательному, но наличие пружины, сжимающейся под тяжестью столба адсорбента, позволяет перекрывать переток и не допускать проскока газа в случае его опорожнения.

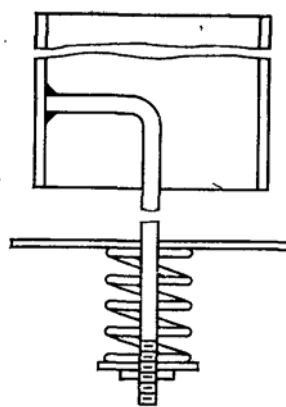


Рис. 42. Переточное устройство с пружиной:

1 – трубка; 2 – болт; 3 – отрагатель; 4 – пружина.

Конструкции питателей и система пневмотранспорта на установках с псевдоожиженным слоем принципиально не отличаются от применяемых в установках с движущимся слоем.

6.2. Расчет адсорберов периодического действия

Целью расчета адсорберов является определение геометрических размеров (диаметра, высоты) аппарата, продолжительности процесса, гидравлического сопротивления слоя адсорбента.

Расчет адсорберов осуществляется в следующей последовательности.

1. Определяют диаметр адсорбера D_a по уравнению расхода:

$$D_a = \sqrt{\frac{V_z}{0,785 w_z}},$$

где V_r - объем парогазовой смеси, проходящей через аппарат, м³/с; w_r - скорость парогазовой смеси, отнесенная к свободному сечению аппарата, м/с.

Для адсорберов с неподвижным слоем адсорбента $w_r = (0,25 \dots 0,30)$ м/с.

2. Определяют высоту и объем слоя адсорбента:

$$H = h N_y,$$

где H - высота слоя адсорбента, м; h - высота единицы переноса, м; N_y - число единиц переноса.

а) Определение числа единиц переноса. Число единиц переноса определяют по формуле

$$N_y = \int_{Y_k}^{Y_n} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

Здесь Y_n, Y_k - начальная и конечная концентрация адсорбтива в парогазовой смеси, кг/м³; X_n, X_k - начальная и конечная концентрация адсорбата в твердой фазе, кг/м³; X, Y - текущая (рабочая) концентрация адсорбата и адсорбтива, соответственно, в твердой и парогазовой фазе, кг/м³; X^*, Y^* - равновесные концентрации адсорбата в твердой фазе и адсорбтива в парогазовой фазе при заданных значениях X и Y (определяются по кривой равновесия).

Для определения Y^* (или X^*), необходимых для построения описанного выше графика, нужно построить рабочую линию процесса адсорбции и изотерму адсорбции (рис. 43).

Изотерму адсорбции строят на основании экспериментальных либо справочных данных.

Если изотерма адсорбции неизвестна, ее можно построить по изотерме адсорбции стандартного вещества. В качестве стандартного вещества обычно выступает бензол (приложение 18).

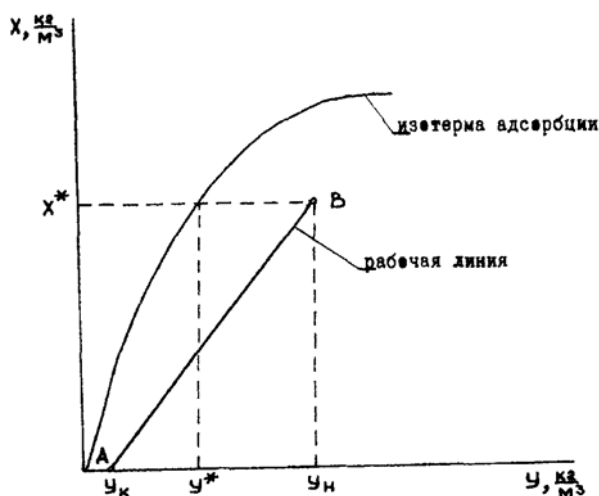


Рис. 43. Графическое изображение изотермы адсорбции и рабочей линии.

Величину адсорбции пересчитывают по формуле

$$X_2^* = X_1^* \frac{V_1}{V_2} = X_1^* \frac{1}{\beta},$$

где X_1^* - ордината изотермы стандартного вещества (обычно бензола), кг/кг; X_2^* - ордината определяемой изотермы, кг/кг; V_1, V_2 - мольные объемы стандартного и исследуемого вещества в жидком состоянии, м³/кмоль (приложение 8); β - коэффициент аффинности, определяют по выражению:

$$\beta = \frac{V_2}{V_1}.$$

Мольные объемы веществ можно определить по выражению:

$$V_i = \frac{M_i}{\rho_{жи}},$$

где M_i - мольная масса вещества в жидком состоянии, кг/кмоль (приложение 19); $\rho_{жи}$ - плотность вещества в жидком состоянии, кг/м³.

Численные значения коэффициентов аффинности для некоторых веществ приведены в приложении 20.

Равновесие в газовой фазе можно описать с помощью уравнения, связывающего парциальные давления компонентов исследуемого и стандартного вещества:

$$\lg P_2 = \lg P_{s2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{P_{s1}}{P_1},$$

где P_{si} - давление насыщенных паров веществ, T_i - абсолютные температуры веществ.

Здесь индексы 1 относятся к стандартному веществу, индексы 2 - к исследуемому веществу.

Давление насыщенного пара веществ при конкретной температуре адсорбции определяют по справочным таблицам (приложение 19).

Для определения величины Y_2^* (необходимой для построения изотермы адсорбции конкретного вещества) применяют уравнение:

$$\lg Y_2^* = \lg Y_{n2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{Y_{n1}}{Y_1}.$$

Значения Y_{n1} , Y_{n2} определяют по уравнению

$$Y_{ni} = \frac{P_{si} M_i}{R \cdot T_i}.$$

Здесь делаются подстановки: P_{s1} - давление насыщенного пара для стандартного вещества, бензола, P_{s2} - давление насыщенного пара для исследуемого веществ при температуре адсорбции.

Таким образом, Y_{n2} соответствует концентрации компонента (адсорбтива) в парогазовой смеси, кг/м³, в состоянии насыщения; Y_{n1} - концентрация паров бензола в насыщенном паре при температуре адсорбции.

Уравнение $N_y = \int_{Y_k}^{Y_n} \frac{dY}{Y - Y^*}$ обычно решают методом графического ин-

тегрирования: задавшись рядом значений Y в интервале ($Y_n - Y_k$) строят график в координатах $1/(Y - Y^*)$, затем измеряют площадь криволинейной трапеции, ограниченную кривой ab , осью абсцисс и прямыми, проведенными из точек Y_k , Y_n (рис. 44).

Число единиц переноса определяют из выражения

$$N_y = f M_1 M_2,$$

где M_1 - масштаб по оси $1/(Y - Y^*)$; M_2 - масштаб по оси y .

Величину масштабов можно определить по формуле

$$M_1 = l_1/h_1; \quad M_2 = l_2/h_2,$$

где l_1 - значение ординаты $1/(Y - Y^*)$ на графике, кг/м³; h_1 - значение той же ординаты, мм; l_2 - значение абсциссы Y на графике, кг/м³; h_2 - значение этой же абсциссы, мм.

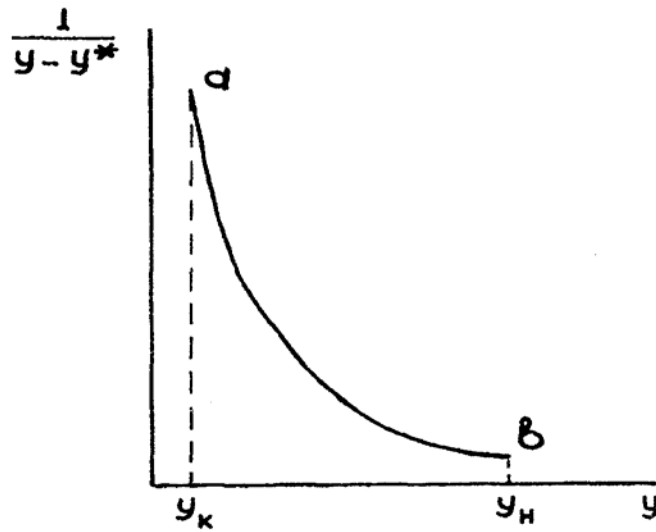


Рис. 44. Зависимость $1/(Y - Y^*) = f(Y)$.

б) Определение высоты единицы переноса. Высоту единицы переноса h определяют по формуле:

$$h = \frac{G_z}{\rho_z \cdot S_{cl} \cdot \beta_y} = \frac{V_z}{S_{cl} \cdot \beta_y},$$

где G_z - массовый расход парогазовой смеси, кг/с; S_{cl} - сечение слоя, м²; β_y - объемный коэффициент массоотдачи в газовой смеси, с⁻¹; ρ_z - плотность парогазовой смеси, кг/м³.

Объемный коэффициент массопередачи K_y определяется по уравнению:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x},$$

где β_x - объемный коэффициент массоотдачи в твердой фазе, с⁻¹; m - коэффициент распределения (средний тангенс угла наклона линии равновесия к оси абсцисс); $m = Y_H/X_K^*$ - величина обычно малая, поэтому

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y}, \quad \text{т.е.} \quad K_y = \beta_y.$$

На этом основании в основном уравнении массопередачи вместо коэффициента массопередачи K_y можно использовать коэффициент массоотдачи β_y .

Коэффициент массоотдачи определяют из выражения критерия Нуссельта (Nu):

$$Nu = \frac{\beta_y \cdot d_z^2}{D_y},$$

где d_z - эквивалентный диаметр зерна адсорбента, м; D_y - коэффициент молекулярной диффузии вещества в газовой фазе, м²/с (приложение 7). Если коэффициент молекулярной диффузии вещества неизвестен, его можно определить по методике, изложенной в разделе 4.

Критерий Нуссельта определяют в зависимости от численного значения модифицированного критерия Рейнольдса (Re):

$$Re = \frac{w_z \cdot d_z \cdot \rho_z}{\varepsilon_n \cdot \mu_z},$$

где μ_z - динамическая вязкость газа, Па·с; ε_n - порозность неподвижного слоя адсорбента;

При значениях:

$$\begin{aligned} Re < 2 & \quad Nu = 0,51 \cdot Re^{0,85} \cdot Pr^{0,33}, \\ Re = 2 \dots 30 & \quad Nu = 0,725 \cdot Re^{0,47} \cdot Pr^{0,33}, \\ Re > 30 & \quad Nu = 0,395 \cdot Re^{0,64} \cdot Pr^{0,33}. \end{aligned}$$

Здесь Pr - диффузионный критерий Прандтля. Он определяется по уравнению

$$Pr = \frac{\mu_z}{\rho_z \cdot D_y}.$$

3. Определяют объем слоя адсорбента $V_{ад}$:

$$V_{ад} = H \cdot S_{сл}.$$

4. Определяют продолжительность процесса адсорбции τ , с.

Выбор эмпирического уравнения зависит от вида изотермы адсорбции (рис. 43):

а) изотерма адсорбции выражена линейной зависимостью (точка Y_n находится в первой области), т.е. изотерма адсорбции приближенно отвечает закону Генри:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{X^*}{w_z \cdot Y_n}} \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{X^*}{\beta_y \cdot Y_n}},$$

где Y_n - начальная концентрация адсорбируемого вещества в парогазовом потоке, кг/м³; X^* - равновесное количество адсорбированного вещества, кг/кг (принимается по изотерме адсорбции и умножается на насыпную плотность адсорбента, насыпная плотность адсорбента для активный углей составляет 200-600 кг/м³); H - высота слоя адсорбента, м; b - коэффициент, определяется по справочным данным (приложение 21);

б) зависимость между концентрацией газа и количеством поглощенного вещества является криволинейной (вторая область изотермы адсорбции):

$$\tau = \frac{X^*}{w_z \cdot Y_H} \left\{ H - \frac{w_z}{\beta_y} \left[\frac{1}{P} \cdot \ln\left(\frac{Y_H}{Y_K} - 1\right) + \ln \frac{Y_H}{Y_K} - 1 \right] \right\}.$$

Здесь $P = Y_H / Y_1^*$, Y_1^* - содержание вещества в газовом потоке, равновесное с количеством, равном половине вещества, максимально поглощаемого адсорбентом при данной температуре, т.е. при $X_{\max}^* / 2$, кг/м³.

в) количество вещества, поглощаемого адсорбентом, достигает предела и остается постоянным (третья область изотермы адсорбции):

$$\tau = \frac{X^*}{w_z \cdot Y_H} \left[H - \frac{w_z}{\beta_y} \cdot \ln\left(\frac{Y_H}{Y_K} - 1\right) \right].$$

5. Определяют сопротивление слоя адсорбента ΔP , кгс/м². Для установок со стационарным слоем адсорбента сопротивление вычисляют по формуле:

$$\Delta P = \frac{2H}{\rho_z \cdot g \cdot d_z} \left(\frac{770 \mu_z G_z}{d_z} + 10,6 G_z^2 \right),$$

где G_z - массовая скорость газа, кг/(м²·с); g - ускорение силы тяжести, м/с².

Пример 9. Рассчитать адсорбер периодического действия для улавливания паров ацетона из воздуха при следующих условиях: объем парогазовой смеси составляет $V_r = 2000$ м³/ч, температура - 20°C, давление - 760 мм рт.ст., начальная концентрация паров ацетона - $Y_H = 0,010$ кг/м³, концентрация паров ацетона в удаляемом воздухе после адсорбера - $Y_K = 2 \cdot 10^{-4}$ кг/м³, степень улавливания $\alpha = 99,5\%$. В качестве адсорбента применяется активный уголь марки AP-A ($d_z = 1,3 \cdot 10^{-3}$ м, $\epsilon_H = 0,3$).

Последовательность расчета.

Построение изотермы адсорбции.

Строится изотерма адсорбции и рабочая линия процесса в координатах X - Y .

Для расчета координат точек изотермы адсорбции ацетона активным углем AP-A используют данные по стандартному веществу (бензолу).

Используя справочные данные (приложение 18), определяют коэффициент аффинности, рассчитывают ординаты фазовой диаграммы (Y - X).

Для определения соответствующих абсцисс фазовой диаграммы используются уравнения $\beta = \frac{V_2}{V_1}$, $Y_{ni} = \frac{P_{si}}{RT_i}$, $\lg Y_2^* = \lg Y_{n2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{Y_{n1}}{Y_1^*}$, а

также данные по давлению насыщенных паров бензола и ацетона (прил. 19). В результате получают следующие расчетные уравнения

$$X_2^* = \frac{X_1^*}{\beta} = \frac{X_1^*}{0,88};$$

$$\lg Y_2^* = -1,9923 - 0,881 \lg \frac{0,0041}{Y_1^*}.$$

Расчетные и справочные величины сводят в табл. 13.

Таблица 13.

Справочные и расчетные значения координат точек изотерм адсорбции бензола и ацетона активным углем АР-А

Точ ка	Бензол		Ацетон	
	Y_1^* кг/м ³	X_1^* кг/м ³	$Y_2^* \cdot 10^3$, кг/м ³	X_2^* , кг/м ³
1	0,000854	109,0	2,56	123,9
2	0,00256	134,2	6,72	152,5
3	0,00512	139,8	12,38	158,9
4	0,00939	143,0	21,20	162,5
5	0,01706	147,3	35,70	167,4
6	0,02561	151,2	51,02	171,8

Построение рабочей линии.

Определяют координаты точек: точка $A (X_n, Y_n)$, точка $B (X_k, Y_k)$.

Согласно заданию $Y_n = 0,010$, $X_n = 0$, $Y_k = 0,0002$.

Значение X_k определяют из уравнения материального баланса процесса:

$$V_r(Y_n - Y_k) = V_{ад}(X_k - X_n),$$

где Y_n, Y_k - начальная и конечная концентрации ацетона в паро-газовой фазе, соответственно, кг/м³; X_n, X_k - начальная и конечная концентрации ацетона в твердой фазе (адсорбенте), соответственно, кг/м³; V_r - объемный расход паро-газовой смеси, м³/с; $V_{ад}$ - объем работающего слоя адсорбента, м³/с.

Для определения $V_{ад}$ используют выражение

$$V_{ад} = 1,3 \cdot V_r \cdot \frac{Y_n - Y_k}{X^* - X_n} = 1,3 \cdot \frac{2000 \cdot (0,01 - 0,0002)}{3600 \cdot (1565 - 0)} = 4,53 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с},$$

Здесь X^* определяют по изотерме адсорбции при $Y_n = 0,010$, $X^* = 156$ кг/м³ (рис. 43):

Тогда

$$X_k = X_n + \frac{V_z}{V_{ad}} \cdot (Y_n - Y_k) = \frac{2000 \cdot (0,01 - 0,0002)}{3600 \cdot 4,53 \cdot 10^{-5}} = 120 \text{ кг/м}^3.$$

Наносят точки *A* и *B* на график и проводят прямую *AB* - рабочую линию процесса (рис. 45).

Определяется диаметр адсорбера:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot V_z}{\pi \cdot w_z}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2000}{3,14 \cdot 0,28 \cdot 3600}} \cong 1,6 \text{ м.}$$

Определяется высота адсорбента:

$$H = N_y \cdot h.$$

Определяют число единиц переноса N_y методом графического интегрирования. Строят графическую зависимость

$$\frac{1}{Y - Y^*} = f(Y),$$

для чего задаются рядом значений Y в интервале $(Y_n - Y_k)$, определяются Y^* (рис. 43, 45), $(Y - Y^*)$, $1/(Y - Y^*)$. Полученные данные сводят в табл. 14.

Таблица 14.

Значения параметров для графического интегрирования

Y , кг/м ³	$Y^* \cdot 10^3$, кг/м ³	$(Y - Y^*)$, кг/м ³	$1/(Y - Y^*)$, м ³ /кг
0,010	2,5	0,0035	285,7
0,008	2,0	0,003	333,3
0,006	1,5	0,0025	400,0
0,004	0,8	0,0022	454,5
0,002	0,5	0,0015	666,7
0,001	0,3	0,0007	1428,6
0,0002	0	0,0002	5000

Указанная графическая зависимость представлена на рис. 46.

Определяют площадь под кривой, ограниченной ординатами $Y_n = 0,010$ и $Y_k = 0,0002$ кг/м³.

Определяют число единиц переноса. По рис. 29 число единиц переноса $N_y = 6,5$.

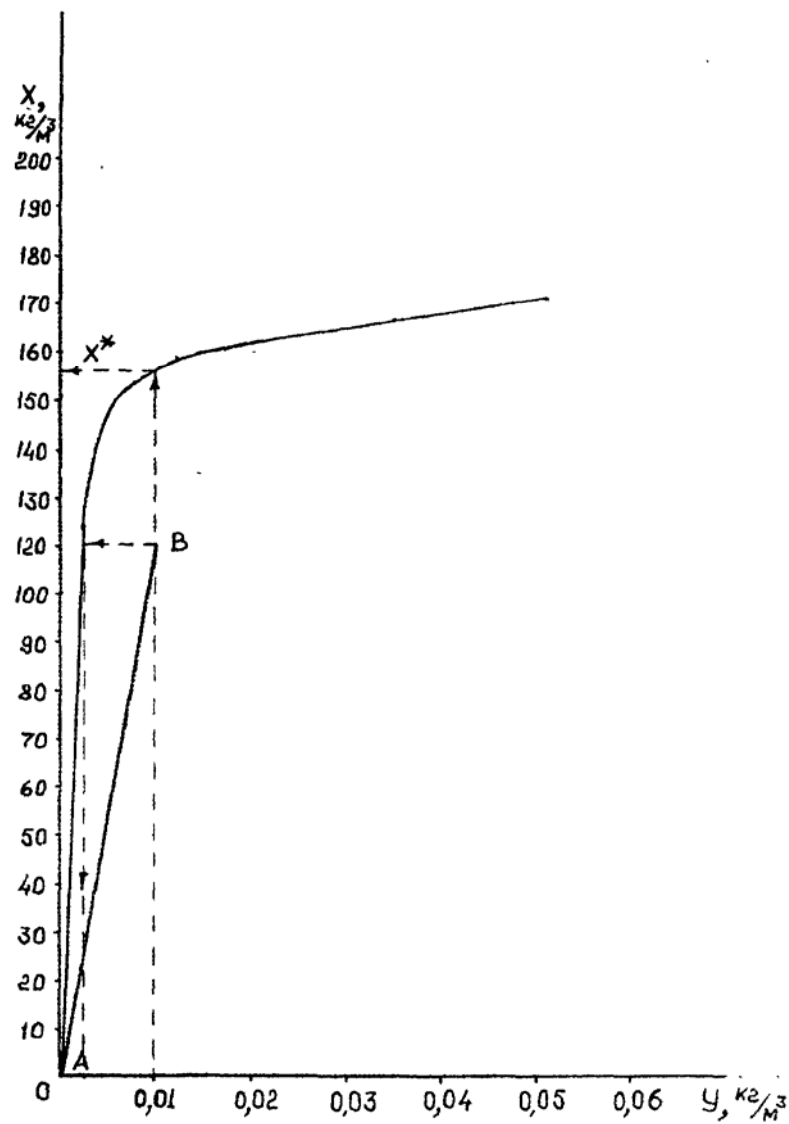


Рис. 45. Изотерма адсорбции и рабочая линия процесса.

Определяется высота единицы переноса h .

Вначале рассчитывают критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w_z \cdot d_z \cdot \rho_z}{\varepsilon_n \cdot \mu_z} = \frac{0,28 \cdot 0,0013 \cdot 1,2}{0,318 \cdot 10^{-5}} = 81.$$

Затем определяем критерий Нуссельта:

$$Nu = 0,4 \cdot Re^{0,64} \cdot Pr^{0,33}.$$

Критерий Прандтля определяется в соответствии с формулой:

$$Pr = \frac{\mu_z}{\rho_z \cdot D_z} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1,2 \cdot 9,22 \cdot 10^{-6}} = 1,6.$$

Здесь коэффициент диффузии ацетона в воздухе при температуре 20°C $D_r = 9,22 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

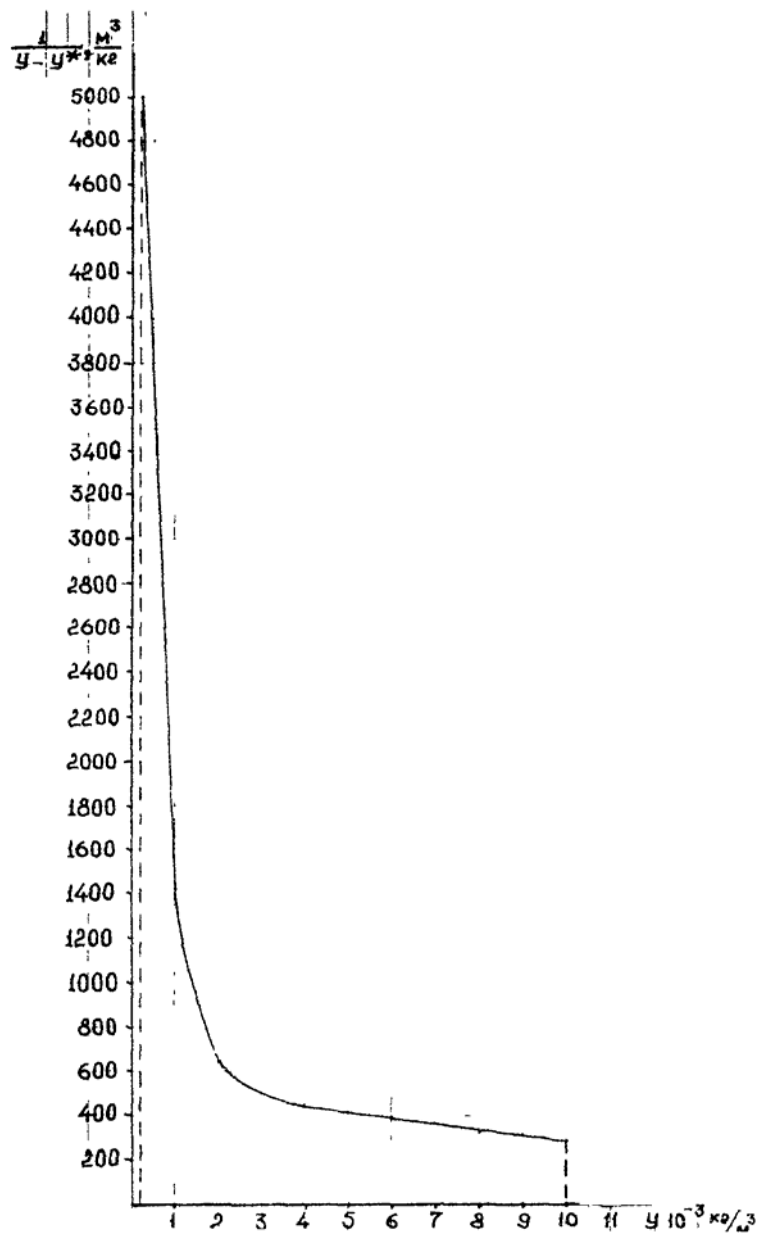


Рис. 46. Определение числа единиц переноса N_y методом графического интегрирования.

Определяют высоту адсорбционного слоя:

$$H = h \cdot N_y = 0,008 \cdot 6,5 = 0,05 \text{ м (50 мм)}.$$

Определяется объем слоя адсорбента

$$V_{ad} = H \cdot S_{cl} = H \cdot 0,785 \cdot D_a^2 = 0,05 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2 = 0,1 \text{ м}^3.$$

Определяется продолжительность адсорбции τ , с. Согласно рис. 45 на изотерме адсорбции точке с координатой $Y_n = 0,01 \text{ кг/м}^3$ соответствует прямолинейная область. На этом основании продолжительность процесса определяют по формуле:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{X^*}{w_z \cdot Y_n}} \cdot \sqrt{H} - b \cdot \sqrt{\frac{X^*}{\beta_z \cdot Y_n}} = \sqrt{\frac{156 \cdot 550}{0,28 \cdot 0,01}} \cdot \sqrt{0,05} - 1,51 \cdot \sqrt{\frac{156 \cdot 550}{42 \cdot 0,01}} = 308367 \text{ с}$$

(3,57 суток).

Здесь $b = 1,51$ определено по приложению 21., так как

$$\frac{Y_k}{Y_n} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{1 \cdot 10^{-2}} = 0,02.$$

6. Определяется сопротивление слоя адсорбента ΔP :

$$\Delta P = \frac{2H}{\rho_z g d_z} \left(\frac{770 \mu_z G_z}{d_z} + 10,6 \cdot G_z^2 \right),$$

$$\Delta P = \frac{2 \cdot 0,05}{1,2 \cdot 9,81 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} \left[\frac{770 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5} \cdot 0,28 \cdot 1,2}{1,3 \cdot 10^{-3}} + 10,6 \cdot (0,28 \cdot 1,2)^2 \right] = 44 \text{ кг/м}^2 \text{ (430 Па)}.$$

6.3. Расчет адсорберов непрерывного действия

В непрерывном аппарате со стационарным потоком адсорбента твердая фаза действует так же, как жидкость при абсорбции. Адсорбат захватывается твердой фазой, которая выводится из адсорбционной колонны и регенерируется для повторного использования. Аппарат конструируют аналогично абсорберу. Высота слоя адсорбента определяется из расчета массопереноса.

а) Расчет адсорберов с движущимся слоем адсорбента.

