

Министерство образования Российской Федерации

ПЕНЗЕНСКИЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

Филиал Пензенского государственного университета

А.Г. Ветошкин

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ЗАЩИТЫ АТМОСФЕРЫ ОТ ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ

Учебное пособие по проектированию

Пенза 2003

УДК 628.5

ББК 20.1

Ветошкин А.Г. Процессы и аппараты защиты атмосферы от газовых выбросов. Учебное пособие по проектированию. – Пенза: Изд-во Пенз. технол. ин-та, 2003. - 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 проектирования процессов и аппаратов (абсорберов и адсорберов) для защиты атмосферы от вредных газов и паров.

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

Рецензенты:

Кафедра «Экология и безопасность жизнедеятельности» Пензенского государственного университета, зав. кафедрой Симакин В.И., к.т.н., доцент, член-корреспондент МАНЭБ.

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

Издательство Пензенского технологического института

А.Г.Ветошкин

Содержание

Введение	5
1. Абсорбция газовых примесей	5
2. Способы выражения составов смесей	7
3. Устройство и принцип действия абсорберов.....	8
4. Насадочные колонны	8
5. Расчет насадочных абсорберов	14
6. Тарельчатые колонны	28
7. Расчет тарельчатых абсорберов	43
8. Варианты заданий по абсорбции	61
9. Адсорбционная очистка газов	74
10. Устройство и принцип действия адсорберов.....	76
11. Расчет адсорберов периодического действия	80
12. Варианты заданий по адсорбции	89
13. Содержание и объем курсового проекта	98
13.1. Содержание и оформление расчетно-пояснительной записки	98
13.2. Общие требования по оформлению графической части проекта.....	102
13.3. Требования к выполнению технологической схемы.	103
13.4. Требования к выполнению чертежей общего вида аппарата	107
14. Требования при защите курсового проекта	111
Приложения	112
Литература	155

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 аппа-

рате 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 противоточное 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. Искривание 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.

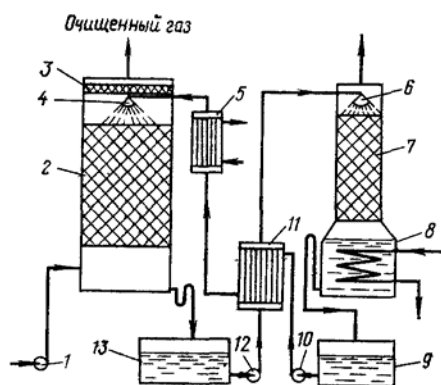


Рис. 1. Схема абсорбционной установки:

- 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, молярных 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.

4. 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.

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. $S = \varepsilon$.

Технические характеристики некоторых насадок приведены в таблице приложения П.1.

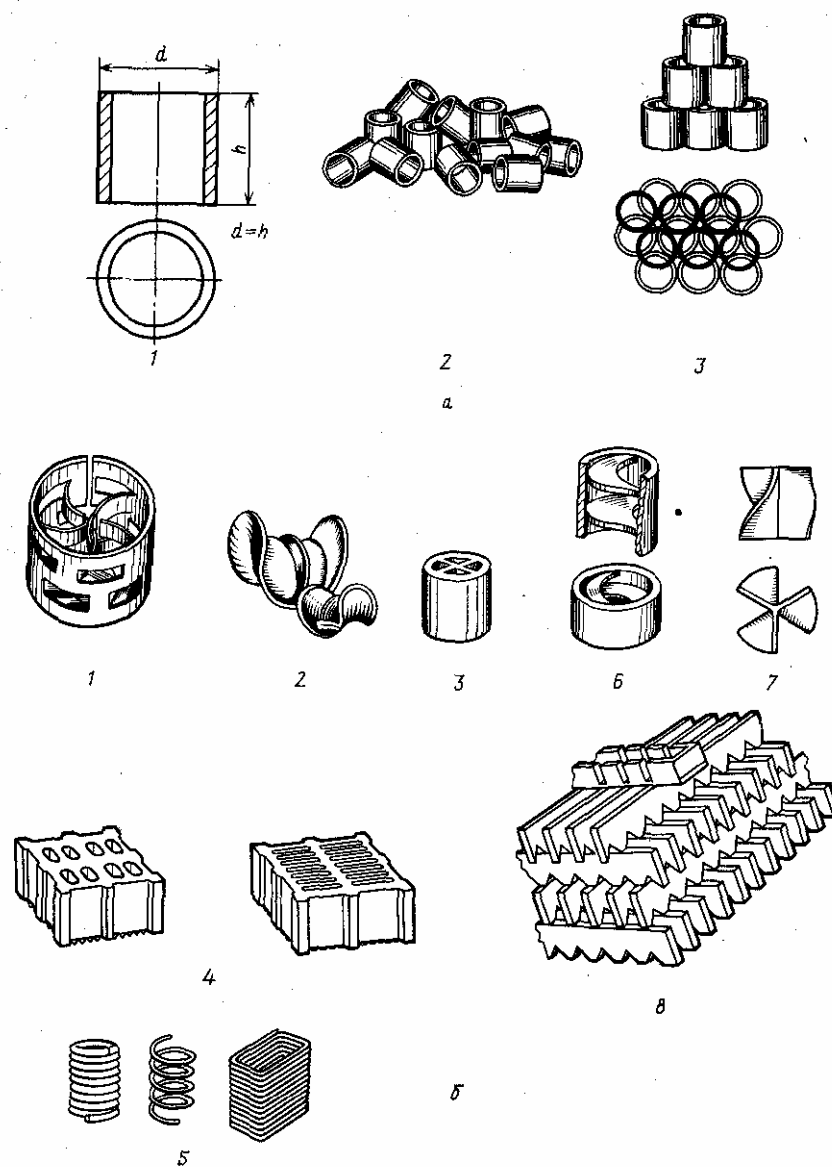


Рис. 2. Виды насадки:

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.

Максимальную поверхность контакта на единицу объема образуют седлообразные насадки "Инталокс" (рис. 2,б-2). Они имеют и минимальное гидравлическое сопротивление, но стоимость их выше, чем кольцевых насадок. Из кольцевых 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.

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. 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-II (б) для стандартных типоразмеров насадочных колонн показаны на рис. 4, а их технические характеристики приведены в приложении 4.

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 $\rho_{\min} \text{ м}^3/\text{ч на } 1 \text{ м}^2$ поверхности насадки, можно принять как $0,12 f_v$, где f_v - удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$, 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 *пленочное* 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 нача-

лом (точкой) *подвисяния* (или *торможения*). Дальнейшее увеличение расхода газа приводит к закиранию 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 максимальной 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.

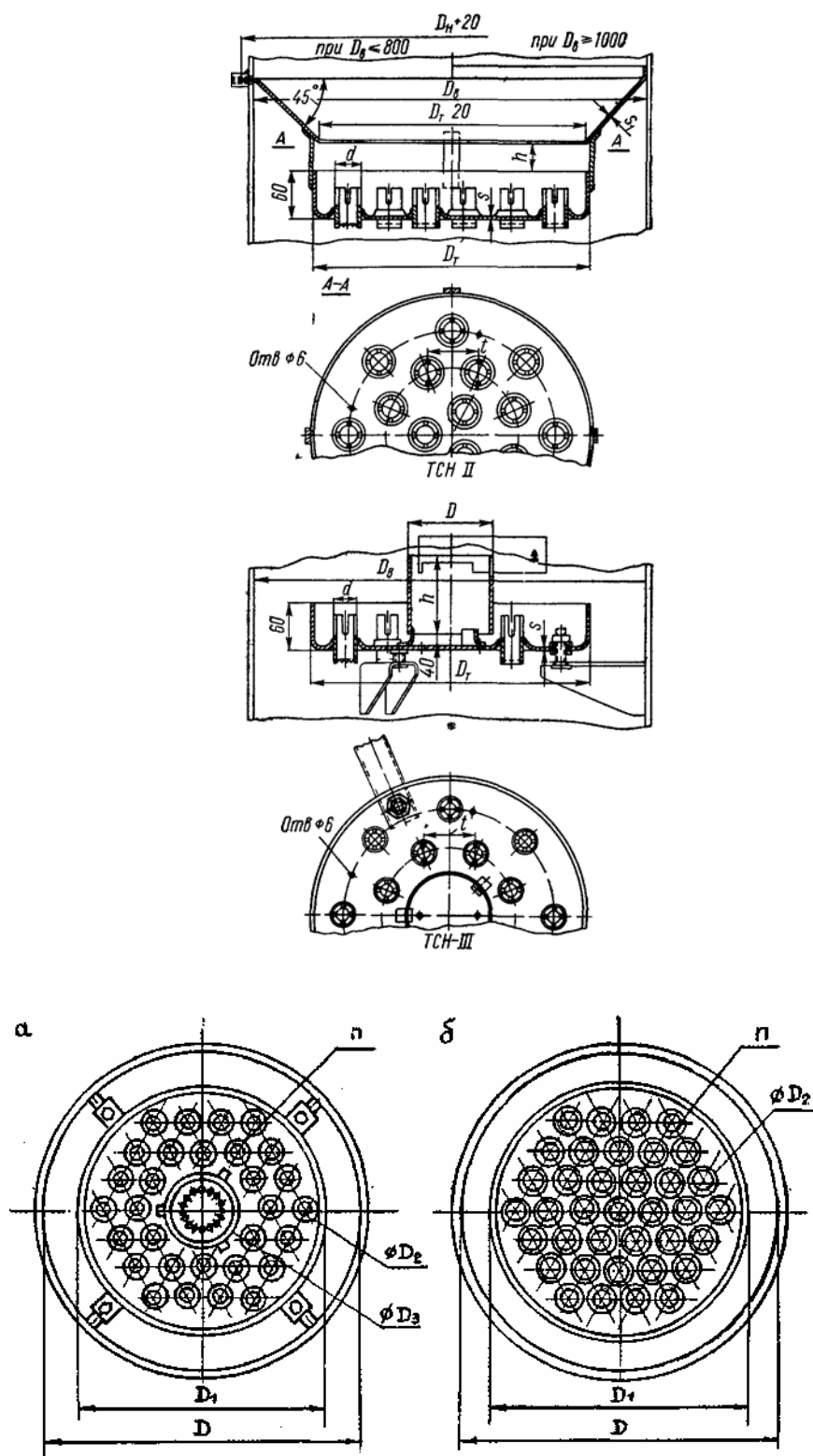


Рис. 4. Конструкции распределительных тарелок.

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

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.

5. Расчет насадочных абсорберов

Целью расчета насадочных абсорберов является: определение диаметра (сечения) аппарата; определение высоты насадки (а также нахождения 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:

$$\Delta Y_{\text{ср}} = (\Delta Y_{\text{б}} - \Delta Y_{\text{м}}) / \ln(\Delta Y_{\text{б}} / \Delta Y_{\text{м}}),$$

или

$$\Delta X_{\text{ср}} = (\Delta X_{\text{б}} - \Delta X_{\text{м}}) / \ln(\Delta X_{\text{б}} / \Delta X_{\text{м}})$$

где $\Delta Y_{\text{б(м)}}$, $\Delta X_{\text{б(м)}}$ - 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.

Скорость газа при захлебывании вычисляют из уравнения

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

где w_0 - скорость газового потока при захлебывании, м/с; f - удельная поверхность насадки, м²/м³; $\rho_{\text{г}}$ - плотность газа, кг/м³; $\rho_{\text{ж}}$ - плотность жидкости, кг/м³; $\varepsilon_{\text{с}}$ - свободный объем насадки, м³/м³; $g = 9,8$ м/с²; $\mu_{\text{ж}}$ - вязкость жидкости, мПа·с; $\mu_{\text{жс}}$ - 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 $\mu_{\text{ж}}$, $\rho_{\text{г}}$, $\rho_{\text{ж}}$ принимаются по параметрам среды в абсорбере.

На практике обычно работают вблизи точек подвисяния. Скорость газа $w_{\text{г}}$ принимают в зависимости от технических, эксплуатационных, экономических и других факторов. Обычно она превышает половину скорости начала захлебывания слоя насадки:

$$w_{\text{г}} = (0,75 \dots 0,9) w_0. \quad ()$$

Для пенящихся жидкостей

$$w_{\text{г}} = (0,3 \dots 0,4) w_0.$$

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

Диаметр абсорбера $D_{\text{а}}$ рассчитывают из уравнения расхода для газовой фазы по рабочей скорости $w_{\text{г}}$, м/с, и объемному расходу газа в колонне $V_{\text{г}}$, м³/с:

$$D_{\text{а}} = \left(\frac{V_{\text{г}}}{0,785 w_{\text{г}}} \right)^{1/2}.$$

Затем выбирают ближайший диаметр $D_{\text{а}}$ из нормализованного ряда диаметров колонн (таблица приложения 6) и уточняют рабочую скорость $w_{\text{р}}$, которая не должна превышать 70...85% от предельной w_0 .

5. Определяют плотность орошения.

Под плотностью орошения q_{op} понимают объемный расход поглощающей жидкости, приходящийся на единицу площади сечения колонного абсорбера, $m^3/(m^2 \cdot ч)$:

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

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 ρ_{min} определяют по соотношению:

$$q_{min} = f q_{эф},$$

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

Если $q_{op} > q_{min}$, то коэффициент смачиваемости насадки принимают равным единице. При несоблюдении указанного условия принимают $q_{op} = q_{min}$, 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

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

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

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

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

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

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

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

$$\beta_x = Nu_{ж} D_{ж}/\delta,$$

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

Коэффициенты диффузии в газовой $D_{г}$ и жидкой фазах $D_{ж}$ 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 $T_0 = 273 \text{ К}$ и абсолютном давлении $P_0 = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Па}$ (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 °С можно пользоваться формулой:

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

где $D_{ж.20}$ - коэффициент диффузии в жидкости при $t = 20$ °С, м²/с; $\mu_{ж}$ — динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с; v_A , v_B - молярные объемы растворенного вещества и растворителя; M_A , M_B - молярные массы 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 °С) 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 °С, 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_y и газовой K_x 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:

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

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

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

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. 5) строят зависимость $1/(Y - Y^*) = f(Y)$.

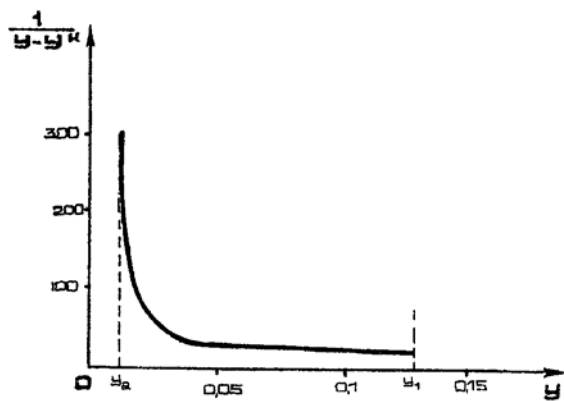


Рис. 5. Зависимость $\frac{1}{Y - Y^*} = f(Y)$.

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.

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), определяют число единиц переноса; последняя ступенька PA либо принимается за полную ступеньку, либо рассчитывают её часть AP/ST (на рис. 6 $N_y = 3$).

Графический метод обеспечивает удовлетворительные результаты, если линия равновесия близка к прямой.

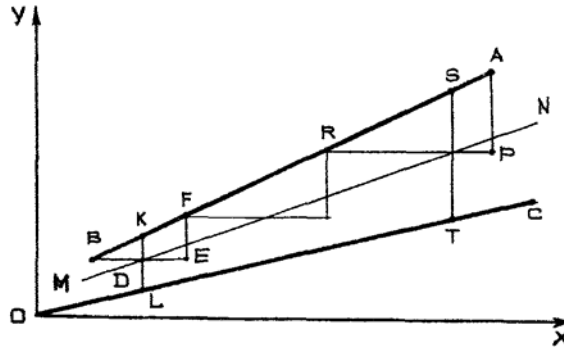


Рис. 6. Определение числа единиц переноса графическим методом.

При применении метода численного интегрирования последовательно выполняют следующие действия (рис. 7):

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

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. 7 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:

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

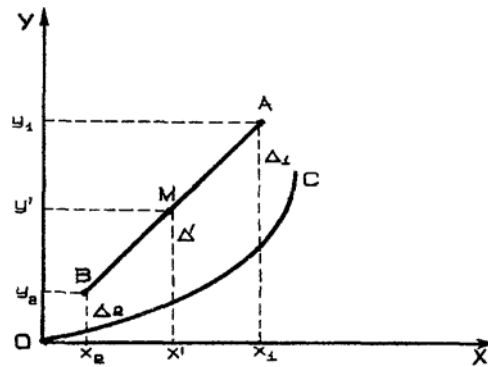


Рис. 7. Определение числа единиц переноса методом численного интегрирования.

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; c – коэффициент, зависящий от характеристик насадки (см. таблицу приложения 10. приложения);

$$k = 10^{n_1 q_{op}} = 2,3 \cdot \exp(n_1 q_{op}),$$

n_1 – коэффициент, значение которого зависит от типа насадки:

а) керамические кольца Рашига (в навал):

- 50 мм $n_1 = 51 \cdot 10^{-3}$;

- 100 мм $n_1 = 33 \cdot 10^{-3}$;

б) керамические кольца Палля:

- 50 мм $n_1 = 35 \cdot 10^{-3}$;

в) блоки: $n_1 = 42 \cdot 10^{-3}$.

Гидравлическое сопротивление сухой насадки, Па, определяется по соотношению:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_s} \frac{\rho_s w_p^2}{2 \varepsilon^2},$$

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

Коэффициенты сопротивления регулярных насадок можно подсчитывать по уравнению:

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

где $\lambda_{тр}$ – 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:

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

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:

$$\lambda = 2,34 + \frac{133}{\text{Re}_s},$$

для кольцевых насадок, засыпанных в навал:

а) при ламинарном движении газа ($\text{Re}_r < 40$)

$$\lambda = \frac{140}{\text{Re}_s}$$

б) при турбулентном движении газа ($\text{Re}_r > 40$)

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_s^{0,2}}.$$

Пример 1. Спроектировать насадочный абсорбер для улавливания аммиака из воздуха в неизотермических условиях, 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 $x_n = 0,2 \text{ вес.}\%$, удельный расход поглотителя $l = 1,18 \text{ кг/кг}$, температура поступающей воды равна $20 \text{ }^\circ\text{C}$. 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 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

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

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):

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

- на входе в абсорбер

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

- на выходе

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

Количество поглощенного аммиака составит:

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

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

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

Конечная концентрация аммиака в воде

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

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:

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

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 $w_0 = 2,65$ м/с.

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

Определяем диаметр абсорбера

$$D_a = \left(\frac{4V_c}{\pi \cdot w_r}\right)^{1/2} = \left(\frac{4 \cdot 10000}{3,14 \cdot 3600 \cdot 2}\right)^{1/2} = 1,29 \text{ м.}$$

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

Уточняем рабочую скорость газа при выбранном диаметре абсорбера

$$w_p = \frac{V_c}{S_a} = \frac{10000}{1,54} = 6,49 \text{ м/с.}$$

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

$$q_{op} = L/(\rho_{ж} \cdot S_a) = 14500/(1000 \cdot 1,54) = 9,416 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Для насадочных абсорберов минимальную эффективную плотность орошения определяют по соотношению:

$$q_{min} = f \cdot q_{эф.}$$

Для выбранного типоразмера насадки

$$q_{min} = 90 \cdot 2,2 \cdot 10^{-5} \cdot 3600 = 7,26 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

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

Высоту рабочей части определяем по уравнению:

$$H = N_y \cdot h.$$

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

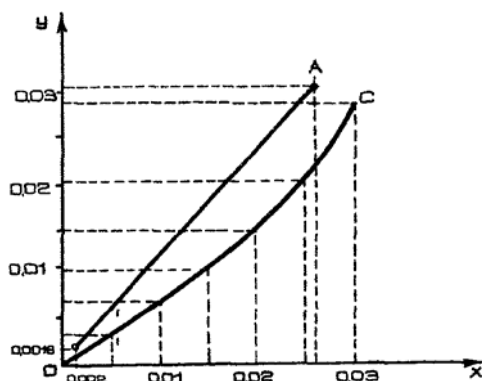


Рис. 8. Рабочая линия и линия равновесия для абсорбции аммиака водой.

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. 1.

Таблица 1.

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. 8).

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. 9) 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. 9, $N_y = 6,85$.

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

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

где

$$\text{Re}_z = \frac{4 \cdot W_z}{f \cdot \mu_z}; \quad W_z = \frac{G}{S_a} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D_a^2}; \quad \text{Pr}_z = \frac{\mu_z}{\rho_z \cdot D_z}.$$

Здесь W_z – массовая скорость газа в сечении абсорбера, кг/(м²·с); $\mu_z = 0,018 \cdot 10^{-3}$ 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; $\rho_z = \rho_v = 1,29$ кг/м³ – плотность газовой фазы; D_z – коэффициент диффузии аммиака в воздухе, м²/с.

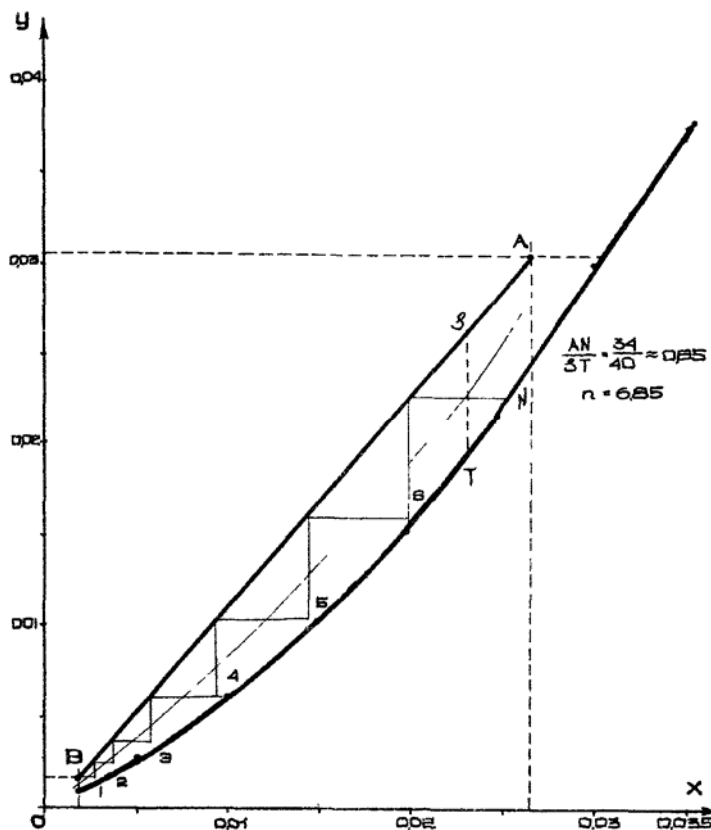


Рис. 9. Определение числа единиц переноса графическим методом.