Схема расчета адсорберов с движущимся слоем адсорбента аналогична расчету адсорберов с неподвижным слоем адсорбента. Некоторое отличие состоит в том, что здесь необходимо рассчитать скорость движения твердой фазы, расход адсорбента, а также специфичен расчет гидравлического сопротивления аппарата.

Ниже приведены основные расчетные формулы.

1. Скорость движения парогазового потока в адсорбере

$$w_r = (0,7 \dots 0,8) w_{пс},$$

где $w_{пс}$ - скорость псевдооживления слоя, м/с:

$$w_{\text{пс}} = \frac{Re_{\text{пс}} \cdot \mu_z}{d_z \cdot \rho_z},$$

где $Re_{\text{пс}}$ - критерий Рейнольдса для скорости псевдоожижения:

$$Re = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}},$$

где Ar - критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{\rho_z^2 \cdot g \cdot d_z^3}{\mu_z^2} \cdot \frac{\rho_{\text{ад}} - \rho_z}{\rho_z}.$$

Здесь $\rho_{\text{ад}}$ - плотность частиц адсорбента, кг/м³.

2. Скорость движения адсорбента в аппарате

$$u = \frac{w_z \cdot Y_n}{\varepsilon_n \cdot Y_n \cdot X_k^*}$$

где X_k^* - концентрация адсорбата в твердой фазе, равновесная с Y_n , кг/м³; ε_n - порозность слоя подвижного адсорбента ($\varepsilon_n = 0,33 \dots 0,49$).

3. Объемный коэффициент массоотдачи определяется по тем же критериальным уравнениям, что и для адсорбера с неподвижным слоем адсорбента. Причем критерий Рейнольдса для подвижного слоя определяют по уравнению:

$$Re = \frac{4 \cdot w_z \cdot \rho_z}{f \cdot \mu_z},$$

где f - удельная поверхность слоя адсорбента, м²/м³:

$$f = \frac{6(1 - \varepsilon_n)}{\Phi \cdot d_z}.$$

Здесь Φ - фактор формы частиц (для активных углей $\Phi = 0,7 \dots 0,9$).

4. Соппротивление движущегося слоя адсорбента ΔP определяется по уравнению

$$\Delta P = \frac{2 \cdot H(1 - \varepsilon_n)}{\rho_z \cdot g \cdot d_z} \cdot \left[\frac{1900 \cdot \mu_z \cdot G_z}{d_z(1 - \varepsilon_n)} + 52 \cdot G_z^2 \right]$$

или по формуле

$$\Delta P = \frac{\lambda H \cdot f \cdot \rho \cdot w_z^2}{8 \cdot \varepsilon_n},$$

где λ - коэффициент трения:

$$\lambda = \frac{133}{Re + 2,34}.$$

Пример 10. Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для извлечения бензола из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля.

Определить расход адсорбента, диаметр и высоту аппарата, при следующих условиях:

- производительность установки по исходной смеси $V_c = 2000 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,555 \text{ м}^3/\text{с}$;
- концентрация бензола в исходной паровоздушной смеси $y_n = 0,030 \text{ кг/м}^3$;
- концентрация бензола на выходе из адсорбционной зоны $y_k = 0,001 \text{ кг/м}^3$;
- содержание бензола в отработанном адсорбенте 95 %, в регенерированном — 5 % от равновесного с исходной смесью;
- температура процесса $20 \text{ }^\circ\text{C}$.

Выбираем для адсорбции активный уголь марки АГ-3 с насыпной плотностью $\rho_n = 500 \text{ кг/м}^3$. Равновесные данные по адсорбции бензола из воздуха на угле АГ-3 приведены в таблице приложения .

Поскольку адсорбент состоит из частиц разного размера, определяем средний диаметр зерна по соотношению

$$d = \frac{1}{\sum_1^n (x_i / d_i)} .$$

Средние диаметры частиц по фракциям равны:

$$d_1 = \frac{0,0036 + 0,0028}{2} = 0,0032 \text{ м};$$

$$d_2 = \frac{0,0028 + 0,0015}{2} = 0,00215 \text{ м};$$

$$d_3 = \frac{0,0015 + 0,0010}{2} = 0,00125 \text{ м}.$$

Тогда

$$d = \left(\frac{0,03}{0,0032} + \frac{0,86}{0,00215} + \frac{0,10}{0,00125} \right)^{-1} = 0,00205 \text{ м}.$$

1. Расчет диаметра аппарата.

Скорость газового потока должна быть меньше скорости начала псевдоожижения, которая для слоя сферических частиц может быть найдена из соотношения:

$$\text{Re}_{0.nc} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}} ,$$

где $Re_{0.пс} = w_{пс} d \rho_y / \mu_y$ — критическое значение модифицированного критерия Рейнольдса; $w_{пс}$ — скорость начала псевдоожигения, м/с; d — диаметр шара того же объема, что и частица, м; $Ar = \frac{d^3 \rho_z^2 g}{\mu_z^2} \cdot \frac{\rho_m - \rho_z}{\rho_z}$ —

критерий Архимеда.

Свойства паровоздушной смеси приняты по воздуху при $t = 20^\circ\text{C}$: $\rho_r = 1,21 \text{ кг/м}^3$, $\mu_r = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Плотность частиц $\rho_r = 1,6$, $\rho_n = 1,6 \cdot 500 = 800 \text{ кг/м}^3$.

Находим значение критерия Архимеда:

$$Ar = \frac{0,00205^3 \cdot 1,21^2 \cdot 9,81}{(0,018 \cdot 10^{-3})^2} \cdot \frac{800 - 1,21}{1,21} = 250972,$$

а затем критическое значение модифицированного критерия Рейнольдса:

$$Re_{0.пс} = \frac{250972}{1400 + 5,22 \sqrt{250972}} = 62,51.$$

Зная значение $Re_{0.пс}$, находим $w_{пс}$:

$$w_{пс} = \frac{Re_{0.пс} \cdot \mu_z}{d \cdot \rho_z} = \frac{62,51 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}}{0,00205 \cdot 1,21} = 0,45 \text{ м/с}.$$

Принимаем скорость газового потока w равной 0,3 м/с и рассчитываем диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_c}{\pi \cdot w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,555}{3,14 \cdot 0,3}} = 1,53 \text{ м}.$$

Принимаем диаметр аппарата $D_a = 1,6 \text{ м}$ и затем уточняем линейную скорость парогазовой смеси:

$$w = \frac{4 \cdot V_c}{3600 \cdot \pi \cdot D_a^2} = \frac{4 \cdot 2000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,6^2} = 0,28 \text{ м/с}.$$

Критическая скорость псевдоожигения выше выбранной, что обеспечивает нормальные условия движения адсорбента через аппарат. В случае, если критическая скорость будет ниже выбранной, необходимо увеличить диаметр адсорбера.

2. Расчет скорости движения адсорбента.

Определяем скорость перемещения адсорбента в колонне. Она должна быть равна скорости движения зоны массопередачи u :

$$u = \frac{w \cdot y_n}{\varepsilon \cdot y_n + x_k^*},$$

где w – скорость потока, отнесенная ко всему сечению адсорбера, м/с; x_k^* — концентрация выделяемого компонента в твердой фазе, равновесная с y_n , кг/м³; ε — доля свободного объема слоя.

Для движущихся зернистых слоев $\varepsilon = 0,33 \dots 0,49$. Принимаем $\varepsilon = 0,4$.

Для нахождения равновесной концентрации выделяемого компонента в твердой фазе x_k^* строим изотерму адсорбции бензола по данным, приведенным в таблице приложения. По $y_n = 0,030$ кг/м³ находим $x_k^* = 162$ кг/м³. Тогда скорость движения адсорбента, при которой степень использования его равновесной емкости составляет 0,95, равна:

$$u = 0,28 \cdot \frac{0,03}{0,4 \cdot 0,03 + 162 \cdot 0,95} = 0,0000546 \text{ м/с.}$$

3. Расчет длины слоя адсорбента.

Требуемую длину движущегося слоя адсорбента $H_{дв}$ определяют через число единиц переноса по уравнению массопередачи:

$$H_{дв} = \frac{V}{S \cdot K_{yv}} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = h_3 \cdot n_{oy},$$

где S – площадь поперечного сечения слоя, м²; K_{yv} – объемный коэффициент массопередачи, с⁻¹; h_3 – высота, эквивалентная единице переноса, м; n_{oy} – число единиц переноса.

Объемный коэффициент массопередачи определяем из соотношения:

$$K_{yv} = \frac{1}{(1 / \beta_{yv}) + (m / \beta_{xv})},$$

где β_{yv} — объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе, с⁻¹; β_{xv} — объемный коэффициент массоотдачи в твердой фазе, с⁻¹; m — коэффициент распределения.

Поскольку коэффициент распределения $m = y_n / x_k^* = 0,030 / 162 = 0,000185$ очень мал, то величиной m / β_{xv} можно пренебречь. Тогда $K_{yv} \approx \beta_{yv}$. Для расчета объемного коэффициента массоотдачи газовой фазы необходимо определить число Рейнольдса для зернистого слоя:

$$Re = \frac{4 \cdot w \cdot \rho_g}{a \cdot \mu_g},$$

где w - скорость газовой фазы, м/с; a - удельная поверхность зернистого слоя, м²/м³.

Удельную поверхность для зернистого слоя адсорбента находим из соотношения:

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\Phi \cdot d}.$$

Фактор формы Φ для промышленных гранулированных активных углей и силикагелей лежит в пределах $\Phi = 0,7 \dots 0,9$. Выбрав $\Phi = 0,8$, найдем a :

$$a = \frac{6(1 - 0,4)}{0,8 \cdot 0,00205} = 2200 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Тогда число Рейнольдса равно:

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 0,281,21}{2200 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}} = 34,22.$$

При $\text{Re} > 30$ для расчета β_{yv} используют соотношение:

$$Nu' = 0,395 \cdot \text{Re}^{0,64} (\text{Pr}')^{0,33},$$

где $Nu' = \beta_{yv} \cdot d_g^2 / D_y$.

Находим значение Pr' из выражения:

$$\text{Pr}' = \frac{\nu}{D_z} = \frac{\mu_z}{\rho_z \cdot D_z} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,21 \cdot 7,7 \cdot 10^{-6}} = 1,93.$$

Коэффициент диффузии бензола в воздухе ($D_r = 7,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$) взят из справочных таблиц.

Расчитываем значение Nu' :

$$Nu' = 0,395 \cdot 34,22^{0,64} \cdot 1,93^{0,33} = 4,7.$$

Значение эквивалентного диаметра для зернистого слоя находим по соотношению:

$$d = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a} = \frac{4 \cdot 0,4}{2200} = 7,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

Определяем β_{yv} :

$$\beta_{yv} = \frac{Nu' \cdot D}{d_g^2} = \frac{4,7 \cdot 7,7 \cdot 10^{-6}}{0,00073^2} = 67,9 \text{ с}^{-1}.$$

Принимаем $K_{yv} = \beta_{yv} = 67,9 \text{ с}^{-1}$.

Число единиц переноса находим методом графического интегрирования. Для этого задаемся рядом значений y в интервале от y_n до y_k . Для каждого значения y находим соответствующее значение x на рабочей линии, а для каждого x — значение y^* на равновесной линии, пользуясь рис. 47.

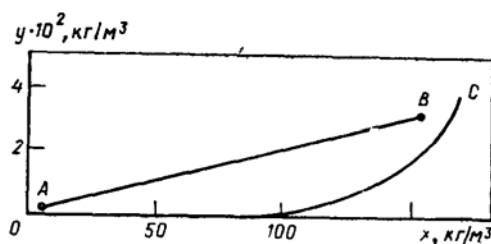


Рис. 47. Рабочая (AB) и равновесная (OC) линии процесса адсорбции бензола из воздуха на активном угле марки AP-A.

Полученные значения приведены ниже (табл. 15):

Таблица 15.

$y, \text{кг/м}^3$	$x, \text{кг/м}^3$	$y^*, \text{кг/м}^3$	$(y - y^*), \text{кг/м}^3$	$1/(y - y^*)$
0,030	164	0,020	0,010	100
0,025	130	0,006	0,019	53
0,020	104	0,003	0,017	59
0,015	76	0	0,015	67
0,010	50	0	0,010	100
0,005	25	0	0,005	200
0,001	8	0	0,001	1000

Строим график зависимости $1/(y - y^*)$ от y (рис. 48). Площадь под кривой, ограниченная ординатами $y_n = 0,030 \text{ кг/м}^3$ и $y_k = 0,001 \text{ кг/м}^3$, равна $f = 2020 \text{ мм}^2$. Находим масштабы по осям: $M_1 = 10$ по оси $1/(y - y^*)$ и $M_2 = 0,0002$ по оси y .

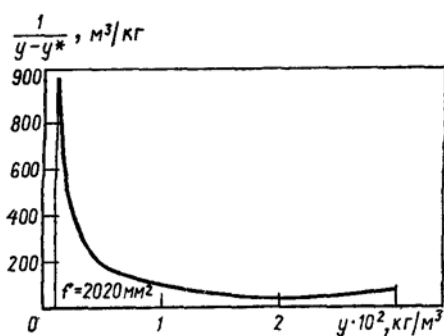


Рис. 48. Определение числа единиц переноса методом графического интегрирования.

Число n_{oy} находим по уравнению:

$$n_{oy} = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = 4,04.$$

Определяем требуемую длину движущегося слоя адсорбента:

$$H_{\partial s} = \frac{V_c}{S \cdot K_{yv}} \cdot n_{oy} = \frac{0,555 \cdot 4}{3,14 \cdot 1,6^2 \cdot 67,9} \cdot 4,04 = 0,02 \text{ м.}$$

При таком соотношении диаметра аппарата и высоты движущегося слоя возможен проскок адсорбтива вследствие колебаний скорости потока, особенно скорости движения слоя, обеспечиваемой разгрузочными и загрузочными устройствами.

Исходя из этого, принимаем $H_{дв} = 0,2 \text{ м.}$

Загрузочные и разгрузочные устройства адсорберов с движущимся слоем поглотителя весьма громоздки и сложны, однако от них зависит скорость и равномерность движения слоя адсорбента. Приняв высоту установки загрузочного устройства 0,8 м, а для разгрузочного - 1 м, получим высоту адсорбера:

$$H_a = H_{дв} + H_{загр} + H_{разгр} = 0,2 + 0,8 + 1,0 = 2 \text{ м.}$$

Расход адсорбента определим из уравнения

$$G = \rho \cdot u \cdot S = \frac{500 \cdot 5,46 \cdot 10^{-5} \cdot 3,14 \cdot 1,6^2}{4} = 0,055 \text{ кг/с} = 198 \text{ кг/ч.}$$

Специфическим требованием для вспомогательного оборудования является его взрывобезопасное исполнение. Вентиляторы, например, должны иметь герметичный корпус во избежание утечек растворителя, исключения возможности попадания в него твердых частиц, способных вызвать искрение. Корпус вентилятора из этих соображений часто футеруют цветными металлами (медь, латунь). Иногда вентиляторы и электродвигатели к ним устанавливают в смежных помещениях, пропуская вал вентилятора в сальнике через стену.

Из тех же соображений взрывобезопасности в схеме адсорбционных установок предусматриваются огнепреградители и предохранители-компенсаторы.

Огнепреградители предназначены для предотвращения распространения пламени в случае возгорания паровоздушной смеси. Принцип их действия заключается в поглощении выделяющегося при горении тепла, различными насадками (металлические сетки, фарфоровые шарики, гравий, другие теплоемкие элементы). Чаще всего используются гравийные огнепреградители. Размер частиц гравия $3,5 \times 3,5 \text{ мм}$, толщина слоя 70...80 мм.

Предохранители-компенсаторы служат для предотвращения разрушений адсорбционной установки при возникновении взрыва. Они представ-

ляют собой участки трубопровода, снабженные мембранами из тонколистовой меди, латуни, алюминия. Толщина мембраны 0,1...0,2 мм.

б) Расчет адсорберов с кипящим (псевдоожиженным) слоем адсорбента.

1. Скорость псевдоожижения определяют по уравнению:

$$w_{nc} = 9,23 \cdot 10^{-3} \frac{d_{\text{э}}^{1,82}}{\nu^{0,88}} \cdot \left(\frac{\rho_m}{\rho_{\text{г}}} \right)^{0,94},$$

где ν - кинематическая вязкость газа, м²/с; $\rho_{\text{т}}$ - плотность твердой фазы, кг/м³.

Для проверки правильности расчета скорости псевдоожижения дополнительно определяют критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{w_{nc} \cdot d_{\text{э}}}{\nu}.$$

Если $Re > 10$, то значение скорости псевдоожижения умножают на поправочный коэффициент ψ_0 :

$$\psi_0 = 1,775 \cdot Re^{-0,272}.$$

2. Порозность кипящего слоя принимают равным $\varepsilon_{nc} = 0,5...0,75$ или рассчитывают по уравнению:

$$\varepsilon_{nc} = \left(\frac{18 \cdot Re + 0,36 \cdot Re^2}{Ar} \right)^{0,21},$$

где Re и Ar определяют по формулам (36) и (37).

3. Высота псевдоожиженного слоя H_{nc} равна:

$$H_{nc} = \frac{H_n (1 - \varepsilon_0)}{1 - \varepsilon_{nc}},$$

где H_n - высота неподвижного слоя (обычно принимается $H_n = 0,03...0,05$ м); ε_0 - порозность неподвижного слоя:

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_n}{\rho_{\text{каж}}}.$$

Здесь ρ_n , $\rho_{\text{каж}}$ - насыпная и кажущаяся плотность адсорбента, кг/м³.

4. Высота тарельчатой части адсорбера H_T :

$$H_T = h_T (n - 1),$$

$$h_T = (3...5) H_{nc};$$

n_T - число тарелок в адсорбере:

$$n_T = \frac{4 \cdot V_{\text{сл}}}{H_n \cdot \pi \cdot D_a^2},$$

где $V_{\text{сл}}$ - объем слоя адсорбента, м³:

$$V_{сл} = V_{ад} \cdot \frac{\rho_{ист}}{\rho_n}.$$

Здесь $V_{ад}$ - объем слоя, занимаемый собственно адсорбентом, м^3 :

$$V_{ад} = \frac{V_z}{K_{V,y} \cdot n_y},$$

где $K_{V,y}$ - объемный коэффициент массопередачи, с^{-2} ;

$$K_{V,y} = \beta_y;$$

n_y - число единиц переноса; β_y - коэффициент массоотдачи для псевдоожиженного слоя, $\text{м}^2/\text{с}$:

$$\beta_y = 1,55 \cdot 10^2 \cdot \frac{L_{yд}^{0,75} \cdot D_0^{0,25}}{(B \cdot T^2)^{1,3}} \cdot \frac{(Y_k^*)^{0,35} \cdot \beta}{H_n^{1,25} \cdot Y_n^{0,35}}.$$

Здесь $L_{yд}$ - удельный расход адсорбента, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; D_0 - коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; Y_k^* - концентрация насыщенного пара адсорбируемого вещества, $\text{кг}/\text{м}^3$; β - коэффициент аффинности; B - структурная константа, $1/\text{град}$; T - температура, К .

Расход адсорбента

$$V_{ад} = k \frac{G_0 (Y_n - Y_k)}{X_k^* - X_n},$$

где $k = 1,1 \dots 1,3$ - коэффициент; G_0 - количество газа, проходящего через 1 м^2 поперечного сечения аппарата в секунду, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$:

$$G_0 = w_{пс} \cdot \rho_r.$$

6. Сопротивление кипящего слоя:

$$\Delta P = \lambda \cdot \frac{H_n}{d_s} \cdot \frac{w_z^2 \cdot \rho_z}{2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3} \cdot \varphi_\phi,$$

где φ_ϕ - коэффициент формы частиц; λ - коэффициент трения:

$$\lambda = 200/Re \text{ при } Re \leq 35,$$

$$\lambda = 11,5 \cdot Re^{0,5} \text{ при } 35 < Re \leq 7000.$$

Пример 11. Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания из воздуха паров бензола активным углем.

Определить диаметр и высоту многоступенчатого адсорбера, число тарелок и расход адсорбента при следующих условиях:

- расход паровоздушной смеси при рабочих условиях $G = 2000 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,555 \text{ м}^3/\text{с}$;

- температура паровоздушной смеси $20 \text{ }^\circ\text{C}$;

- атмосферное давление $735 \text{ мм рт. ст.} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$;

- начальная концентрация бензола в воздухе $y_n = 25 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$;
- концентрация бензола в воздухе, на выходе из аппарата (конечная) $y_k = 1 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$.

В качестве адсорбента выбираем активный уголь марта СКТ-6А, соответствующий заданным условиям по прочности, гранулометрическому составу и пористой структуре. Принимаем следующие характеристики адсорбента: средний диаметр частиц $d_{\text{ср}} = 1,0 \cdot 10^{-3} \text{ м}$; кажущаяся плотность $\rho_{\text{т}} = 670 \text{ кг/м}^3$; насыпная плотность адсорбента $\rho_{\text{н}} = 470 \text{ кг/м}^3$.

Изотерму адсорбции паров бензола из воздуха на активном угле марки СКТ-6А (рис. 49) строим по данным табл. .

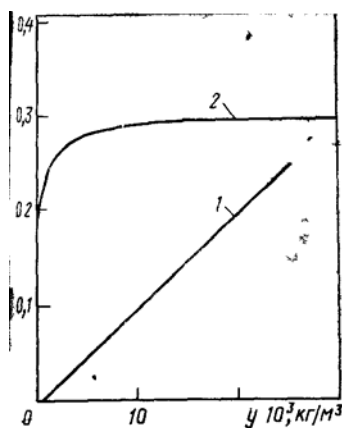


Рис. 49. Рабочая (1) и равновесная (2) линии процесса адсорбции бензола из воздуха на активном угле СКТ-6А.

При отсутствии равновесных данных изотерму адсорбции строят по коэффициентам аффинности β характеристических кривых различных веществ для активных углей.

В многоступенчатых противоточных адсорберах с псевдоожиженным слоем поглотителя при устойчивых режимах псевдоожижения порозность слоя $\varepsilon_{\text{пс}}$ находится в пределах $\varepsilon_{\text{пс}} = 0,5 \dots 0,65 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Принимаем порозность слоя $\varepsilon_{\text{пс}} = 0,55 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Согласно экспериментальным и теоретическим исследованиям, значение оптимальной высоты неподвижного слоя на тарелке находится в интервале $0,03 \dots 0,05 \text{ м}$, в зависимости от марки и гранулометрического состава адсорбента. Для хорошо сорбирующихся газов слой такой высоты обеспечивает практически полное извлечение адсорбтива. При других значениях высоты слоя псевдоожижение на тарелке может быть неравномерным, возможны проскоки адсорбтива, в результате чего увеличение количества адсорбента на одной тарелке не приводит к желаемой полноте извлечения. Принимаем высоту неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$.

1. Определение скорости газового потока.

Скорость газового потока можно определить из соотношения

$$Re = wd_g/\nu.$$

Для режима устойчивого псевдооживления зерен адсорбента

$$Re = \frac{Ar \cdot \varepsilon_{nc}^{4,75}}{18 + 0,6\sqrt{Ar \cdot \varepsilon_{nc}^{4,75}}},$$

где

$$Ar = \frac{d_q^3 (\rho_m - \rho_g) g \cdot \rho_g}{\mu^2}.$$

Подставив, получим:

$$Ar = \frac{(1 \cdot 10^{-3})^3 (670 - 1,2) \cdot 9,81 \cdot 1,2}{(1,5 \cdot 10^{-5})^2} = 24343;$$

$$Re = \frac{24343 \cdot 0,55^{4,75}}{18 + 0,6\sqrt{24343 \cdot 0,55^{4,75}}} = 34,82.$$

Тогда скорость газового потока

$$w = \frac{Re \cdot \nu}{d_q} = \frac{34,82 \cdot 1,5 \cdot 10^{-5}}{1 \cdot 10^{-3}} = 0,52 \text{ м/с}.$$

Диаметр аппарата найдем из уравнения расхода:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,555}{3,14 \cdot 0,52}} = 1,17 \text{ м}.$$

2. Определение расхода адсорбента.

Необходимый расход адсорбента определяют, приняв, что на выходе из аппарата адсорбент насыщен полностью, т. е. $x = x^*(y_n)$.

По изотерме адсорбции (табл. приложения) находим:

$$x^*(25 \cdot 10^{-3}) = 300 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда по уравнению материального баланса расход поглотителя

$$L' = \frac{G(y_n - y_k)}{x^*(y_n) - x_0} = \frac{0,555(25 \cdot 10^{-3} - 1 \cdot 10^{-3})}{300 - 0} = 4,4 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Принимая количество адсорбента с учетом истирания и уноса на 30 % большее, получим расход твердой фазы

$$L = 1,3 \cdot L' = 1,3 \cdot 4,4 \cdot 10^{-5} = 5,72 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Определение объемного коэффициента массопередачи.

Объем собственно адсорбента в аппарате находят по основному уравнению массопередачи

$$V = \frac{G}{K_{yv}} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*},$$

где K_{yv} - объемный коэффициент массопередачи, отнесенный к объему зерен адсорбента, с^{-1} .

Коэффициент K_{yv} меняется от тарелки к тарелке причем скорость процесса может лимитироваться как внешне -, так и внутридиффузионной кинетикой. По мере перетекания адсорбента на нижележащие тарелки доля внутридиффузионного сопротивления возрастает.

Экспериментально показано, что величина β_0 , называемая средним эффективным коэффициентом массообмена, близка к объемному коэффициенту внутренней массоотдачи, практически не зависящему от скорости газового потока. На этом основании принимаем: $\beta_0 \approx K_m$.

Для определения коэффициента массоотдачи β_0 в псевдооживленном слое адсорбента рекомендуется уравнение:

$$Nu' = 1,55 \cdot 10^2 K_L^{0,75} \left(\frac{y_{\text{нас}}}{y_n} \right)^{0,35} \beta (B \cdot T^2)^{-1,3} \left(\frac{H}{d_q} \right)^{-1,25}$$

или

$$\beta_0 = 1,55 \cdot 10^2 \frac{L_{yd}^{0,75} D_y^{0,25} y_{\text{нас}}^{0,35} \beta}{(B \cdot T^2)^{1,3} H^{1,25} y_n^{0,35}},$$

где $Nu' = \frac{\beta_0 \cdot d_q^2}{D_y}$ - критерий Нуссельта; D_y - коэффициент диффузии ад-

сорбтива в воздухе, $\text{м}^2/\text{с}$; $K_L = \frac{L_{yd} \cdot d_q}{D_y}$ - безразмерный комплекс; L_{yd} -

удельный расход адсорбента, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $y_{\text{нас}}$ - концентрация насыщенного пара адсорбируемого вещества, $\text{кг}/\text{м}^3$; β - коэффициент аффинности; B - структурная константа адсорбента (табл.), $1/(\text{град}^2)$; H - высота неподвижного слоя адсорбента на тарелке, м ; T - абсолютная температура, К .

Подставив, получим

$$\beta_0 = K_{yv} = 1,55 \cdot 10^2 \left(\frac{5,72 \cdot 10^{-5}}{0,785 \cdot 1,2^2} \right)^{0,75} \cdot \frac{(0,096 \cdot 10^{-4})^{0,25} 0,32^{0,35} \cdot 1}{(1,05 \cdot 10^{-6}) \cdot 293} = 12,4 \text{ с}^{-1}.$$

4. Определение общего числа единиц переноса.