Отсюда:

- величина массовой скорости газа составит величину

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

- число Рейнольдса газовой фазы

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

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:

$$\text{Pr} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,2918,9 \cdot 10^{-6}} = 0,79.$$

Тогда

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

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

Определяем критерии подобия для жидкой фазы по формулам:

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

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

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

$$\begin{aligned} D_{\text{жс}} &= \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A_1 \cdot B_1 \cdot \sqrt{\mu_{\text{жс}}} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = \\ &= \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{1} (26,7^{1/3} + 14,8^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{17} + \frac{1}{18}} = 0,00244 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}, \end{aligned}$$

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) - мольные 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

$$\text{Re}_{\text{жс}} = 4 \cdot 2,52 / (90 \cdot 1 \cdot 10^{-3}) = 112; \quad \text{Pr}_{\text{жс}} = 1 \cdot 10^{-3} / (10^3 / 2,44 \cdot 10^{-9}) = 416,7.$$

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 общую высоту единицы переноса h по уравнению:

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

где $m = \frac{0,0309}{0,0318} = 0,97$ - тангенс угла наклона кривой равновесия к оси $\bar{X}$ (определен из рис. 9).

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:

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

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).

6. Тарельчатые колонны

Тарельчатые абсорберы обычно представляют собой вертикальные цилиндры – колонны, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга по высоте колонны размещаются горизонтальные перегородки-тарелки. 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.

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.

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. 10).

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. 11) 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.

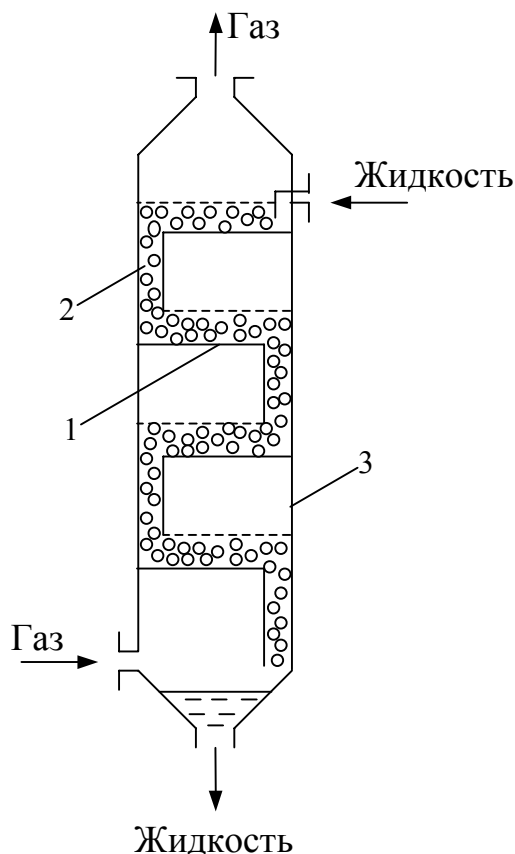


Рис. 10. Схема тарельчатой колонны:
1 - тарелка, 2 – устройство для перетока жидкости, 3 - корпус.

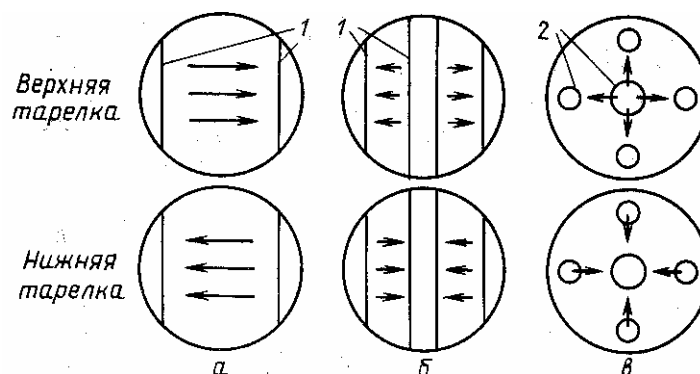


Рис. 11. Некоторые типы - сливных устройств тарельчатых колонн:

а - однопоточное устройство со сливными перегородками 1; б - двухпоточное устройство со сливными перегородками 1; в - устройство для радиального направления жидкости с переливными трубами 2.

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 всплывания) может быть описана уравнениями, полученными для всплывания одиночного пузырька. Поверхность контакта фаз в этом режиме невелика.

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.

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

Выбрать оптимальное контактное устройство из большого разнообразия типов тарелок довольно сложно. Приведенные ниже конструкции тарелок (рис. 12) характеризуются следующими показателями.

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 со взвесями. Однако устойчивый режим барботажа 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.

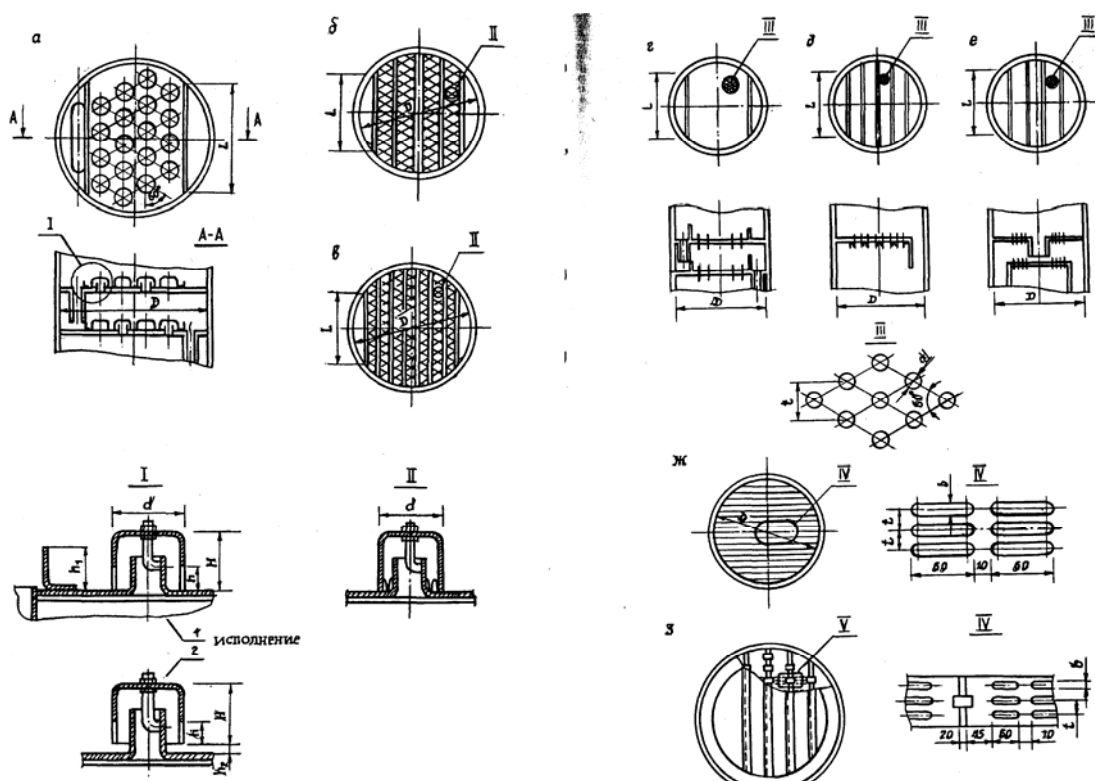
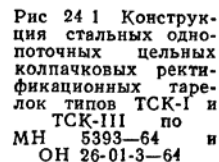


Рис. 12. Конструкции тарелок колонных аппаратов:
а, б, в – колпачковая, г, д, е – ситчатая, ж, з – решетчатая (провальная).

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 поглощающей жидкости на каждой тарелке.

Рассмотрим устройство тарелок для абсорберов. Основные элементы *колпачковой тарелки* приведены на рис.13, 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.



Количество и диаметр колпачков зависит от диаметра аппарата, их размер обычно равен (80...150) мм. Колпачки устанавливают в вершинах равностороннего треугольника с шагом $t = 1,3; 1,6; 1,9 d..$

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.

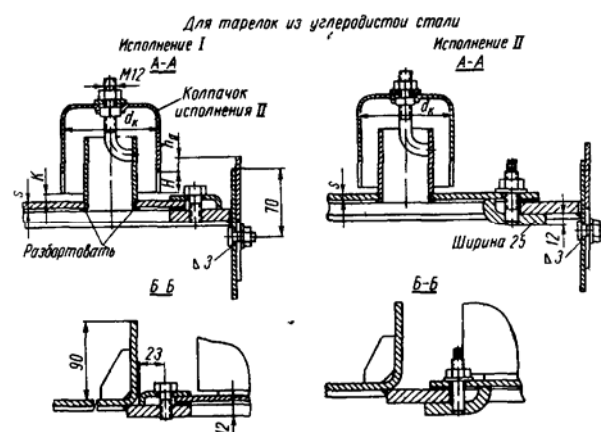
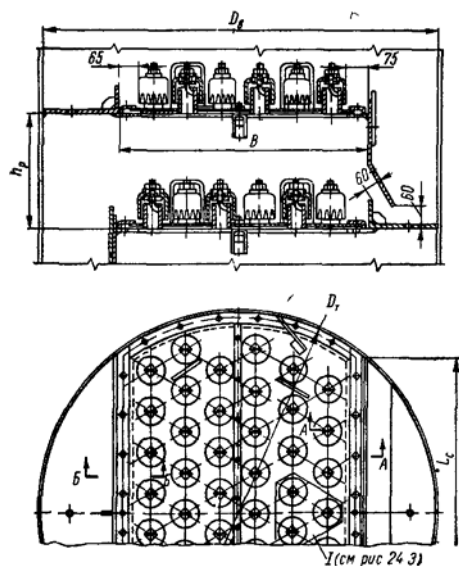


Рис. 24.2. Конструкция стальных однопоточных разборных колпачковых ректификационных тарелок типа ТСК-Р по МН 5394-64

Рис. 13, б. Конструкция однопоточных разборных колпачковых тарелок типа ТСК-Р.

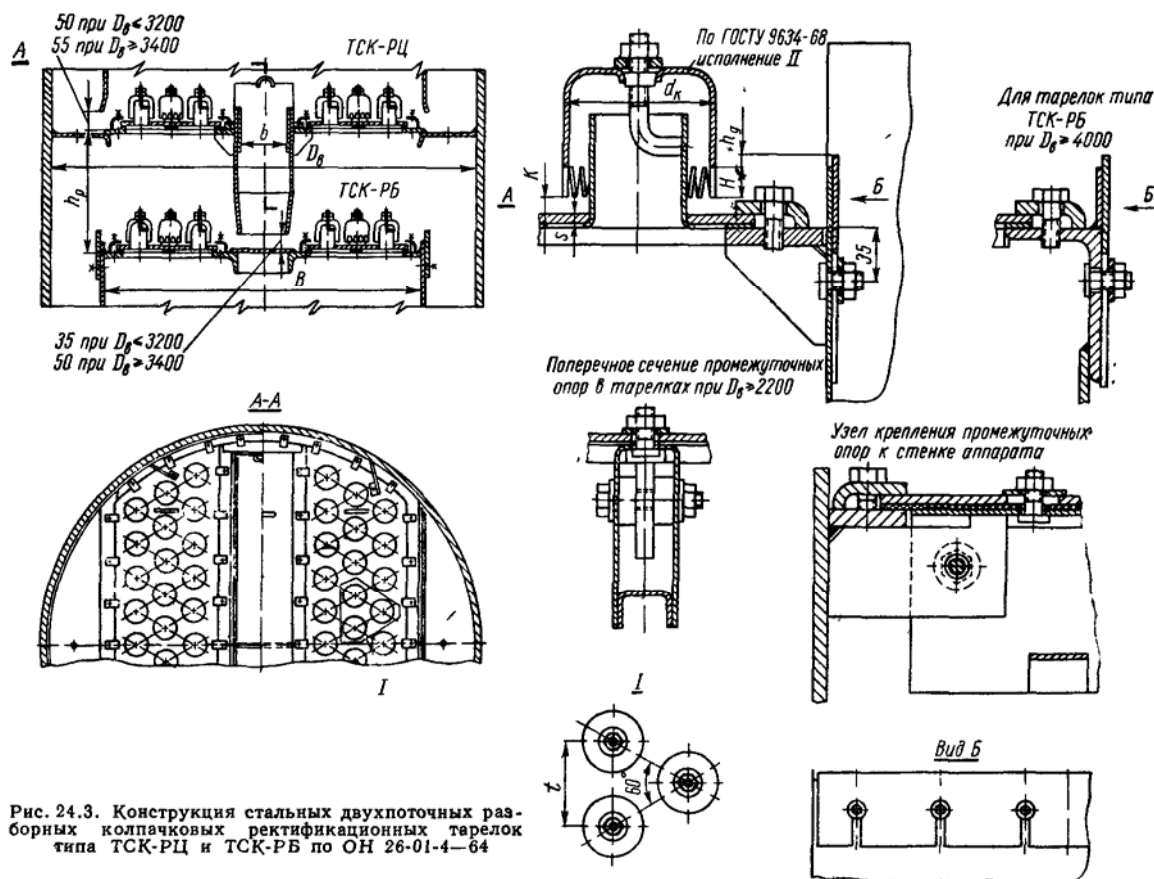


Рис. 13, в. Конструкция двухпоточных разборных колпачковых тарелок типа ТСК-РЦ и ТСК-РБ.

Устройство ситчатых тарелок представлено на рис.14, а, б, в, г, д.

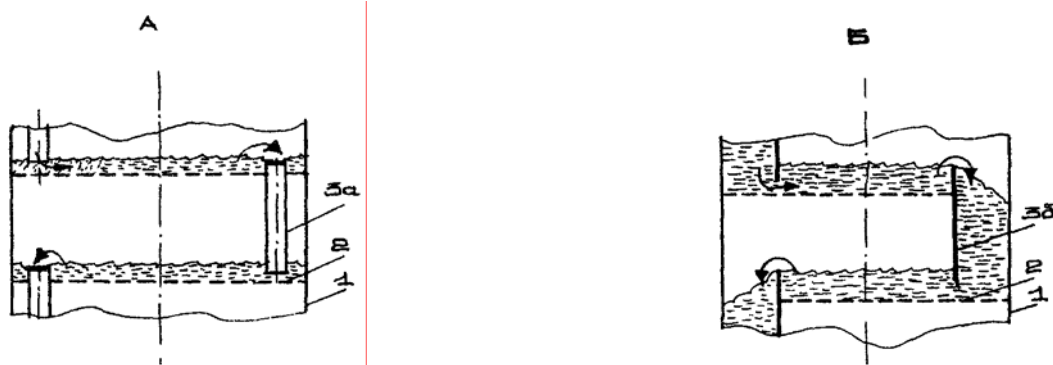


Рис. 14, а и 14, б. Схемы ситчатых тарелок: 1 - корпус аппарата; 2 - тарелка; 3,а - переливная труба; 3,б - переливной порог.

Ситчатая тарелка — горизонтальная перегородка в форме круга, имеющая перфорированные круглые отверстия $d = (2...20)$ мм или щелевые отверстия шириной 4 мм.

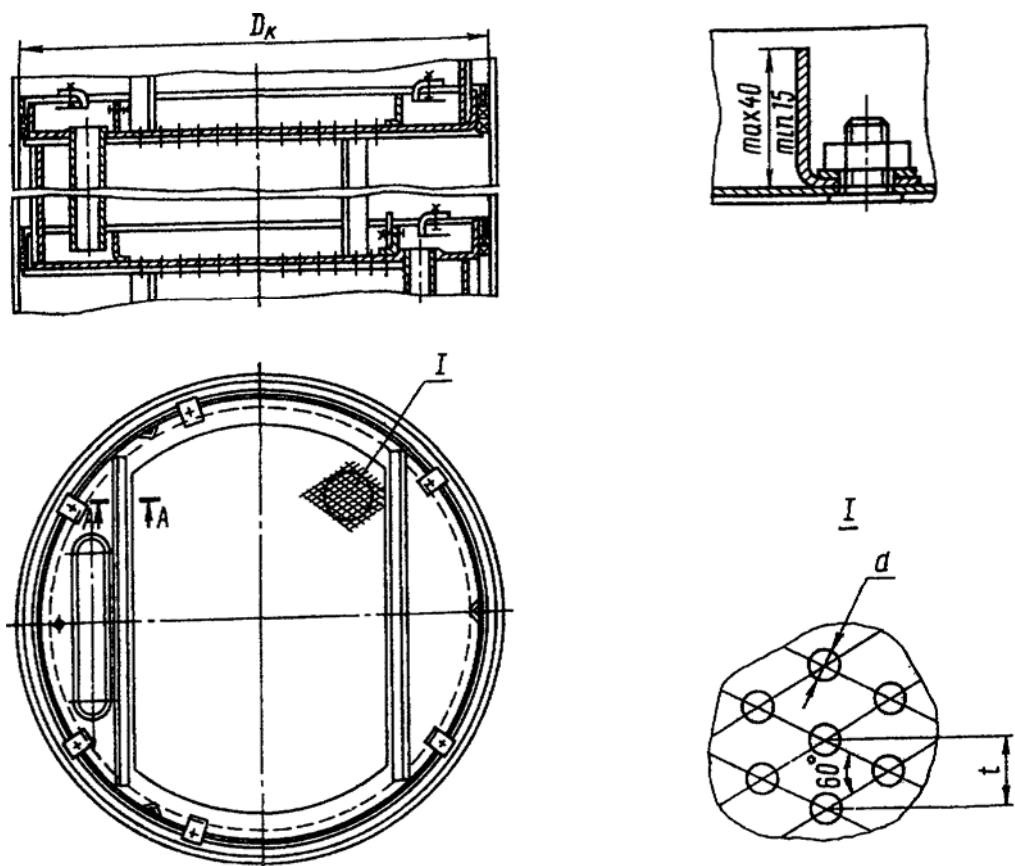


Рис. 14, в. Ситчатая тарелка типа ТС.

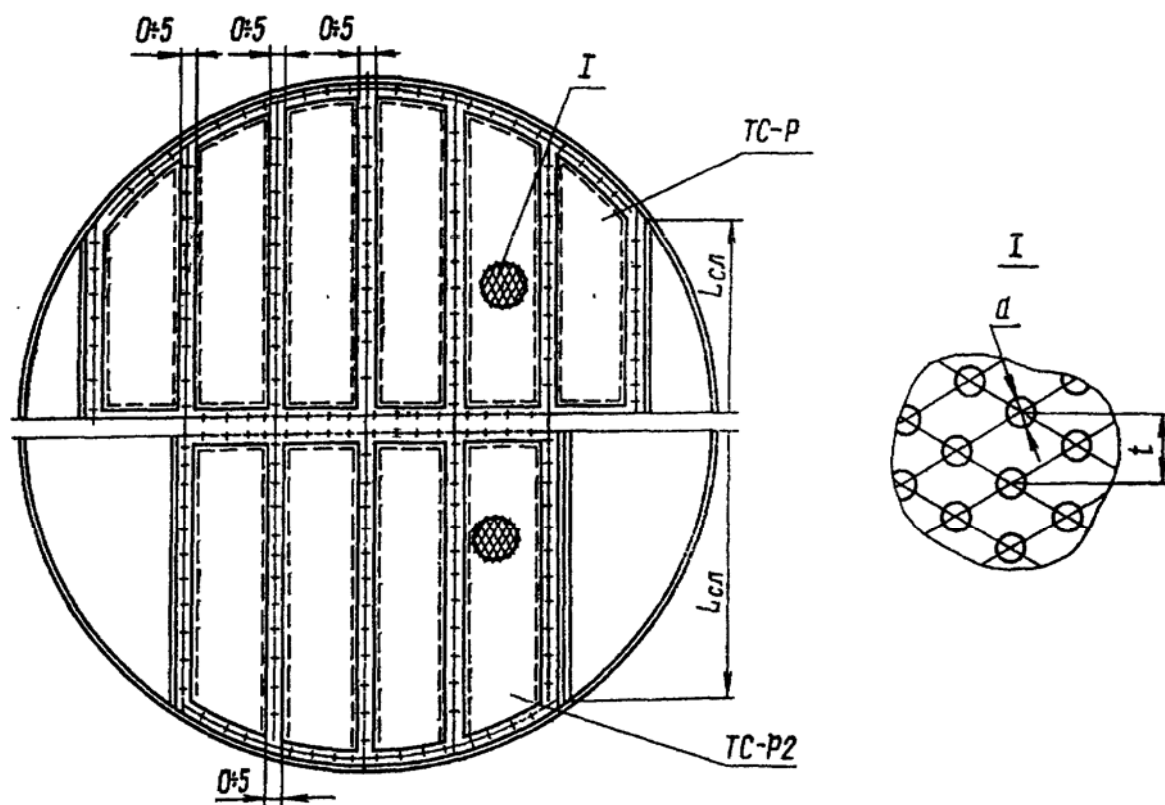


Рис. 14, г. Ситчатая тарелка типов ТС-Р и ТС-Р2.

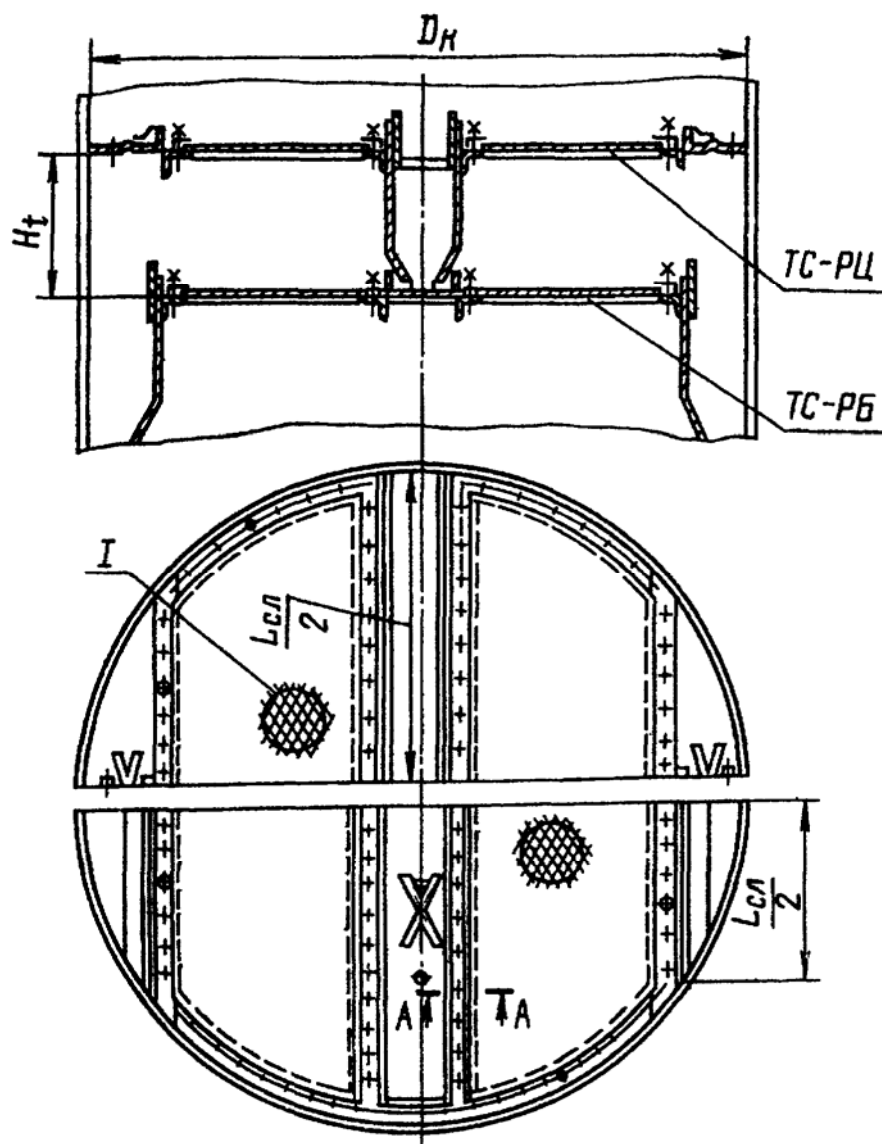


Рис. 14, д. Ситчатая тарелка типа ТС-РЦ/РБ.