Для построения рабочей линии процесса из уравнения материального баланса находим концентрацию адсорбтива в адсорбенте на выходе из адсорбера:

$$x = \frac{G}{L}(y - y^*) + x^* = \frac{0,555}{5,72 \cdot 10^{-5}}(25 - 1) \cdot 10^{-3} + 0 = 233 \text{ кг/м}^3.$$

Строим рабочую и равновесную линии процесса на диаграмме $x-y$ (см. рис. 49). С помощью диаграммы определяем вспомогательные величины, необходимые для графического интегрирования (табл. 16):

Таблица 16.

y	y^*	$y - y^*$	$1/(y - y^*)$	y	y^*	$y - y^*$	$1/(y - y^*)$
0,025	0,0010	0,0240	41,67	0,018	0,0004	0,0176	56,82
0,024	0,0009	0,0231	43,29	0,017	0,0003	0,0167	59,88
0,023	0,0008	0,0222	45,04	0,016	0,0002	0,0158	63,29
0,022	0,0007	0,0213	46,95	0,015	0,0001	0,0149	67,11
0,021	0,0006	0,0204	49,02	0,010	0,0000	0,0100	100,00
0,020	0,0006	0,0194	51,55	0,004	0,0000	0,0040	250,00
0,019	0,0005	0,0185	54,05	0,001	0,0000	0,0010	1000,00

Методом графического интегрирования (рис. 50) находим число единиц переноса:

$$n_{oy} = \int_{0,001}^{0,025} \frac{dy}{y - y^*} = 4,5.$$

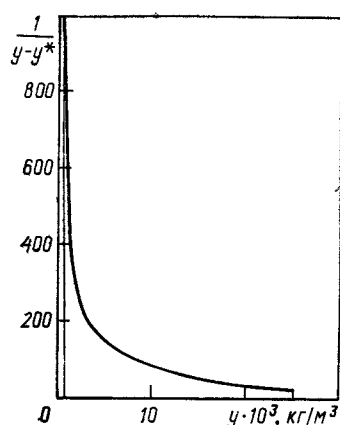


Рис. 50. Определение числа единиц переноса.

Определяем объем, занимаемый собственно адсорбентом:

$$V_a = \frac{G}{\beta_0} \cdot n_{oy} = \frac{0,555 \cdot 4,5}{12,4} = 0,20 \text{ м}^3.$$

Объем слоя адсорбента

$$V_{сл} = V_a \frac{\rho_m}{\rho_n} = 0,20 \cdot \frac{670}{470} = 0,28 \text{ м}^3.$$

Число тарелок в адсорбере

$$n = \frac{4 \cdot V_{сл}}{\pi \cdot D_a^2 H} = \frac{4 \cdot 0,28}{3,14 \cdot 1,2^2 \cdot 0,05} = 4,95.$$

Принимаем $n = 5$.

Расстояние между тарелками H_0 с учетом конструкции переточного устройства, неравномерности псевдоожижения и возможных колебаний скорости газового потока принимают равным $(3 \dots 5) H_{nc}$.

Высота неподвижного слоя H на тарелке и высота псевдоожиженного слоя H_{nc} связаны соотношением:

$$(1 - \varepsilon) H = (1 - \varepsilon_{nc}) H_{nc},$$

где ε - порозность неподвижного слоя адсорбента на тарелке.

В данном случае

$$\varepsilon = 1 - \rho_n / \rho_T = 1 - 470 / 670 = 0,3$$

и высота псевдоожиженного слоя адсорбента на тарелке равна

$$H_{nc} = \frac{H(1 - \varepsilon)}{1 - \varepsilon_{nc}} = 1 - \frac{0,05 \cdot (1 - 0,3)}{0,55} = 0,078 \approx 0,08 \text{ м}.$$

С запасом принимаем расстояние между тарелками 0,4 м. Высота тарельчатой части аппарата

$$H_T = H_0(n - 1) = 0,4(5 - 1) = 1,6 \text{ м}.$$

Расстояния от крышек аппарата до верхней и нижней тарелок определяются конструкциями распределительных и питательных устройств. Приняв эти расстояния равными $2H_0$, получим общую высоту аппарата:

$$H_{ап} = H_T + 2 \cdot 2H_0 = 1,6 + 4 \cdot 0,4 = 3,2 \text{ м}.$$

Для псевдоожиженных слоев гидравлическое сопротивление определяется по формуле

$$\Delta p_{nc} = H \cdot n \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_m - \rho_e) \cdot g = 0,05 \cdot 5 \cdot (1 - 0,3) \cdot (670 - 1,2) \cdot 9,81 = 1148 \text{ Па}.$$

7. Варианты заданий по адсорбции

Задание №1

Тема курсового проекта: Адсорбция бензола.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров бензола из воздуха при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 3000 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$; начальная концентрация паров бензола $Y_n = 0,02 \text{ кг/кг возд.}$; степень улавливания бензола $\eta = 99,5 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,3 \text{ м/с}$.

Начальное содержание бензола в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0013 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание №2

Тема курсового проекта: Адсорбция бутилацетата.

Спроектировать адсорбер периодического действия и технологическую схему для улавливания паров бутилацетата (БА) из воздуха активным углем при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 30000 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление атмосферное $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация БА в воздухе $y_n = 0,0082 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация БА за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; вязкость газовой смеси $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$; коэффициент диффузии БА в газовой фазе при $0 \text{ }^\circ\text{C}$ $D_0 = 5,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 \text{ с}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0013 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №3

Тема курсового проекта: Адсорбция бензола.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров бензола из воздуха при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 25000 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20^\circ\text{C}$; давление атмосферное $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров бензола $Y_y = 0,03 \text{ кг/кг возд.}$; степень улавливания бензола $\eta = 99,5 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,3 \text{ м/с}$; начальное содержание бензола в адсорбенте $X_n = 0,0005 \text{ кг/кг адсорбента}$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_s = 0,0013 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 2,5 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,5 \text{ м}$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание №4

Тема курсового проекта: Адсорбция бутилацетата.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров бутилацетата (БА) из воздуха при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 15000 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20^\circ\text{C}$; давление $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$; начальная концентрация паров БА $y_n = 0,01 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания БА $\eta = 95 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,3 \text{ м/с}$; начальное содержание бензола в адсорбенте $X_n = 0$. Плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$; коэффициент диффузии БА в газовой фазе при 0°C $D_0 = 5,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 \text{ с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_s = 0,0013 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,35$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер.

Задание №5

Тема курсового проекта: Адсорбция метанола.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров метилового спирта (метанола) из воздуха при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Расход смеси $V = 2500 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация метанола в газовой смеси $y_n = 0,003 \text{ кг/м}^3$; концентрация метанола в газе на выходе из адсорбера $y_k = 0,05 \text{ с}_n$; скорость газа, отнесенная к сечению аппарата $w_r = 0,3 \text{ м/с}$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,375$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер.

Задание №6

Тема курсового проекта: Адсорбция метанола.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров метилового спирта (метанола) из воздуха при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Расход смеси $V = 25000 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация метанола в газовой смеси $y_n = 0,003 \text{ кг/м}^3$; концентрация метанола в газе на выходе из адсорбера $y_k = 0,05 \text{ с}_n$; скорость газа, отнесенная к сечению аппарата $w_r = 0,3 \text{ м/с}$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,375$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 2,5 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,5 \text{ м}$).

Задание № 7

Тема курсового проекта: Адсорбция ацетона.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров ацетона из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 6000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров ацетона $y_n = 0,035 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания ацетона $\eta = 99,5 \text{ \%}$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. Началь-

ное содержание ацетона в адсорбенте $x_n = 0$. Мольная масса воздуха $M_v = 29$ кг/моль; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015$ м, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580$ кг/м³). Тип аппарата – вертикальный адсорбер. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 8

Тема курсового проекта: Адсорбция ацетона.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров ацетона из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 50000$ м³/ч (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20$ °С; давление $P = 0,2$ МПа; начальная концентрация ацетона в воздухе $y_n = 0,008$ кг/м³; допустимая концентрация ацетона за слоем адсорбента $y_k = 0,0004$ кг/м³.

Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³ (при нормальных условиях); вязкость газовой смеси $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550$ кг м³, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015$ м). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{нар} = 3$ м, внутренний диаметр $D_{вн} = 1,6$ м.)

Задание №9

Тема курсового проекта: Адсорбция диэтилового эфира.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 4000$ м³/час; температура адсорбции $t = 20$ °С; давление $P = 760$ мм рт. ст.; начальная концентрация паров диэтилового эфира $Y_n = 0,02$ кг/кг возд.; степень улавливания диэтилового эфира $\eta = 99,5$ %; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,3$ м/с. Начальное содержание диэтилового эфира в адсорбенте $X_n = 0$. мольная масса воздуха $M_v = 29$ кг/моль; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Адсорбент – активированный уголь

АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015$ м, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580$ кг/м³). Тип аппарата – вертикальный адсорбер. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание №10

Тема курсового проекта: Адсорбция диэтилового эфира.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 25000$ м³/ч; температура смеси $t = 20$ °С; давление атмосферное $P = 0,101$ МПа; начальная концентрация диэтилового эфира в воздухе $y_n = 0,01$ кг/м³; допустимая концентрация диэтилового эфира за слоем адсорбента $y_k = 0,0004$ кг/м³. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³; вязкость газовой смеси $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с; молярная масса воздуха $M_v = 29$ кг/моль. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550$ кг/м³, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0013$ м). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{нар} = 3$ м, внутренний диаметр $D_{вн} = 1,6$ м).

Задание №11

Тема курсового проекта: Адсорбция паров муравьиной кислоты.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров муравьиной кислоты () из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 6000$ м³/час (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20$ °С; давление $P = 0,2$ МПа; начальная концентрация паров муравьиной кислоты $y_n = 0,015$ кг/м³; степень улавливания муравьиной кислоты $\eta = 99,5$ %; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25$ м/с. Начальное содержание муравьиной кислоты в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29$ кг/моль; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Адсорбент активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2$ мм, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,375$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер.

Задание №12

Тема курсового проекта: Адсорбция паров муравьиной кислоты.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров муравьиной кислоты () из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация муравьиной кислоты в воздухе $y_n = 0,008 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация паров муравьиной кислоты за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях); вязкость газовой смеси $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь AP-A (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №13

Тема курсового проекта: Адсорбция паров дихлорэтана.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров дихлорэтана из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 4000 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$; начальная концентрация паров дихлорэтана $Y_n = 0,02 \text{ кг/кг возд.}$; степень улавливания дихлорэтана $\eta = 99,5 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,3 \text{ м/с}$. Начальное содержание дихлорэтана в адсорбенте $X_n = 0$. мольная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь AP-B (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем AP-B:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание №14

Тема курсового проекта: Адсорбция паров дихлорэтана.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров дихлорэтана из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация дихлорэтана в воздухе $y_n = 0,008 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация дихлорэтана за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$.

Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях); вязкость газовой смеси $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №15

Тема курсового проекта: Адсорбция паров сероуглерода.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров сероуглерода из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 6000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров сероуглерода $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания сероуглерода $\eta = 99,5 \text{ \%}$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. Начальное содержание сероуглерода в адсорбенте $X_n = 0$. Мольная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь СКТ (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер.

Задание №16

Тема курсового проекта: Адсорбция паров сероуглерода.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров сероуглерода из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация сероуглерода в воздухе $y_n = 0,008 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация сероуглерода за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$.

Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях); вязкость газовой смеси $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь СКТ-6А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №17

Тема курсового проекта: Адсорбция паров толуола.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров толуола из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 6000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров толуола $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания толуола $\eta = 99,5 \text{ \%}$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. Начальное содержание толуола в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание №18

Тема курсового проекта: Адсорбция паров толуола.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров толуола из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация толуола в воздухе $y_n = 0,008 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация толуола за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях); вязкость газовой смеси $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_s = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №19

Тема курсового проекта: Адсорбция паров хлороформа.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров хлороформа из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 6000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров хлороформа $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания хлороформа $\eta = 99,5 \text{ \%}$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. Начальное содержание хлороформа в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_s = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание №20

Тема курсового проекта: Адсорбция паров хлороформа.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров хлороформа из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 45000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация хлороформа в воздухе $y_n = 0,008 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация хлороформа за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях); вязкость газовой смеси $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_s = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №21

Тема курсового проекта: Адсорбция паров этилового спирта.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров этилового спирта из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 5000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров этилового спирта $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания паров спирта $\eta = 99,5 \text{ \%}$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. Начальное содержание паров спирта в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_s = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание №22

Тема курсового проекта: Адсорбция паров этилового спирта.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров этилового спирта из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 60000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концен-

трация этилового спирта в воздухе $y_n = 0,008 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация паров спирта за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях); вязкость газовой смеси $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №23

Тема курсового проекта: Адсорбция паров четыреххлористого углерода.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров четыреххлористого углерода (CCl_4) из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V = 3500 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация четыреххлористого углерода в газовой смеси $y_n = 0,003 \text{ кг/м}^3$; концентрация четыреххлористого углерода в газе на выходе из адсорбера $y_k = 0,05 \text{ сн}$; скорость газа, отнесенная к сечению аппарата $w_r = 0,3 \text{ м/с}$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,375$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер.

Задание №24

Тема курсового проекта: Адсорбция паров четыреххлористого углерода.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров четыреххлористого углерода (CCl_4) из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 55000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация четыреххлористого углерода в воздухе $y_n = 0,008 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация паров четыреххлористого углерода за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$ (при нормальных условиях); вязкость газовой смеси $\mu_r = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №25

Тема курсового проекта: Адсорбция паров диэтилового эфира.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем паровоздушной смеси $V_0 = 4000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров диэтилового эфира $y_n = 0,006 \text{ кг/м}^3$; концентрация смеси на выходе из адсорбера $y_k = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$. приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 13 \text{ м/мин}$. Начальное содержание паров эфира в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_b = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активный уголь марки АГ-5 (эквивалентный диаметр зерен $d_s = 0,004 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 500 \text{ кг/м}^3$). Тип аппарата – вертикальный адсорбер. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АГ-5:

Изотерма бензола	
X_1^* , кг/кг	p_1^* , мм рт. ст.
0,103	0,105
0,122	0,223
0,208	1,0
0,233	3,0
0,262	8,0
0,276	13,0
0,294	19,0
0,318	33,0
0,338	42,0
0,359	50,0

Задание №26

Тема курсового проекта: Адсорбция паров диэтилового эфира.

Спроектировать адсорбер периодического действия с неподвижным зернистым слоем адсорбента и технологическую схему для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем паровоздушной смеси $V_0 = 25000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров диэтилового эфира $y_n = 0,006 \text{ кг/м}^3$; концентрация

смеси на выходе из адсорбера $y_k = 3 \cdot 10^{-5}$ кг/м³. приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 15$ м/мин. Начальное содержание паров эфира в адсорбенте $X_n = 0$. Мольная масса воздуха $M_b = 29$ кг/моль; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Адсорбент – активный уголь марки АГ-5 (эквивалентный диаметр зерен $d_z = 0,004$ м, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 500$ кг/м³). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{нар} = 3$ м, внутренний диаметр $D_{вн} = 1,6$ м. Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АГ-5:

Изотерма бензола	
X_1^* , кг/кг	p_1^* , мм рт. ст.
0,103	0,105
0,122	0,223
0,208	1,0
0,233	3,0
0,262	8,0
0,276	13,0
0,294	19,0
0,318	33,0
0,338	42,0
0,359	50,0

Задание № 27

Тема курсового проекта: Адсорбция бензола.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров бензола из воздуха при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2500$ м³/час; температура адсорбции $t = 20$ °С; давление $P = 760$ мм рт. ст.; начальная концентрация паров бензола $Y_n = 0,02$ кг/кг возд.; степень улавливания бензола $\eta = 99,5$ %. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05$ м. Начальное содержание бензола в адсорбенте $X_n = 0$. Мольная масса воздуха $M_b = 29$ кг/моль; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_z = 0,0013$ м, порозность слоя $\varepsilon = 0,55$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580$ кг/м³). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 28

Тема курсового проекта: Адсорбция бензола.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров бензола из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля.

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$; начальная концентрация паров бензола $Y_n = 0,02 \text{ кг/кг возд.}$; степень улавливания бензола $\eta = 99,5 \%$. Начальное содержание бензола в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_s = 0,0013 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 29

Тема курсового проекта: Адсорбция бутилацетата.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров бутилацетата (БА) из воздуха активным углем при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 3000 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление атмосферное $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация БА в воздухе $y_n = 0,0082 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация БА за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; вязкость газовой смеси $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$; коэффициент диффузии БА в газовой фазе при $0 \text{ }^\circ\text{C}$ $D_0 = 5,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,55$, эквивалентный диаметр $d_s = 0,0013 \text{ м}$).

Задание № 30

Тема курсового проекта: Адсорбция бутилацетата.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров бутилацетата (БА) из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V_0 = 3000 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление атмосферное $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация БА в воздухе $y_n = 0,0082 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация БА за слоем адсорбента $y_k = 0,0004 \text{ кг/м}^3$. Плотность газовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; вязкость газовой смеси $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$; коэффициент диффузии БА в газовой фазе при $0 \text{ }^\circ\text{C}$ $D_0 = 5,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 \text{ с}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,4$, эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0013 \text{ м}$).

Задание № 31

Тема курсового проекта: Адсорбция метанола.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров метилового спирта (метанола) из воздуха при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Расход смеси $V = 2500 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация метанола в газовой смеси $y_n = 0,003 \text{ кг/м}^3$; концентрация метанола в газе на выходе из адсорбера $y_k = 0,05 \text{ с}_н$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,55$).

Задание № 32

Тема курсового проекта: Адсорбция метанола.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров метилового спирта (метанола) из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях.

Исходные данные на проектирование:

Расход смеси $V = 2500 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация метанола в газовой смеси $y_n = 0,003 \text{ кг/м}^3$; концентрация метанола в газе на выходе из адсорбера $y_k = 0,05 \text{ с}_н$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,4$).

Задание № 33

Тема курсового проекта: Адсорбция ацетона.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров ацетона из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 3000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров ацетона $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания ацетона $\eta = 99,5 \text{ \%}$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Начальное содержание ацетона в адсорбенте $x_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,55$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 34

Тема курсового проекта: Адсорбция ацетона.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров ацетона из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 3000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров ацетона $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания ацетона $\eta = 99,5 \text{ \%}$. Начальное содержание ацетона в адсорбенте $x_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 35

Тема курсового проекта: Адсорбция диэтилового эфира.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2000 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20^\circ\text{C}$; давление $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$; начальная концентрация паров диэтилового эфира $Y_n = 0,02 \text{ кг/кг возд.}$; степень улавливания диэтилового эфира $\eta = 99,5 \%$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Начальное содержание диэтилового эфира в адсорбенте $X_n = 0$. молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_s = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,55$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 36

Тема курсового проекта: Адсорбция диэтилового эфира.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2000 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20^\circ\text{C}$; давление $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$; начальная концентрация паров диэтилового эфира $Y_n = 0,02 \text{ кг/кг возд.}$; степень улавливания диэтилового эфира $\eta = 99,5 \%$. Начальное содержание диэтилового эфира в адсорбенте $X_n = 0$. молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_s = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$ насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 37

Тема курсового проекта: Адсорбция паров муравьиной кислоты.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров муравьиной кислоты из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров муравьиной кислоты $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания муравьиной кислоты $\eta = 99,5 \text{ \%}$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Начальное содержание муравьиной кислоты в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,55$).

Задание № 38

Тема курсового проекта: Адсорбция паров муравьиной кислоты.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров муравьиной кислоты из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров муравьиной кислоты $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания муравьиной кислоты $\eta = 99,5 \text{ \%}$. Начальное содержание муравьиной кислоты в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,4$).

Задание № 39

Тема курсового проекта: Адсорбция паров дихлорэтана.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров дихлорэтана из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 3000 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$; начальная концентрация паров дихлорэта-

на $Y_n = 0,02$ кг/кг возд.; степень улавливания дихлорэтана $\eta = 99,5$ %. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05$ м. Начальное содержание дихлорэтана в адсорбенте $X_n = 0$. мольная масса воздуха $M_v = 29$ кг/моль; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015$ м, порозность слоя $\varepsilon = 0,55$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580$ кг/м³). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 40

Тема курсового проекта: Адсорбция паров дихлорэтана.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров дихлорэтана из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 3000$ м³/час; температура адсорбции $t = 20$ °С; давление $P = 760$ мм рт. ст.; начальная концентрация паров дихлорэтана $Y_n = 0,02$ кг/кг возд.; степень улавливания дихлорэтана $\eta = 99,5$ %. Начальное содержание дихлорэтана в адсорбенте $X_n = 0$. мольная масса воздуха $M_v = 29$ кг/моль; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2$ кг/м³; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015$ м, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580$ кг/м³). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 41

Тема курсового проекта: Адсорбция паров сероуглерода.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров сероуглерода из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2500$ м³/час (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20$ °С; давление $P = 0,1$ МПа; начальная кон-

концентрация паров сероуглерода $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания сероуглерода $\eta = 99,5 \%$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Начальное содержание сероуглерода в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь СКТ (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,55$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$).

Задание № 42

Тема курсового проекта: Адсорбция паров сероуглерода.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров сероуглерода из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров сероуглерода $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания сероуглерода $\eta = 99,5 \%$. Начальное содержание сероуглерода в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь СКТ (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$).

Задание № 43

Тема курсового проекта: Адсорбция паров толуола.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдооживленным слоем адсорбента для улавливания паров толуола из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров толуола $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания толуола $\eta = 99,5 \%$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Начальное содержание толуола в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,55$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 44

Тема курсового проекта: Адсорбция паров толуола.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров толуола из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров толуола $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания толуола $\eta = 99,5 \text{ \%}$. Начальное содержание толуола в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 45

Тема курсового проекта: Адсорбция паров хлороформа.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров хлороформа из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров хлороформа $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания хлороформа $\eta = 99,5 \text{ \%}$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Начальное содержание хлороформа в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,55$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 46

Тема курсового проекта: Адсорбция паров хлороформа.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров хлороформа из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 2000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров хлороформа $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания хлороформа $\eta = 99,5 \text{ \%}$. Начальное содержание хлороформа в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

X , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3$, кг/кг возд.	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 47

Тема курсового проекта: Адсорбция паров этилового спирта.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров этилового спирта из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 3000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров этилового спирта $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания паров спирта $\eta = 99,5 \text{ \%}$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Начальное содержание паров спирта в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon =$

0,55, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 48

Тема курсового проекта: Адсорбция паров этилового спирта.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров этилового спирта из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем парогазовой смеси $V_0 = 3000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров этилового спирта $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания паров спирта $\eta = 99,5 \%$. Начальное содержание паров спирта в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_3 = 0,0015 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 580 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АР-Б:

$X, \text{ кг/кг адс-та}$	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
$Y^* \cdot 10^3, \text{ кг/кг возд.}$	0	1,65	2,37	3,54	7,1	15,7

Задание № 49

Тема курсового проекта: Адсорбция паров четыреххлористого углерода.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров четыреххлористого углерода (CCl_4) из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V = 2500 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация четыреххлористого углерода в газовой смеси $y_n = 0,003 \text{ кг/м}^3$; концентрация четыреххлористого углерода в газе на выходе из адсорбера $y_k = 0,05 \text{ с.н.}$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_3 = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,55$).

Задание № 50

Тема курсового проекта: Адсорбция паров четыреххлористого углерода.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров четыреххлористого углерода (CCl_4) из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Расход парогазовой смеси $V = 2500 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура паровоздушной смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация четыреххлористого углерода в газовой смеси $y_{\text{н}} = 0,003 \text{ кг/м}^3$; концентрация четыреххлористого углерода в газе на выходе из адсорбера $y_{\text{к}} = 0,05 \text{ с.н.}$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_{\text{э}} = 2 \text{ мм}$, порозность слоя адсорбента $\varepsilon = 0,4$).

Задание № 51

Тема курсового проекта: Адсорбция паров диэтилового эфира.

Спроектировать адсорбционную установку с псевдоожиженным слоем адсорбента для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем паровоздушной смеси $V_0 = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров диэтилового эфира $y_{\text{н}} = 0,006 \text{ кг/м}^3$; концентрация смеси на выходе из адсорбера $y_{\text{к}} = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$. Высота неподвижного слоя на тарелке $H = 0,05 \text{ м}$. Начальное содержание паров эфира в адсорбенте $X_{\text{н}} = 0$. Молярная масса воздуха $M_{\text{в}} = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_{\text{г}} = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_{\text{г}} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активный уголь марки АГ-5 (эквивалентный диаметр зерен $d_{\text{э}} = 0,004 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,55$, насыпная плотность адсорбента $\rho_{\text{н}} = 500 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АГ-5:

Изотерма бензола	
X_1^* , кг/кг	p_1^* , мм рт. ст.
0,103	0,105
0,122	0,223
0,208	1,0
0,233	3,0
0,262	8,0
0,276	13,0
0,294	19,0
0,318	33,0

0,338	42,0
0,359	50,0

Задание № 52

Тема курсового проекта: Адсорбция паров диэтилового эфира.

Спроектировать непрерывнодействующую адсорбционную установку для улавливания паров диэтилового эфира из воздуха в колонне с движущимся слоем активного угля при следующих условиях:

Исходные данные на проектирование:

Объем паровоздушной смеси $V_0 = 2500 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,1 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров диэтилового эфира $y_n = 0,006 \text{ кг/м}^3$; концентрация смеси на выходе из адсорбера $y_k = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$. Начальное содержание паров эфира в адсорбенте $X_n = 0$. Молярная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$; плотность парогазовой смеси $\rho_r = 1,2 \text{ кг/м}^3$; динамическая вязкость газа $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Адсорбент – активный уголь марки АГ-5 (эквивалентный диаметр зерен $d_z = 0,004 \text{ м}$, порозность слоя $\varepsilon = 0,4$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 500 \text{ кг/м}^3$). Координаты точек изотермы адсорбции бензола активным углем АГ-5:

Изотерма бензола	
X_1^* , кг/кг	p_1^* , мм рт. ст.
0,103	0,105
0,122	0,223
0,208	1,0
0,233	3,0
0,262	8,0
0,276	13,0
0,294	19,0
0,318	33,0
0,338	42,0
0,359	50,0

8. Содержание и объем курсового проекта

Будущий специалист по инженерной экологии должен хорошо знать общие научные основы и типовые закономерности экотехнологических процессов и структуру технологических схем. Важную роль в процессе инженерной подготовки играет курсовое проектирование.

Проект по курсу "Процессы и аппараты защиты атмосферы от газовых выбросов " является завершающим этапом обучения студентов по специальным дисциплинам «Техника и технология защиты окружающей среды», «Процессы и аппараты защиты окружающей среды» и их первой самостоятельной инженерной работой. Курсовой проект включает расчет экозащитной установки и ее графическое оформление. В период работы над проектом студент знакомится с действующими ГОСТами, ОСТами, экологическими нормами, справочной литературой, а также приобретает навыки выбора аппаратуры и технико-экономических обоснований, оформления технической документации.

Курсовой проект состоит из расчетно-пояснительной записки и графической части – технологической схемы проектируемой установки и чертежа общего вида основного аппарата установки.

8.1. Содержание и оформление расчетно-пояснительной записки

В расчетно-пояснительную записку к курсовому проекту включаются все исходные, расчетные и вспомогательные табличные и графические материалы (рисунки, графики), необходимые пояснения, выводы и предложения и оформлять ее в определенной последовательности:

1. Титульный лист.
2. Бланк задания на проектирование.
3. Оглавление (содержание).
4. Введение.
5. Технологическая схема установки и ее описание.
6. Технологический расчет аппаратов.
7. Заключение (выводы и предложения).
8. Список использованной литературы.
9. Приложения.

Бланк задания на проектирование. В бланке указывается тема проекта, его содержание, объем и график выполнения проекта.

В названии курсового проекта должна быть указана производительность установки. Например: «Абсорбционная установка для улавливания аммиака из газовой смеси с воздухом производительностью 10000 м³/ч».

Введение. В этом разделе необходимо кратко описать сущность и назначение данного процесса, сравнительную характеристику аппаратов для его осуществления и обосновать выбор конструкции основного аппарата. Необходимо также указать роль и место в народном хозяйстве отрасли — потребителя продукта, получение которого обусловлено заданием на проектирование.

Технологическая схема установки. Приводится принципиальная схема установки и ее описание с указанием позиций (номеров аппаратов). На схеме проставляются стрелки, указывающие направление всех потоков, значения их расходов, температур и других параметров.

Технологический расчет аппаратов. Задачей этого раздела проекта является расчет основных размеров аппаратов (диаметра, высоты, поверхности массообмена и т. д.). Для проведения технологического расчета необходимо предварительно найти по справочникам физико-химические свойства перерабатываемых веществ (плотность, вязкость и т. п.), составить материальные и тепловые балансы. Затем на основе анализа литературных данных и рекомендаций данного пособия выбирается методика расчета размеров аппаратов. При этом особое внимание следует уделять гидродинамическому режиму работы того или иного аппарата, выбор которого должен быть обоснован с учетом технико-экономических показателей его работы. В этот же раздел входит гидравлический расчет аппаратов, целью которого является определение гидравлического сопротивления.

Заключение (выводы и предложения). Заканчивая расчетную часть проекта, студент должен дать анализ полученным результатам, их соответствия заданию на проект, высказать соображения о возможных путях совершенствования данного процесса и его аппаратурного оформления.

Список использованной литературы. Литературные источники, которые использовались при составлении пояснительной записки, располагаются в порядке упоминания их в тексте или по алфавиту (по фамилии первого автора работы). Сведения о книгах должны включать: фамилию и инициалы автора, название книги, место издания, издательство, год издания, число страниц. Например: Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1973. 752 с.

Сведения о статьях должны включать: фамилию и инициалы автора, название статьи, наименование журнала, серию, год выпуска, том, номер журнала, страницы. Например: Сыроежкин В.Ф., Фролов В.Ф., Романков П.Г. Математическое моделирование процессов десорбции (сушки) в секционированных аппаратах с псевдооживленным слоем, ЖХП, 1979, № 7, с. 428 — 431.

Приложения. Приложения оформляют в конце расчетно-пояснительной записки, располагая их в соответствии со ссылками на них

в тексте. Каждое приложение начинается с нового листа (страницы) с указанием в правом верхнем углу слова “Приложение” и имеет заглавие. Приложения нумеруются арабскими цифрами (без знака №), например: Приложение 1.

Пояснительная записка оформляется на стандартных листах бумаги (формат А4). Текстовые материалы выполняются, как правило, рукописным способом, причем в целях экономии бумаги можно использовать обе стороны листа. Расстояние от края листа до границы текста должно быть: слева — 35 мм, справа — 10 мм, сверху и снизу — не менее 20 мм. Страницы записки нумеруются, а в оглавлении указываются номера страниц, соответствующие каждому разделу записки. Заголовки разделов должны быть краткими и соответствовать содержанию. Переносы слов в заголовках не допускаются, точку в конце заголовка не ставят. Расстояние между заголовком и последующим текстом должно быть равно 10 мм, расстояние между последней строкой текста и последующим заголовком — 15 мм.

Терминология и определения в записке должны быть едиными и соответствовать установленным стандартам, а при их отсутствии — общепринятым в научно-технической литературе. Сокращения слов в тексте и подписях, как правило, не допускаются, за исключением сокращений, установленных ГОСТ 2316— 68.

Все расчетные формулы в пояснительной записке приводятся сначала в общем виде, нумеруются, дается объяснение обозначений и размерностей всех входящих в формулу величин. Затем в формулу подставляют численные значения величин и записывают результат расчета. Все расчеты должны быть выполнены в международной системе единиц СИ. Если из справочников и других источников значения величин взяты в какой-либо другой системе единиц, перед подстановкой их в уравнения необходимо сделать пересчет в систему единиц СИ. В тексте указываются ссылки на источник основных расчетных формул, физических констант и других справочных данных. Ссылки на литературные источники указываются в квадратных скобках, например:

«... для определения коэффициента массоотдачи в газовой фазе используем формулу [7, с. 110]».

Рисунки выполняются черной тушью или черными чернилами (исключая пасту) на белой непрозрачной бумаге. Рисунки могут быть выполнены на бумаге размером меньше А4, которые затем должны быть наклеены на стандартные листы белой бумаги. Иллюстрации располагаются так, чтобы им было удобно рассматривать, не поворачивая записку или поворачивая ее только по часовой стрелке. Располагают иллюстрацию после первой на нее ссылки. Каждый рисунок должен иметь подрисуночную подпись. Рисунок имеет нумерацию, соответствующую

номеру раздела и порядковому номеру рисунка, например: Рис.3.5.

Цифровой материал оформляется в виде таблиц (см. табл. 17), имеющих заголовки. Заголовки граф таблиц начинаются с прописных букв, подзаголовки со строчных, если они составляют одно предложение с заголовком, и с прописных, если они самостоятельные. Делить головки таблицы по диагонали не допускается. Высота строк должна быть не менее 8 мм. Графу “№ п.п.”, в таблицу включать не следует, если на нее нет ссылок. Таблицу размещают после первого упоминания о ней в тексте.

Все таблицы, как и рисунки, нумеруются. Заголовок таблицы помещают под словом «Таблица» Все слова в заголовках и надписях таблицы пишут полностью, без сокращений. Если повторяющийся в графе текст состоит из одного слова, его допускается заменять кавычками. Если повторяющийся текст состоит из трех и более слов, то при первом повторении его заменяют слов «то же», а далее — кавычками. Ставить кавычки вместо повторяющихся цифр, марок, знаков, математических и химических символов не допускается.

Таблица 17.

The diagram illustrates the components of a table structure. It features a table with 5 columns and 5 rows. The top row is labeled "Заголовок таблицы" (Table header). The first column is labeled "Головка" (Head) and "Строки (горизонтальные ряды)" (Rows (horizontal rows)). The first two columns are labeled "Боковик" (Side bar). The last three columns are labeled "Графы" (Columns). The top two rows are labeled "Заголовки граф" (Column headers) and "Подзаголовки граф" (Sub-headers of columns). The table structure is as follows:

Заголовок таблицы					
Головка					
Строки (горизонтальные ряды)					

Боковик Графы

При выполнении расчетов, как правило, приходится использовать много формул и уравнений. Формулы и уравнения имеют, как рисунки и таблицы, сплошную нумерацию по разделу. Выделяют формулы из текста отдельной строкой; ее номер ставится в круглых скобках справа от формулы. Выше и ниже каждой формулы должно быть оставлено не менее одной свободной строчки. Если уравнение не уменьшается в одну строку, оно должно быть перенесено на знаках =, +, -, ×. Пояснение значений символов и числовых коэффициентов следует приводить непосредственно под формулой в той же последовательности, в какой они даны в формуле. Значение каждого символа и числового коэффициента следует давать с новой строки. Первую строку объяснения начинают со слова “где” без двоеточия, например:

«Коэффициент перемешивания при пенном режиме определяется по уравнению [15]:

$$E_{пер} = 0,1 \cdot W_{жс}^{1,15} \cdot H_n, \text{ м}^2/\text{ч} \quad (3.1)$$

где $W_{жс}$ - скорость жидкости, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; H_n - высота пенного слоя, м.»

В тексте символ (15) означает литературный источник, (3.1) – номер главы или раздела 3, порядковый номер формулы 1.

В расчетно-пояснительной записке все расчетные формулы приводятся сначала в общем виде. Затем в нее подставляют числительные значения величин и записывают результат расчета. Все расчеты выполняются в международной системе единиц СИ.

Так как в расчетах используют литературные источники, применяются иллюстрации, табличный материал, формулы и уравнения, на них должны быть ссылки в тексте. Ссылки на литературные источники

допускается приводить в подстрочном примечании или указывать порядковый номер списка источника, выделенный двумя квадратными скобками в тексте. Оформление ссылок производить по ГОСТ 7.1-84. Ссылки на иллюстрации указывают порядковым номером иллюстрации, например: рис. 3.2. Ссылки на формулы указывают порядковый номер формулы в круглых скобках, например: в формуле (3.1). На все таблицы должны быть ссылки в тексте, при этом слово “таблица” в тексте пишут полностью, если таблица не имеет номер, например: (табл.3.2).

В повторных ссылках на таблицы и иллюстрации следует указывать сокращенно слово “смотри”, например: см. табл. 3.3.

Общий объем расчетно-пояснительной записки составляет обычно 30-40 страниц рукописного текста.

8.2. Общие требования по оформлению графической части проекта

Графическая часть проекта отражает окончательное техническое решение разрабатываемого процесса (установки), выбор принципиальной схемы с указанием технических характеристик и требований к выполнению спроектированного оборудования, а также выбор аппаратуры и оборудования на основе проведенных расчетов.

Графическая часть курсового проекта обычно состоит из технологической схемы установки (один лист) и чертежей общих видов основного аппарата с узлами (один или два листа). Они выполняются на листах чертежной бумаги основного формата A_1 (594×841 мм) согласно ГОСТ 2.301-68. Однако допускается применение и дополнительных форматов: A_0 (841×1189), A_2 (420×594), A_3 (297×420), A_4 (210×297). Поле чертежа ограничивается рамкой, которая проводится сплошными линиями и отстоит от левой кромки чертежа на 20 мм, а остальных кромок – на 5 мм. Масштабы изображений на чертежах должны выбираться по ГОСТ 2.302-68 из следующего ряда: 1:1; 1:2; 1:1,25; 1:4; 1:5; 1:10; 1:20; 1:25; 1:40; 1:50; 1:100. Стандартом предусматриваются также масштабы увеличения: 2:1; 2,5:1; 4:1; 5:1; 10:1. Не рекомендуется применять на одном чертеже близкие по значению масштабы для видов, разрезов и сечений, например: М 1:4 и М-1-5. Основная надпись на чертеже (угловой штамп) в соответствии с ГОСТ 2.104-68 располагается в правом нижнем углу чертежа и выполняется по форме (см. табл. 18). При заполнении основной надписи в графы штампа вносятся следующие требования:

- “Разраб.” – указывается фамилия студента, выполнившего проект, его подпись и дата выполнения проекта;

- “Провер.” – приводится фамилия руководителя (преподавателя) и его подпись с указанием даты;

- “Консульт.” – указывается фамилия консультанта и его подпись с указанием даты;
- “Утверд.” – утвердил (заведующий кафедрой).

Таблица 18.

технологической схемы, общем виде аппаратов и на его узловых чертежах графа 2 не заполняется. Также не заполняются на чертеже технологической схемы графы “Масса” и “Масштаб”.

Кроме основной надписи на чертежах, в верхней части листа располагается дополнительная графа размером 70×14 мм (предназначенная для повторной записи обозначения чертежа, которое приводится в основной надписи в штампе). Расположение дополнительной графы – на рис. 51.

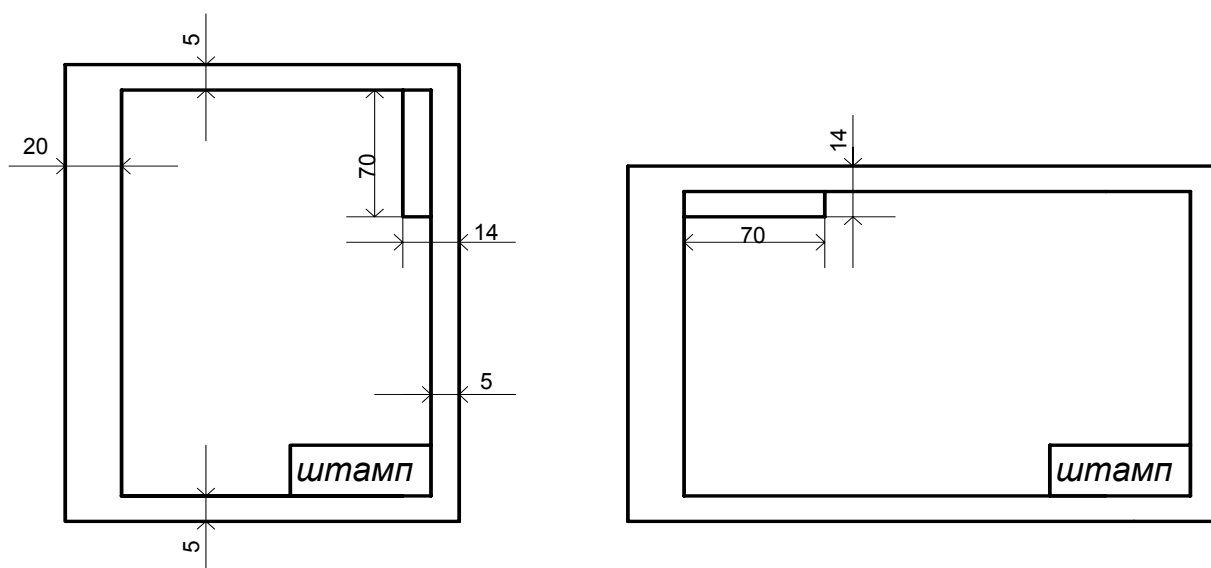


Рис. 51. Расположение дополнительной графы на листе.

8.3. Требования к выполнению технологической схемы.

На технологической схеме установки должны быть показаны основные изделия (аппараты, машины и т.д.), входящие в установку, а также отображены принципы, обеспечивающие химико-технологический процесс, указаны основные технологические связи между изделиями (трубопроводы), а также элементы, имеющие самостоятельное функциональное назначение (насосы, арматура и т.д.). Схема должна содержать:

- графически упрощенное изображение изделий, входящих в установку, во взаимной технологической и монтажной связи между ними;
- таблицу условных графических обозначений пунктов замера и контроля параметров процесса (по необходимости).

Поле листа технологической схемы заполняется следующим образом

(рис 52): на большей части поля листа располагается схема, а над штампом располагаются таблица основных составных частей и элементов схемы и таблица условных изображений и обозначений трубопроводов. Таблица основных составных частей и элементов схемы (табл. 19) заполняется сверху вниз следующим образом. В графе “Обозн.” приводится буквенное обозначение составной части схемы, например: аппарат - А, насос - Н и т.д. При наличии в схеме нескольких элементов одного названия используются числовые индексы, записываемые с правой стороны буквенного обозначения. Для основных аппаратов высота числового индекса равна высоте букв, например: А₁, А₂, В₁, В₂. Для арматуры и приборов высота числового индекса равна половине высоты букв, например: В₃₁, В₃₂, КП₁, КП₂, М₁, М₂. В графе “Примеч.” При необходимости записываются основные технические данные (габаритные размеры, производительность или обозначения по ГОСТ, ТУ, каталогу и т.п.).

Аппаратом, машинам и арматуре, показанным на схеме, как правило, присваивается буквенное обозначение, соответствующее начальной букве их наименований:

аппарат - А; компрессор - К; вентилятор - Н; редуктор -- Рд; дроссель - Д; манометр - М; термометр - Т; счетчик (газа, жидкости) - С₄; сигнализатор уровня - СУ; клапан регулирующий - ВР; указатель уровня - У; клапан запорный - В₃; клапан спускной - ВС; кран пробный - КП; кран проходной - КПр; предохранительный клапан - ПК.

Кроме указанных, могут быть приняты и другие буквенные обозначения элементов схемы с расшифровкой их в перечне основных составных частей и элементов. Буквенные обозначения элементов схемы следует проставлять для аппаратов, машин и механизмов непосредственно на их изображении, а при малом масштабе – в непосредственной близости от изображения; для – арматуры – рядом с ее изображением. Все оборудование (машины, аппараты, насосы и др.) на схеме вычерчивается сплошными тонкими линиями толщиной 0,3...0,5 мм, а трубопроводы и арматура – сплошными основными линиями по ГОСТ 2.303-68, т.е. в два – три раза толще, чем для оборудования. Изделия и элементы схемы установки должны быть показаны условно в соответствии со следующим стандартом:

- аппараты колонные – ГОСТ 2.790-74;
- аппараты сушильные – ГОСТ 2.792-74;
- насосы и вентиляторы – ГОСТ 2.782-68;
- устройства питающие и дозирующие – ГОСТ 2.794-79;
- конденсатоотводчики – ГОСТ 2.780-68;
- трубопроводы для жидкостей и газов – ГОСТ 3464-63;

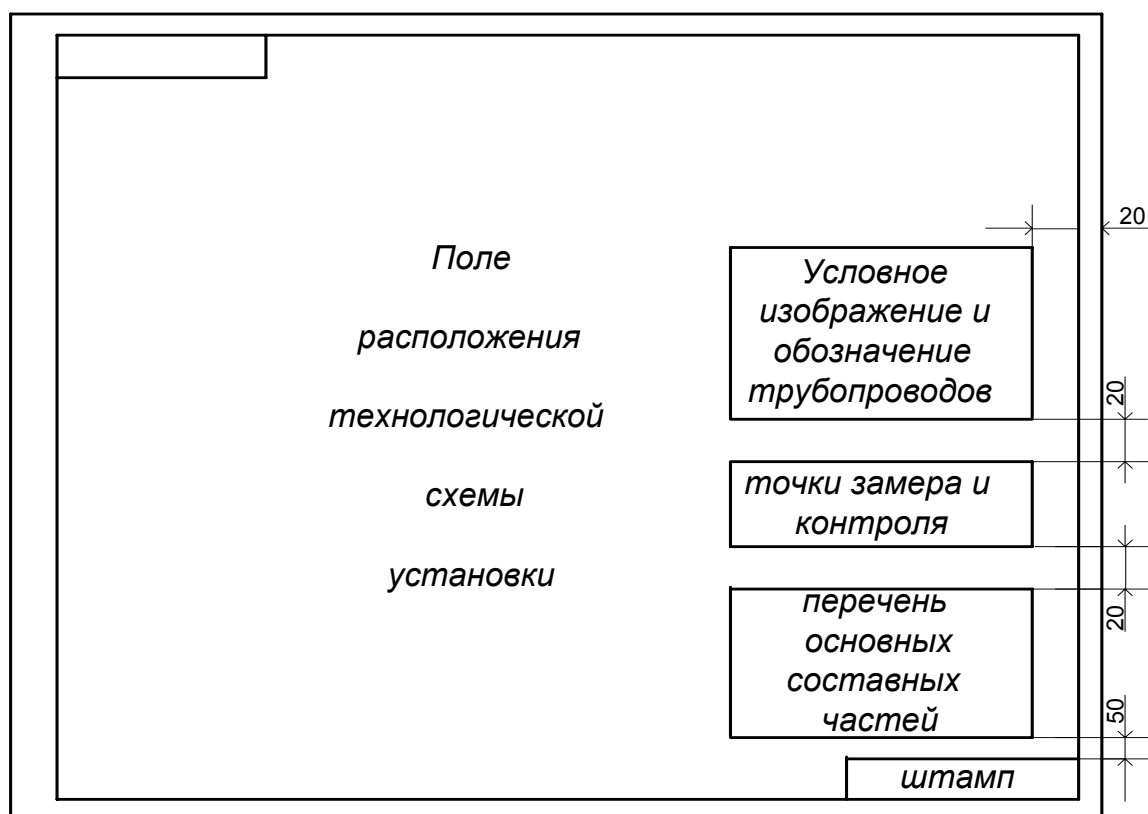


Рис. 52. Заполнение листа технологической схемы.

Таблица 19.

Обозн.	Наименование	Кол	Примечан
35	98	10	
185			

- трубопроводы в зависимости от вида транспортируемой среды и их назначения – ГОСТ 11628-65;
- элементы трубопроводов – ГОСТ 2.784-70;
- арматура трубопроводов – ГОСТ 2.785-70;
- элементы гидравлических сетей – ГОСТ 2.780-68;
- аппаратура распределительная и регулирующая гидравлическая и пневматическая – ГОСТ 2.781-68.

При отсутствии стандарта на данное изделие его изображают схематически в виде конструкторского очертания изделия, причем должны быть также показаны основные технологические штуцеры, загрузочные люки, входы и выходы основных продуктов. При необходимости допускается смещение штуцеров и отверстий по отношению к их

истинному расположению, но с соблюдением их технологического назначения и взаимосвязи. Допускается изображать изделия на схеме без строгого соблюдения масштаба, но и без резкого нарушения соотношения габаритных размеров основных изделий.

Разводка трубопроводов к оборудованию показывается схематически, причем она должна отходить от основных магистральных трубопроводов, показанных также схематично ниже или выше оборудования, изображенного на схеме. Допускается показывать линии магистральных трубопроводов должны соответствовать ГОСТ 3464-63.

Арматура, а также другие приборы, устанавливаемые на оборудовании, должны быть показаны на схеме в соответствии с их действительными стандартами. Линии трубопроводов, а также расположенные на них арматуру и приборы следует показывать на схеме горизонтально и вертикально, т.е. параллельно линиям рамки формата.

Условные изображения и обозначения трубопроводов, принятые на схеме, должны быть расшифрованы в таблице условных обозначений (табл. 20).

Таблица 20.

	<i>Условное обозначение</i>		<i>Наименование среды в трубопроводе</i>
	<i>Буквенное</i>	<i>Графическое</i>	
	20	140	50

Пересекать изображения аппаратов, машин и других изделий линиями трубопроводов не допускается. Основные магистральные трубопроводы, от которых отводятся трубопроводы дачной схемы, должны быть показаны горизонтальными линиями. На каждом трубопроводе у места его отвода от магистрального или места его подключения к аппарату или машине нужно проставлять стрелки, указывающие направление движения потока и условное обозначение вида среды, например:

($\longrightarrow \triangleright$ -- газ; $\longrightarrow \blacktriangleright$ -- жидкость).

На трубопроводах должны быть указаны: размеры (наружный диаметр и толщина стенки), материал и сведения о внутреннем антикоррозийном покрытии или наружной изоляции (при наличии покрытия или изоляции). Соответствующие сведения следует приводить над условным обозначением трубопровода, например:

$57 \times 5.3 - \text{Ст. 3кп}$	$103 \times 4 - 20$ совелит	$76 \times 3 - 10$ гуммиров.
1 — 1	2 — 2	12 — 12

- трубопровод для воды, труба наружным диаметром 57 мм., толщиной стенки 3,5 мм, из стали марки Ст.3 КП;
- 2-2 - трубопровод для насыщенного водяного пара, труба с наружным; диаметром 103 мм, с толщиной стенки 4 мм, из стали марки Сталь 20, с наружной изоляцией из совелита;
- 12-12 - трубопровод для кислого раствора, трубе с наружным диаметром 76 мм, с толщиной стенки 3 мм из стали марки Сталь 10 с внутренней гуммировкой.

Показанные на оборудовании или трубопроводах точки установки приборов для замера и контроля температура, давления, расхода среды и т.п. заносятся в таблицу (табл. 21).

Объем курсового проекта по технологической схеме - 1 лист формата А1.

Таблица 21.

Точки замера и контроля			10
Обозн.	Контрольный параметр	Примеч.	15
			8
20	140	20	

Примеры выполнения технологических схем абсорбции и апдсорбции приведены в приложениях.

8.4. Требования к выполнению чертежей общего вида аппарата

Чертежи общего вида должны выполняться в соответствии с основными требованиями ГОСТ 2.120-73 ЕСКД на выполнение технических проектов. Чертеж общего вида должен содержать:

- изображение изделия (аппарата, машины), необходимые виды, разрезы и сечения, дающие полное представление об устройстве разрабатываемого изделия;
- основные размеры — конструктивные, присоединительные,

габаритные, а в случае необходимости - установочные и предельные отклонения подвижных частей;

- обозначение посадок в ответственных сопряжениях;
- вид или схему с действительным расположением штуцеров, люков лазов и др.;
- таблицу назначения штуцеров, патрубков, гильз и т.п.;
- техническую характеристику;
- технические требования;
- перечень составных частей изделия.

На изображении чертежа общего вида допускается показывать условно смещенными штуцеры, бобышки, люки и т.п., не изменяя их расположение по высоте или длине аппарата. На виде изделия (аппарата) сверху необходимо показать действительное расположение штуцеров, бобышек, люков и т.п.; при отсутствии вида сверху его следует вычертить схематически (рис. 53), проставив условные обозначения штуцеров, бобышек, люков и т.п., указанных на главном или на другом виде изделия. При этом над схемой необходимо сделать надпись, например: “Схема расположения штуцеров, бобышек, люков и лап”, а в технических требованиях на чертеже обязательно указать: “Действительное расположение штуцеров, бобышек, люков и лап смотри по схеме (по плану, виду и т.д.)”.

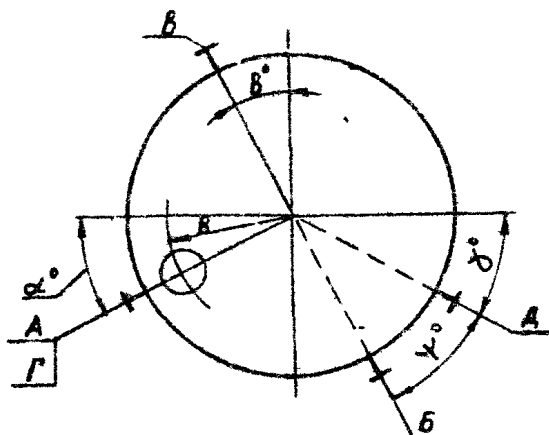


Рис. 53. Схема расположения штуцеров бобышек, люков, устройств.

Штуцеры, патрубки, гильзы для термометров, люки и т.п. на главном и сопряженном с ним изображениях и на схеме обозначают условно на продолжении их осей или на полках линий-выносок прописными буквами русского алфавита размером от 5 до 7 мм (буквы Ё, Й, О, Х, Ъ, Ь, Ы не

применяются). Таблица назначения штуцеров, патрубков, гильз и других элементов аппарата выполняется по определенной форме (табл. 22).

Таблица 22.

Обозн.	Наименование	Кол	Проход условный Ду, мм	Давление условное Р _у , МПа
12	90	10	18	

140

20

8

Над таблицей помещают заголовок “Таблица штуцеров”. Буквенные обозначения в алфавитном порядке (без пропусков) присваиваются сначала видам, разрезам, сечениям, а также штуцерам. В случае недостатка букв применяют цифровую индексацию, например: А₁, А₂, Б₁, Б₂ и т.д. Надписи, техническую характеристику и технические требования следует располагать над штампом чертежа. В порядке исключения допускается размещение таблицы штуцеров слева от основной надписи. Рекомендуемое расположение основных элементов чертежа общего вида – на рис. 54.