Газ проходит через отверстия в тарелке, жидкость перетекает с тарелки на тарелку по переливным трубам или через переливной порог. Оптимальный размер отверстий $d = (8...12)$ 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.

Провальные решетчатые тарелки (рис. 15, а, б) выполняются в виде горизонтальных перегородок в форме круга с щелевыми отверстиями без переливных устройств (труб, порогов).

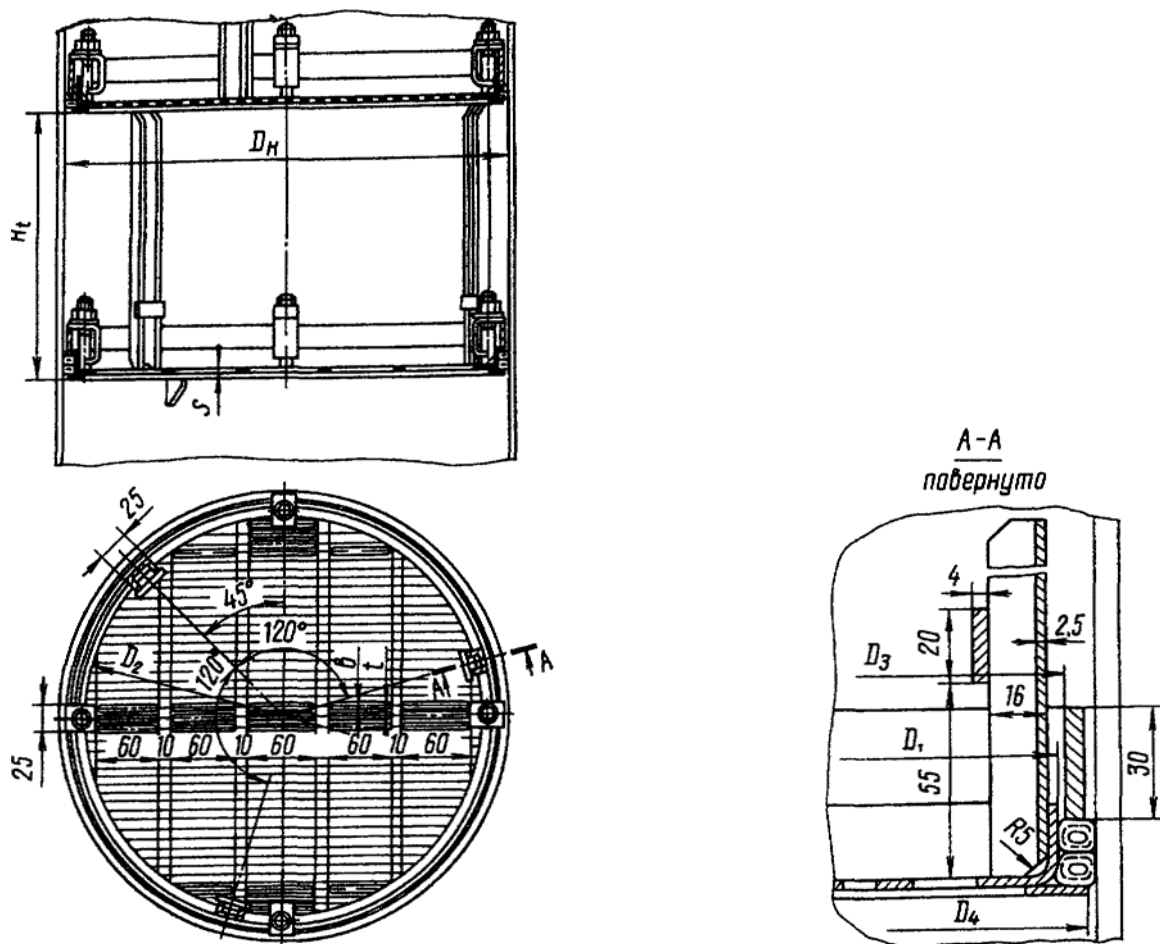


Рис. 15, а. Решетчатая тарелка типа ТС-Р.

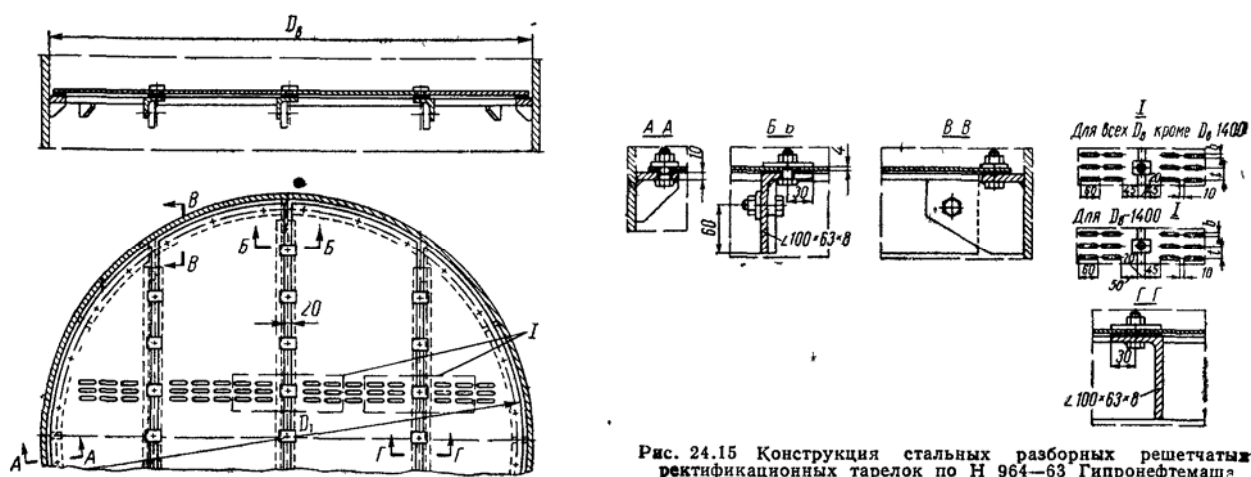


Рис. 15, б. Конструкция разборных решетчатых тарелок.

Газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия тарелки противотоком. Жидкость на тарелке удерживается за счет равновесия между статическим давлением газа и гидростатическим давлением столба жидкости на тарелке. Как и ситчатые тарелки, они могут работать в узком диапазоне нагрузок.

Клапанные тарелки (рис. 16) применяют в аппаратах с целью увеличения диапазона нагрузок по газу. Принцип работы таких тарелок основан на том, что отверстия, через ко-

которые проходит газ, перекрыты клапанами, степень открытия которых зависит от нагрузки по газу.

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.

Промышленность выпускает клапанные тарелки размером от 1 до 4 м, с установкой их по высоте аппарата на расстоянии 300...900 мм.

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

Тарельчатые колонны имеют стандартизированный ряд диаметров от 400 до 4000 мм. Технические характеристики тарелок приведены в приложениях 13-16.

Конструкция колонны с колпачковыми тарелками приведена на рис. 17, колонны с ситчатыми тарелками - на рис. 18, колонны с ситчато-клапанными тарелками - на рис. 19.

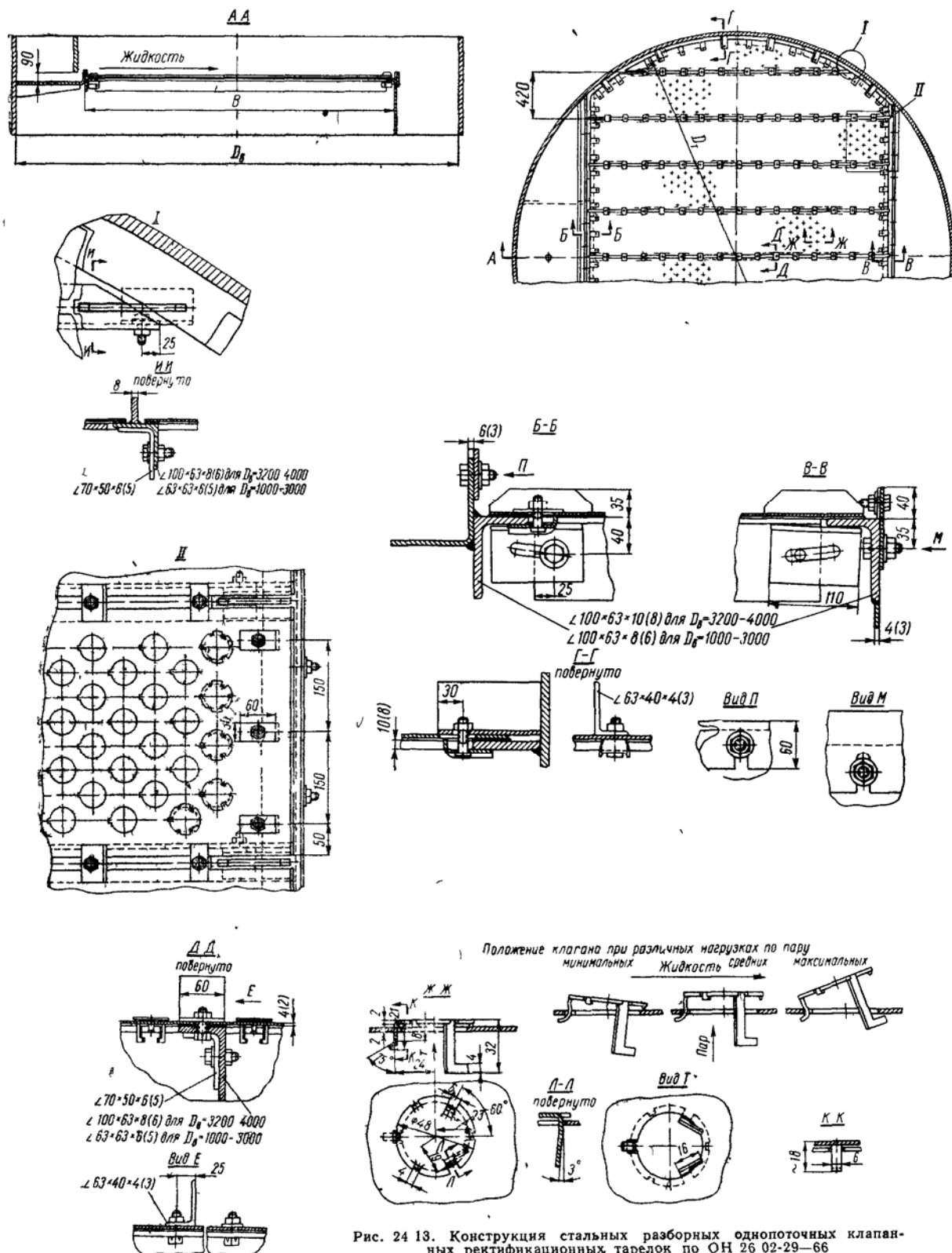


Рис. 24 13. Конструкция стальных разборных однопоточных клапанных ректификационных тарелок по ОН 26 02-29-66

Рис. 16. Конструкция разборных однопоточных клапанных тарелок.

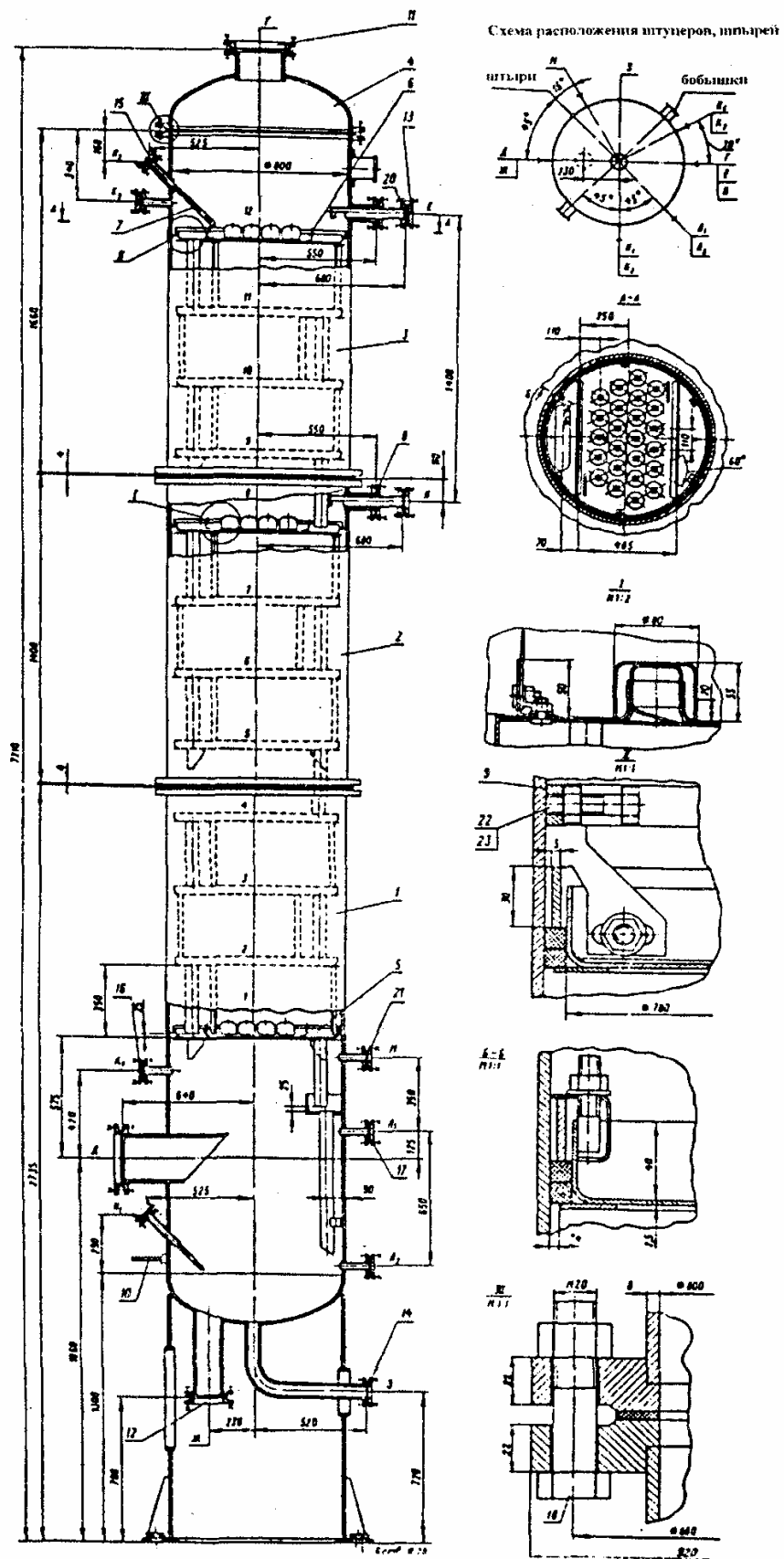


Рис. 17. Колонна с колпачковыми тарелками.

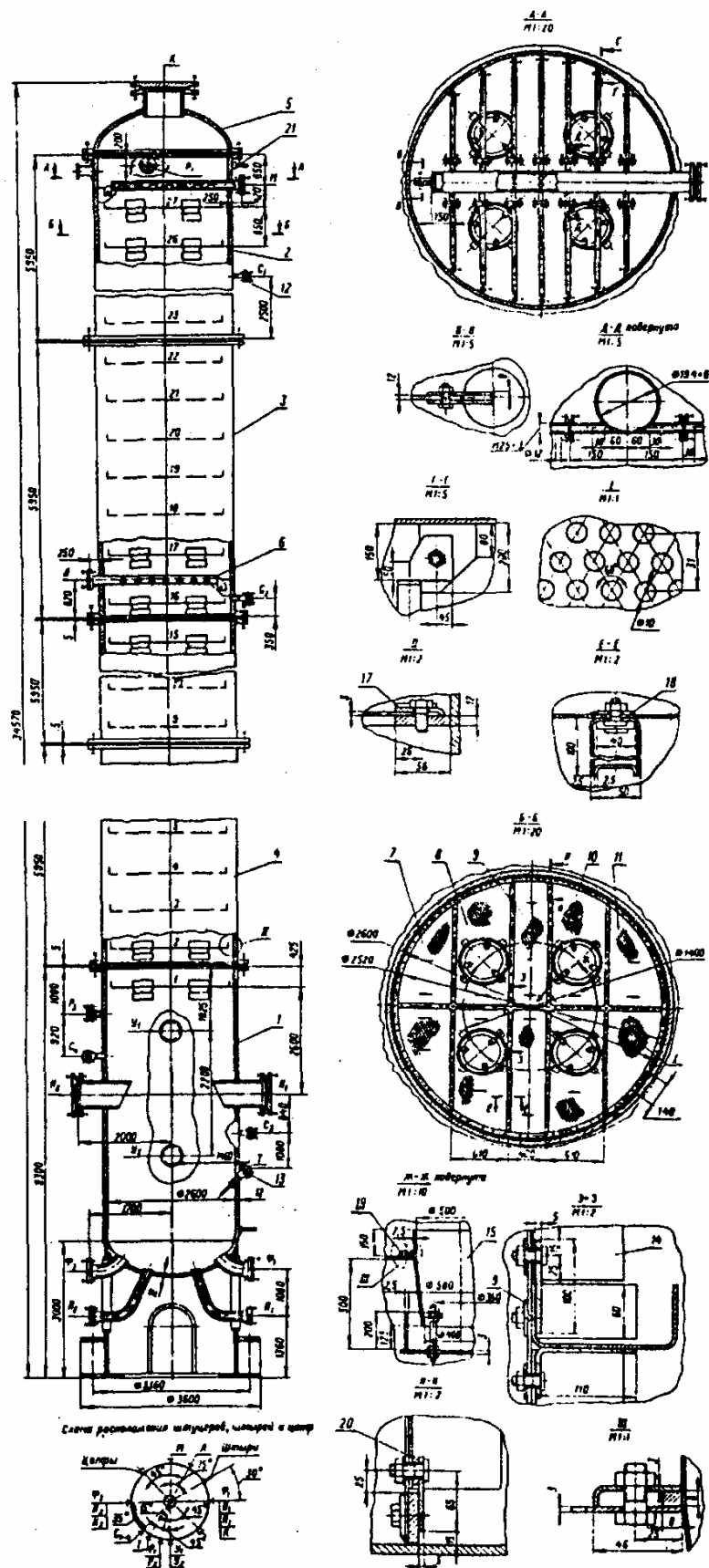


Рис. 18. Колонна с ситчатыми тарелками.

7. Расчет тарельчатых абсорберов

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. 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:

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

где $f_{\text{св}}$ - свободное сечение тарелки, м²/м²; 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 $w_{\text{р}}$. Для провальных тарелок по уточненной скорости пересчитывают принятое ранее значение C_0 :

$$C_{\text{р}} = C_0 (w_{\text{р}} / w_0)^2.$$

5. Определение высоты светлого слоя жидкости $h_{\text{жс}}$.

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:

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

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

Плотность орошения q_{op} провальных тарелок без переливных устройств можно подсчитать по соотношению:

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

Газосодержание барботажного слоя провальных тарелок находят по выражению

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

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.

Высоту пены, т.е. газожидкостной смеси (м), образующейся на тарелке (колпачковой, клапанной и ситчатой), можно ориентировочно оценить по формуле

$$h_n = \frac{k_2}{\sigma^{0,33}} (k_3 w_{св}^2 \rho_{св} + k_4 h_{сл} + h_{пор}),$$

где $h_{сл}$ – высота подпора жидкости над сливным порогом, м; $h_{пор}$ – высота сливного порога на тарелке, м.

Значения входящих в это уравнение коэффициентов k_2, k_3, k_4 приведены в табл. 2.

Таблица 2.

Значения коэффициентов уравнения (7.)

Тип тарелки	$k_1 \cdot 10^5$	k_2	$k_3 \cdot 10^2$	k_4	n_1
Колпачковая	23,0	0,23	4,4	4,6	1,16
Клапанная	5,5	0,17	5,9	2,2	1,38
Ситчатая	6,2	0,42	8,5	2,7	1,61

Высота подпора жидкости над сливным порогом (м):

$$h_{cl} = 0,68 \left(\frac{V_{жс}}{\Pi} \right)^{0,67},$$

где $V_{ж}$ – действительный расход жидкости, протекающей через переливное устройство, м³/с; Π – периметр слива (длина сливного порога), м.

С учетом жидкости, переносимой газом на вышележащую тарелку, действительный расход жидкости в переливном устройстве равен

$$V_{жс} = W_{жс} + \frac{G_z U_{жс}}{\rho_{жс}},$$

где относительный унос жидкости на вышележащую тарелку можно рассчитать по уравнению

$$U_{жс} = \frac{k_1}{\sigma} \left(\frac{w_p}{H_m - h_n} \right)^{n_1},$$

где значения k_1 и n_1 приведены в табл. 7.1.

Высота сливного порога на колпачковых тарелках

$$h_{пор} = h_{г.б} - h_{cl} + h_{пр} + h_y,$$

где $h_{г.б}$ – высота глубины барботажа, м; $h_{пр}$ – высота прорези в колпачке, м; $h_y = 0 \dots 10$ мм – высота установки колпачка (расстояние от тарелки до нижнего торца колпачка).

При расчетном значении $h_{пор} < 45$ мм следует принимать $h_{пор} = 45$ мм.

Глубину барботажа (м) можно рассчитать по формуле

$$h_{г.б} = \left(\frac{0,7}{\rho_{жс}} \right) P^{0,35},$$

где P – абсолютное давление в колонне, Па.