Дополнительные изображения (виды, разрезы, сечения, выносные изображения и т.д.) должны располагаться по возможности ближе к разъясняемому элементу.

В технической характеристике указывают: назначение изделия (аппарата); объем аппарата – номинальный и рабочий; производительность; площадь поверхности теплообмена, максимальное давление; максимальную температуру среды; мощность привода; частоту вращения деталей; токсичность и взрывоопасность среды; другие необходимые данные.

Перечень составных частей изделия (спецификация) составляется в виде таблицы (табл. 23). Все данные, вносимые в перечень составных частей изделия, следует записывать сверху вниз в порядке, предусмотренном ГОСТ 2.108-68: составные (сборочные) единицы, детали, стандартные изделия, в том числе крепежные изделия. При большом числе составных частей изделия допускается (по согласованию с руководителем) исключать из перечня второстепенные детали и стандартные неотчетливые изделия.

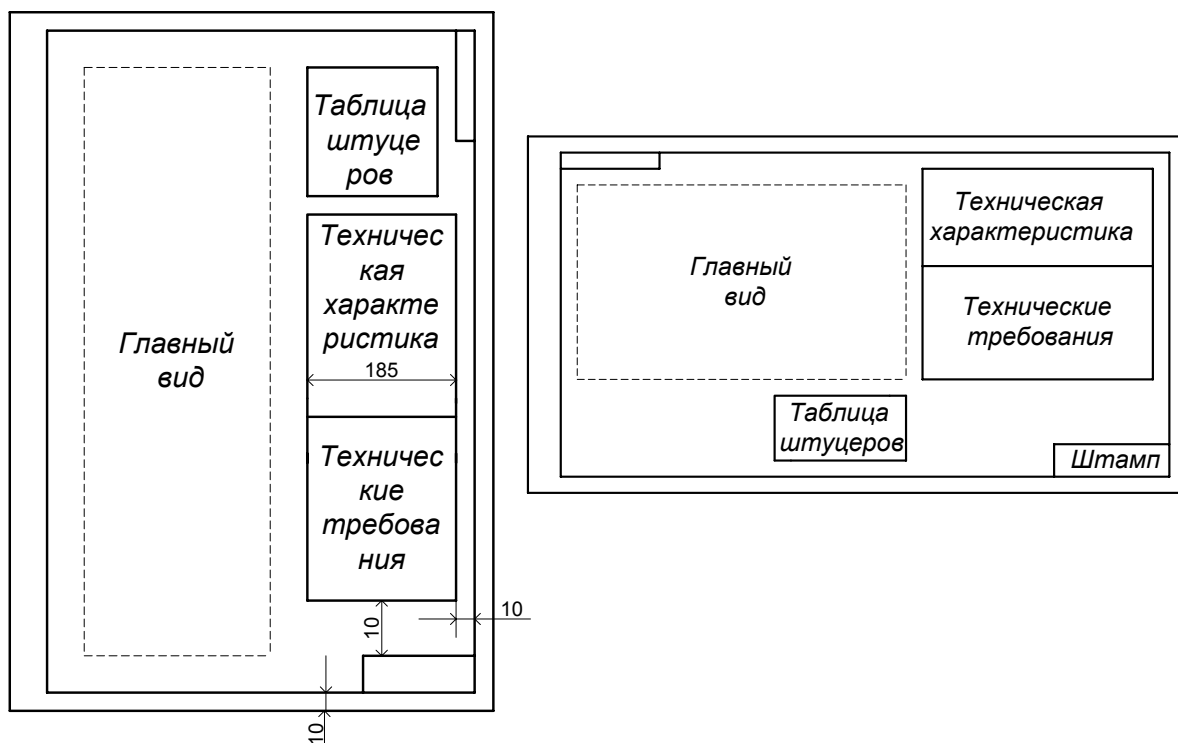


Рис. 54. Расположение элементов чертежа общего вида аппарата.

При заполнении перечня составных частей изделия разбивку изделия на составные единицы и детали следует проводить с учетом намечаемой технологии изготовления последних. Так, для чертежа общего вида конденсатора правильным будет следующий перечень: 1. Распределительная камера. 2. Греющая камера. 3. Крышка. 4. Фланец. 5. Фланец и т.д. Такой порядок обусловлен тем, что составные единицы позиции 1, 2, 3 собираются, свариваются и обрабатываются по отдельным чертежам, разрабатываемым на последующих этапах проектирования (в курсовом проекте они не разрабатываются). За составными единицами следуют детали (позиции 4 и 5), поставляемые на сборку изделия по данному чертежу. По требованию руководителя проекта допускается составление подетального перечня составных частей изделия с включением всех стандартные единиц.

Таблица 23 заполняется следующим образом. В графе “Формат” указывают форматы тех конструктивных документов, которым присвоены обозначения, записанные в графе “Обозначение”. В тех случаях, когда записывают детали, на которые не выполнены чертежи, в графе пишут “БЧ”. Графу “Зона” не заполняют. В графу “Поз.” вписывают порядковые номера позиции, нанесенных на чертеже для указания составных частей, входящих в изделие, в последовательности записи их в спецификации. Графу не заполняют для раздела “Документация”.

В графе “Обозначение” указывают обозначения составных частей изделия (сборочные единицы, детали). Графу не заполняют на раздел спецификации “Документация”.

В графе “Наименование” указывают последовательно:

- раздел “Документация” (расчетно-пояснительная записка);
- раздел “Сборочные единицы” (узловые сборочные единицы);
- раздел “Детали” (детали аппарата);
- раздел “Стандартные изделия” (согласно государственным стандартам на изделия и детали);
- раздел “Прочие изделия” (не вошедшие в указанные).

В графе “Кол.” Записывают количество составных частей изделий, которое записывается в специфическую всегда на одно специфицируемое изделие.

В графе “Примеч.” указывают необходимые дополнительные сведения для планирования и организации производства.

Объем курсового проекта по чертежу общего вида аппарата – 1-2 листа формата А1.

Примеры выполнения аппаратов для процессов абсорбции и адсорбции приведены в приложениях.

Таблица 23.

[illegible]

8.5. Требования при защите курсового проекта

К защите допускается студент, выполнивший задание на проектирование в установленном объеме и оформивший его в соответствии с требованиями данного пособия. Студент должен иметь подписанные руководителем пояснительную записку и чертежи. Курсовой проект принимается руководителем проекта или комиссией в составе двух человек с обязательным участием преподавателя, консультирующего студента во время проектирования. Студент делает доклад продолжительностью 5...10 мин, в котором кратко формулирует цель и задачи курсового проекта, освещает технологические расчеты установки, дает обоснование по выбору основного аппарата. При окончании доклада руководитель проекта или члены комиссии задают студенту вопросы по теме курсового проекта. Оценка курсового проекта должна включать в себя оценку качества расчета и оформления расчетно-пояснительной записки, качества выполнения графической части проекта, уровня доклада и ответы на поставленные вопросы.

Приложения

Приложение 1.

Способы выражения состава фаз

№ п/п	Концентрация	Обозначение компонента <i>A</i>	
		в жидкой фазе	в газовой фазе
1	Мольная доля, кмоль <i>A</i> /[кмоль (<i>A+B</i>)]	<i>x</i>	<i>y</i>
2	Массовая доля, кг <i>A</i> /[кг (<i>A+B</i>)]	$\bar{x}$	$\bar{y}$
3	Относительная мольная концентрация, кмоль <i>A</i> /кмоль <i>B</i>	<i>X</i>	<i>Y</i>
4	Относительная массовая концентрация, кг <i>A</i> /кг <i>B</i>	$\bar{X}$	$\bar{Y}$
5	Объемная мольная концентрация, кмоль <i>A</i> /[м ³ (<i>A+B</i>)]	<i>C_x</i>	<i>C_y</i>
6	Объемная массовая концентрация, кг <i>A</i> /[м ³ (<i>A+B</i>)]	$\bar{C}_x$	$\bar{C}_y$
7	Объемная доля, м ³ <i>A</i> /м ³ (<i>A+B</i>)	-	<i>v_y</i>
8	Парциальное давление компонента	-	<i>p_k</i>

Формулы для пересчета концентрации

Концентрации иско- мые	Концентрации заданные					
	x	$\bar{x}$	X	$\bar{X}$	C_x	$\bar{C}_x$
x	1	$\bar{x} \cdot M_{\text{см}}/M_A$ или $\bar{x} / \{M_A [x/M_A + (1-x)/M_B]\}$	$X/(1+X)$	$M_B \cdot \bar{X} / (M_B \cdot \bar{X} + M_A)$	$C_x \cdot M_{\text{см}}/\rho$ или $C_x \cdot M_B / [\rho + C_x (M_B - M_A)]$	$\bar{C}_x \cdot M_{\text{см}}/(\rho \cdot M_A)$ или $\bar{C}_x \cdot M_B / [\rho \cdot M_A + \bar{C}_x (M_A + M_B)]$
$\bar{x}$	$x \cdot M_A/M_{\text{см}}$	1	$M_A \cdot X/(M_A \cdot X + M_B)$	$\bar{X} / (1 + \bar{X})$	$M_A \cdot C_x/\rho$	$\bar{C}_x / \rho$
X	$x/(1-x)$	$\bar{x} \cdot M_B/[M_A(1-\bar{x})]$	1	$M_B \cdot \bar{X} / M_A$	$M_B \cdot C_x/(\rho - M_A \cdot C_x)$	$M_B \cdot \bar{C}_x / [M_A(\rho - \bar{C}_x)]$
$\bar{X}$	$x \cdot M_A/[M_B(1-x)]$	$\bar{x} / (1 - \bar{x})$	$M_A \cdot X/M_B$	1	$M_A \cdot C_x/(\rho - M_A \cdot C_x)$	$\bar{C}_x / (\rho - \bar{C}_x)$
C_x	$\rho \cdot x/M_{\text{см}}$	$\rho \cdot \bar{x}/M_A$	$\rho \cdot X/(M_A \cdot X + M_B)$	$\rho \cdot \bar{X} / [M_A(\bar{X} + 1)]$	1	$\bar{C}_x / M_A$
$\bar{C}_x$	$\rho \cdot M_A \cdot x/M_{\text{см}}$	$\rho \cdot \bar{x}$	$\rho \cdot X \cdot M_A/(M_A \cdot X + M_B)$	$\rho \cdot \bar{X} / (\bar{X} + 1)$	$M_A \cdot C_x$	1

В формулах таблицы П.2. M_A , M_B , $M_{\text{см}}$ обозначают молярные массы веществ A , B и их смеси, кг/моль, при этом молярная масса смеси определяется по правилу аддитивности (например, по жидкой фазе $M_{\text{см}} = M_A x_A + M_B (1 - x_A)$); ρ - плотность смеси, кг/м³.

Приложение 3.

Характеристики насадок (размеры даны в мм)

Насадки	$f, \text{м}^2/\text{м}^3$	$\varepsilon, \text{м}^3/\text{м}^3$	$d_3, \text{м}$	$\rho, \text{кг}/\text{м}^3$
1	2	3	4	5
Регулярные насадки				
Деревянная хордовая (10×100), шаг в свету:				
10	100	0,55	0,022	210
20	65	0,68	0,042	145
30	48	0,77	0,064	110
Керамические кольца Рашига:				
50×50×5	110	0,735	0,027	650
80×80×8	80	0,72	0,036	670
100×100×10	60	0,72	0,048	670
Неупорядоченные насадки				
Керамические кольца Рашига:				
10×10×1,5	440	0,7	0,006	700
15×15×2	330	0,7	0,009	690
25×25×3	200	0,74	0,015	530
35×35×4	140	0,78	0,022	530
50×50×5	90	0,785	0,035	530
Стальные кольца Рашига:				
10×10×0,5	500	0,88	0,007	960
15×15×0,5	350	0,92	0,012	660
25×25×0,8	220	0,92	0,017	640
50×50×1	110	0,95	0,035	430
Керамические кольца Палля				
25×25×3	220	0,74	0,014	610
35×35×4	165	0,76	0,018	540
50×50×5	120	0,78	0,026	520
60×60×6	96	0,79	0,033	520

1	2	3	4	5
Стальные кольца Палля:				
15×15×0,4	380	0,9	0,010	525
25×25×0,6	235	0,9	0,015	490
35×35×0,8	170	0,9	0,021	455
50×50×1,0	108	0,9	0,033	415
Седла керамические “Инталокс”				
12,5	625	0,78	0,005	545
19	335	0,77	0,009	560
25	255	0,77	0,012	545
38	195	0,79	0,017	480
50	118	0,81	0,027	530

Приложение 4.

Характеристика и размеры распределительных тарелок типа

Таблица П.4.1.

Характеристика и размеры распределительных тарелок типа ТСН-П

Диаметр колонны D_k , мм	Свободное сечение колонны, m^2	D_1 , мм	D_2 , мм	h , мм	h_1 , мм	Жидкостной патрубок				Тарелка					
						d , мм	t , мм	Количество l	Свободное сечение, m^2	Рабочее сечение, m^2	Сечение слива, m^2	Максимально допустимая нагрузка по жидкости, $m^2/m^2 \cdot ч$	Количество отверстий слива жидкости n	Масса тарелки, кг (ориентировочно)	
														из углеродистой стали	из легированной стали
400	0,126	320	300	185	50	32	—	13	0,0006	0,08	0,0078	195	4	6,1	3,5
500	0,196	350	330	215	50	32	—	19	0,0006	0,096	0,0115	180	4	9	5,1
600	0,283	380	360	315	130	32	—	25	0,0006	0,173	0,0151	165	4	11,4	7,1
800	0,503	480	460	350	130	45	80	25	0,0013	0,181	0,0326	200	4	16,4	9
1000	0,785	580	560	470	210	45	80	37	0,0013	0,264	0,0471	190	6	27,3	14,9
1200	1,13	780	760	510	210	45	80	61	0,0013	0,478	0,0793	220	6	37,1	19,8
1400	1,539	980	960	520	210	45	80	110	0,0013	0,754	0,144	320	6	48,8	24,6
1600	2,01	1170	1150	645	310	57	95	110	0,0022	1,075	0,2421	330	6	65	40,8
1800	2,545	1170	1150	705	310	57	95	110	0,0022	1,075	0,2421	270	6	73,1	45,1
2000	3,141	1370	1350	730	310	57	95	156	0,0022	1,474	0,3433	300	8	110,5	81,3
2200	3,801	1570	1550	745	310	57	95	212	0,0022	1,936	0,4665	335	8	142,6	110,3
2400	4,524	1770	1750	845	380	57	95	276	0,0022	2,461	0,6073	365	8	193	137,5
2600	5,309	1770	1750	900	380	57	95	276	0,0022	2,461	0,6073	320	8	200	141
2800	6,157	2000	1950	915	380	57	95	352	0,0022	3,141	0,7749	345	8	230	180,5

Таблица П.4.2.

Техническая характеристика тарелок типа ТСН-Ш

Диаметр колонны D_k	Свободное сечение колонны, m^2	D_1, mm	D_2, mm	D_3, mm	h, mm	Жидкостной патрубков				Тарелка					
						d, mm	t, mm	Количество	Свободное сечение, m^2	Рабочее сечение, m^2	Сечение слива, m^2	Максимально допустимая нагрузка по жидкости $m^3/m^2 \cdot ч$	Количество отверстий для слива жидкости n	Масса тарелки, кг (ориентировочно)	
														из углеродистой стали	из легированной стали
400	0,126	320	260	110	—	32	—	12	0,0006	0,08	0,0073	180	8	5,6	3,8
500	0,196	350	290	110	—	32	—	16	0,0006	0,098	0,0097	155	8	6,9	4,7
600	0,283	380	460	130	—	32	—	21	0,0006	0,113	0,0127	145	8	7,4	5
800	0,503	480	560	160	—	45	—	24	0,0013	0,181	0,0313	190	10	10,9	7,6
1000	0,785	580	660	190	—	45	80	30	0,0013	0,264	0,0391	175	12	14,4	9,7
1200	1,13	780	860	220	150	45	80	54	0,0013	0,478	0,0703	190	18	23,6	15,7
1400	1,539	980	1060	260	150	45	80	96	0,0013	0,754	0,1249	250	22	35,8	24,5
1600	2,01	1170	1250	310	150	57	95	96	0,0022	1,075	0,2112	280	26	52,3	34
1800	2,545	1170	1250	310	150	57	95	96	0,0022	1,075	0,2112	240	26	52,3	34
2000	3,141	1370	1450	330	180	57	95	142	0,0022	1,474	0,3125	270	30	68,4	52,4
2200	3,801	1570	1650	360	180	57	95	194	0,0022	1,938	0,4268	305	34	89,8	72,2
2400	4,524	1770	1850	400	200	57	95	234	0,0022	2,461	0,558	330	38	113,5	90
2600	5,309	1770	1850	400	200	57	95	254	0,0022	2,461	0,558	290	38	113,5	90
2800	6,157	2000	2080	410	200	57	95	330	0,0022	3,141	0,7261	320	42	145,1	114,4

Приложение 5.

Значение коэффициентов A, B для расчета скорости газа при захлебывании

Тип насадки	Коэффициент	
	A	B
Трубчатая	$0,47+1,5 \lg(d_3/0,025)$	1,75
Плоскопараллельная, хордовая	0	1,75
Пакетная	0,062	1,55
Кольца Рашига в навал	- 0,073	1,75
Кольца Палля	-0,49	1,04
Седла «Инталокс» размером 25 мм	-0,33	1,04
То же 30 мм	-0,58	1,04

Приложение 6.

Нормальные ряды диаметров колонн

Вид промышленности	Нормальные ряды колонных аппаратов, мм
Химическая	400; 500; 600; 800; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2200; 2600; 3000
Нефтеперерабатывающая	1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5500; 6000; 6400; 7000; 8000; 9000

Приложение 7.

Коэффициенты диффузии газов и паров в воздухе
(при нормальных условиях)

Газ	$D_0, 10^6 \text{ м}^2/\text{с}$	$D_0, \text{ м}^2/\text{ч}$
Азот N_2	13,2	0,0175
Аммиак NH_3	17,0	
Ацетон $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	9,22	0,0277
Бензол C_6H_6	7,7	
Бутилацетат	5,7	0,22
Водород H_2	61,1	
Водяной пар H_2O	21,9	0,079
Диоксид серы SO_2	10,3	
Диоксид углерода CO_2	13,8	0,0497
Дихлорэтан $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$	0,072	
Диэтиловый эфир $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	7,8	0,028
Кислород O_2	17,8	
Метиловый спирт CH_4O	13,3	0,0478
Серный ангидрид H_2S	9,4	
Сероуглерод CS_2	8,9	0,0321
Толуол C_7H_8	0,071	
Хлористый водород HCl	13,0	0,0467
Хлороформ CHCl_3	0,091	
Этиловый спирт $\text{C}_2\text{H}_6\text{O}$	10,2	0,0367

Приложение 8.

Атомные объемы некоторых элементов и молярные объемы
некоторых газов

Вещество	Атомный объем, см ³ /атом	Вещество	Молярный объем, см ³ /моль
Br	27,0	J	37,0
C	14,8	H ₂	14,3
Cl	24,6	O ₂	25,6
H	3,7	N ₂	31,2
N в первичных аминах	10,5	Воздух	29,9
N во вторичных аминах	12,0	CO	30,7
N с двумя насыщенными свя- зями	15,6	CO ₂	34,0
O с двумя насыщенными свя- зями	7,4	SO ₂	44,8
O в альдегидах и кетонах	7,4	NO	23,6
O в сложных эфирах	9,1	N ₂ O	36,4
O в простых эфирах	9,9	NH ₃	25,8
O в высших простых и слож- ных эфирах	11,0	H ₂ O	18,9
O в кислотах	12,0	H ₂ S	32,9
O в соединениях с S, P, N	8,3	COS	51,5
S	25,6	Cl ₂	48,4
F	8,7	Br ₂	53,2
J	37,0	J ₂	71,5

Структурные постоянные:

- бензольное кольцо - 15;
- нафталиновое кольцо - 30;
- антраценовое кольцо - 47,5.

Приложение 9.

Соотношения между коэффициентами массоотдачи в фазах,
движущей силой и потоком уловленного загрязнителя

Единицы измерения движущей силы	Массовый поток загрязнителя $\overline{M}$, кг/с	Мольный поток загрязнителя M , кмоль/с
кг $A/m^3(A+B)$	β , кг/[м ² ·с(кг $A/m^3(A+B)$)] или м/с	β/M_A , кмоль/[м ² ·с(кг $A/m^3(A+B)$)]
кмоль $A/m^3(A+B)$	βM_A , кг/[м ² ·с(кмоль $A/m^3(A+B)$)]	β , кмоль/[м ² ·с(кмоль $A/m^3(A+B)$)] или м/с
кг $A/кг(A+B)$	$\beta \rho_{cm}$, кг/[м ² ·с(кг $A/m^3(A+B)$)]	$\beta \rho_{cm}/M_A$, кмоль/[м ² ·с(кг $A/m^3(A+B)$)]
кмоль $A/$ /кмоль $(A+B)$	$\beta \rho_{cm} M_A/M_{cm}$, кг/[м ² ·с(кмоль $A/кмоль(A+B)$)]	$\beta \rho_{cm}/M_{cm}$, кмоль/[м ² ·с(кмоль $A/$ /кмоль $(A+B)$)]
кг $A/кг B$	$\beta(\rho_{cm} - \overline{C_{cm}})$, кг/[м ² ·с(кг $A/кгB$)]	$\beta(\rho_{cm} - \overline{C_{cm}})/M_A$, кмоль/[м ² ·с(кг $A/кгB$)]
кмоль $A/кмоль B$	$[\beta(\rho_{cm} - \overline{C_{cm}})M_A]/M_B$, кг/[м ² ·с(кмоль $A/кмольB$)]	$[\beta(\rho_{cm} - \overline{C_{cm}})]/M_B$, кмоль/[м ² ·с(кмоль $A/кмольB$)]
Па	$\beta \rho_{cm} M_A/(M_{cm} p)$, кг/[м ² ·с·Па] или с/м	$\beta \rho_{cm}/(M_{cm} p)$, кмоль/[м ² ·с·Па]

Приложение 10.

Зависимость коэффициента s от типа насадки

Тип насадки	Размер, мм	s	Тип насадки	Размер, мм	s
Кольца Рашига (регулярная укладка):	50	173	Кольца Палля	50	126
	80	144	Седла	25	33
	100	119	«Инталокс»	50	28
Кольца Рашига (в навал)	25	184	Седла Берля	25	30
	50	169			

Приложение 11.

Значения коэффициента Генри E для водных растворов некоторых газов
(в таблице даны значения $E \cdot 10^{-6}$ в мм рт.ст.)

№ п/п	Газ	Температура, °C										
		0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100
1	Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
2	Аммиак	0,0002	-	0,00036	-	0,0006	-	0,0010	0,0016	0,0037	-	-
3	Ацетилен	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	-	-	-	-
4	Бром	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	-
5	Водород	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
6	Воздух	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
7	Двуокись серы	0,0011	-	0,0016	-	0,0027	-	0,0042	0,0059	0,012	-	-
8	Диоксид углерода	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	-	-
9	Кислород	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
10	Метан	17,0	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
11	Оксид углерода	26,7	30,0	33,6	37,2	40,7	44,0	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
12	Сероводород	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
13	Хлор	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	-
14	Этан	9,55	11,8	14,4	17,2	20,0	23,0	26,0	32,2	42,9	50,2	52,6
15	Этилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	-	-	-	-

Приложение 12.

Значения коэффициентов A_1 и B_1 для некоторых веществ,
растворенных в воде:

Вещество	Коэффициент	
	A_1	B_1
Газ	1,0	
Этиловый спирт	1,24	2,0
Метиловый спирт	1,19	2,0
Уксусная кислота	1,27	
Вода		4,7
Ацетон		1,15
Неассоциированные жидкости		1,0

Приложение 13.

Технические характеристики колпачковых тарелок
Таблица П.13.1.

Параметры колпачковых тарелок

Диаметр колоны D_k , м	Периметр слива l_2 , м	Относительное сечение перелива S_2 , %	Относительное свободное сечение тарелки f_3 , %	Диаметр колпачка D_k , мм	Количество колпачков n , шт.	Число рядов колпачков m , шт.
0,4	0,302	3,3	6,2	60	7	2
0,6	0,460	4,3	9,3	60	13	3
0,8	0,592	4,3	9,2	80	24	4
1,0	0,683	8,1	10,6	80	43	6
1,2	0,825	8,2	11,4	100	39	6
1,4	1,100	13,1	10,6	100	49	6
1,6	1,260	13,4	10,9	100	66	7
1,8	1,420	13,4	10,9	100	84	8
2,0	1,455	10,0	12,4	100	117	10
2,2	1,615	10,2	12,4	100	142	11
2,4	1,775	10,6	12,3	100	168	12
2,6	2,040	13,3	11,8	100	190	12
2,8	2,075	10,8	12,5	100	232	14
3,0	2,340	12,9	12,0	100	256	14
3,2	2,590	14,9	11,1	150	268	14
3,4	2,595	12,0	14,4	150	180	12
3,6	2,850	13,7	11,2	150	190	12
3,8	3,100	15,3	13,1	150	204	12
4,0	3,203	14,3	13,5	150	234	13

Таблица П.13.2.

Зависимость степени открывания прорезей B_3 от коэффициента паровой нагрузки прорезей A_9

A_9	B_3
0,00	0,00
0,05	0,15
0,10	0,25
0,20	0,38
0,30	0,51
0,40	0,59
0,50	0,68
0,60	0,76
0,70	0,83
0,80	0,89
0,90	0,94
1,00	1,00

Таблица П.13.3.

Параметры колпачковых тарелок

Диаметр тарелки D_T , м	Сечение прорезей колпачка S_3 , м ² , при высоте прорези h_3 , м			Коэффициент гидравлического сопротивления $\zeta_{к.ч.}$ при высоте прорези h_3 , м			Зазор установки колпачка h_4 , м
	0,015	0,020	0,030	0,015	0,020	0,030	
0,4	0,00128	0,00184	-	4,3	3,5	-	0,007
0,6–1,0	0,00159	0,00230	-	6,5	5,5	-	0,010
1,2–3,2	0,00207	0,00299	-	7,0	6,2	-	0,014
3,4–4,0	-	0,00460	0,00530	-	7,5	6,5	0,018

Таблица П.13.4.

Зависимость коэффициента формы прорезей B_5 от высоты прорези h_3

h_3 , м	B_5
0,015	0,6337
0,020	0,6260
0,030	0,6138

Приложение 14.

Технические характеристики ситчатых тарелок

Таблица П.14.1.

Технические характеристики ситчатых тарелок типа ТС

Диаметр колонны D_k , мм	Свободное сечение колонны m^2	Рабочее сечение тарелки, m^2	Диаметр отверстия d , мм				Сечение перелива, m^3	Относительная площадь перелива, %	Периметр слива, м	Масса, кг
			3	4	5	8				
			Шаг между отверстиями t , мм							
			7—12	8—13	10—18	16—25				
Относительное свободное сечение тарелки, %										
400	0,126	0,051	6,62—2,26	9,1—2,56	9,1—2,78	9,1—3,7	0,004	3,81	0,302	8,2
500	0,196	0,089	7,57—2,62	10,3—2,93	10,3—3,18	10,3—4,22	0,1	3,6	0,4	10
600	0,28	0,14	8,2—2,8	11,2—3,2	11,2—3,46	11,2—4,6	0,1	4,3	0,48	13,6
800	0,51	0,41	10,25—3,49	14—3,96	13,9—4,3	14—5,7	0,016	4,1	0,57	21
1000	0,785	0,713	10—3,38	13,6—3,86	13,6—4,2	13,6—5,55	0,036	4,6	0,8	41,5

Таблица П.14.2.