Высота сливного порога на клапанных и ситчатых тарелках

$$h_{пор} = h_{г.б} - h_{cl}.$$

Высоту открытия прорези колпачка можно рассчитать по уравнению

$$h_{пр} = 0,46 \left[\left(\frac{V_z}{m z b} \right)^2 \frac{\rho_z}{\rho_{жс} - \rho_z} \right]^{1/3},$$

где $V_{г}$ – расход газа в колонне, м³/с; m – количество колпачков на тарелке (см. табл. Приложения); z – количество прорезей в одном колпачке; b – расчетная ширина прорези (см. табл. 3).

Таблица 3.

Расчетная ширина b прорезей в колпачках

Форма колпачка и прорези	Ширина прорези (мм) при высоте прорези $h_{пр}$, мм				
	15	20	25	30	45
Капсульный, прямоугольная	-	4,0	4,0	4,0	-
Капсульный, трапецеидальная	5,31	5,75	-	6,75	-
Желобчатый, трапецеидальная	-	8,25	7,8	7,37	-
S-образный, трапецеидальная	-	-	-	-	16,0

В стальных капсульных (круглых) колпачках количество прорезей следующее (см. табл. 4).

Таблица 4.

Диаметр колпачка D_k , мм	60	80	100	150
Количество прорезей z	16	20	26	40

В желобчатых колпачках $z = 130 l_k$, в S-образных элементах $z = 40 l_k$, где l_k – длина колпачка, м.

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:

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

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

6. Определение коэффициентов массоотдачи.

Рекомендуется определять коэффициенты массоотдачи по обобщенному критериальному уравнению для любых типов барботажных тарелок:

$$Nu_{ж} = K Re_{(ж,с)}^{0,5} [\eta_r / (\eta_{жс} + \eta_r)]^{0,5} (h_{ж} / l)$$

где K – эмпирический коэффициент, l – характерный линейный размер, м.

Коэффициент K в этом уравнении зависит от типа тарелки; за линейный размер l принимается средний диаметр пузырька или струи газа при барботаже через слой жидкости.

Диффузионные критерии Нуссельта и Пекле для газовой и жидкой фазы определяются следующими соотношениями:

$$\text{Nu}_\Gamma = \beta_y l / (D_\Gamma f_{\text{св}}); \quad \text{Nu}_\text{ж} = \beta_x l / D_\text{ж};$$

$$\text{Pe}_\Gamma = w_p l / (\varepsilon D_\Gamma); \quad \text{Pe}_\text{ж} = q_{\text{оп}} l / [(1 - \varepsilon) D_\text{ж}],$$

где β_y, β_x - фазовые коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей площади тарелки, м/с.

Принимая линейный размер в турбулентном режиме постоянным, предлагается упрощенные выражения для подсчета коэффициентов массоотдачи:

$$\beta_y = 6,24 \cdot 10^5 h_\text{ж} \sqrt{D_\Gamma w_p \eta_\Gamma [\varepsilon (\eta_\text{ж} + \eta_\Gamma)]} \quad \text{м/с},$$

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

7. Определяют коэффициент массопередачи.

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

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

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

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

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

$$M = G(Y_n - Y_\kappa) = L(X_\kappa - X_n).$$

Число тарелок абсорбера n_Γ находят из соотношения:

$$N_\Gamma = F_\Gamma / f_1,$$

где f_1 - рабочая площадь одной тарелки, м².

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

$$f_1 = \varphi 0,785 D_a^2, \quad \text{м}^2,$$

где φ - доля рабочей площади тарелки, м²/м²; D_a - диаметр колонны, м.

Для провальных тарелок можно принять $\varphi = 1$ и считать рабочую площадь равной площади сечения колонны.

9. 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:

$$h_\Gamma \geq h_\Pi + h_\text{с}, \quad \text{м},$$

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

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 5)

Таблица 5.

Тип тарелки	A	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. 20. 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 $h_{\text{жс}}$, 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.

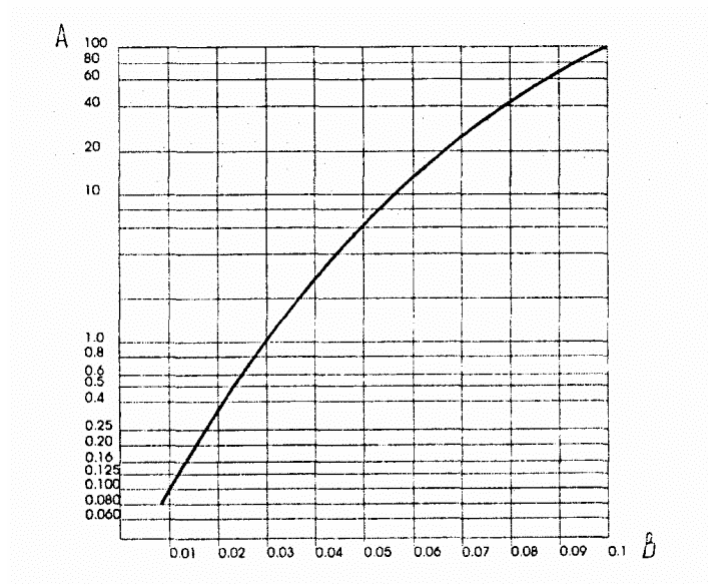


Рис. 20. Зависимость коэффициента A от параметра B .

10. Определяют гидравлическое сопротивление тарелок.

Гидравлическое сопротивление N_T тарелок абсорбера определяется из выражения:

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

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

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

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

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

Гидравлическое сопротивление (Па), обусловленное силами поверхностного натяжения:

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

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

$$\Delta p_{\pi} = 4 \cdot 10^{-3} \sigma_{ж} / d_э,$$

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

Пример 2. 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 $V_{с.н} = 4,2$ м³/с (при нормальных условиях), начальная концентрация аммиака в газовой смеси $C_n = 0,0049$ кг/м³. Плотность газа при 25 °С $\rho_r = 1,29$ кг/м³. 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 массообменных характеристик произвести по основному уравнению массопередачи.

Рассмотреть варианты очистки отбросных газов в насадочном и тарельчатом абсорберах.

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 газом (воздух) и поглотителю в таблицу 6.

Таблица 6.

Среда	M, кг/кмоль	ρ_0 , кг/м ³	$\rho_{25^\circ C}$, кг/м ³	$t_{кип}$, °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:

$$\eta_{ж} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}; \rho_{г} = 1,29 \text{ кг/м}^3.$$

Вариант 1. Расчет параметров очистки газовых выбросов в абсорбере тарельчатого типа.

1. Определяем расходы ингредиентов отбросных газов в нормальных условиях.

Вычисляем массовый расход аммиака на входе отбросных газов в абсорбер:

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

Концентрация аммиака на входе в объемных процентах:

$$v_H = C_{н.у} \cdot 22,4 \cdot 100\% / M_{\text{NH}_3} = 0,0049 \cdot 22,4 \cdot 100 / 17 = 0,6445\%.$$

Плотность отбросного воздуха на входе в абсорбер:

$$\rho_{с.н} = (\rho_{0,\text{NH}_3} \cdot v_H / 100\%) + [\rho_{0,\text{B}}(100\% - v_H) / 100\%] = (0,771 \cdot 0,6445 / 100) + (1,29 \cdot 99,3555 / 100) = 1,29 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый расход отбросных газов на входе:

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

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:

$$v_K = C_{к.у} \cdot 22,4 \cdot 100\% / M_{\text{NH}_3} = 0,00004 \cdot 22,4 \cdot 100 / 17,03 = 0,00526 \% \text{ об.}$$

Объемный расход отбросных газов на выходе:

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

Средний объемный расход отбросных газов в колонне:

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

Плотность отбросных газов на выходе:

$$\rho_{с.к} = (\rho_{0,\text{NH}_3} \cdot v_K / 100\%) + [\rho_{0,\text{B}}(100\% - v_K) / 100\%] = (0,771 \cdot 0,00526 / 100) + (1,29 \cdot 99,99474 / 100) = 1,293 \text{ кг/м}^3.$$

Массовый расход отбросных газов и аммиака на выходе:

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

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

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

$$\overline{W}_{\text{NH}_3} = W_H - W_K = 0,0206 - 0,00017 = 0,0204 \text{ кг/с}.$$

Поток массы улавливаемого аммиака в киломолях:

$$W_{\text{NH}_3} = \overline{W}_{\text{NH}_3} / M_{\text{NH}_3} = 0,0204 / 17 = 0,0012 \text{ кмоль/с}.$$

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.):

$$C_{к.ж} = \rho_{ж} \overline{W}_{\text{NH}_3} / (L + \overline{W}_{\text{NH}_3}) = 997 \cdot 0,0204 / (7,66 + 0,0204) = 2,65 \text{ кгNH}_3/\text{м}^3 \text{ Ж.С.}$$

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

$$Y_H = W_H M_{\text{в}} / (G_{\text{в}} M_{\text{NH}_3}) = 0,0206 \cdot 29 / (5,396 \cdot 17) = 0,0065$$

кмоль NH_3 /кмоль воздуха.

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

$$Y_K = W_K M_{\text{в}} / (G_{\text{в}} M_{\text{NH}_3}) = 0,00017 \cdot 29 / (5,396 \cdot 17) = 0,53 \cdot 10^{-4}$$

кмоль NH_3 /кмоль воздуха.

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

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 NH_3 /кмоль H_2O , содержание аммиака в газовой фазе, кмоль NH_3 /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 H_2O /кмоль NH_3 . Вычисленные по этой зависимости значения коэффициента Генри E , МПа•кмоль H_2O /кмоль NH_3 , приведены в приложениях (табл. приложения). При 25 °С, давлении $p = 0,101$ МПа значение коэффициента Генри составляет 0,1 МПа•кмоль H_2O /кмоль NH_3 .

Вычислим коэффициент распределения, выраженный в мольных долях:

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

По уравнению $Y^* = 0,987 X$ построим линию равновесия (прямая OA_n , рис. 21, а) и найдем максимально возможную (конечную) равновесную концентрацию X_K^* , кмоль NH_3 /кмоль H_2O , аммиака в воде, покидающей абсорбер. Она равновесна с концентрацией Y_H (кмоль NH_3 /кмоль воздуха) аммиака, поступающего с отбросными газами в абсорбер:

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

Выразим эту величину в относительных массовых единицах:

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

кг NH_3 /кг H_2O .

Вычислим коэффициент распределения, выраженный в массовых долях:

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

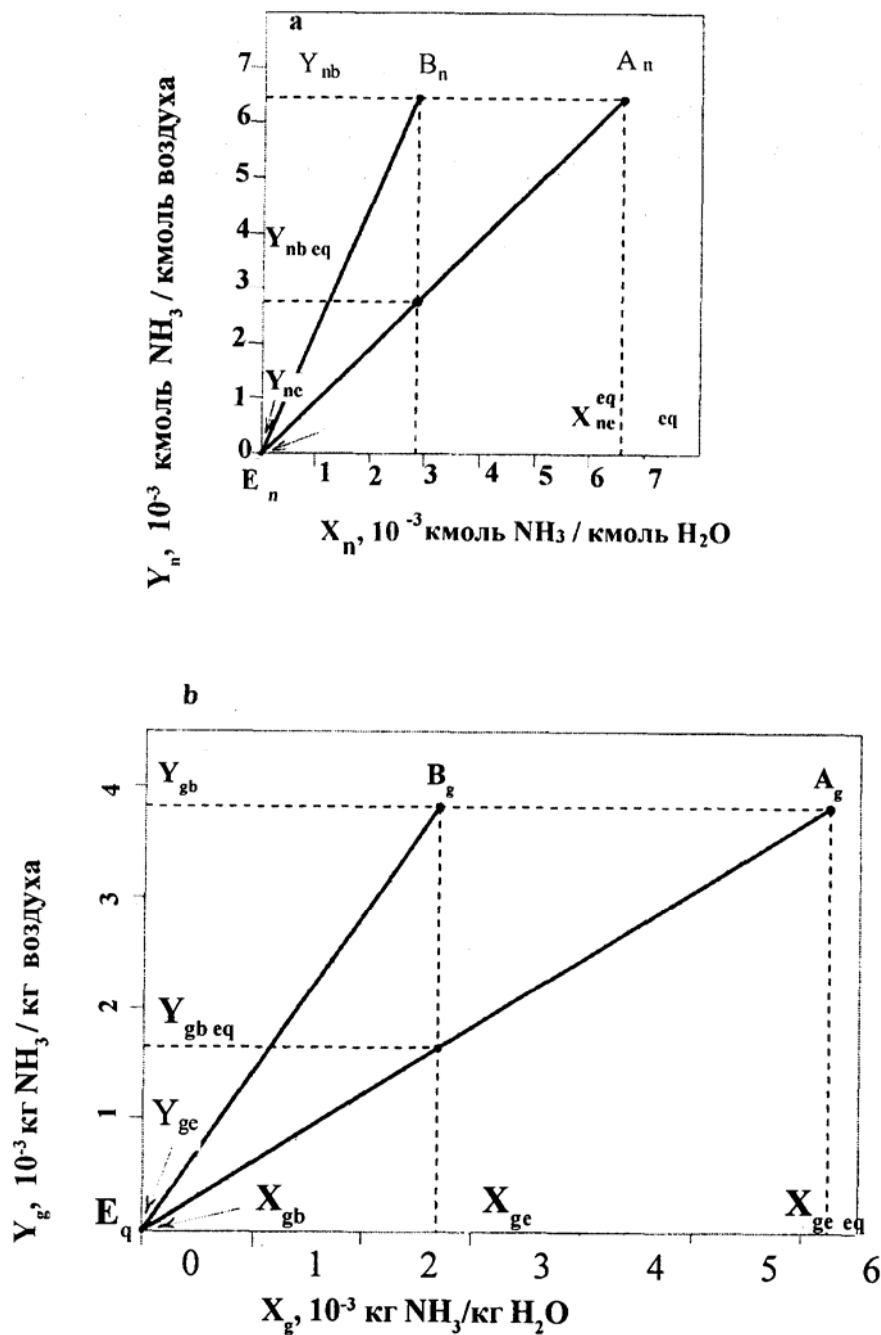


Рис. 21. Фазовые диаграммы в относительных мольных и массовых концентрациях аммиака в фазах.

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

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

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.

$$\bar{X}_\kappa = (\bar{W}_{\text{NH}_3} / L) + \bar{X}_\text{н} = (0,0204 / 7,66) + 0 = 0,0027$$

кг NH₃/кг H₂O,

$$X_\kappa = (\bar{X}_\kappa M_{\text{H}_2\text{O}} / M_{\text{NH}_3}) + X_\text{н} = (0,0027 \cdot 18 / 17) + 0 = 0,0028 \text{ кмоль}$$

NH₃/кмоль H₂O.

По значениям концентраций $\bar{X}_\kappa^*$ и $\bar{Y}_\text{н}$ строим линию равновесия OAg, а по значениям $\bar{X}_\kappa$ и $\bar{Y}_\text{н}$ - рабочую линию Bg Eg процесса в относительных массовых координатах (рис. 21,б).

По линиям равновесия находим равновесные концентрации аммиака в отбросных газах $\bar{Y}_\text{н}^*$ и $Y_\text{н}^*$ соответствующие количеству аммиака в удаляемой воде $\bar{X}_\kappa$ и X_κ при действительном расходе поглотителя:

$$\bar{Y}_\text{н}^* = \bar{m} \bar{X}_\kappa = (\bar{Y}_\text{н} / \bar{X}_\kappa^*) \bar{X}_\kappa = (0,0038 / 0,0062) \cdot 0,0027 = 0,0016$$

кг NH₃/кг H₂O,

$$Y_\text{н}^* = m X_\kappa = 0,987 \cdot 0,0028 = 0,0028 \text{ кмоль NH}_3/\text{кмоль воздуха.}$$

3. Определяем среднюю движущую силу массопередачи по газовой фазе:

Большее значение движущей силы $\Delta \bar{Y}_\delta$ определяется действительной $\bar{Y}_\text{н}$ и равновесной $\bar{Y}_\text{н}^*$ концентрациями NH₃ на входе газов в абсорбер. В относительно массовых долях:

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

Меньшее значение движущей силы $\Delta \bar{Y}_\text{м}$ находим по конечным концентрациям $\bar{Y}_\kappa$ и $\bar{Y}_\kappa^*$:

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

Средняя движущая сила массопередачи в относительных долях:

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

кг NH₃/кг воздуха.

Средняя движущая сила массопередачи в относительных мольных долях:

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

кмоль NH₃/кмоль воздуха

4. Определяем скорости газового потока. 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 провальной дырчатой конструкции вследст-

вие ее простоты и удобства эксплуатации. При этом обязательным условием должно быть точное соблюдение рабочей скорости газового потока, соответствующей оптимальной скорости.

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:

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

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 :

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

5. Определяем высоту светлого (неаэрированного) слоя жидкости.

Рассчитываем плотность орошения:

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

Находим величину критерия Фруда Fr :

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

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:

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

6. Вычисляем фазовые коэффициенты массоотдачи:

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

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 м^2 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:

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

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:

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

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

$$\begin{aligned}
\beta_y | \Delta Y &= \beta_y (\rho_z - C_{cp.y}) / M_{гозд} = 5,945 \cdot (1,29 - 0,0025) = 0,264 \\
&\quad \text{кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль воздуха})]; \\
\beta_x | \Delta X &= \beta_x (\rho_{жс} - C_{cp.x}) / M_{H_2O} = 0,0048 \cdot (997 - 1,325) / 18 = 0,264 \\
&\quad \text{кмоль NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кмоль NH}_3 / \text{кмоль H}_2\text{O})]; \\
\bar{\beta}_y | \Delta \bar{Y} &= \beta_y (\rho_z - C_{cp.y}) = 5,945 \cdot (1,29 - 0,0025) = 7,66 \\
&\quad \text{кг NH}_3 / [\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{кг NH}_3 / \text{кг воздуха})]; \\
\bar{\beta}_x | \Delta \bar{X} &= \beta_x (\rho_{жс} - C_{cp.x}) / M_{H_2O} = 0,0048 \cdot (997 - 1,325) / 18 = 4,75
\end{aligned}$$

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

Полученные фазовые коэффициенты массоотдачи отнесены к 1 м^2 площади поверхности тарелок.

7. 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.

8. Определяем суммарную поверхность тарелок F_m :

$$F_m = \frac{W_{\text{NH}_3}}{K_y \cdot \Delta Y_{cp}} = \frac{0,0012}{0,133 \cdot 8,61 \cdot 10^{-4}} = 10,48 \text{ м}^2 \quad \text{или}$$

$$F_m = \frac{\bar{W}_{\text{NH}_3}}{\bar{K}_y \cdot \Delta \bar{Y}_{cp}} = \frac{0,0204}{3,853 \cdot 5,06 \cdot 10^{-4}} = 10,48 \text{ м}^2.$$

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

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

Необходимое число тарелок:

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

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

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

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 $h_T = 200 \text{ мм}$. 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 $H_a = 6,6 \text{ м}$ 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.

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

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

Гидравлическое сопротивление слоя жидкости на тарелке:

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

Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

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

Сопротивление одной орошаемой тарелки находим как вычисленных ранее сопротивлений:

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

Гидравлическое сопротивление всех тарелок абсорбера составит:

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

Вариант 2. Расчет параметров насадочного абсорбера

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 предыдущего варианта расчета.

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

Выписываем параметры насадочных элементов:

$$D_g = 0,027 \text{ м, } \varepsilon = 0,79 \text{ м}^3/\text{м}^3; f = 118 \text{ м}^2/\text{м}^3; \rho = 530 \text{ кг/м}^3, \text{ (приложение 3);}$$

$$A = 0,58; B = 1,04 \text{ (приложение 5).}$$

Найдем предельную скорость газового потока w_0 :

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

Отсюда $w_0 = 2,058$ 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 :

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

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:

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

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

6. Находим из таблицы (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:

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

Определяем величину $Nu_{жс}$:

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

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе β_x :

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

Как и в предыдущем варианте расчета, 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 NH_3 , отнесенных к единичным движущим силам в соответствующих фазах, выраженным в относительных мольных долях (приложение 9):

$$\beta_y | \Delta Y = \beta_y (\rho_z - C_{cp.y}) / M_{\text{возд}} = 0,0677(1,29 - 0,0025) / 29 = 0,003$$

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

$$\beta_x | \Delta X = \beta_x (\rho_{жс} - C_{cp.x}) / M_{\text{H}_2\text{O}} = 6,44 \cdot 10^{-5} (997 - 1,325) / 18 = 0,0035$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$\bar{m} = 0,613 \text{ (кг } \text{NH}_3 / \text{кг воздуха)} / (\text{кг } \text{NH}_3 / \text{кг } \text{H}_2\text{O}).$$

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:

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

$$F = \overline{W}_{NH_3} / (\overline{K}_y \cdot \Delta \overline{Y}_{cp}) = 0,0204 / (0,0476 \cdot 5,06 \cdot 10^{-4}) = 850 \text{ м}^2.$$

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 $\eta(NH_3) = 99,2\%$ гидравлическое сопротивление абсорбера невысокое, а габариты вполне приемлемы.

Сведем в таблицу 7 основные расчетные характеристики насадочного и тарельчатого абсорберов.

Таблица 7.

Характеристики абсорбера	ΔP , Па	w_p , м/с	D_a , мм	H_a , м	$\overline{W}_{NH_3}$, кг/с	m , кг	
						насадки	тарелок
Насадочного	840	1,646	1800	8,8	7,6635	3650	
тарельчатого	882	1,333	2000	6,6	7,6635		800

Сравнение результатов расчетов показывает, что их технические характеристики различаются незначительно. Для очистки отбросных газов, предпочтительнее насадочный абсорбер ввиду его более надежной работы при нагрузке ниже расчетной.

8. 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 $G_c = 2 \text{ кг/с}$; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; 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 $\eta = 90\%$. 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 $v_n = 6\%(\text{об.})$ 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 $\bar{Y}^* = 1,68 \bar{X}$; коэффициент массопередачи $K_y = 0,02 \text{ кмоль ацетона}/[\text{м}^2 \cdot \text{с}(\text{кмоль ацетона}/\text{кмоль воздуха})]$. Насадка: керамические кольца Рашига размером $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$ (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 газовойздушной 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 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 №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 $G_c = 3 \text{ кг/с}$; абсолютное давление $P = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Па}$; температура воды $t = 10^\circ\text{C}$; начальное содержание двуокиси серы в 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 $\eta = 95\%$.

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 $L = 10000 \text{ кг/час}$; температура воды $t = 20^\circ\text{C}$; паровоздушная смесь содержит $v_n = 6\%(\text{об.})$ ацетона, чистого воздуха 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% ацетона; уравнение линии равновесия $\bar{Y}^* = 1,68\bar{X}$; коэффициент массопередачи $K_y = 60 \text{ кмоль ацетона}/[\text{м}^2 \cdot \text{ч}(\text{кмоль ацетона}/\text{кмоль воздуха})]$.

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 газовойздушной 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 $x_k = 0,0021$ в мольных долях. Удельный расход поглотителя $l = 120 \text{ кг/кг}$. Средняя молекулярная масса поступающего

газа $M_T = 20,5$ кг/кмоль, вязкость газа при рабочих условиях $\mu_T = 1,37 \cdot 10^{-5}$ Па·с. Вязкость жидкости при 25°C $\mu_{\text{ж}} = 0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Насадка – керамические кольца Рашига $50 \times 50 \times 5$ 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 $t = 20^\circ\text{C}$. 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 $35 \times 35 \times 4$ 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 решетчатыми (провальными) 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 поступающем 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 $t_T = 65^\circ\text{C}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №10

Тема курсового проекта: Абсорбция двуоксида углерода.

Спроектировать насадочный абсорбер и схему абсорбционной установки для улавливания двуоксида 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°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 $\rho_{\text{CO}_2} = 1,98$ кг/м³; молярная масса CO_2 $M_{\text{CO}_2} = 44$ 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 $35 \times 35 \times 4$ 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 $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ постоянная путем отвода теплоты. Расход инертного газа-носителя (воздуха) $G = 1800\text{ кг/ч}$.

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 $P_{\text{абс}} = 1,6\text{ МПа}$ при температуре $t = 22\text{ }^{\circ}\text{C}$. Расход газа при нормальных условиях $V_{\text{с}} = 2500\text{ м}^3/\text{ч}$. Начальная концентрация CO_2 в газе $Y_{\text{н}} = 0,3\text{ кмоль/кмоль}$. Степень извлечения CO_2 из газа $\eta = 98\text{ \%}$. Конечная концентрация CO_2 в поглотителе $x_{\text{к}} = 0,5\text{ вес.\%}$. Средняя молярная масса газа $M_{\text{г}} = 20\text{ кг/кмоль}$, динамическая вязкость газа при рабочих условиях $\mu_{\text{г}} = 1,3 \cdot 10^{-5}\text{ Па}\cdot\text{с}$, плотность газа при нормальных условиях $\rho_{\text{г0}} = 1,46\text{ кг/м}^3$, коэффициент диффузии CO_2 в инертной части газа $D_{\text{г}} = 1,7 \cdot 10^{-6}\text{ м}^2/\text{с}$. Коэффициент Генри для CO_2 $E = 1,144 \cdot 10^6\text{ мм рт. ст.}$. Насадка – керамические кольца $50 \times 50 \times 5\text{ мм}$ (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 $v_{\text{н}} = 6\text{ \% об. ацетона}$. Количество чистого воздуха $V_{\text{в}} = 1400\text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях). Орошаемая жидкость – вода в количестве $L = 3000\text{ кг/ч}$ с начальной концентрацией ацетона $X_{\text{н}} = 0$. Степень улавливания ацетона $\eta = 98\text{ \%}$. Скорость газа на $25\text{ \%}$ меньше скорости захлебывания. Уравнение линии равновесия Y^* (кмоль/кмоль газа) $= 1,68 X$ (кмоль/кмоль воды). Насадка – керамические кольца Рашига $25 \times 25 \times 3\text{ мм}$ (внавал).

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №14

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 газозоодушная смесь в количестве $G_{\text{с}} = 0,6\text{ кг/с}$ с концентрацией диоксида серы SO_2 $y_{\text{н}} = 12\text{ \% (масс. содержание)}$. Концентрация газа на выходе $y_{\text{к}} = 0,2\text{ \% (масс.)}$. Концентрация SO_2 в воде на входе в аппарат $x_{\text{н}} = 0$, на выходе из аппарата $x_{\text{к}} = 0,5\text{ \% (масс.)}$. Температура абсорбции $40\text{ }^{\circ}\text{C}$. Плотность газов при $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ $\rho_{\text{г}} = 1,3\text{ кг/м}^3$. Динамическая вязкость газа при рабочих условиях $\mu_{\text{г}} = 19,3 \cdot 10^{-6}\text{ Па}\cdot\text{с}$, вязкость воды при $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ $\mu_{\text{ж}} = 0,656 \cdot 10^{-3}\text{ Па}\cdot\text{с}$. Коэффициент диффузии SO_2 в воде при $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ $D_{\text{ж}} = 1,47 \cdot 10^{-9}\text{ м}^2/\text{с}$. Насадка – керамические седла “Инталокс” размером 50 мм (внавал).

Равновесное содержание SO_2 в водном растворе и газе при температуре $40\text{ }^{\circ}\text{C}$:

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 №15

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 №16

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 №17

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 $t = 20^\circ\text{C}$; 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°C следующие:

$\bar{X}$, кг/(кг воды)	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05
$\bar{Y}^*$, кг/(кг воздуха)	0,0625	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 №18

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 $V_c = 3,5$ 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 $\bar{X}_k = 0,03$ 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 подвигания. Коэффициент массопередачи $K_y = 0,16$ кг/(м²·с). Насадка – керамические кольца Рашига $100 \times 100 \times 10$ мм (регулярная укладка). 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 коэффициенту массопередачи.

Задание №19

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 $V_c = 14$ 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 $\bar{X}_k = 0,03$ 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 $K_y = 0,16$ 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 углево-

дородов $v_k = 96 \text{ см}^3/\text{моль}$, 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 №20

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 $v_n = 5 \text{ об.}\%$, 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 $l = 1,2 \text{ кг/кг}$. Приведенная рабочая скорость газа в абсорбере составляет 85 % от скорости подвигания. 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 числа единиц переноса.

Задание №21

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 $V_c = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (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 $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$. Начальное содержание NH_3 в поступающей в на абсорбцию воде $x_n = 0,2 \%$ (масс.), удельный расход поглотителя $l = 1,18 \text{ кг/кг}$. Поверхностное натяжение жидкости $\sigma = 6 \cdot 10^{-2} \text{ Н/м}$.

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 №22

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 $V_c = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (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 №23

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 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.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №24

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 №25

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 газозвушная 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 , масс. %	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 по основному уравнению массопередачи.

Задание №26

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 $V_v = 1500$ м³/ч (при нормальных условиях). Орошаемая жидкость – вода в количестве $L = 2800$ 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). Коэффициент массопередачи $K_y = 0,35$ кмоль/[м²·ч(кмоль/кмоль газа)].

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №27

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 $V_c = 4500$ м³/ч (при атмосферном давлении) поглощается двуокись углерода CO₂. Давление в скруббере $P_{абс} = 15$ кгс/см², температура 10 °С. Абсорбент – чистая вода в количестве $V_L = 600$ м³/ч. Начальное содержание CO₂ в газе $v_n = 25,0$ об. %, конечное (вверху скруббера) $v_k = 0,15$ об. %. Плотность CO₂ при нормальных условиях $\rho_{CO_2} = 1,976$ кг/м³; молярная масса CO₂ $M_{CO_2} = 44$ кг/кмоль. Коэффициент Генри при 15 °С $E = 0,93 \cdot 10^{-6}$ мм рт.ст. Коэффициент массопередачи $K_{\Delta P} = 0,008$ кг/[м²·ч(кПа)].

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №28

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 CO₂ 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.% CO₂, равен $G_c = 0,25$ кг/с. Массовый расход воды, содержащей на входе в абсорбер $x_n = 0,01$ мол.% CO₂, $L = 3,25$ кмоль/с. Степень извлечения загрязнения $\eta = 90$ %. Константа Генри для растворов CO₂ в воде равна $1,65 \cdot 10^8$ Па. Средняя молекулярная масса исходной газовой смеси $M_{см} = 31$ кг/кмоль, плотность газовой смеси $\rho_{см} = 3,5$ кг/м³, вязкость газовой смеси при 25 °С $\mu_{см} = 1,05 \cdot 10^{-5}$ Па·с, коэффициент диффузии CO₂ в газе при 25 °С и нормальном давлении (0,1 МПа) $D_r = 0,646 \cdot 10^{-4}$ м²/с. Вязкость жидкости $\mu_{ж} = 0,9$ мПа·с, коэффициент диффузии CO₂ в воде при 25 °С $D_{ж} = 2,02 \cdot 10^{-9}$ м²/с. Насадка – керамические кольца Рашига 50×50×5 мм.

Расчет абсорбера провести на основе единиц переноса.

Задание №29

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 $M_{cm} = 31$ кг/кмоль; плотность газовой смеси $\rho_{cm} = 3,5$ кг/м³; вязкость газовой смеси при 25 °С $\mu_{cm} = 1,05 \cdot 10^{-5}$ 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 $\mu_{ж} = 0,9$ мПа·с; коэффициент диффузии CO_2 в воде при 25 °С $D_{ж} = 2,02 \cdot 10^{-9}$ м²/с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №30

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 $Y_n = 0,0526$ кмоль/кмоль, на выходе - $Y_k = 0,0027$ 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 №31

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 №32

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 №33

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 $x_k = 5 \text{ масс.}\%$; 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 №34

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 $v_n = 6\%(\text{об.})$ ацетона, чистого воздуха-носителя 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 $\bar{Y}^* = 1,68 \cdot \bar{X}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №35

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

CO₂ составляет $\eta = 95\%$. Конечное содержание CO₂ в воде $x_k = 0,002$ 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 $\mu_{ж} = 0,89 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

Задание №36

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 $t = 20$ °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 с использованием основного уравнения массопередачи.

Задание №37

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 $t = 20$ °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 №38

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 $V_c = 12 \text{ м}^3/\text{с}$ (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 $\bar{Y}^* = 2 \bar{X}$. 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 №39

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 $V_c = 10 \text{ м}^3/\text{с}$ (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 $\bar{Y}^* = 2 \bar{X}$. 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 №40

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 $V_c = 5000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при атмосферном давлении) поглощается двуокись углерода CO_2 . Давление в скруббере $P_{\text{абс}} = 16 \text{ кгс/см}^2$, температура 15°C . Абсорбент – чистая вода в количестве $L = 650 \text{ м}^3/\text{ч}$. 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 $\rho_{\text{CO}_2} = 1,98 \text{ кг/м}^3$; молярная масса CO_2 $M_{\text{CO}_2} = 44 \text{ кг/кмоль}$. Коэффициент Генри при 15°C $E = 0,93 \cdot 10^6 \text{ мм рт.ст.}$. Коэффициент массопередачи $K_{\Delta P} = 0,009 \text{ кг/(м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{кПа)}$.

Расчет абсорбера провести по основному уравнению массопередачи.

9. 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 химической 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.

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

ния 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 (псевдооживленном) слое адсорбента.

В схеме, приведенной на рис. 21, 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.

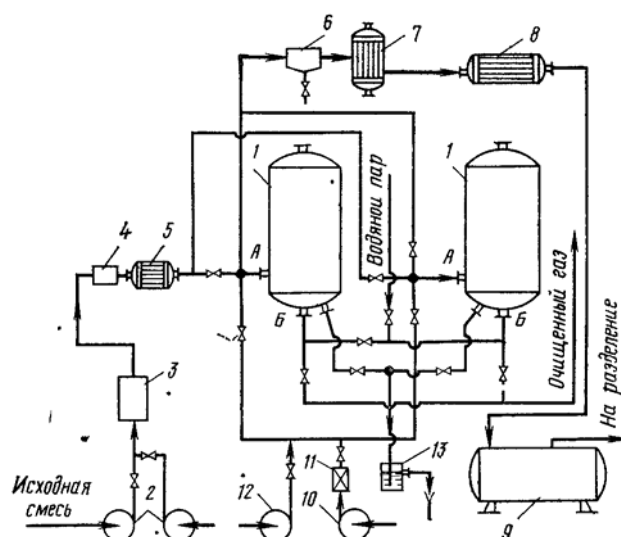


Рис. 22. Схема адсорбционной установки периодического действия с неподвижным слоем адсорбента

Воздух для сушки вентилятором 10 нагревается в калорифере 11 до 80—100°С, 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.).

10. 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. 23. При применении зернистого адсорбента используют схемы с неподвижным (рис. 23, а) и с движущимся адсорбентом (рис. 23, 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. 23, 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 псевдооживленным адсорбентом (рис. 23, в).

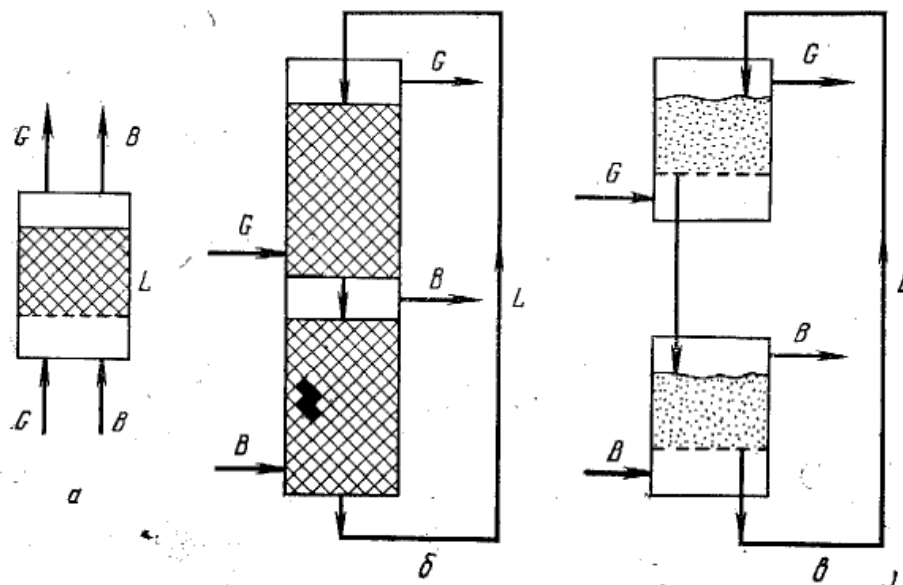


Рис. 23. Схемы адсорбционных установок.

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).

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. 24).

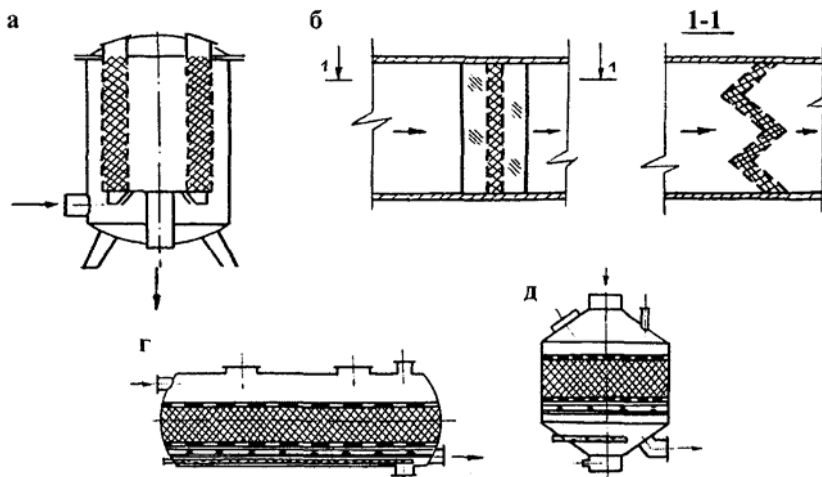


Рис. 24. Адсорберы с неподвижными адсорбентом:

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. 24, 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. 24, в) и горизонтальные (рис. 24, 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. 25.

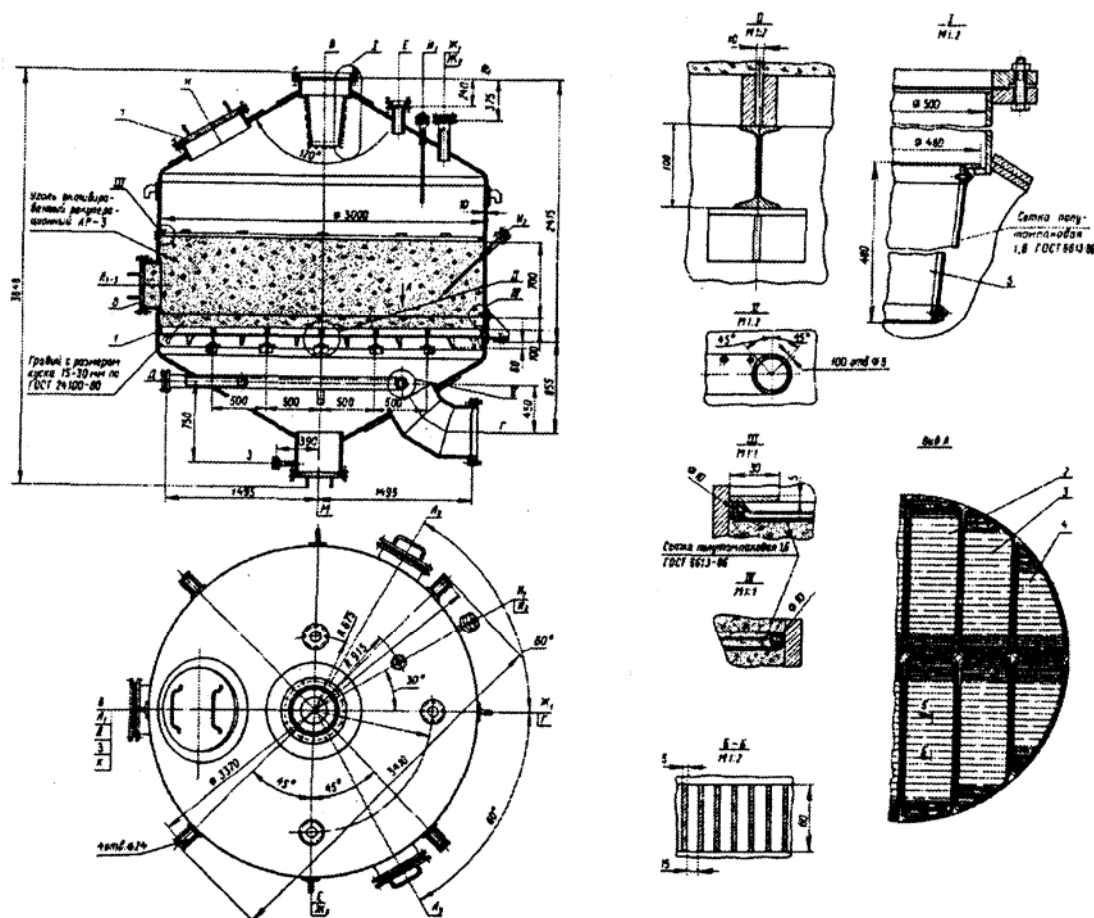


Рис. 25. Конструкция вертикального адсорбера с горизонтальным слоем.

Размещая адсорбент в аппарате горизонтально высоким слоем, можно практически устранить влияние неравномерности слоя на степень очистки газов, но при этом возрастает аэродинамическое сопротивление адсорбера. Кроме того частицы адсорбента в высоком слое интенсивно прогреваются из-за слабого теплоотвода из зоны конденсации, что уменьшает сорбционную емкость адсорбента и нежелательно вследствие возможности возгорания. Если концентрация загрязнителя высока, то может стать необходимым и искусственное охлаждение слоя адсорбента.

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. 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.

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.

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. 23, 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 псевдооживленном 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. 20, 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 ожиженном 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 ожиженного 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 псевдоожиженным 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) псевдоожиженных слоев, реализующих разные стадии процесса: сорбцию, десорбцию, осушку, охлаждение, между которыми устраивается постоянный обмен частицами.

11. 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:

$$D_a = \sqrt{\frac{V_g}{0,785 w_g}},$$

где V_g - объем парогазовой смеси, проходящей через аппарат, м³/с; w_g - скорость парогазовой смеси, отнесенная к свободному сечению аппарата, м/с.

Для адсорберов с неподвижным слоем адсорбента $w_g = (0,25 \dots 0,30)$ 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 ад-

сорбтива 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. 26).

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).

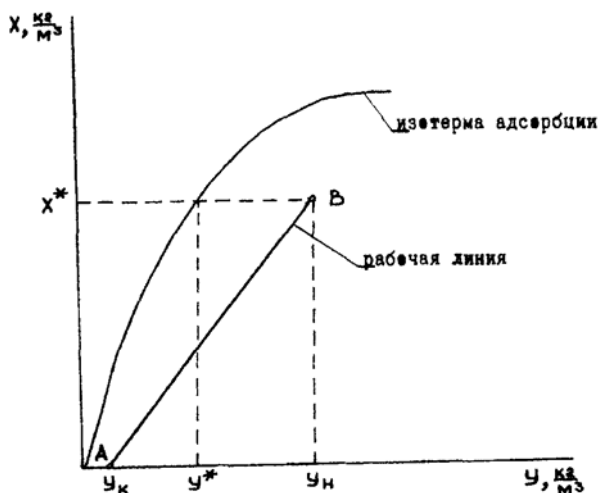


Рис. 26. Графическое изображение изотермы адсорбции и рабочей линии.

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

$$Y_{ni} = \frac{P_{si}}{R \cdot T_i}.$$

Здесь делаются подстановки: P_{s1} - давление насыщенного пара для стандартное 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/м^3 , 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 интегрирования: 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. 27).

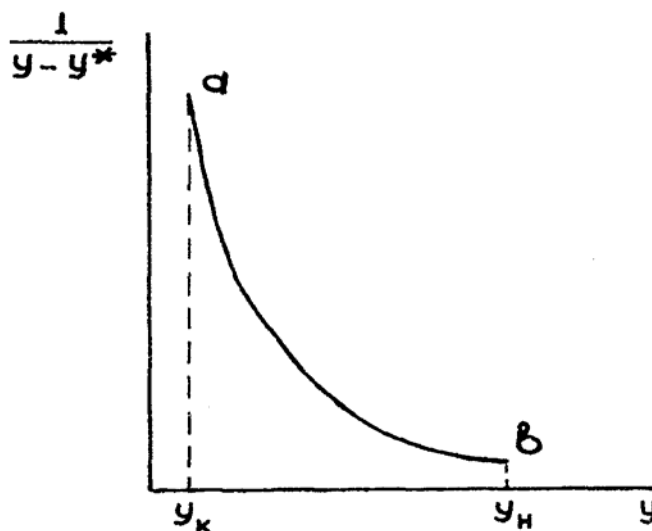


Рис. 27. Зависимость $1/(Y - Y^*) = f(Y)$.

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.

б) Определение высоты единицы переноса. Высоту единицы переноса h определяют по формуле:

$$h = \frac{G_z}{\rho_z S_{cl} \beta_y} = \frac{V_z}{S_{cl} \beta_y},$$

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); $m = Y_n/X_k^*$ - 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):

$$Nu = \frac{\beta_y d_z^2}{D_y},$$

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 5.