Техническая характеристика ситчатых тарелок типов ТС-Р и ТС-Р2

Диаметр колоны D_k , мм	Тип тарелки	Свободное сечение колоны, m^2	Рабочее сечение тарелки, m^2	Диаметр отверстия d , мм				Сечение перелива, m^3	Относительная площадь перелива, %,	Пери- метр слива $L_{сл}$, м	Масса, кг
				3	4	5	8				
				Шаг между отверстиями t , мм							
				7—12	8—15	10—17	16—15				
Относительное свободное сечение тарелки, %											
1200	ТС-Р	1,13	1,01	8,4—2,75	11,1—3,13	11,1—3,4	11,1—4,5	0,06	5,3	0,722	62
	ТС-Р2	1,13	0,896	7,65—2,6	10,4—2,97	10,4—3,25	10,4—4,28	0,117	10,53	0,884	58
1400	ТС-Р	1,54	1,368	8,5—3,48	13,9—3,96	13,9—4,3	13,9—5,71	0,087	5,65	0,86	72
	ТС-Р2	1,54	1,072	8,5—3,23	12,9—3,67	12,9—3,99	12,9—5,29	0,234	19,2	1,135	73
1600	ТС-Р	2,01	1,834	10,4—3,58	14,7—4,06	14,7—4,42	14,7—5,86	0,088	4,4	0,795	89
	ТС-Р2	2,01	1,426	10,3—3,5	14,1—3,98	14,1—4,32	14,1—5,74	0,292	14,5	1,28	85
1800	ТС-Р	2,54	2,294	13,8—4,7	18,8—5,34	18,8—5,8	18,8—7,69	0,123	4,85	1,05	115
	ТС-Р2	2,54	1,64	13,2—4,5	18—5,14	18—5,57	18—7,4	0,45	17,7	1,52	96,5
2000	ТС-Р	3,14	2,822	11,6—3,95	15,8—4,5	15,8—4,89	15,8—6,49	0,159	5,06	1,19	120
	ТС-Р2	3,14	2,09	8,2—2,78	11,4—3,17	11,4—3,44	11,4—4,57	0,525	16,7	1,66	107
2200	ТС-Р	3,8	3,478	13,3—4,48	17,9—5,08	17,9—5,52	17,9—7,32	0,161	4,25	1,24	138
	ТС-Р2	3,8	2,46	7,9—2,68	10,7—3,06	10,7—3,32	10,7—4,37	0,67	15	1,85	137
2400	ТС-Р	4,52	3,9	11,1—3,78	15,3—4,29	15,3—4,62	15,3—6,18	0,317	6,9	1,57	172
	ТС-Р2	4,52	2,96	9,2—6,12	12,5—3,59	12,5—3,85	12,5—5,11	0,77	17	2	162,5
2600	ТС-Р	5,3	4,784	12,2—4,17	16,7—4,73	16,7—5,3	16,7—6,81	0,258	4,88	1,54	200
	ТС-Р2	5,3	3,27	7,5—2,58	10,4—2,9	10,4—3,15	10,4—4,18	1,015	19,2	2,25	188
2800	ТС-Р	6,16	5,64	13,7—4,65	18,5—5,28	18,6—5,73	18,6—7,6	0,26	4,2	1,575	218
	ТС-Р2	6,16	3,96	7,75—2,64	10,5—2,99	10,5—3,26	10,5—4,32	1,1	17,9	2,385	189
3000	ТС-Р	7,06	6,43	12,5—4,27	17,1—4,83	17,1—5,25	17,1—6,96	0,315	4,4	1,715	240
	ТС-Р2	7,06	4,52	5,5—1,87	7,5—2,12	7,46—2,31	7,5—3,06	1,27	18	2,61	220
3200	ТС-Р	8,04	7,268	13—4,42	17,7—5,02	17,7—5,45	17,7—7,23	0,385	4,7	1,86	265
	ТС-Р2	8,04	5,03	8,7—2,96	11,8—3,37	11,8—3,65	11,8—4,85	1,505	18,7	2,74	255
3400	ТС-Р	9,06	8,308	11,3—4,07	16,3—4,61	16,3—5	16,3—6,64	0,376	4,15	1,905	290
	ТС-Р2	9,06	5,88	9,2—3,12	12,5—3,56	12,5—3,85	12,5—5,13	1,59	17,6	2,87	270
3600	ТС-Р	10,2	9	11,9—4,05	16,2—4,6	16,2—5	16,2—6,64	4,59	5,7	2,24	305
	ТС-Р2	10,2	6,3	8,11—2,75	11,1—3,13	11,1—3,4	11,1—4,52	1,95	19,1	3,1	295

Таблица П.14.3.

Относительное свободное сечение ситчатой тарелки, % (исполнение 1)

Диаметр тарелки D_T , м	Относительно свободное сечение f_3 при шаге между отверстиями t , м												
	диаметр отверстий 0,005 м						диаметр отверстий 0,008 м						
	0,011	0,012	0,013	0,015	0,017	0,018	0,016	0,017	0,018	0,020	0,022	0,023	0,025
0,4*	8,2	6,9	6,1	4,4	3,4	8,0	9,5	8,7	7,8	6,3	5,2	4,8	3,9
0,6	10,5	8,8	7,5	5,6	4,4	3,6	12,5	11,3	10,0	8,1	6,7	6,1	5,0
0,8	8,1	6,8	5,8	4,3	3,4	2,9	9,6	8,6	7,7	6,3	5,2	4,7	3,9
1,0	11,0	9,2	7,9	5,9	4,6	4,1	13,1	11,7	10,4	8,5	7,0	6,4	5,4
1,2	11,7	9,8	8,4	6,1	4,9	3,8	14,1	12,5	11,1	9,0	7,5	6,8	5,5
1,4	12,1	10,2	8,7	6,5	5,1	4,5	14,7	13,0	11,6	9,4	7,8	7,1	6,0
1,6	12,7	10,7	9,1	6,8	5,3	4,7	15,3	13,5	12,1	9,8	8,1	7,4	6,2
1,8	12,9	10,8	9,2	6,9	5,4	4,8	15,5	13,8	12,3	9,9	8,2	7,5	6,3
2,0	13,1	11,0	9,4	7,0	5,5	4,9	15,8	14,0	12,5	10,1	8,4	7,7	6,4
2,2	13,0	10,9	9,2	7,0	5,4	4,8	15,6	13,9	12,4	10,0	8,3	7,6	6,4
2,4	12,5	10,3	8,8	6,6	5,2	4,6	14,9	13,2	11,8	9,6	7,8	7,1	6,1
2,6	12,7	10,7	9,1	6,8	5,3	4,7	15,4	13,7	12,2	9,9	8,2	7,5	6,3
2,8	13,4	11,2	9,6	7,2	5,6	5,0	16,1	14,3	12,8	10,4	8,6	7,8	6,6
3,0	13,3	11,3	9,5	7,0	5,6	5,0	16,2	14,1	12,8	10,4	8,6	7,8	6,5
3,2	13,7	11,6	9,8	7,4	5,8	5,1	16,5	14,7	13,1	10,6	8,8	8,0	6,8
3,4	13,8	11,5	9,8	7,3	5,5	5,1	16,5	14,7	13,1	10,6	8,8	8,0	6,8
3,6	13,4	11,2	9,6	7,2	5,6	5,0	16,1	14,3	12,8	10,3	8,6	7,8	6,6
3,8	14,0	11,8	10,1	7,6	5,9	5,2	16,9	15,0	13,4	10,9	9,8	8,2	6,9
4,0	13,5	11,4	9,7	7,3	5,7	5,0	16,2	14,5	12,9	10,5	8,7	7,9	6,7

Таблица П.14.4.

Относительное свободное сечение ситчатой тарелки, % (исполнение 2)

Диаметр тарелки D_T , м	Относительно свободное сечение f_3 при шаге между отверстиями f , м												
	диаметр отверстий 0,005 м						диаметр отверстий 0,008 м						
	0,011	0,012	0,013	0,015	0,017	0,018	0,016	0,017	0,018	0,020	0,022	0,023	0,025
1,2	9,8	8,2	7,0	5,3	4,1	3,6	11,7	10,4	9,3	7,5	6,2	5,7	4,8
1,4	8,5	7,1	6,1	4,6	3,6	3,1	10,2	9,8	8,1	6,6	5,4	4,9	4,2
1,6	9,5	8,0	6,8	5,1	4,0	3,6	11,8	10,2	9,1	7,4	6,0	5,6	4,7
1,8	8,6	7,2	6,2	4,6	3,6	3,2	10,4	9,2	8,2	6,6	5,4	5,0	4,3
2,0	9,5	8,0	6,8	5,1	4,0	3,5	11,5	10,2	9,1	7,4	6,1	5,6	4,7
2,2	8,5	7,1	6,1	4,6	3,5	3,2	10,2	9,0	8,1	6,5	5,4	5,0	4,8
2,4	8,7	7,5	6,4	4,8	3,7	3,3	10,8	9,6	8,6	6,9	5,7	5,1	4,3
2,6	8,5	7,0	6,0	4,5	3,5	3,1	10,1	9,0	8,1	6,5	5,3	4,9	4,2
2,8	9,0	7,6	6,4	4,9	3,8	3,4	10,9	9,7	8,6	6,9	5,8	5,3	4,5
3,0	8,3	7,0	6,0	4,5	3,5	3,1	10,2	9,0	8,0	6,5	5,3	4,9	4,1
3,2	8,9	7,4	6,3	4,8	3,7	3,3	10,6	9,5	8,5	6,9	5,7	5,2	4,4
3,4	9,3	7,7	6,6	4,9	3,8	3,4	11,6	9,9	8,8	7,1	5,5	5,4	4,6
3,6	9,0	7,6	6,4	4,8	3,8	3,4	10,8	9,6	8,6	7,0	5,8	5,3	4,4
3,8	8,4	7,1	6,1	4,5	3,5	3,2	10,1	9,1	8,1	6,5	5,4	5,0	4,2
4,0	9,7	8,2	7,0	5,2	4,1	3,6	11,6	10,4	9,3	7,5	6,2	5,7	4,8

Приложение 15.

Техническая характеристика однопоточных клапанных тарелок

Таблица П.15.1.

Техническая характеристика однопоточных клапанных тарелок типа ТКП

Диаметр колонны D_k , мм	Модификация тарелки													
	А													
	Свободное сечение колонны, m^2	Рабочее сечение тарелки, m^2	Периметр слива, м	Сечение передняя, m^2	Шаг t , мм									
					50			75			100			
					Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов*	Количество рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов*	Количество рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов*	Количество рядов клапанов на поток	
1000	0,78	0,5	0,84	0,14	7,69	48	6	5,12	32	4	—	—	—	
1200	1,13	0,79	0,97	0,17	10,44	94	9	6,63	60	6	5,57	50	5	
1400	1,54	1,1	1,12	0,22	11,42	140	12	7,79	96	8	5,84	72	6	
1600	2,01	1,47	1,26	0,27	13,23	212	15	8,25	132	10	6,36	102	8	
1800	2,55	1,83	1,43	0,3	13,23	268	17	8,46	172	11	6,9	140	9	
2000	3,14	2,24	1,6	0,45	13,65	342	19	9,36	234	13	7,03	176	10	
2200	3,8	2,76	1,74	0,52	14,26	432	22	9,44	286	15	7,13	216	11	
2400	4,52	3,21	1,92	0,66	14,55	524	24	9,55	344	16	7,2	260	12	
2600	5,3	3,84	2,05	0,74	14,91	630	27	9,98	422	18	7,71	326	14	
2800	6,15	4,41	2,23	0,87	15,25	748	29	10,12	496	19	7,75	380	15	
3000	7,07	5,01	2,4	1,03	14,87	838	31	9,95	560	21	7,28	410	16	
3200	8,04	5,76	2,54	1,14	15,32	982	34	10,51	674	23	7,7	495	17	
3400	9,08	6,44	2,72	1,32	15,38	1112	36	10,22	740	24	7,62	556	18	
3600	10,2	7,39	2,85	1,4	15,87	1290	39	9,84	800	26	7,83	636	20	
3800	11,3	8,08	3,03	1,61	15,8	1424	41	10,45	938	27	8,66	780	21	
4000	12,6	8,96	3,2	1,82	15,83	1590	43	10,67	1072	29	8,08	812	22	

Продолжение табл. П.15.1.

Модификация тарелки											Масса тарелки, кг (не более)**			
Б											из углеродистой стали		из коррозионностойкой стали	
Рабочее сечение тарелки, м²	Периметр слива, м	Сечение перелива, м²	Шаг t, мм											
			50			75			100					
			Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов*	Количество рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов*	Количество рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов*	Количество рядов клапанов на поток	общая	в том числе деталей из коррозионностойкой стали	
0,6	0,76	0,09	10,3	64	8	5,76	36	5	4,48	28	4	80	45	55
0,93	0,84	0,1	13,36	120	12	7,57	68	8	6,01	54	6	95	55	70
1,3	0,93	0,12	14,34	176	16	10,12	124	11	7,46	92	8	125	70	90
1,65	1,12	0,18	14,72	236	18	10,5	168	12	7,86	126	9	145	80	100
2,17	1,2	0,19	16	328	22	10,62	216	15	7,1	144	11	170	100	125
2,68	1,32	0,23	16,87	422	25	10,15	254	17	8,88	222	13	200	120	145
3,18	1,51	0,31	16,57	502	27	11,23	340	18	5,7	260	14	225	135	170
3,77	1,65	0,37	17,23	620	30	11,43	412	20	8,78	316	15	270	160	200
4,52	1,73	0,39	18,23	770	34	12,35	522	23	9,14	386	17	290	175	220
5,35	1,8	0,4	18,58	910	38	12,45	610	25	9,31	456	19	330	200	240
5,94	2,04	0,56	18,18	1024	39	12,15	684	26	9,3	524	20	360	220	270
6,88	2,11	0,58	18,82	1210	43	12,76	818	29	9,68	620	22	470	280	350
7,76	2,26	0,68	18,91	1368	46	12,66	916	31	9,5	688	23	500	300	395
8,73	2,38	0,73	19,11	1554	49	12,77	1036	33	9,67	786	25	570	340	445
9,54	2,57	0,88	19,08	1720	51	12,65	1140	34	9,72	876	26	620	370	480
10,78	2,64	0,91	19,38	1946	55	12,98	1304	37	9,84	988	28	670	400	520

Таблица П.15.2.

Техническая характеристика двухпоточных клапанных тарелок типа ТКП

Диаметр колонны D_k , мм	Свободное сечение колонны, m^2	Модификация тарелки											
		А											
		Рабочее сечение тарелки, m^2	Периметр слива*, м	Сечение перелива*, m^2	Шаг t , мм								
					50			75			100		
					Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов**	Количество рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов**	Количество рядов клапанов на поток	Относительное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов**	Количество рядов клапанов на поток
1400	1,54	1,02	1,88	0,22	6,3	78	3	—	—	—	—	—	—
1600	2,01	1,25	2,24	0,33	7,24	116	4	5,65	90	3	—	—	—
1800	2,55	1,72	2,4	0,38	8,09	164	6	5,14	104	4	—	—	—
2000	3,14	2,08	2,64	0,46	8,95	224	7	6,24	156	5	4,95	124	4
2200	3,8	2,51	3,02	0,53	9,12	276	8	5,94	180	5	4,48	136	4
2400	4,52	2,93	3,3	0,69	9,56	344	9	6,56	236	6	5,34	192	5
2600	5,3	3,62	3,46	0,76	11,4	480	11	7,4	312	7	6,1	256	6
2800	6,15	4,36	3,6	0,81	12,32	604	13	8,66	424	9	6,78	332	7
3000	7,07	4,74	4,08	1,03	11,68	656	13	8,03	452	9	6,11	344	7
3200	8,04	5,59	4,22	1,12	12,35	788	15	8,66	536	10	6,27	416	8
3400	9,08	6,23	4,52	1,32	12,3	890	16	8,61	624	11	6,24	452	8
3600	10,18	7,11	4,76	1,43	12,75	1032	17	8,3	672	11	6,67	540	9
3800	11,34	7,68	5,14	1,69	12,8	1148	18	8,65	776	12	6,46	580	9
4000	12,57	8,75	5,28	1,79	13,4	1336	20	8,79	876	13	6,82	680	10

Продолжение табл. П.15.2.

Модификация тарелки												Масса тарелки, кг*** (не более)		
Б												из углеродистой стали		
Рабочее сечение та- релки, м²	Периметр слива*, м	Сечение перелива*, м²	Шаг t, мм											
			50			75			100					
			Относи- тельное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов**	Количество рядов клапа- нов на поток	Относи- тельное свободное сечение тарелки, %	Количество клапанов**	Количество рядов клапа- нов на поток	Относи- тельное свободное сечение тарел- ки, %	Количество клапанов**	Количество рядов клапа- нов на потоке			
—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	190	60	125
1,42	2,06	0,26	9,75	156	5	5,65	90	3	5,65	90	3	230	70	140
1,88	2,26	0,3	9,27	188	7	6,91	140	5	5,13	104	4	270	80	160
2,41	2,4	0,32	11,35	234	9	7,66	192	6	6,24	156	5	360	110	210
2,92	2,72	0,36	11,63	352	10	8,05	244	7	5,94	180	5	390	120	230
3,39	2,98	0,5	11,69	420	11	7,57	272	7	6,45	232	6	430	130	275
4,03	3,24	0,55	13,35	564	13	9,3	392	9	7,15	308	7	470	145	300
4,89	3,3	0,58	14,02	688	15	9,4	464	10	7,48	368	8	520	155	330
5,39	3,66	0,77	14	784	16	9,44	532	11	7,09	396	8	570	170	370
6,18	3,92	0,83	14,29	912	17	9,34	600	11	7,5	480	9	620	185	420
7,11	4,08	0,89	14,28	1032	19	10,11	732	13	7,8	564	10	680	210	470
8,07	4,26	0,95	15,5	1256	21	10,42	840	14	8,05	652	11	750	230	520
8,93	4,46	1,11	15,3	1380	22	10,5	940	15	7,7	692	11	820	250	560
10	4,7	1,22	16,04	1608	24	10,68	1060	16	8,1	800	12	900	270	620

Таблица П.15.3.

Относительное свободное сечение клапанной тарелки (%)
и количество клапанов тарелки

Диаметр тарелки D_T , м	Относительно свободное сечение f_3 при шаге между отверстиями f , м			Количество клапанов KL , шт., для тарелки диаметром, м		
	0,4-0,8	1,0 и более	1,2 и более	0,4-0,8	1,0 и более	1,2 и более
0,4*	7,3	-	-	7	-	-
0,6	8,0	-	-	17	-	-
0,8	9,3	-	-	36	-	-
1,0	-	10,1	-	-	60	-
1,2	-	10,5	8,6	-	90	74
1,4	-	11,2	7,9	-	131	92
1,6	-	11,7	9,1	-	178	138
1,8	-	12,0	8,2	-	232	159
2,0	-	12,6	9,0	-	300	215
2,2	-	11,4	7,8	-	330	224
2,4	-	10,8	8,3	-	372	286
2,6	-	12,6	7,8	-	506	320
2,8	-	12,5	8,5	-	584	398
3,0	-	12,7	7,8	-	680	418
3,2	-	13,0	8,6	-	796	524
3,4	-	13,1	9,0	-	904	622
3,6	-	12,7	8,5	-	982	662
3,8	-	13,2	8,2	-	1134	702
4,0	-	13,1	9,4	-	1246	894

Таблица П.15.4.

Длина сливных листов и патрубков

Расстояние между тарелками H_T , м	Длина сливного листа $L_{сл}$, м	Длина сливного патрубка, мм	
		$d = 22$ мм	$d = 25$ мм
0,2	-	182	179
0,3	-	282	279
0,4	0,34	382	379
0,5	0,44	482	479
0,6	0,54	-	-
0,8	0,74	-	-
1,0	0,94	-	-
1,2	1,14	-	-

Приложение 16.

Характеристика ситчато-клапанной тарелки

Таблица П.16.1.

Размеры ситчато-клапанной тарелки

D , м	D_1 , м	L , м	l_1 , м	Число секций, шт	L_2 , м	Число секций, шт	L_3 , м	Число секций, шт
1,0	0,92	0,81	0,36	1	0,360	1	-	-
1,2	1,12	0,95	0,50	1	0,360	1	-	-
1,4	1,30	1,09	0,50	1	0,500	1	-	-
1,6	1,50	1,305	0,36	2	0,495	1	-	-
1,8	1,72	1,445	0,36	2	0,355	4	-	-
2,0	1,92	1,585	0,50	2	0,495	4	-	-
2,2	2,12	1,80	0,50	4	0,355	4	-	-
2,5	2,42	2,015	0,36	4	0,355	4	0,495	2
2,8	2,72	2,295	0,50	4	0,355	4	0,495	2
3,2	3,12	2,575	0,50	4	0,495	4	0,495	2
3,6	3,52	2,79	0,50	4	0,355	4	0,495	2
3,8	3,72	3,07	0,50	4	0,495	4	0,495	4
4,0	3,92	3,07	0,50	4	0,495	4	0,495	4

Таблица П.16.2.

Расположение клапанов на секциях тарелок

Шаг перфорации t , м	a , мм	T , мм	Число рядов перфорации, пропущенных под клапаном
0,011	64,0	67,2	3
0,012	68,0	62,4	3
0,013	54,7	67,8	2
0,015	64,0	65,0	2
0,016	65,6	69,5	2
0,017	60,0	73,5	2
0,018	61,6	62,4	2

Таблица П.16.3.

Относительное свободное сечение (%) и количество клапанов неразборной
ситчато-клапанной тарелки

Диаметр тарелки D_T , м	Относительное свободное сечение клапанов f_4 , %	Количество клапанов KL , шт	Относительно свободное сечение f_6 , при шаге между отверстиями (диаметр 5 мм) t , м					
			0,011	0,012	0,013	0,015	0,017	0,018
0,4	2,9	3	7,1	6,1	6,2	5,5	4,6	4,6
0,6	5,1	12	11,2	10,1	10,4	9,0	7,9	7,6
0,8	6,5	27	18,9	11,7	11,7	10,3	9,4	9,0

Таблица П.16.4.

Относительное свободное сечение и количество клапанов ситчато-клапанной тарелки

Диаметр тарелки D_T , м	Относительное свободное сечение клапанов f_4 %, при относительном свободном сечении тарелки f_6 , %				Количество клапанов KL , шт., при относительном свободном сечении тарелки f_6 , %			
	исполнение 1		исполнение 2		исполнение 1		исполнение 2	
	Модификация				Модификация			
	A	B	A	B	A	B	A	B
1,0	5,8	3,1	-	-	38	20	-	-
1,2	6,5	3,2	5,3	2,5	61	30	50	24
1,4	7,0	3,6	5,0	2,5	90	46	64	32
1,6	7,1	3,5	5,4	2,7	119	59	91	46
1,8	7,4	3,7	5,0	2,5	156	78	105	52
2,0	7,6	3,9	5,5	2,7	199	101	144	72
2,2	7,2	3,5	4,7	2,5	228	110	150	78
2,4	6,6	3,4	5,3	2,8	248	128	200	104
2,6	6,9	3,8	4,9	2,5	308	168	216	108
2,8	7,7	3,9	5,2	2,6	396	202	268	136
3,0	7,1	3,8	4,5	2,4	420	268	228	144
3,2	7,9	4,0	5,6	2,6	530	270	346	172
3,4	7,3	4,0	5,0	2,7	552	380	304	208
3,6	7,7	3,9	5,2	2,7	656	336	244	228
3,8	8,1	3,9	4,9	2,5	772	370	468	230
4,0	8,0	3,9	5,7	2,8	832	410	598	294

Таблица П.16.5.

Относительное свободное сечение ситчатого полотна ситчато-клапанной тарелки (модификация А)
с диаметром отверстий 0,005 м

Диаметр тарелки D_T , м	Относительно свободное сечение f_6 , при шаге между отверстиями t , м											
	исполнение 1						исполнение 2					
	0,011	0,012	0,013	0,015	0,017	0,018	0,011	0,012	0,013	0,015	0,017	0,018
1,0	7,0	5,8	6,0	4,6	3,2	2,8	-	-	-	-	-	-
1,2	7,3	5,7	6,1	4,3	3,1	2,8	6,4	5,3	5,5	3,9	2,9	2,6
1,4	7,9	5,6	6,6	4,8	3,7	3,2	5,7	4,6	4,9	3,5	2,6	2,3
1,6	8,2	6,7	6,9	5,0	3,9	3,3	6,3	5,1	5,3	3,9	2,9	2,5
1,8	8,4	6,8	7,2	5,1	3,9	3,4	5,6	4,4	4,6	3,3	2,4	2,2
2,0	8,5	6,8	7,1	5,2	4,0	3,6	6,1	5,2	5,1	4,0	3,1	2,5
2,2	8,3	7,2	7,5	5,5	4,2	3,7	5,7	4,7	4,9	3,5	2,6	2,3
2,4	8,1	6,4	6,8	4,9	3,7	3,2	6,1	5,0	5,2	3,8	2,8	2,5
2,6	8,8	7,1	7,3	5,1	4,1	3,5	5,6	4,6	4,8	3,4	2,6	2,2
2,8	9,0	7,3	7,5	5,5	4,2	3,7	6,0	4,8	5,0	3,7	2,8	2,5
3,0	8,9	7,2	7,3	5,4	4,1	3,6	5,6	4,6	4,7	3,4	2,6	2,2
3,2	9,1	7,2	7,6	5,6	4,2	3,7	5,2	4,1	4,2	3,0	2,2	1,9
3,4	9,1	7,4	7,7	5,6	4,2	3,6	5,5	5,1	5,2	3,8	2,9	2,5
3,6	8,8	6,9	7,3	5,4	4,1	4,2	5,8	4,7	4,8	3,6	2,7	2,4
3,8	9,3	7,5	7,8	5,8	4,4	3,9	5,7	4,7	4,8	3,5	2,7	2,4
4,0	8,9	7,1	7,4	5,4	4,1	3,6	6,4	5,1	5,3	3,9	3,0	2,5

Таблица П.16.6.

Относительное свободное сечение ситчатого полотна ситчато-клапанной тарелки
с диаметром отверстий 0,008 м

Диаметр тарелки D_T , м	Относительно свободное сечение f_6 , при шаге между отверстиями t , м								
	неразборной тарелки			модификация А					
				исполнение 1			исполнение 2		
	0,016	0,017	0,018	0,016	0,017	0,018	0,016	0,017	0,018
0,4	8,0	7,0	6,8	-	-	-	-	-	-
0,6	12,4	11,5	10,6	-	-	-	-	-	-
0,8	14,0	13,2	12,2	-	-	-	-	-	-
1,0	-	-	-	8,9	7,4	6,4	-	-	-
1,2	-	-	-	9,7	7,9	5,6	10,2	8,6	7,8
1,4	-	-	-	9,9	8,5	7,2	7,3	6,0	5,2
1,6	-	-	-	10,4	8,6	7,5	7,9	6,6	4,7
1,8	-	-	-	10,5	8,8	7,6	6,9	5,8	5,0
2,0	-	-	-	10,6	9,0	7,8	8,1	7,0	5,6
2,2	-	-	-	11,1	9,3	7,1	7,3	5,9	5,2
2,4	-	-	-	10,2	8,5	7,3	7,7	6,4	5,6
2,6	-	-	-	11,0	9,4	8,0	7,1	5,9	5,2
2,8	-	-	-	11,3	9,4	8,2	7,5	6,3	5,5
3,0	-	-	-	11,2	9,4	8,1	7,0	5,9	5,1
3,2	-	-	-	11,3	9,6	8,2	6,5	5,5	4,7
3,4	-	-	-	11,5	9,6	7,9	7,8	6,5	5,6
3,6	-	-	-	11,1	9,3	8,1	7,2	6,0	5,3
3,8	-	-	-	11,6	9,9	8,5	7,2	6,0	5,2
4,0	-	-	-	11,0	9,4	8,0	7,9	6,8	5,7

Таблица П.16.7.