Критерий Нуссельта определяют в зависимости от численного значения модифицированного критерия Рейнольдса (Re):

$$Re = \frac{w_z d_z \rho_z}{\varepsilon_n \mu_z},$$

где μ_z - динамическая вязкость газа, Па·с; ε_n - порозность неподвижного слоя адсорбента;

При значениях:

$$\begin{aligned} Re < 2 & \quad Nu = 0,51 Re^{0,85} Pr^{0,33}, \\ Re = 2 \dots 30 & \quad Nu = 0,725 Re^{0,47} Pr^{0,33}, \\ Re > 30 & \quad Nu = 0,395 Re^{0,64} Pr^{0,33}. \end{aligned}$$

Здесь Pr - диффузионный критерий Прандтля. Он определяется по уравнению

$$\text{Pr} = \frac{\mu_z}{\rho_z \cdot D_y}.$$

3. Определяют объем слоя адсорбента $V_{\text{ад}}$:

$$V_{\text{ад}} = H \cdot S_{\text{сл}}.$$

4. Определяют продолжительность процесса адсорбции τ , с.

Выбор эмпирического уравнения зависит от вида изотермы адсорбции (рис. 26):

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):

$$\tau = \frac{X^*}{w_z \cdot Y_n} \left\{ H - \frac{w_z}{\beta_y} \left[\frac{1}{P} \cdot \ln\left(\frac{Y_n}{Y_k} - 1\right) + \ln\left(\frac{Y_n}{Y_k} - 1\right) \right] \right\}.$$

Здесь $P = Y_n / Y_1^*$, Y_1^* - содержание вещества в газовом потоке, равновесное с количеством, равном половине вещества, максимально поглощаемого адсорбентом при данной температуре, т.е. при $X_{\text{max}}^* / 2$, кг/м³.

в) количество вещества, поглощаемого адсорбентом, достигает предела и остается постоянным (третья область изотермы адсорбции):

$$\tau = \frac{X^*}{w_z \cdot Y_n} \left[H - \frac{w_z}{\beta_y} \cdot (\ln \frac{Y_n}{Y_k} - 1) \right].$$

5. Определяют сопротивление слоя адсорбента ΔP , кгс/м². Для установок со стационарным слоем адсорбента сопротивление вычисляют по формуле:

$$\Delta P = \frac{2H}{\rho_z \cdot g \cdot d_g} \left(\frac{770 \mu_z G_z}{d_g} + 10,6 G_z^2 \right),$$

где G_z - массовая скорость газа, кг/(м²·с); g - ускорение силы тяжести, м/с².

Пример 3. 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 - $Y_n = 0,010$ 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 ($d_3 = 1,3 \cdot 10^{-3}$ м, $\epsilon_n = 0,3$).

Последовательность расчета.

а) 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. 8.

Таблица 8.

Справочные и расчетные значения координат точек изотерм адсорбции бензола и ацетона активным углем AP-A

Точка	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

б) 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 $Y_n = 0,010$, $X^* = 156 \text{ кг/м}^3$ (рис. 26):

Тогда

$$X_{\kappa} = X_{\text{н}} + \frac{V_{\text{с}}}{V_{\text{ад}}} \cdot (Y_{\text{н}} - Y_{\kappa}) = \frac{2000 \cdot (0,01 - 0,0002)}{3600 \cdot 4,53 \cdot 10^{-5}} = 120 \text{ кг/м}^3.$$

Наносят точки *A* и *B* на график и проводят прямую *AB* - рабочую линию процесса (рис. 28).

в) Определяется диаметр адсорбера:

$$D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{с}}}{\pi \cdot w_{\text{с}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2000}{3,14 \cdot 0,28 \cdot 3600}} \cong 1,6 \text{ м.}$$

г) 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 ($Y_{\text{н}} - Y_{\kappa}$), определяются Y^* (рис. 26, 28), $(Y - Y^*)$, $1/(Y - Y^*)$. Полученные данные сводят в табл. 9.

Таблица 9.

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

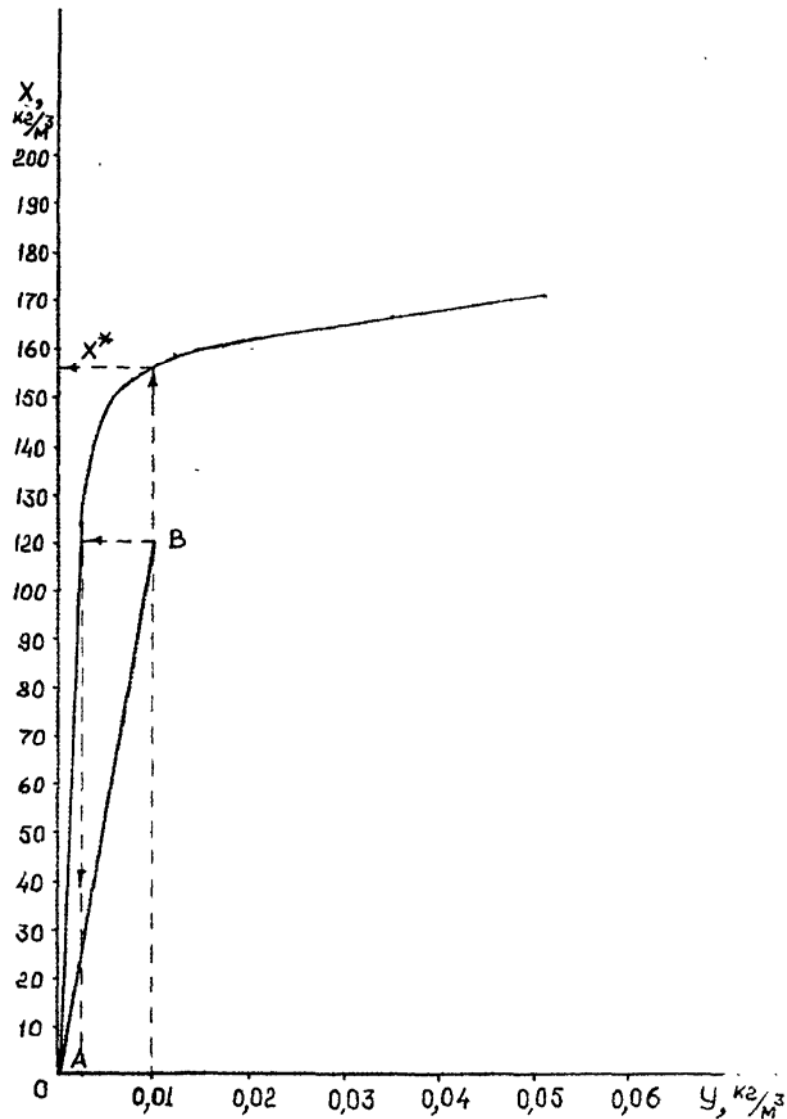


Рис. 28. Изотерма адсорбции и рабочая линия процесса.

Указанная графическая зависимость представлена на рис. 29.

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 $N_y = 6,5$.

д) 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:

$$Pr = \frac{\mu_e}{\rho_e \cdot D_e} = \frac{1,8 \cdot 10^{-5}}{1,2 \cdot 9,22 \cdot 10^{-6}} = 1,6.$$

Здесь коэффициент диффузии ацетона в воздухе при температуре 20°C $D_r = 9,22 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

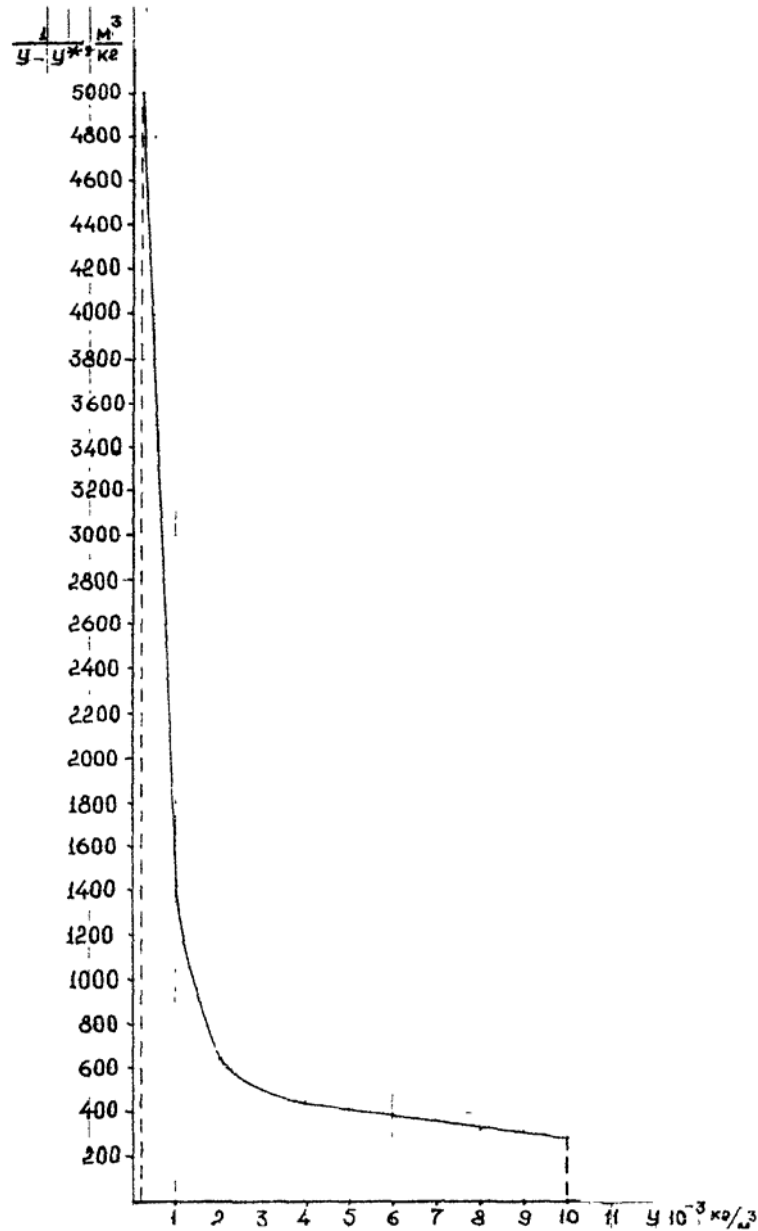


Рис. 29. Определение числа единиц переноса N_y методом графического интегрирования.

е) Определяют высоту адсорбционного слоя:

$$H = h \cdot N_y = 0,008 \cdot 6,5 = 0,05 \text{ м (50 мм)}$$

и объем слоя адсорбента:

$$V_{ад} = H \cdot S_{сл} = H \cdot 0,785 \cdot D_a^2 = 0,05 \cdot 0,785 \cdot 1,6^2 = 0,1 \text{ м}^3.$$

ж) Определяется продолжительность адсорбции τ , с. Согласно рис. 28 на изотерме адсорбции точке с координатой $Y_n = 0,01$ кг/м³ соответствует прямолинейная область. На этом основании продолжительность процесса определяют по формуле:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{X^*}{w_2 \cdot Y_n}} \cdot \sqrt{H} - b \cdot \sqrt{\frac{X^*}{\beta_2 \cdot Y_n}} = \sqrt{\frac{156 \cdot 550}{0,28 \cdot 0,01}} \cdot \sqrt{0,05} - 1,51 \cdot \sqrt{\frac{156 \cdot 550}{42 \cdot 0,01}} = 308367 \text{ с (3,57 суток)}.$$

Здесь $b = 1,51$ определено по приложению 21., так как

$$\frac{Y_k}{Y_n} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{1 \cdot 10^{-2}} = 0,02.$$

и) Определяется сопротивление слоя адсорбента ΔP :

$$\Delta P = \frac{2H}{\rho_2 g d_2} \left(\frac{770 \mu_2 G_2}{d_2} + 10,6 G_2^2 \right),$$

$$\Delta P = \frac{2 \cdot 0,05}{1,2 \cdot 9,81 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} \left[\frac{770 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5} \cdot 0,28 \cdot 1,2}{1,3 \cdot 10^{-3}} + 10,6 \cdot (0,28 \cdot 1,2)^2 \right] = 44 \text{ кг/м}^2 \text{ (430 Па)}.$$

12. 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 $V_0 = 3000$ 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 $\eta = 99,5$ %; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,3$ м/с. Начальное содержание бензола 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 – активированный уголь АР-Б (эквивалентный диаметр $d_2 = 0,0013$ м, порозность слоя $\epsilon = 0,3$, 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^* , 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 $V_0 = 30000$ м³/ч; температура смеси $t = 20$ °С; давление атмосферное $P = 0,101$ МПа; начальная концентрация БА в воздухе $y_n = 0,0082$ кг/м³; допустимая концентрация БА 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; 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 $d_s = 0,0013\text{ м}$). 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 $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$; 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 , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
Y^* , 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 $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$; 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 $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ $D_0 = 5,7 \cdot 10^{-6}\text{ м}^2\text{ с}$. 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 $y_k = 0,05\text{ сн}$; скорость газа, отнесенная к сечению аппарата $w_r = 0,3\text{ м/с}$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_s = 2\text{ мм}$, 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 $d_s = 2 \text{ мм}$, 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 $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания ацетона $\eta = 99,5 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. 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 $d_s = 0,0015 \text{ м}$, 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 , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
Y^* , 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 $V_0 = 50000 \text{ м}^3/\text{ч}$ (при нормальных условиях); температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация ацетона в воздухе $y_n = 0,008 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация ацетона 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 №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 $V_0 = 4000 \text{ м}^3/\text{час}$; температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 760 \text{ мм рт. ст.}$; начальная концентрация паров диэтилового эфира $Y_n = 0,02 \text{ кг/кг возд.}$; степень улавливания диэтилового эфира $\eta = 99,5 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,3 \text{ м/с}$. Начальное содержание диэтилового эфира 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 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
$Y^*, \text{ кг/кг возд.}$	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 $V_0 = 25000 \text{ м}^3/\text{ч}$; температура смеси $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление атмосферное $P = 0,101 \text{ МПа}$; начальная концентрация диэтилового эфира в воздухе $y_n = 0,01 \text{ кг/м}^3$; допустимая концентрация диэтилового эфира 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 $\mu_r = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$; мольная масса воздуха $M_v = 29 \text{ кг/моль}$. Адсорбент активный уголь АР-А (насыпная плотность $\rho_n = 550 \text{ кг/м}^3$, порозность $\varepsilon = 0,375$, эквивалентный диаметр $d_s = 0,0013 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{нар} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{вн} = 1,6 \text{ м}$).

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 $V_0 = 6000 \text{ м}^3/\text{час}$ (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$; давление $P = 0,2 \text{ МПа}$; начальная концентрация паров муравьиной кислоты $y_n = 0,015 \text{ кг/м}^3$; степень улавливания муравьиной кислоты $\eta = 99,5 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. Начальное содержание муравьиной кислоты 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 активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_s = 2 \text{ мм}$, 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
$Y^*, \text{ кг/кг возд.}$	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 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 №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 $\eta = 99,5 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. 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 $d_s = 0,0015 \text{ м}$, 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 $d_s = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №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 $\eta = 99,5 \%$; 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 $d_s = 0,0015 \text{ м}$, 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 , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
Y^* , 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 $\eta = 99,5 \%$; 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
$Y^*, \text{ кг/кг возд.}$	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 $\eta = 99,5 \%$; приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 0,25 \text{ м/с}$. Начальное содержание паров спирта 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 – 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 , кг/кг адс-та	0	0,05	0,1	0,15	0,2	0,235
Y^* , 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 концентрация 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 $d_s = 0,0015 \text{ м}$). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{\text{нар}} = 3 \text{ м}$, внутренний диаметр $D_{\text{вн}} = 1,6 \text{ м}$).

Задание №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 $y_k = 0,05 \text{ с.н.}$; скорость газа, отнесенная к сечению аппарата $w_r = 0,3 \text{ м/с}$. Адсорбент – активный уголь АГ-3 (эквивалентный диаметр гранул $d_s = 2 \text{ мм}$, 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 нор-

мальных 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 $d_s = 0,0015$ м). Тип аппарата – кольцевой адсорбер (наружный диаметр слоя адсорбента $D_{нар} = 3$ м, внутренний диаметр $D_{вн} = 1,6$ 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 $V_0 = 4000$ м³/час (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20$ °С; давление $P = 0,1$ МПа; начальная концентрация паров диэтилового эфира $y_n = 0,006$ кг/м³; концентрация смеси на выходе из адсорбера $y_k = 3 \cdot 10^{-5}$ кг/м³. приведенная скорость парогазовой смеси $w_r = 13$ м/мин. Начальное содержание паров эфира 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 марки АГ-5 (эквивалентный диаметр зерен $d_s = 0,004$ м, порозность слоя $\varepsilon = 0,3$, насыпная плотность адсорбента $\rho_n = 500$ кг/м³). 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 $V_0 = 25000$ м³/час (при нормальных условиях); температура адсорбции $t = 20$ °С; давление $P = 0,1$ МПа; начальная концентрация паров диэтилового эфира $y_n = 0,006$ кг/м³; 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 $X_n = 0$. 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 марки АГ-5 (эквивалентный диаметр зерен $d_s = 0,004$ 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

13. 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.

13.1. 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 оформляют 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 аппаратного 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 псевдоожиженным 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 II). 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 за-

головка 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:

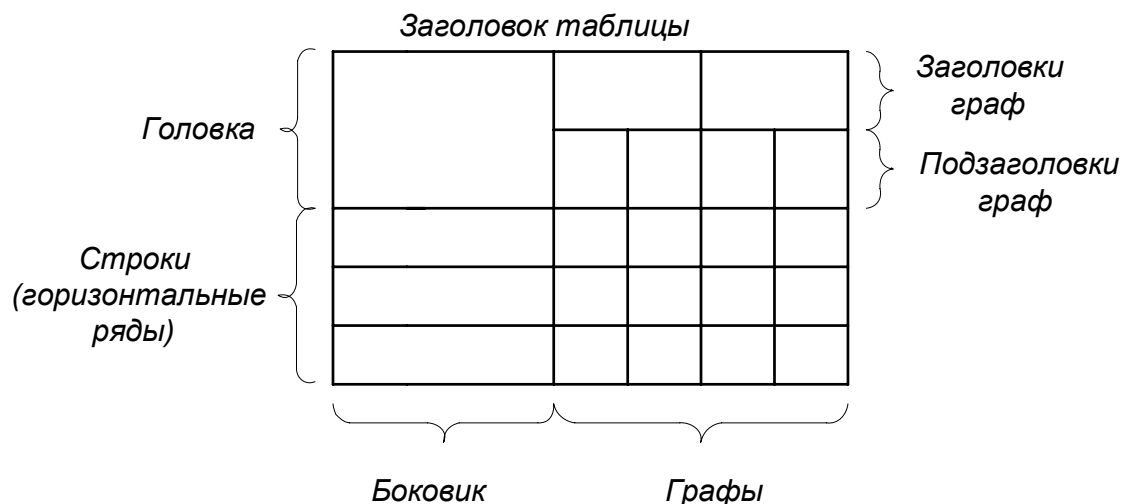
«... для определения коэффициента массоотдачи в газовой фазе используем формулу [7, с. 110]».

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 подрисовочную подпись. Рисунок имеет нумерацию, соответствующую номеру раздела и порядковому номеру рисунка, например: Рис.3.5.

Цифровой материал оформляется в виде таблиц (см. табл. 10), имеющих заголовок. 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 10.



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 укладывается в одну строку, оно должно быть перенесено на знаках $=$, $+$, $-$, $\times$. 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]:

$$E_{пер} = 0,1 \cdot W_{жс}^{1,15} \cdot H_n, м^2/ч \quad (3.1)$$

где $W_{жс}$ - скорость жидкости, $м^3/(м^2 \cdot ч)$; 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.

13.2. 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 А₁ (594×841 мм) согласно ГОСТ 2.301-68. Однако допускается применение и дополнительных форматов: А₀ (841×1189), А₂ (420×594), А₃ (297×420), А₄ (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. 11). 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 11.

					7	10	23	15	10

последними цифрами обозначаются детали аппарата. На чертеже технологической схемы установки в обозначении за указанной группой букв с цифрами ставится еще две буквы ТС, а на чертеже общего вида аппарата – две буквы ОВ. Например, технологическая схема абсорбционной установки будет иметь обозначение АБУ.00.00.000 ТС, на чертеже общего вида абсорбционного аппарата этой установки (в случае, когда он имеет по спецификации первую позицию) следует в обозначении поставить АБУ.01.00.000 ОВ, а тринадцатая деталь пятой узловой сборки, входящей в этот первый выпарной аппарат будет иметь обозначение АБУ.01.05.013. В графе 1 на технологической схеме указывается название установки в именительном падеже единственного числа, а на общем виде аппарата – наименование его также в именительном падеже единственного числа. Например, для технологической схемы абсорбционной установки в графе 1 следует указать “Абсорбционная установка для улавливания аммиака из газовой смеси с воздухом производительностью 10000 м³/ч», а на общем виде абсорбционного аппарата указывается “Абсорбционный аппарат”. Графа 2 служит для обозначения материала. На чертежах 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. 30.

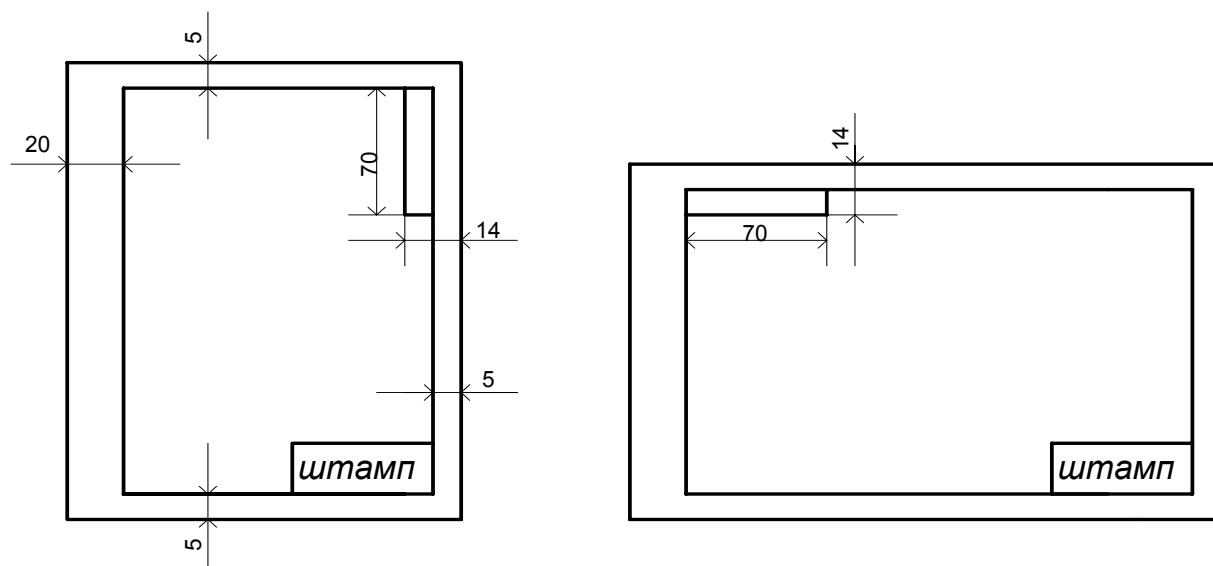


Рис. 30. Расположение дополнительной графы на листе.

13.3. 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 31): 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. 12) 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; вентиль регулирующий - ВР; указатель уровня - У; вентиль запорный - В_з; вентиль спускной - ВС; кран пробный - КП; кран проходной - КПр; предохранительный клапан - ПК.

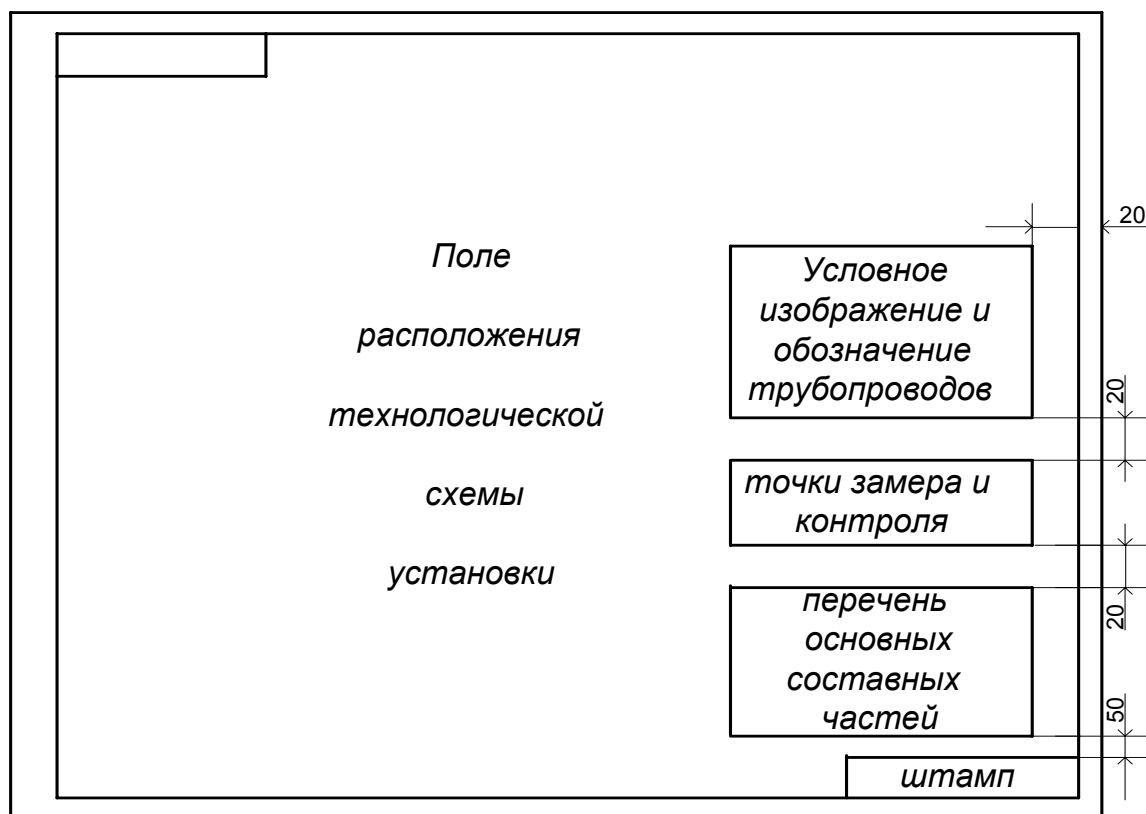


Рис. 31. Заполнение листа технологической схемы.

Таблица 12.

Обозн.	Наименование	Кол	Примечан
35	98	10	
185			

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;
- 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. 13).

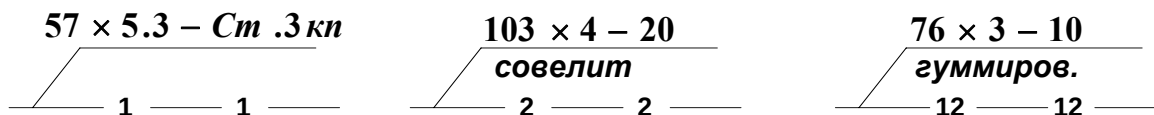
Таблица 13.

	Условное обозначение		Наименование среды в трубопроводе
	Буквенное	Графическое	
	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:

($\longrightarrow$ -- газ; $\longrightarrow$ -- жидкость).

На трубопроводах должны быть указаны: размеры (наружный диаметр и толщина стенки), материал и сведения о внутреннем антикоррозионном покрытии или наружной изоляции (при наличии покрытия или изоляции). Соответствующие сведения следует приводить над условным обозначением трубопровода, например:



- 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. 14).

Объем курсового проекта по технологической схеме - 1 лист формата А1.

Таблица 14.

Точки замера и контроля		
Обозн.	Контрольный параметр	Примеч.
20	106 140	20

Примеры выполнения технологических схем абсорбции и адсорбции приведены в приложениях.

13.4. 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. 32), 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.)”.

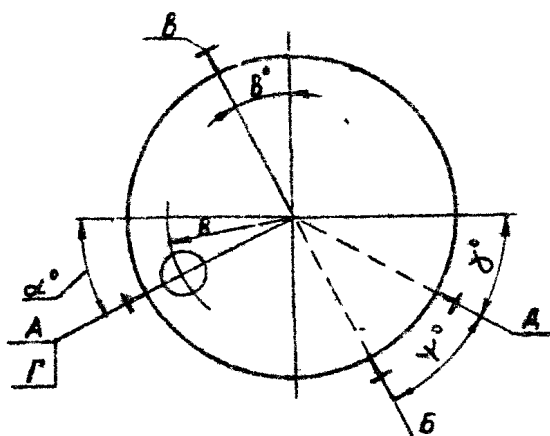


Рис. 32. Схема расположения штуцеров бобышек, люков, устройств.

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. 15).

Таблица 15.

Обозн.	Наименование	Кол	Проход условный Ду, мм	Давление условное Р _у , МПа
12	90	10	18	

Размеры: 12, 90, 140, 10, 18, 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.33. Дополнительные изображения (виды, разрезы, сечения, выносные изображения и т.д.) должны располагаться по возможности ближе к разъясняемому элементу.

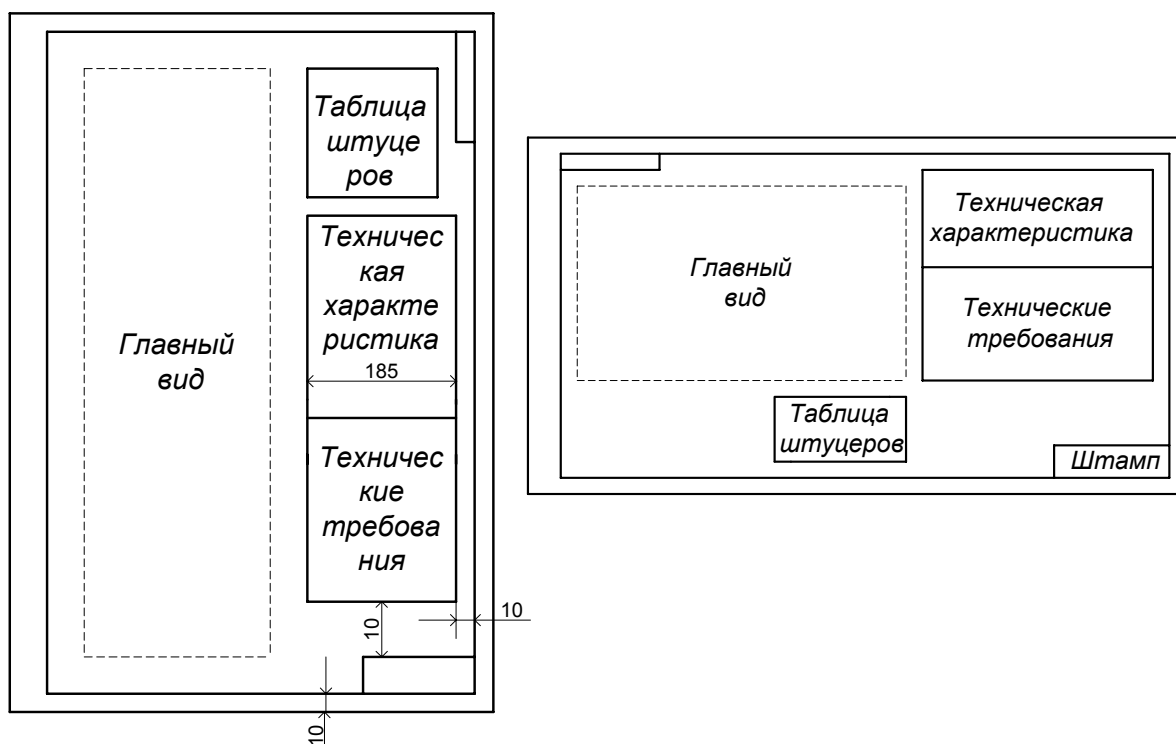


Рис. 33. Расположение элементов чертежа общего вида аппарата.

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. 2.7). 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.

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 стандартных единиц.

Таблица 16 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 спецификацию 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 16.

5

15

8

Формат	Зона	Поз.	Обозначение	Наименование	Кол	Примеч
6	6	8	70	63	10	22

7	10				Обозначение	15	15	20
Изм	Лист	№ докум	Подп	Дата		Лит	Лист	Листов
Разраб						КП		
Провер.								
Консульт								
Консульт								
Утверд								

Наименование аппарата	ПТИ Кафедра "Инж. экология" гр. 99ЭК
-----------------------	--

23

15

10

70

5

5

14. 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 A	
		в жидкой фазе	в газовой фазе
1	Мольная доля, кмоль A /[кмоль $(A+B)$]	x	y
2	Массовая доля, кг A /[кг $(A+B)$]	$\bar{x}$	$\bar{y}$
3	Относительная мольная концентрация, кмоль A /кмоль B	X	Y
4	Относительная массовая концентрация, кг A /кг B	$\bar{X}$	$\bar{Y}$
5	Объемная мольная концентрация, кмоль A /[м ³ $(A+B)$]	C_x	C_y
6	Объемная массовая концентрация, кг A /[м ³ $(A+B)$]	$\bar{C}_x$	$\bar{C}_y$
7	Объемная доля, м ³ A /м ³ $(A+B)$	-	v_y
8	Парциальное давление компонента	-	p_k

В формулах таблицы П.2. M_A , M_B , $M_{см}$ обозначают мольные массы веществ A , B и их смеси, кг/моль, при этом мольная масса смеси определяется по правилу аддитивности (например, по жидкой фазе $M_{см} = M_A x_A + M_B (1 - x_A)$); ρ - плотность смеси, кг/м³.

Формулы для пересчета концентрации

Концентрации искомые	Концентрации заданные					
	x	$\bar{x}$	X	$\bar{X}$	C_x	$\bar{C}_x$
x	1	$\bar{x} \cdot M_{\text{см}}/M_A$ или $\bar{x} / \{M_A[\bar{x}/M_A + (1-\bar{x})/M_B]\}$	$X/(1+X)$	$M_B \cdot \bar{X} / (M_B \cdot \bar{X} + M_A)$	$C_x \cdot M_{\text{см}}/\rho$ 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

Характеристики насадок (размеры даны в мм)

Насадки	f , м ² /м ³	ε , м ³ /м ³	d_3 , м	ρ , кг/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

Характеристика и размеры распределительных тарелок

Диаметр колонны D, мм		400	500	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800
Свободное сечение колонны, м ²		0,126	0,196	0,283	0,503	0,785	1,13	1,54	2,01	2,545	3,14	3,80	4,524	5,31	6,157
D ₁ , мм		320	350	380	480	580	780	980	1170	1170	1370	1570	1770	1770	2000
Количество патрубков п, шт.	ТСН-III	12	16	21	24	30	54	96	96	96	142	194	254	254	330
	ТСН-II	13	19	25	25	37	61	110	110	110	156	212	276	276	352
Диаметр патрубка D ₂ , мм		32	32	32	45	45	45	45	57	57	57	57	57	57	57
Свободное сечение патрубка, 10 ⁻⁴ м ²		6	6	6	13	13	13	13	22	22	22	22	22	22	22
Рабочее сечение тарелки, м ²		0,08	0,096	0,173	0,181	0,264	0,478	0,754	1,075	1,075	1,474	1,936	2,461	2,461	3,141
Сечение слива, 10 ⁻⁴ м ²	ТСН-III	73	97	127	313	391	703	1249	2112	2112	3125	4268	5580	5580	7261
	ТСН-II	78	115	151	326	471	793	1440	2421	2421	3433	4665	6073	6073	7749
D ₃ , мм (для ТСН-III)		110	110	130	160	190	220	260	310	310	330	360	400	400	410
Максимально допустимая нагрузка по жидкости, м ³ /м ² ч	ТСН-III	180	155	145	190	175	190	250	280	240	270	305	330	290	320
	ТСН-II	195	180	165	200	190	220	320	330	270	300	335	365	320	345

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

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

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	0,0612
Ацетон $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	9,22	
Бензол C_6H_6	7,7	0,0277
Бутилацетат	5,7	
Водород H_2	61,1	0,22
Водяной пар H_2O	21,9	0,079
Диоксид серы SO_2	10,3	0,037
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	0,064
Метиловый спирт CH_4O	13,3	0,0478
Серный ангидрид H_2S	9,4	0,034
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

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 $\bar{M}$, 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 $A/kg(A+B)$	$\beta \rho_{cm}$, 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 $A/kg B$	$\beta(\rho_{cm} - \bar{C}_{cm})$, кг/[м ² ·с(кг $A/kg B$)]	$\beta(\rho_{cm} - \bar{C}_{cm})/M_A$, кмоль/[м ² ·с(кг $A/kg B$)]
кмоль A /кмоль B	$[\beta(\rho_{cm} - \bar{C}_{cm}) M_A]/M_B$, кг/[м ² ·с(кмоль A /кмоль B)]	$[\beta(\rho_{cm} - \bar{C}_{cm})]/M_B$, кмоль/[м ² ·с(кмоль A /кмоль B)]
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			

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 типа ТСК-1

Диаметр колонны D , мм	400	500	600	800	1000
Длина линии барботажа, м	1,33	2,45	3,25	6	9,3
Периметр слива L , м	0,302	0,4	0,48	0,57	0,8
Площадь слива, m^2	0,005	0,007	0,012	0,021	0,05
Площадь газовых патрубков, m^2	0,008	0,015	0,027	0,049	0,073
Число колпачков	7	13	13	24	37
Диаметр колпачка, d , мм	60	60	80	80	80
H_2 , мм	0...10	0...10	0...10	0...10	0...10
H_1 , мм*	50/60	50/60	55/70	55/70	55/70
h , мм*	<u>15...20</u> 30	<u>15...20</u> 30	<u>15...20</u> 30	<u>15...20</u> 30	<u>15...20</u> 30
h_1 , мм*	<u>20...50</u> 35...70	<u>20...50</u> 35...70	<u>20...50</u> 35...70	<u>20...50</u> 35...70	<u>20...50</u> 35...70

Технические характеристики колпачковых тарелок
типа ТСК-Р, ТСК-РЦ и ТСК-РБ

Диаметр колонны D, мм	Длина линии барботажа, м	Периметр слива l, м	Сечение пелливы, м ²	Свободное сечение тарелки, м ²	Относительная площадь для прохода газов $f_{гр}$, %
ТСК-Р (рис. 5.40, б)					
1000	10,8	0,665	0,064	0,09	11,5
1200	12,3	0,818	0,099	0,129	11,4
1400	15,4	1,09	0,198	0,162	10,5
1600	20,7	1,238	0,269	0,219	10,9
1800	25,8	1,419	0,334	0,272	10,7
2000	36,4	1,455	0,33	0,385	12,2
2200	44,6	1,606	0,412	0,471	12,3
2400	52,8	1,775	0,505	0,557	12,3
2600	60,3	2,032	0,674	0,638	12,1
2800	72,8	2,096	0,686	0,769	12,5
3000	75,4	2,36	0,88	0,849	12,1
3200	80,4	2,39	0,902	1,18	14,6
3400	83,8	2,62	1,128	1,32	14,5
3600	87,6	2,88	1,441	1,37	13,5
ТСК-РЦ/ТСК-РБ (рис. 5.40, в)					
1400	15,1	2,34/1,93	0,211/0,251	0,134	8,7
1600	16,97	2,74/2,22	0,259/0,311	0,179	8,91
1800	23,88	3,15/2,3	0,277/0,334	0,252	9,92
2000	27,65	3,55/2,79	0,404/0,536	0,292	9,3
2200	37,7	3,95/2,77	0,426/0,464	0,398	10,44
2400	49,02	4,35/2,82	0,444/0,458	0,518	11,45
2600	55,3	4,75/2,37	0,582/0,696	0,584	11
2800	62,20	5,15/3,41	0,629/0,674	0,717	11,63
3200	67,87	5,95/4,45	1,06/1,37	0,975	12,13
3600	83,84	6,75/4,9	1,27/1,58	1,318	12,95

Технические характеристики ситчатых тарелок типа ТС

Диаметр колонны D, мм	Рабочее сечение тарелки, м²	Диаметр отверстия d, мм				Сечение перелива, м²	Периметр слива, l, м
		3	4	5	8		
		Шаг t, мм					
		7...12	8...13	10...18	16...25		
		Относительное свободное сечение тарелки f_{tr} , %					
ТС (рис. 5.40, г)							
400	0,054	6,62...2,26	9,1...2,56	9,1...2,78	9,1...3,7	0,004	0,302
500	0,089	7,57...2,62	10,3...2,93	10,3...3,18	10,3...4,22	0,1	0,4
600	0,14	8,2...2,8	11,2...3,2	11,2...3,46	11,2...4,6	0,1	0,48
800	0,41	10,25...3,49	14...3,96	13,9...4,3	14...5,7	0,016	0,57
1000	0,713	10...3,38	13,6...3,86	13,6...4,2	13,6...5,55	0,036	0,8
ТС-Р/ТС-Р2 (рис. 5.40, д)							
1200	1,01	8,4...2,75	11,1...3,13	11,1...3,4	11,1...4,5	0,06	0,722
	0,896	7,65...2,6	10,4...2,97	10,4...5,25	10,4...4,28	0,117	0,884
1400	1,368	8,5...3,48	13,9...3,96	13,9...4,3	13,9...5,71	0,087	0,86
	1,072	8,5...3,23	12,9...3,67	12,9...3,99	12,9...5,29	0,234	1,135
1600	1,834	10,4...3,58	14,7...4,06	14,7...4,42	14,7...5,86	0,088	0,795
	1,426	10,3...3,5	14,1...3,98	14,1...4,32	14,1...5,74	0,292	1,28
1800	2,294	13,8...4,7	18,8...5,34	18,8...5,8	18,8...7,69	0,123	1,05
	1,64	13,2...4,5	18...5,14	18...5,57	18...7,4	0,45	1,52
2000	2,822	11,6...3,95	15,8...4,5	15,8...4,89	15,8...6,49	0,159	1,19
	2,09	8,2...2,78	11,4...3,17	11,4...3,44	11,4...4,57	0,525	1,66
2200	3,478	13,3...4,48	17,9...5,08	17,9...5,52	17,9...7,32	0,161	1,24
	2,46	7,9...2,68	10,7...3,06	10,7...3,32	10,7...4,37	0,67	1,85
2400	3,9	11,1...3,78	15,3...4,29	15,3...4,62	15,3...6,18	0,317	1,57
	2,96	9,2...6,12	12,5...3,59	12,5...3,85	12,5...5,11	0,77	2
2600	4,784	12,2...4,17	16,7...4,73	16,7...5,3	16,7...6,81	0,258	1,54
	3,27	7,5...2,58	10,4...2,9	10,4...3,15	10,4...4,18	1,015	2,25
2800	5,64	13,7...4,65	18,6...5,28	18,6...5,73	18,6...7,6	0,26	1,575
	3,96	7,75...2,64	10,5...2,99	10,5...3,26	10,5...4,32	1,1	2,385
3000	6,43	12,5...4,27	17,1...4,83	17,1...5,25	17,1...6,96	0,315	1,715
	4,52	5,5...1,87	7,5...2,12	7,46...2,31	7,5...3,06	1,27	2,61
3200	7,268	13...4,42	17,7...5,02	17,7...5,45	17,7...7,23	0,385	1,86
	5,03	8,7...2,96	11,8...3,37	11,8...3,65	11,8...4,85	1,505	2,74
3400	8,308	11,9...4,07	16,3...4,61	16,3...5	16,3...6,64	0,376	1,905
	5,88	9,2...3,12	12,5...3,56	12,5...3,85	12,5...5,13	1,59	2,87
3600	9	11,9...4,05	16,2...4,6	16,2...5	16,2...6,64	0,459	2,29
	6,3	8,11...2,75	11,1...3,13	11,1...3,4	11,1...4,52	1,95	3,1
ТС-РЦ/ТС-РБ (рис. 5.40, е)							
1400	1,078	9,28...3,8	9,28...2,86	9,28...2,64	6,82...2,32	0,21/0,25	2,34/1,93
1600	1,44	10,18...4,17	10,18...3,14	10,18...2,89	7,48...2,55	0,26/0,31	2,74/2,22
1800	1,928	11,99...4,91	11,99...3,7	11,99...3,41	8,81...2,99	0,28/0,33	3,15/2,3
2000	2,2	12,6...5,16	12,6...3,89	12,6...3,58	9,26...3,15	0,4/0,54	3,55/2,8
2200	2,92	13,13...5,38	13,13...4,05	13,13...3,73	9,64...3,28	0,43/0,46	3,95/2,77
2400	3,618	14,26...5,84	14,26...4,4	14,26...4,05	10,48...3,56	0,44/0,46	4,35/2,8
2600	4,032	13,5...5,53	13,5...4,17	13,5...3,84	9,93...3,38	0,58/0,7	4,75/3,3
2800	4,857	14,46...5,92	14,46...4,46	14,46...4,11	10,62...3,61	0,63/0,67	5,15/3,4
3200	5,604	12,7...5,2	12,7...3,92	12,7...3,61	9,33...3,17	1,06/1,37	5,95/4,45
3600	7,325	13,5...5,56	13,5...4,19	13,5...3,86	9,93...3,39	1,27/1,58	6,75/4,9

Технические характеристики решетчатых тарелок

Диаметр колонны, D, мм	*b, мм	Шаг t, мм											
		8	10	12	14	16	18	20	22	24	28	32	36
		Относительное свободное сечение тарелки f_{fr} , %											
ТС-Р (рис. 5.40, ж)													
400	4	18	15	13	11	10	9	8	7	6	-	-	-
	6	-	23	18	15	13	12	11	9	7	6	5	-
500	4	19	15	14	12	11	10	9	7	6	-	-	-
	6	-	24	19	15	14	13	11	9	8	7	6	-
600	4	20	17	15	13	12	11	10	8	7	-	-	-
	6	-	25	20	19	15	14	12	11	9	8	7	-
800	4	21	17	15	13	11	10	9	8	7	-	-	-
	6	-	27	22	19	16	15	14	12	11	9	8	-
ТР (рис. 5.40, з)													
1000	4	22	17	15	13	11	10	9	8	7	-	-	-
	6	-	27	22	19	16	15	14	12	11	9	8	7
1200	4	24	21	16	14	12	11	10	9	8	-	-	-
	6	-	32	24	20	18	16	14	13	12	11	9	8
1400	4	25	21	18	16	16	12	10	9	8	-	-	-
	6	-	32	26	23	20	17	16	15	14	11	10	9
1600	4	26	20	17	14	13	11	10	9	8	-	-	-
	6	-	31	25	21	19	17	15	14	13	11	10	9
1800	4	28	22	18	15	14	12	11	10	9	-	-	-
	6	-	32	27	23	20	18	16	15	13	11	10	9
2000	4	26	20	17	15	13	12	10	9	8	-	-	-
	6	-	31	26	28	20	18	16	15	13	11	10	9
2200	4	27	20	18	15	13	12	11	10	9	-	-	-
	6	-	32	26	22	20	18	16	14	13	12	10	9
2400	4	27	22	18	16	14	12	11	10	9	-	-	-
	6	-	31	27	22	20	18	16	15	13	12	10	9
2600	4	30	21	18	16	14	12	11	10	9	-	-	-
	6	-	31	27	24	20	18	16	15	14	12	10	9
2800	4	27	24	19	16	14	12	11	10	9	-	-	-
	6	-	36	28	23	20	18	16	15	14	12	10	9
3000	4	28	22	18	16	14	12	11	10	9	-	-	-
	6	-	33	28	24	21	18	16	15	14	12	10	9

*Примечание. Верхняя строка - для тарелок из легированной стали, нижняя - из углеродистой.