Относительное свободное сечение ситчатого полотна ситчато-клапанной тарелки (модификация Б) с диаметром отверстий 0,005 м

Диаметр тарелки D_T , м	Относительно свободное сечение f_6 , при шаге между отверстиями t , м											
	исполнение 1						исполнение 2					
	0,011	0,012	0,013	0,015	0,017	0,018	0,011	0,012	0,013	0,015	0,017	0,018
1,0	8,8	7,4	6,9	6,7	6,6	6,6	-	-	-	-	-	-
1,2	9,2	7,5	7,1	5,1	3,9	3,5	8,3	7,3	6,3	4,8	3,5	2,7
1,4	11,4	9,4	8,4	6,4	5,0	4,4	7,1	6,0	5,6	4,1	3,1	2,8
1,6	10,3	8,5	8,0	5,9	4,5	4,0	7,8	6,4	6,0	4,4	3,4	3,0
1,8	10,5	8,7	8,0	6,0	4,6	4,0	7,0	5,7	5,3	3,9	3,0	2,6
2,0	10,7	8,7	8,1	6,1	4,7	4,1	7,7	6,6	5,9	4,7	3,6	3,0
2,2	10,2	8,9	8,3	6,1	4,6	4,1	7,1	6,0	5,5	4,1	3,0	2,7
2,4	10,2	8,9	7,1	5,4	3,9	3,4	6,7	5,5	5,4	3,9	2,9	2,5
2,6	10,0	8,2	8,0	5,7	4,6	4,0	6,2	5,1	5,0	3,6	2,7	2,3
2,8	11,1	9,2	8,6	6,4	4,9	4,3	7,5	6,3	5,8	4,4	3,	2,9
3,0	10,0	8,0	7,7	5,8	4,4	3,8	5,6	4,5	4,3	3,0	2,1	1,8
3,2	11,4	9,3	8,7	6,5	5,0	4,4	7,0	5,8	5,4	4,0	3,1	2,7
3,4	10,0	8,2	8,0	5,9	4,4	3,7	6,2	5,6	5,5	4,0	3,0	2,7
3,6	11,0	9,2	8,5	6,4	4,9	4,3	7,2	6,0	5,5	4,1	3,1	2,8
3,8	11,6	9,5	8,9	6,6	5,1	4,5	7,0	5,8	5,4	4,0	3,0	2,7
4,0	11,2	9,2	8,5	6,4	4,9	4,3	8,0	6,6	6,1	4,6	3,5	3,0

Таблица П.16.8.

Относительное свободное сечение ситчатого полотна ситчато-клапанной тарелки (модификация Б) с диаметром отверстий 0,008 м

Диаметр тарелки D_T , м	Относительно свободное сечение f_7 , при шаге между отверстиями t , м					
	исполнение 1			исполнение 2		
	0,016	0,017	0,018	0,016	0,017	0,018
1,0	16,8	16,6	16,5	-	-	-
1,2	11,3	9,6	8,6	10,1	8,5	6,6
1,4	14,0	12,9	10,8	9,0	7,6	6,8
1,6	12,9	11,0	9,6	9,7	8,3	7,3
1,8	13,1	11,2	11,0	8,6	7,4	6,5
2,0	13,2	11,5	10,0	10,1	8,5	7,2
2,2	13,4	11,4	10,1	9,0	7,5	6,7
2,4	11,3	9,5	8,2	8,8	7,1	6,1
2,6	12,4	10,8	9,3	7,9	6,6	6,8
2,8	13,9	11,9	10,5	9,4	8,1	7,1
3,0	12,5	10,6	9,2	7,2	6,2	5,2
3,2	14,1	12,3	10,7	8,4	7,5	6,6
3,4	12,6	10,7	8,9	8,7	7,3	6,3
3,6	13,8	11,9	10,5	9,0	7,6	6,8
3,8	14,3	12,5	10,9	8,8	7,5	6,6
4,0	13,9	12,0	10,5	9,9	8,6	7,4

Приложение 17.

Характеристика жалюзийно-клапанной тарелки

Таблица П.17.1.

Размеры жалюзийно-клапанной тарелки

D , м	Исполнение	D_1 , м	L	Секции						Число отбойников над рабочим сечением тарелки, шт.
				l_1	Число	l_2	Число	l_3	Число	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1,0	1	0,92	0,81	0,36	1	0,36	1	-	-	-
1,2	$\frac{1}{2}$	1,12	$\frac{0,95}{0,81}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{1}{1}$	$\frac{0,36}{0,36}$	$\frac{1}{1}$	-	-	-
1,4	$\frac{1}{2}$	1,32	$\frac{1,09}{0,81}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{1}{1}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{1}{1}$	-	-	-
1,6	$\frac{1}{2}$	1,52	$\frac{1,305}{0,95}$	$\frac{0,36}{0,50}$	$\frac{2}{1}$	$\frac{0,495}{0,36}$	$\frac{1}{1}$	-	-	-

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1,8	$\frac{1}{2}$	1,72	$\frac{1,445}{0,95}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{2}{1}$	$\frac{0,355}{0,36}$	$\frac{1}{1}$	-	-	1
2,0	$\frac{1}{2}$	1,92	$\frac{1,585}{1,09}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{2}{1}$	$\frac{0,495}{0,50}$	$\frac{1}{1}$	-	-	1
2,2	$\frac{1}{2}$	2,12	$\frac{1,80}{1,165}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{4}{4}$	$\frac{0,355}{0,355}$	$\frac{4}{2}$	-	-	$\frac{1}{1}$
2,5	$\frac{1}{2}$	2,42	$\frac{2,015}{1,305}$	$\frac{0,36}{0,36}$	$\frac{4}{4}$	<u>0,355</u>	<u>4</u>	$\frac{0,495}{0,495}$	$\frac{2}{2}$	$\frac{1}{1}$
2,8	$\frac{1}{2}$	2,72	$\frac{2,295}{1,445}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{4}{4}$	<u>0,355</u>	<u>4</u>	$\frac{0,495}{0,355}$	$\frac{2}{2}$	$\frac{2}{1}$
3,2	$\frac{1}{2}$	3,12	$\frac{2,575}{1,585}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{4}{4}$	<u>0,495</u>	<u>4</u>	$\frac{0,495}{0,495}$	$\frac{2}{2}$	$\frac{2}{1}$
3,6	$\frac{1}{2}$	3,52	$\frac{2,79}{1,800}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{4}{4}$	<u>0,355</u>	<u>4</u>	$\frac{0,495}{0,355}$	$\frac{4}{4}$	$\frac{2}{1}$
3,8	$\frac{1}{2}$	3,72	$\frac{0,070}{0,800}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{4}{4}$	<u>0,495</u>	<u>4</u>	$\frac{0,495}{0,355}$	$\frac{4}{4}$	$\frac{2}{1}$
4,0	$\frac{1}{2}$	3,92	$\frac{3,070}{2,080}$	$\frac{0,50}{0,36}$	$\frac{4}{4}$	<u>0,495</u>	<u>4</u>	<u>0,495</u>	$\frac{4}{4}$	$\frac{2}{1}$

Таблица П.17.2.

Относительное свободное сечение жалюзийно – клапанной тарелки и
количество жалюзийно – клапанных элементов тарелки

Диаметр тарелки D_T , м	Относительное свободное сечение тарелки f_3 %, для тарелки диаметром, м		Количество элементов KL , шт., для тарелки диаметром, м	
	Исполнение			
	1	2	1	2
1,0	12,3	-	18	-
1,2	11,5	9,5	24	20
1,4	12,6	9,1	36	26
1,6	12,9	9,9	40	37
1,8	12,2	9,0	58	44
2,0	14,0	10,2	82	59
2,2	13,6	8,8	96	62
2,4	12,8	9,0	108	76
2,6	14,1	9,5	140	94
2,8	14,3	9,6	164	110
3,0	14,9	9,4	196	124
3,2	15,0	10,0	224	150
3,4	14,9	10,4	252	176
3,6	14,6	10,1	276	192
3,8	15,3	9,7	324	204
4,0	15,0	11,0	350	256

Техническая характеристика решетчатых тарелок

Таблица П.18.1.

Техническая характеристика решетчатых тарелок типа ТС-Р

Диаметр колонны D_K , мм	Свободное сечение колонны, m^2	D_1 , мм	D_2 , мм	D_3 , мм	D_4 , мм	Материал тарелок	b мм	S мм	Шаг t , мм													Масса, кг
									6	10	12	14	15	18	20	22	24	28	32	36		
									Относительное свободное сечение тарелки, m^2/m^2													
400	0,125	380	360	386	395	Легированная и углеродистая стали	4	2,5	0,18	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	0,06	—	—	—	5,1	
							6		—	0,23	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,09	0,07	0,06	0,05	—		
500	0,196	480	460	485	495		4		0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	0,07	0,06	—	—	—	7,6	
							6		—	0,24	0,19	0,15	0,14	0,13	0,11	0,09	0,08	0,07	0,06	—		
600	0,283	580	560	585	595		4		0,2	0,17	0,15	0,13	0,12	0,11	0,1	0,08	0,07	—	—	—	10	
							6		—	0,25	0,2	0,19	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07	—		
800	0,503	780	760	785	795		4		0,21	0,17	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	—	—	—	14,7	
							6		—	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	—		

*Тарелки диаметром 0,4...0,8 м имеют неразборную конструкцию.

Таблица П.18.2.

Техническая характеристика решетчатых тарелок типа ТР

Диаметр колонны D_k , мм	Материал тарелки	S мм	b мм	Шаг щелей t , мм												Масса тарел ки, кг (не более)
				8	10	12	14	16	18	20	22	24	28	32	36	
				Относительное свободное сечение тарелки, $m^2 m^2$												
1000	Легированная сталь	2	4	0,22	0,17	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	0,07	—	—	—	38
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07	55
1200	Легированная сталь	2	4	0,24	0,21	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	0,08	—	—	—	49
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,32	0,24	0,2	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,11	0,09	0,08	72
1400	Легированная сталь	2	4	0,25	0,21	0,18	0,16	0,16	0,12	0,1	0,09	0,08	—	—	—	60
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,32	0,26	0,23	0,2	0,17	0,15	0,15	0,14	0,11	0,1	0,09	91
1600	Легированная сталь	2	4	0,26	0,2	0,17	0,14	0,13	0,11	0,1	0,09	0,08	—	—	—	79
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,31	0,25	0,21	0,19	0,17	0,15	0,14	0,13	0,11	0,1	0,09	123
1800	Легированная сталь	2	4	0,28	0,22	0,18	0,15	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	—	—	—	94
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,32	0,27	0,23	0,2	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	148
2000	Легированная сталь	2	4	0,26	0,2	0,17	0,15	0,13	0,12	0,1	0,09	0,08	—	—	—	129
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,31	0,26	0,28	0,2	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,1	0,09	199
2200	Легированная сталь	2	4	0,27	0,2	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,1	0,09	—	—	—	151
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,32	0,26	0,22	0,2	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,1	0,09	235
2400	Легированная сталь	2	4	0,27	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	—	—	—	196
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,31	0,27	0,22	0,2	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12	0,1	0,09	301
2600	Легированная сталь	2	4	0,3	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	—	—	—	228
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,31	0,27	0,24	0,2	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	335
2800	Легированная сталь	2	4	0,27	0,24	0,19	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	—	—	—	249
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,36	0,28	0,23	0,2	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	367
3000	Легированная сталь	2	4	0,28	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	—	—	—	285
	Углеродистая сталь	4	6	—	0,33	0,28	0,24	0,21	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,1	0,09	389

Приложение 19.

Конструктивные характеристики горизонтальных и вертикальных адсорберов

Тип адсорбера	Размеры цилиндрической части корпуса, м		Толщина стенки корпуса, мм	Высота слоя адсорбента, м	Форма днища и крышки
	D	$H(L)$			
Вертикальный	1,2; 1,6; 2; 2,4; 3	2,2	8...10	0,5...1,2	Коническая
Горизонтальный	1,8; 2	3...9	8...10	0,5...0,8	Сферическая

Приложение 20.

Равновесные данные по адсорбции паров бензола и их смеси с воздухом на активных углях

Марка угля	Концентрация бензола, кг/м ³		Марка угля	Концентрация бензола, кг/м ³	
	в газовой фазе, $Y \cdot 10^3$	в твердой фазе, X		в газовой фазе, $Y \cdot 10^3$	в твердой фазе, X
AP-A	0,854	109,0	СКТ	0,085	60,0
	2,560	134,2		0,213	125,6
	5,125	139,8		0,850	174,0
	9,390	143,0		4,270	178,0
	17,060	147,3		12,805	185,1
	25,610	151,2		17,060	188,0
				24,400	193,4
				25,610	198,0
АГ-3	0,035	75,0	СКТ-6А	0,000	150,0
	0,427	120,0		1,000	220,0
	2,134	157,5		2,000	263,0
	4,691	170,5		4,000	276,0
	8,540	180,0		5,000	280,0
	17,060	197,5		6,000	284,0
	25,610	215,0		8,000	285,0
				10,000	290,0
				16,000	296,0
				25,000	300,0
				30,000	300,0

Приложение 21.

Физико-химические свойства веществ

Жидкость	Мольная масса, кг/моль	Плотность, кг/м ³	Температура кипения, °С	Давление насыщен- ного пара при 20°С, мм рт.ст.
Ацетон C ₃ H ₆ O	58,08	810	56	186
Бензол C ₆ H ₆	78,11	900	80,2	75
Бутилацетат				18
Дихлорэтан C ₂ H ₄ Cl ₂	98,97	1250	83,7	65
Муравьиная кислота CH ₂ O ₂	46	1220		33,1
Сероуглерод CS ₂	76,13	1290	46,3	298
Спирт метиловый (мета- нол) CH ₄ O	32,04	800	64,7	97,7
Спирт этиловый C ₂ H ₆ O	46,07	790	78,3	44
Толуол C ₇ H ₈	92,13	870	110,8	22,3
Углерод четырехлори- стый CCl ₄	153,84	1630	76,7	90,7
Хлороформ CHCl ₃	119,38	1530	61,2	160
Эфир диэтиловый C ₄ H ₁₀ O	74,12	710	34,5	442

Приложение 22.

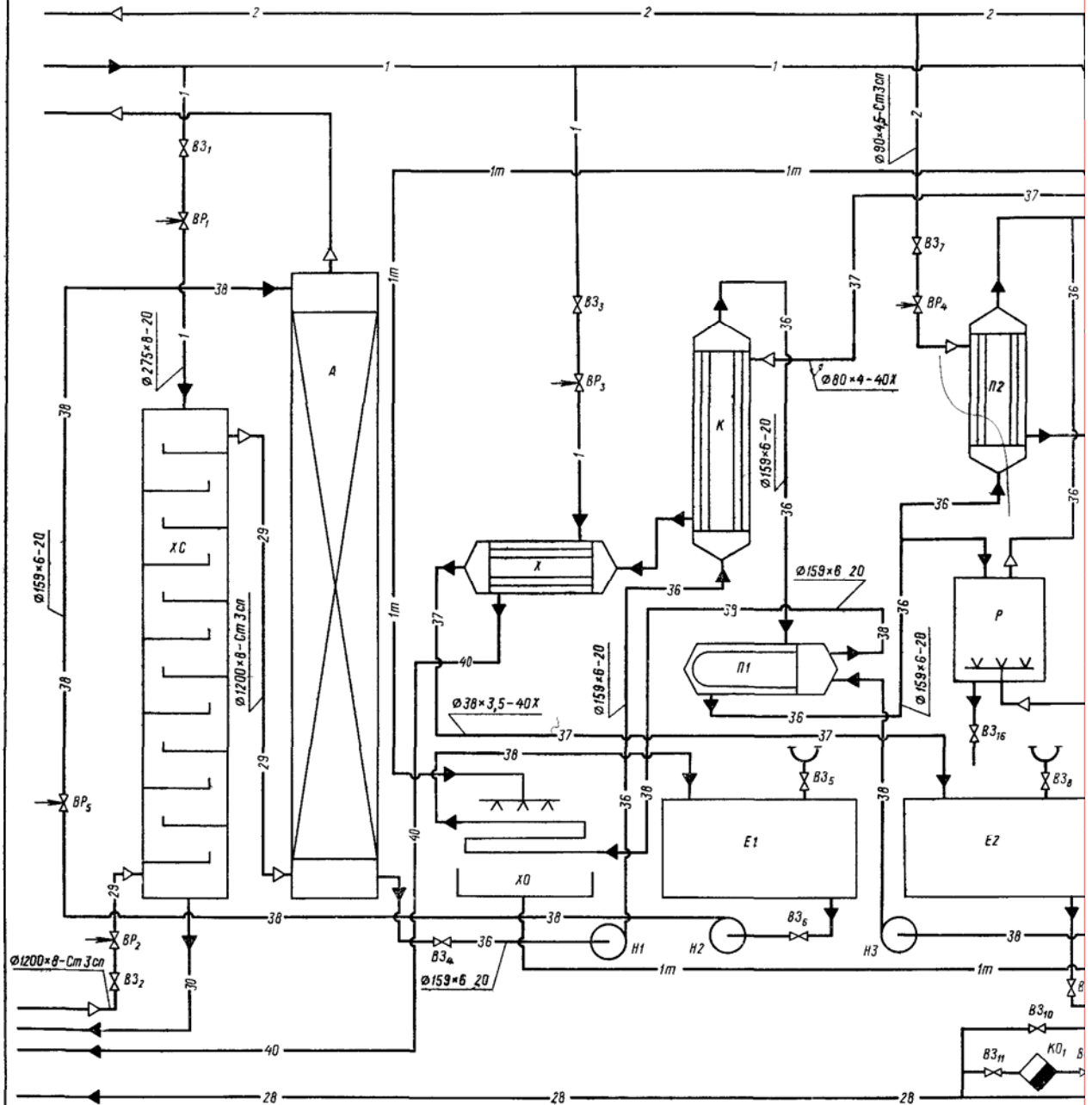
Значение коэффициентов аффинности

Вещество	β	Вещество	β
Ацетон	0,88	Пентан	1,12
Бензол	1,00	Пропан	0,78
Бромистый метил	0,57	Сероуглерод	0,70
Бутан	0,90	Толуол	1,25
Бутилацетат	1,48	Уксусная кислота	0,79
Гексан	1,35	Хлористый этил	0,76
Гептан	1,59	Хлороформ	0,86
Дихлорэтан	1,31	Хлорпикрин	1,28
Диэтиловый эфир	1,09	Этиловый спирт	0,61
Метиловый спирт	0,40	Четыреххлористый углерод	1,05
Муравьиная кислота	0,61	Циклогексан	1,03

Приложение 23.

Значение коэффициента b

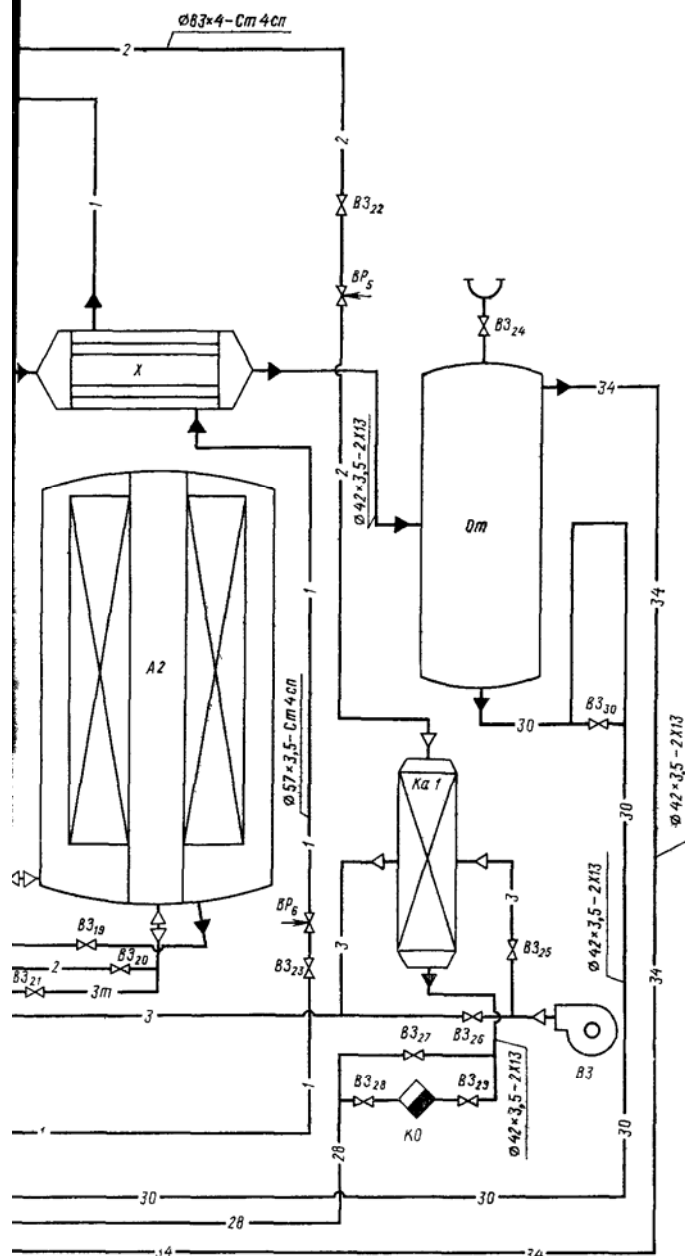
Y_K/Y_H	0,005	0,01	0,03	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
b	1,84	1,67	1,35	1,19	0,97	0,67	0,42	0,23	0,07	-0,1	-0,27	-0,46	-0,68



Условное обозначение		наименование среды в трубопроводе
Букв	Графическое	
	— 1 — 1 —	Вода
	— 1т — 1т —	Вода теплая
	— 2 — 2 —	Пар
	— 2в — 2в —	Конденсат
	— 29 — 29 —	Лавогазовая смесь
	— 30 — 30 —	В канализацию
	— 36 — 36 —	Смесь бензола с маслом
	— 37 — 37 —	Бензол
	— 38 — 38 —	Масло
	— 40 — 40 —	Оборотная вода

Обозначение	Наименование	Кол	Примечание
A	Абсорбер	1	
ХС	Холодильник смещения	1	
Х	Холодильник	1	
ХО	Холодильник оросительный	1	
КР	Колонна ректификационная	1	
Г	Градирня	1	
Р	Регенератор	1	
П1-2	Подогреватель	2	
Е1-2	Емкость	2	
К	Конденсатор	1	
Н1-6	Насос	6	
ВЗ1, 10	Вентиль запорный	16	
ВР1, 5	Вентиль регулирующий	5	
КО1-2	Конденсатотводчик	2	

[illegible]



Букв	Графическое	Наименование среды в трубопроводе
1	1	вода
2	2	пар
3	3	воздух
3т	3т	воздух технологический
28	28	конденсат
29	29	паровоздушная смесь
30	30	в канализацию
34	34	бутилацетат
40	40	обратная вода
41	41	смесь паров воды и бутилацетата

Обозначение	Наименование	Кол	Примечание
A1-2	Адсорбер	2	
Ф	Фильтр рукавный	1	
От	Отстойник	1	
Ка 1	Калорифер	1	
Ка 2	Холодильник	1	
К	Конденсатор	1	
Х	Холодильник	1	
От	Отстойник	1	
Ц	Циклон	1	
М	Мембрана проточная	1	
Ш	Шибер	1	
В1-3	Вентилятор	3	
КО	Конденсатоотводчик	1	
ВР1, в	Вентиль регулирующий	6	
ВЗ1, 30	Вентиль запорный	30	

					00 00 000 ТЗ		
Изм	Исполн	№ докум	Лист	Дата	Установка адсорбционная Технологическая схема		
Разраб					Лист	Масса	Масштаб
Проект							
Т. контр					Лист	Листов 1	
Рук							
Н. контр							
Утв							

Таблица шпунцов

Обозначение	Наименование	Прочность на разрыв, МПа	Количество шпунцов, шт
В	Вход газовой смеси	250	1
Г	Выход газовой смеси	250	1
Д	Вход жидкости	50	1
Е	Выход жидкости	50	1
Ж	Для манометра	25	1,6
З-2	Для термометра	25	2,5
И-4	Люк	500	0,6

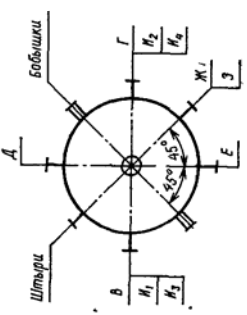
Техническая характеристика

- Аппарат предназначен для разделения смеси метанола с парами воды
- Концентрация: 25% (масс.)
- Емкость: номинальная 20,5 м³
- Производительность: 1,74 кг/с
- Давление в колонне: атмосферное
- Температура среды в корпусе: -100°C
- Среда в аппарате: токсичная, коррозионная
- Тип колонны: насадочная
- Высота насадки: 8 м

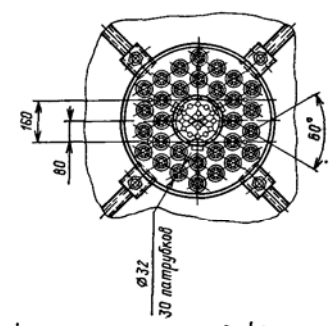
Технические требования

- При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - ГОСТ 12 2 003-74 «Оборудование производственное. Общие требования безопасности»;
 - ОСТ 25 291-79 «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования»;
- Материал деталей колонны, контактирующих с разделяемыми жидкостями, — сталь 18Н10Т ГОСТ 5632-72, остальных — сталь Ст 3 ГОСТ 380-71
- Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении давлением 0,2 МПа, в вертикальном положении — наклон
- Сварные соединения должны соответствовать требованиям:
 - СТ 26-01-71-68 «Сварка в химическом машиностроении»;
- Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографическим методом
- Действительное расположение шпунцов, люков, цапф, штырей см. на схеме
- Размеры для справок.

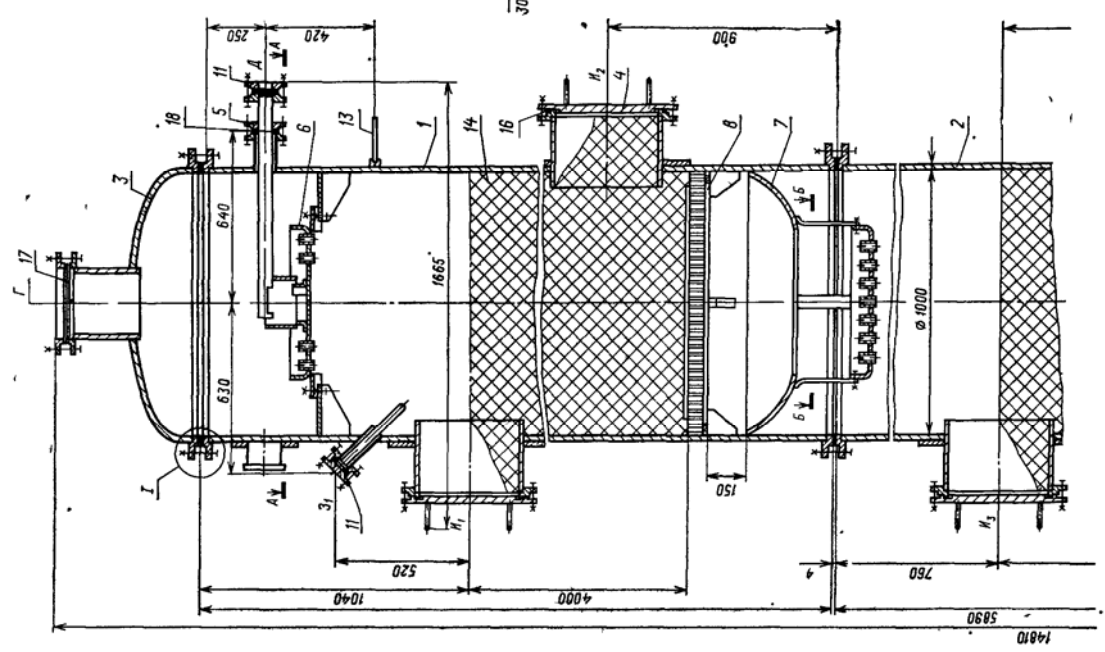
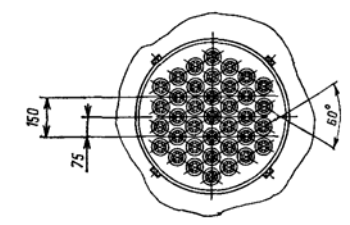
Схема расположения шпунцов, люков, цапф, штырей

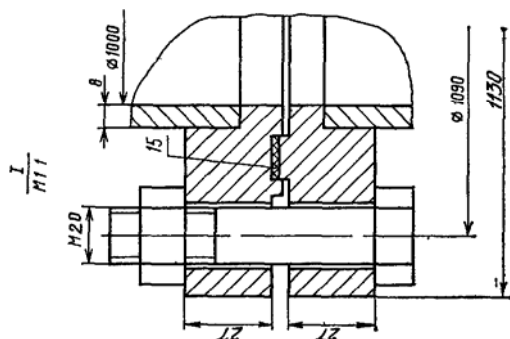
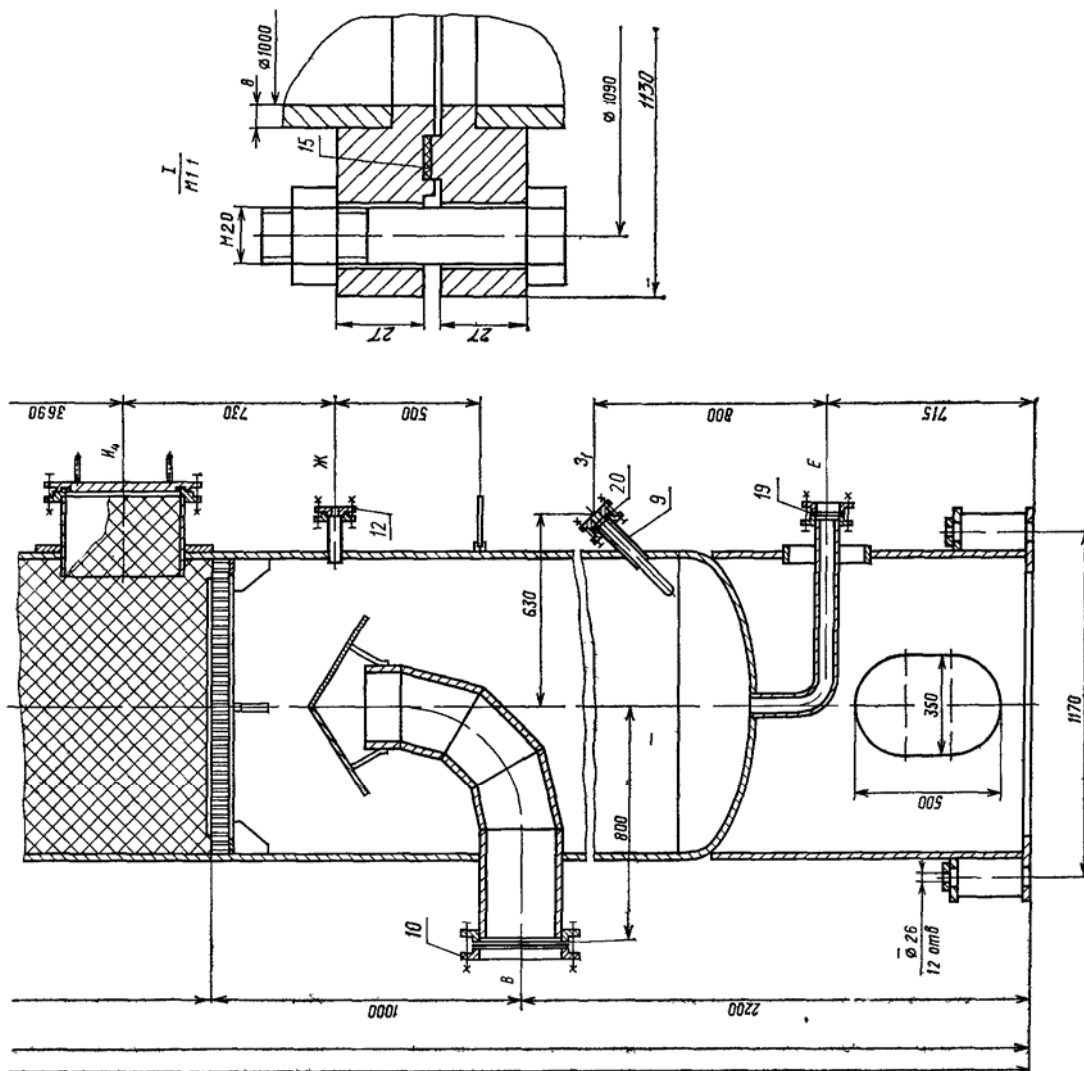


А-А



Б-Б



[illegible]

Приложение 17

Таблица шпунцев

Обозначение	Наименование	Проход шпунца, мм	Давление условной среды, МПа
Г	Выход пара	1 200	0,25
Д	Вход пара	1 200	0,25
Е	Вход флегмы	1 50	0,25
Ж	Выход жидкости из куба	1 125	0,25
З	Выход кубового остатка	1 40	0,25
И	Вход исходной смеси	1 50	0,25
К ₁₋₂	Для манометра	2 25	1,6
Л ₁₋₂	Для указателя уровня	2 20	1,6
М	Для установки термометра	1 25	6,4
Н ₁₋₂	Для термометра ртутного	2 25	2,5

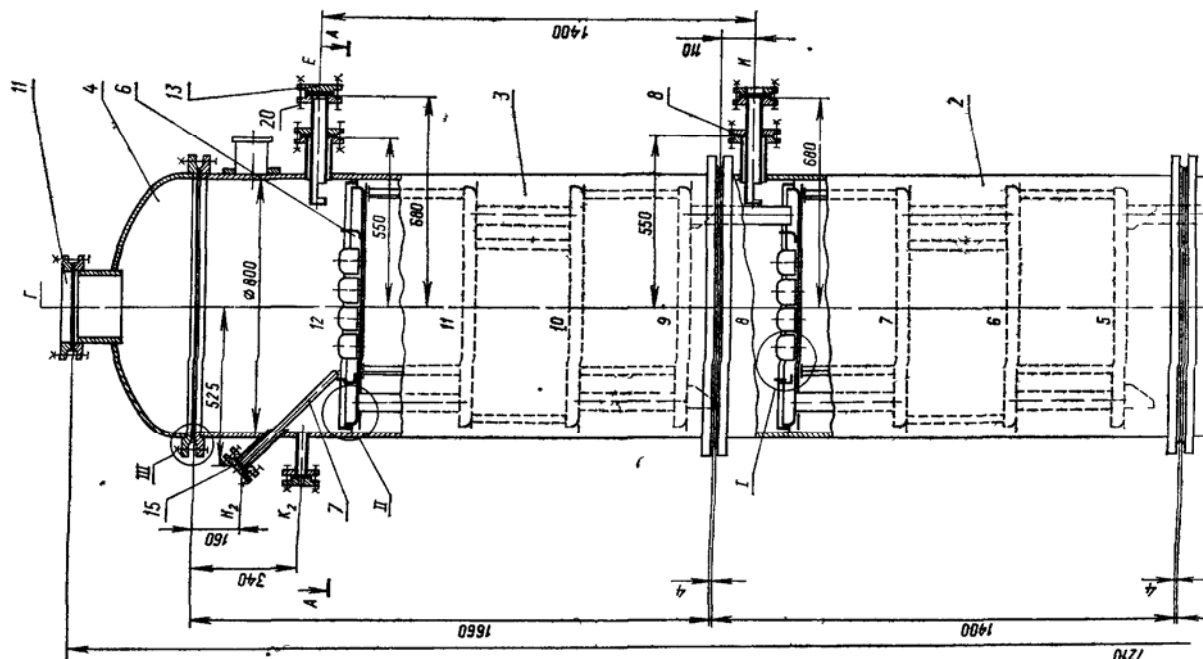
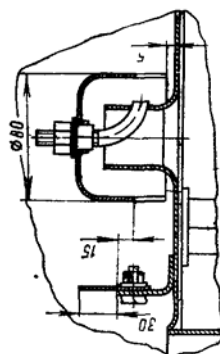
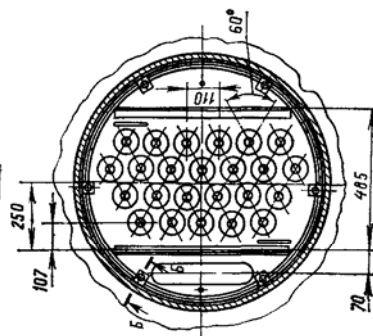
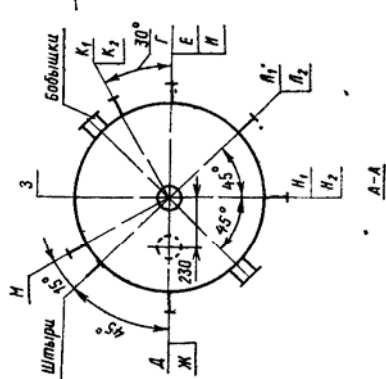
Техническая характеристика

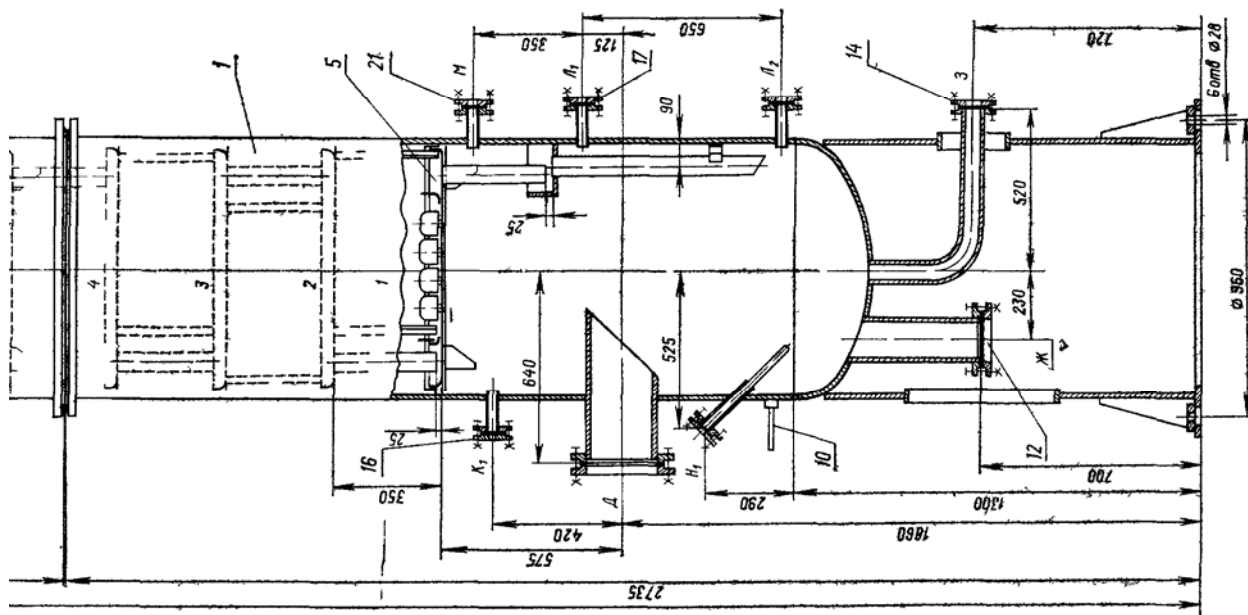
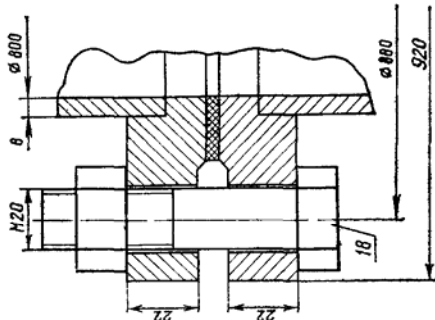
- 1 Аппарат предназначен для разделения смеси бутылочный спирт-вода
- 2 Концентрация 40 % (масс.)
- 3 Номинальная емкость 5,65 м³
- 4 Производительность 1,25 кг/с
- 5 Давление в колонне атмосферное
- 6 Температура среды в кубе 120°C
- 7 Среда в аппарате - токсичная коррозионная.
- 8 Тип тарелок - колпачковые.

Технические требования

- 1 При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - а) ГОСТ 12 2 003-74 "Оборудование производственное, общее требования безопасности";
 - б) ГОСТ 26-231-75 "Сосуды и аппараты стальные сварные технические требования";
- 2 Материал деталей колонны, соприкасающихся с разделяемыми жидкостями, - сталь Х77Н13П2Т ГОСТ 3632-72, остальных - сталь Ст 3 ГОСТ 380-71.
- 3 Материал прокладок - паронит ПОН-1 ГОСТ 481-71.
- 4 Аппарат испытать на прочность гидравлически в горизонтальном положении под давлением 0,2 МПа, в вертикальном положении под наливом.
- 5 Сварные соединения должны соответствовать требованиям СН 26-01-71-68 "Сварка в химическом машиностроении".
- 6 Сварные швы в объеме 100 % контролировать рентгенопробойным методом.
- 7 Действительное расположение шпунцев, цапф, штырей см на схеме.
- 8 Не указанный вылет шпунцев 120 мм.
- 9 Размеры для справок.

Схема расположения шпунцев, цапф, штырей

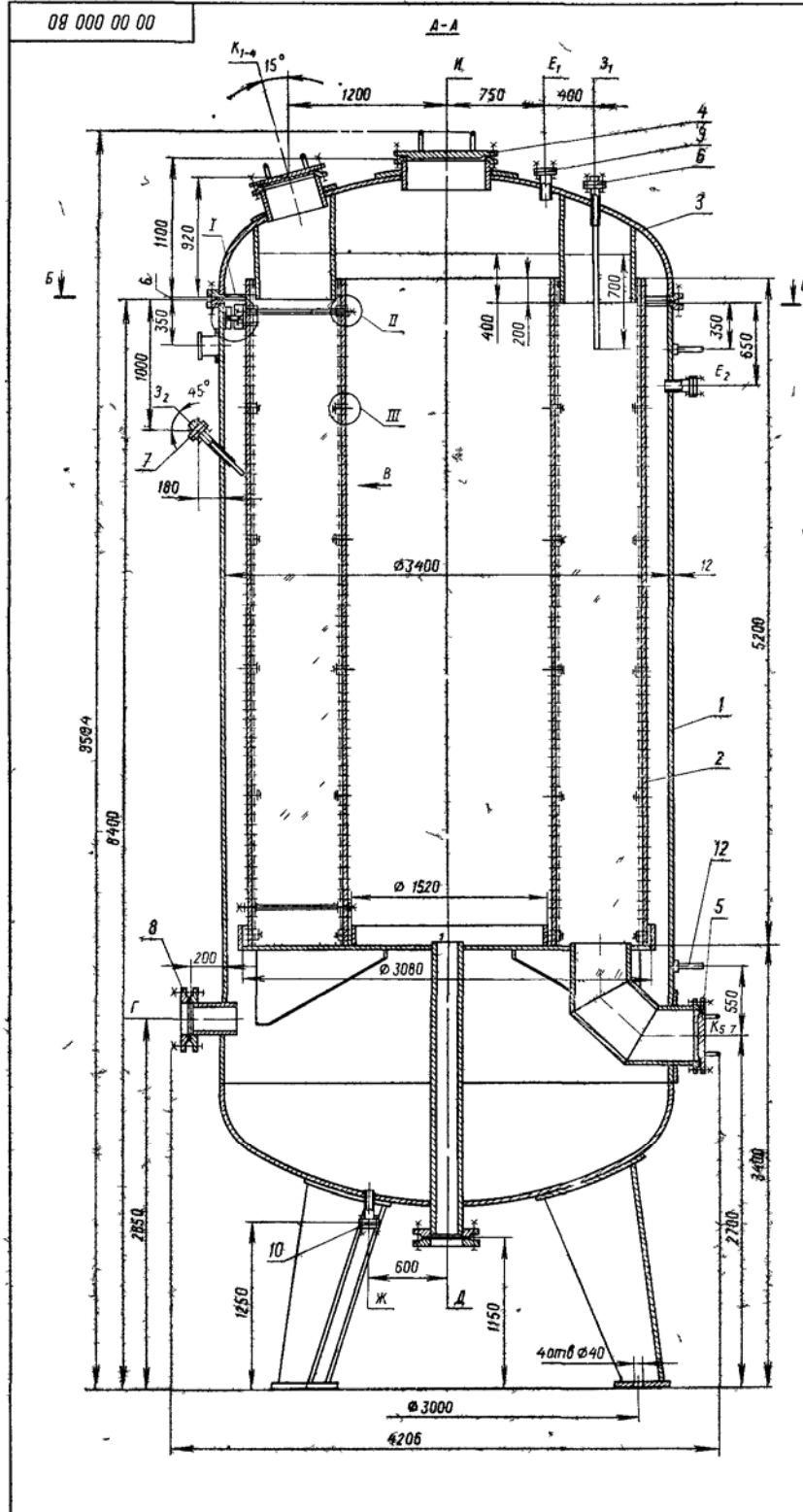




Поз	Обозначение	Наименование	Кол	Масса шт	Наименование и марка материала	Примечание
1		Куб	1			
2		Цорга	1			
3		Цорга	1			
4		Крышка	1			
5		Торелка	9			
6		Торелка	3			
7		Гильза	2			
8		Штицер	2			
9		Кольцо упорное	3		А17Н3М2Т	
10		Штирь	2		Сталь 5м3	
11		Фланец	2		А17Н3М2Т $D_y = 200$	
12		Фланец	1		А17Н3М2Т $D_y = 125$	
13		Фланец	2		А17Н3М2Т $D_y = 50$	
14		Фланец	1		А17Н3М2Т $D_y = 40$	
15		Фланец	3		А17Н3М2Т $D_y = 25$	
16		Фланец	2		А17Н3М2Т $D_y = 25$	
17		Фланец	2		А17Н3М2Т $D_y = 20$	
18		Болты ГОСТ 7798-70				
19		M 20 × 80 5B	84		Сталь 35	
20		M 16 × 50 5B	24		Сталь 35	
21		M 12 × 40 5B	12		Сталь 35	
22		M 10 × 35 5B	16		Сталь 35	
23		M 10 × 35 5B	12		А17Н3М2Т	
		Гайка М10 ГОСТ 5315 70	70		А17Н3М2Т	

№ 00 000 80	Колонна ректификационная Ф 800 мм Чертеж общего вида		Масса кг	1 10
			Лист из	Листов 1

08 000 00 00



Б-Б

Таблица штуцеров

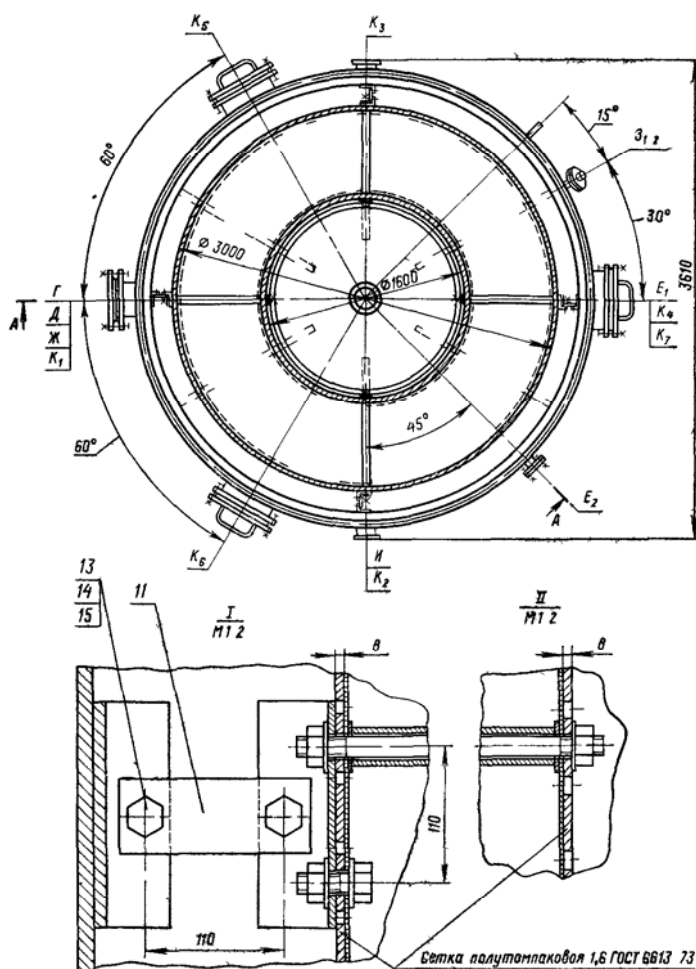
Обозначение	Наименование	Кол. шт.	Проход условный, мм	Длина, мм
Г	Вход паровоздушной смеси	1	150	0,25
Д	Выход отработанного воздуха	1	150	0,25
Е _{1,2}	Для предохранительного клапана	2	80	0,25
Ж	Выход конденсата	1	32	0,25
З _{1,2}	Для гильзы термометра	2	25	2,5
И	Люк	1	600	0,3
К _{1,2}	Люк	7	400	0,3

Техническая характеристика

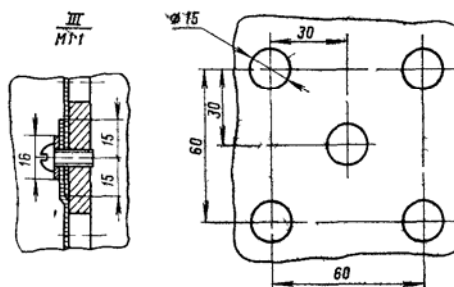
1. Аппарат предназначен для улавливания из газовой смеси паров бутилацетата
2. Количество адсорбента - 26,8 м³
3. Производительность по исходной газовой смеси 0,33 м³/с.
4. Начальная концентрация бутилацетата в газовой смеси 8,2 · 10⁻³ кг/м³, конечная - 0,4 · 10⁻³ кг/м³
5. Давление в аппарате до 0,05 МПа
6. Температура в аппарате при адсорбции 30°С, при десорбции 115°С
7. Среда в аппарате токсичная, взрывоопасная
8. Адсорбент - активный уголь марки АР-17

Технические требования

1. При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - а) Госстандарта СССР
 - б) ГОСТ 12 2 003 74 „Оборудование производственное общие требования безопасности“
 - в) ГОСТ 28 291 79 „Сосуды и аппараты стальные сварные Технические требования“
2. Материал аппарата - сталь 18Н10Т ГОСТ 5349 61
3. Аппарат испытывать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении под давлением 0,225 МПа, в вертикальном положении - наливом
4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям СН 26 01 71 68 „Сварка в химическом машиностроении.“
5. Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенографически
6. Действительное положение штуцеров, цапф, штырей см. на разрезе Б-Б
7. Не указанный вылет штуцеров 120 мм.
8. Размеры для справок.



Выд. Б
М 1 1



Лист	Обозначение	Наименование	Кол. шт.	Масса, кг	Наименование и марка материала	Примечание
1		Корпус	1			
2		Корзина	1			
3		Крышка	1			
4		Крышка люка	1			
5		Крышка люка	1			
6		Гильза	1			
7		Гильза	1			
8		Фланец	2		18Н10Т	D _н = 150
9		Фланец	2		18Н10Т	D _н = 80
10		Фланец	1		18Н10Т	D _н = 32
11		Планка	4		18Н10Т	
12		Штырь	2		Сталь Ст3	
13		Болт М12х40 56 019	8		Сталь 35	
14		Гайка М12 5 019	8		Сталь 20	
15		Шайба 12-01 019	8		Сталь Ст3	
		ГОСТ 11 371-68				

				00 00 000 80			
Мат. лист	№ докум.	Лист	Дата	Адсорбер	Лист	Масса	Масштаб
Разработ.				кольцевой			1:20
Провер.				Чертеж общего вида			
Т. контр.					Лист	Листов 1	
Рис.							
И. контр.							
Этб							

Литература

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1973.
2. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1972.
3. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1967. - 847 с.
4. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. /Под ред. Ю.И.Дытнерского. - М.: Химия, 1983. – 160 с.
5. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - М.: Химия, 1987. - 575 с.
6. Штокман Е.А. Очистка воздуха. - М.: Изд-во АСВ, 1999.
7. Зиганшин М.Г., Колесник А.А., Посохин В.Н. Проектирование аппаратов пылегазоочистки. – М.: «Экопресс – 3М», 1998.
8. Оборудование, сооружения, основы проектирования химико-технологических процессов защиты биосферы от промышленных выбросов. /А.И.Родионов, Ю.П.Кузнецов, В.В.Зенков, Г.С.Соловьев. – М.: Химия, 1985.
9. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976.
10. Аверкин А.Г. Аппараты для физико-химической очистки воздуха. Учеб. пособие. В 2-х частях. Ч.1. Абсорберы. - Пенза: ПГАСА, 2000.
11. Аверкин А.Г. Аппараты для физико-химической очистки воздуха. Учеб. пособие. В 2-х частях. Ч.2 Адсорберы. - Пенза: ПГАСА, 1999.
12. Баранцев В.И. Сборник задач по процессам и аппаратам пищевых производств. – М.: Агропромиздат, 1985.
13. Тютюнников А.Б., Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П. Основы расчета и конструирования массообменных колонн. Учеб. пособие. – К.: Выща шк. Головное изд-во, 1989. – 223 с.
14. Тимонин А.С. Инженерно-экологический справочник. В 3-х т. Т.1. – Калуга: Изд-во Н.Бочкаревой, 2003. – 917 с.