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

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	
	газовой фазе, $Y \cdot 10^3$	в твердой фазе, X		в газовой фазе, $Y \cdot 10^3$	в твердой фа- зе, X
АР-А	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

Физико-химические свойства веществ

Жидкость	Молярная масса, кг/моль	Плотность, кг/м ³	Температура кипения, °С	Давление насыщенного 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 (метанол) 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 четырехлористый 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 20.

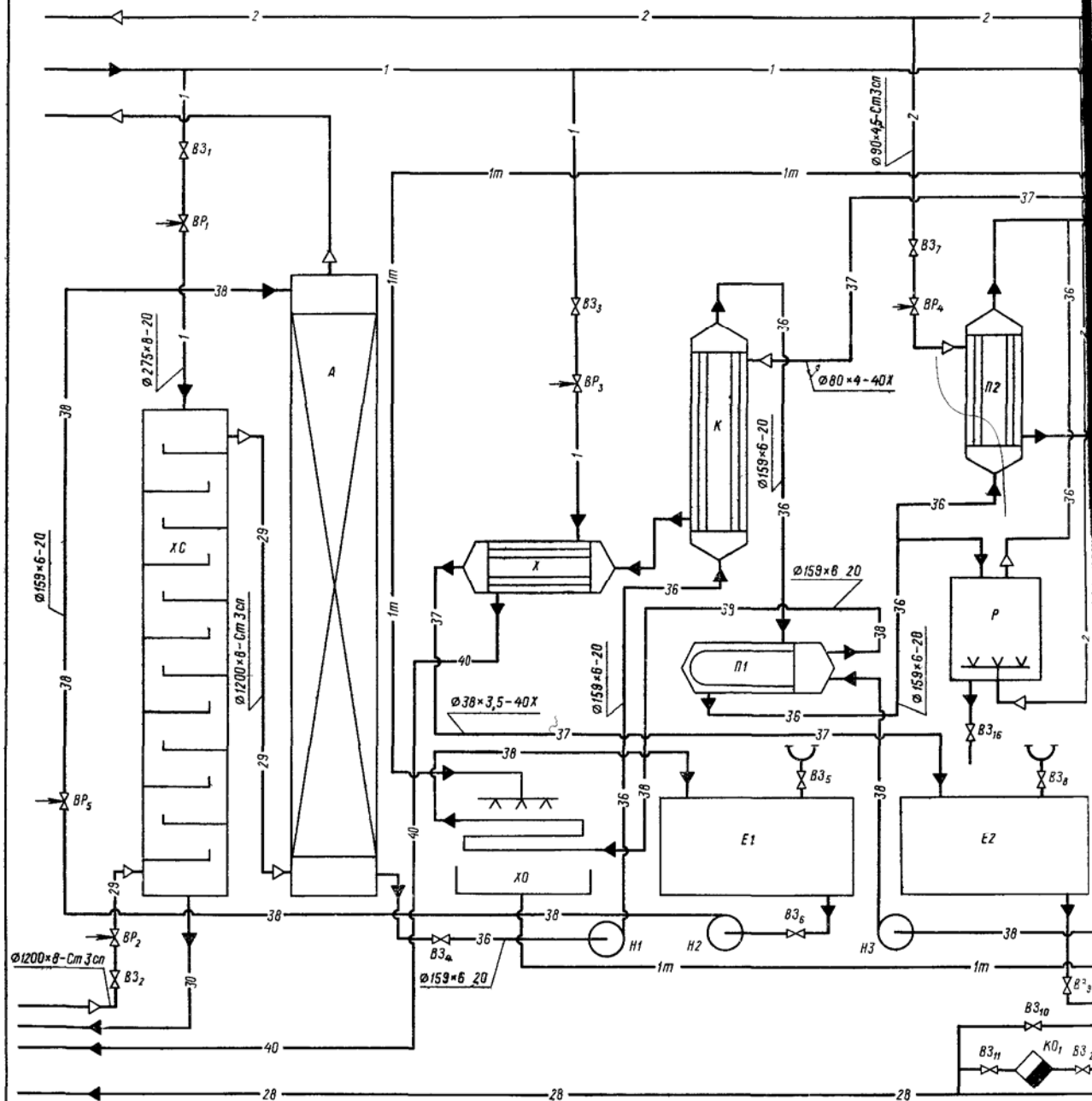
Значение коэффициентов аффинности

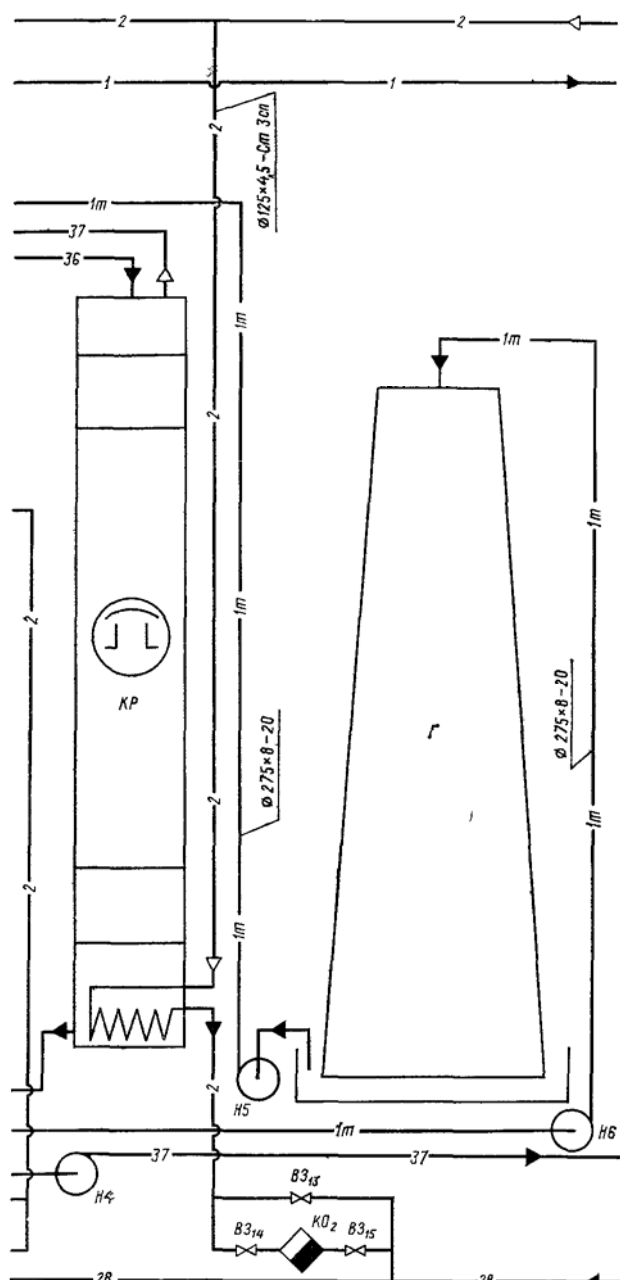
Вещество	β	Вещество	β
Ацетон	0,88	Пентан	1,12
Бензол	1,00	Пропан	0,78
Бромистый метил	0,57	Сероуглерод	0,70
Бутан	0,90	Толуол	1,25
Бутилацетат	1,48	Уксусная кислота	0,79
Гексан	1,35	Хлористый этил	0,76
Гептан	1,59	Хлороформ	0,86
Дихлорэтан	1,31	Хлорпикрин	1,28
Диэтиловый эфир	1,09	Этиловый спирт	0,61
Метиловый спирт	0,40	Четыреххлористый углерод	1,05
Муравьиная кислота	0,61	Циклогексан	1,03

Приложение 21.

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

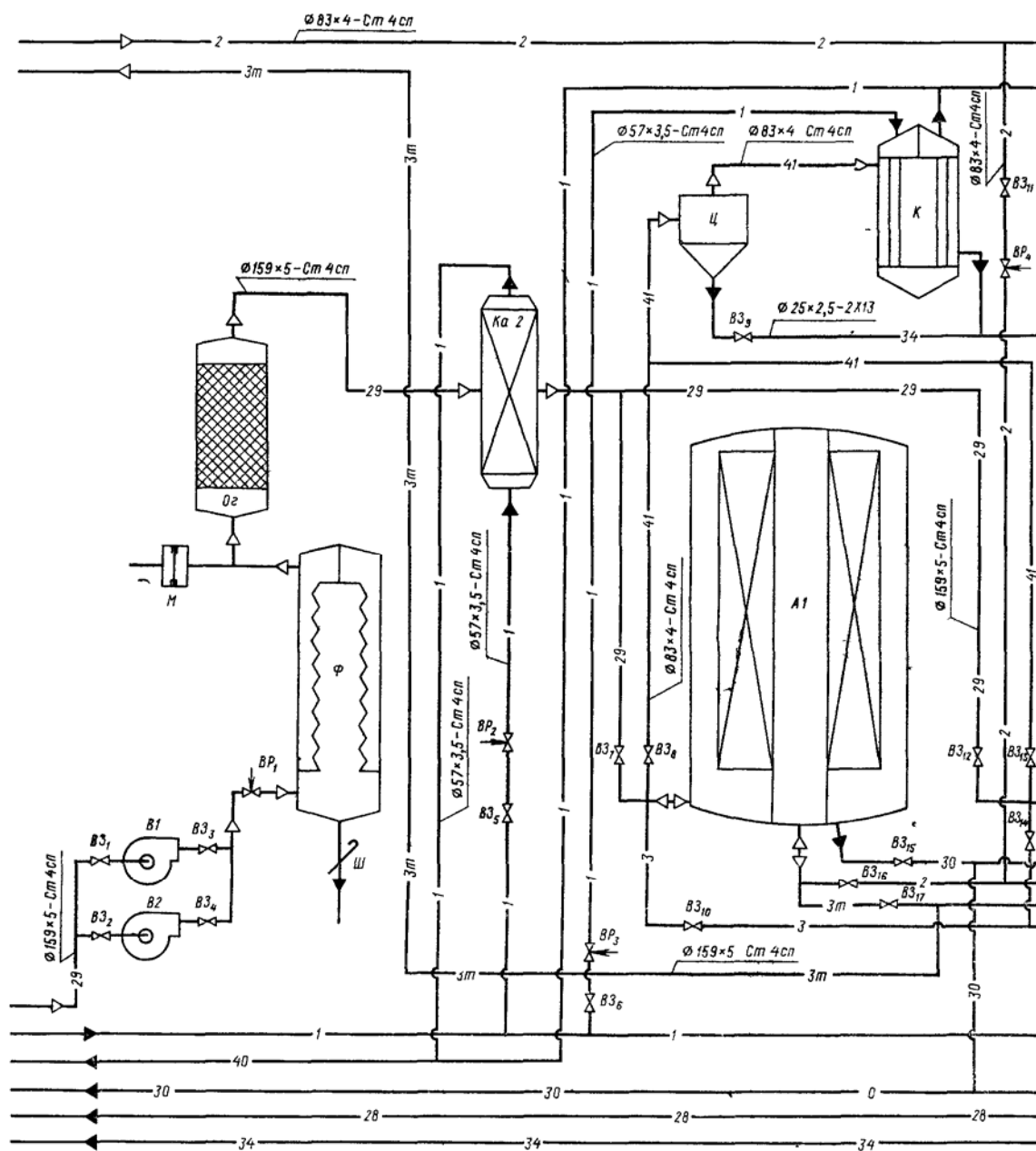


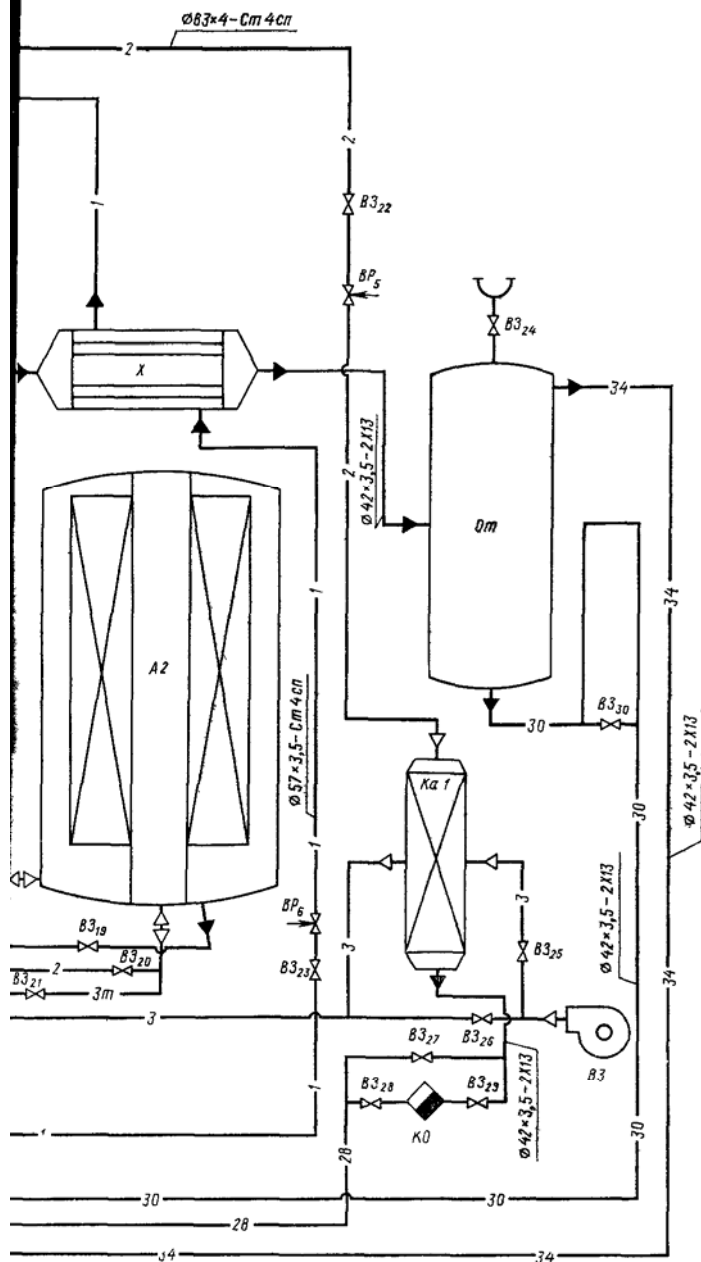


Условное обозначение	Графическое	Наименование среды в трубопроводе
Букв		
1	1	Вода
1т	1т	Вода теплая
2	2	Пар
28	28	Конденсат
29	29	Парогазовая смесь
30	30	В канализацию
36	36	Смесь бензола с маслом
37	37	Бензол
38	38	Масло
40	40	Обратная вода

Обозначение	Наименование	Кол	Примечание
А	Абсорбер	1	
ХС	Холодильник смещения	1	
Х	Холодильник	1	
ХА	Холодильник оросительный	1	
КР	Колонна ректификационная	1	
Г	Градирия	1	
Р	Регенератор	1	
П1-2	Подогреватель	2	
Е1-2	Емкость	2	
К	Конденсатор	1	
Н1-6	Насос	6	
ВЗ1, 16	Вентиль запорный	16	
ВР1, 5	Вентиль регулирующий	5	
КО1-2	Конденсатоотводчик	2	

					00 00 000 ТЗ					
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Установка абсорбционная					
Разработчик					Технологическая схема					
Проверен					Лист Масса Масштаб					
Т. контр.					Лист Листов					
Рук.										
Н. контр.										
Ситв.										





Условное обозначение		Наименование среды в трубопроводе
Букв	Графическое	
1	1	Вода
2	2	Пар
3	3	Воздух
3т	3т	Воздух технологический
2в	2в	Конденсат
29	29	Паровоздушная смесь
30	30	В канализацию
34	34	Бутилацетат
40	40	Оборотная вода
41	41	Смесь паров воды и бутилацетата

Обозначение	Наименование	Кол	Примечание
A1-2	Адсорбер	2	
Ф	Фильтр рукавный	1	
Ог	Огнепреградитель	1	
Ка 1	Калорифер	1	
Ка 2	Холодильник	1	
К	Конденсатор	1	
Х	Холодильник	1	
От	Отстойник	1	
Ц	Циклон	1	
М	Мембрана прарыда	1	
Ш	Шибер	1	
В1-3	Вентилятор	3	
К0	Конденсатоотводчик	1	
ВР1 в	Вентиль регулирующий	6	
ВЗ1 30	Вентиль запорный	30	

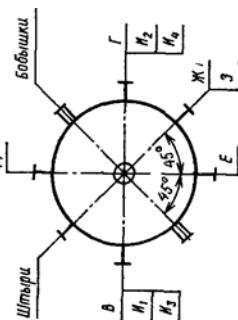
				00 00 000 ТЗ		
Изм	Исполн	№ докум	Лист	Дата	Лит	Масса
Разраб						
Проект						
Т. проект						
Рис						
И. контр						
Утв						
Установка адсорбционная Технологическая схема					Лист	Листов 1

Приложение 16

Таблица штыцев

Обозначение	Наименование	Кол-во	Прочность на разрыв, МПа
В	Вход газовой смеси	1	250 0,25
Г	Выход газовой смеси	1	250 0,25
А	Вход жидкости	1	50 0,25
Е	Выход жидкости	1	50 0,25
Ж	Для манометра	1	25 1,6
3 ₁₋₂	Для термометра	2	25 2,5
М ₁₋₄	Люк	4	500 0,6

Схема расположения штыцев, люков, цап, штырей



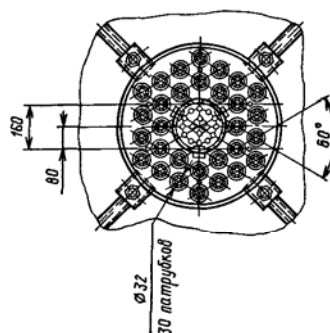
Техническая характеристика

- Аппарат предназначен для разделения смеси метанола и спирта-водки концентрации 26 % (масс.).
- Емкость номинальная 20,5 м³.
- Производительность 1,74 кг/с.
- Давление в колонне - атмосферное.
- Температура среды в кубе - 100°С.
- Среда в аппарате - токсичная, коррозионная.
- Тип колонны - насадочная.
- Высота насадки 8 м.

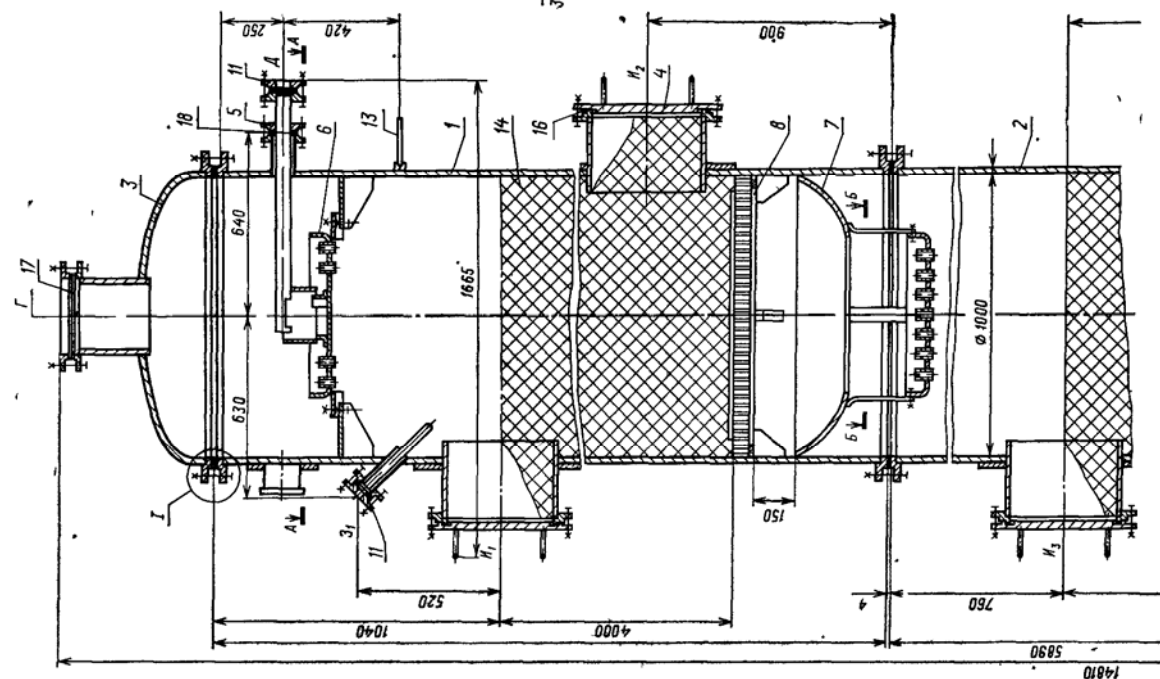
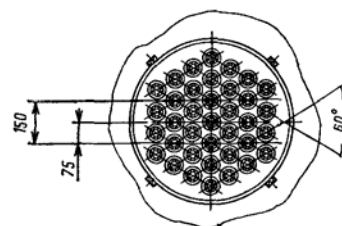
Технические требования

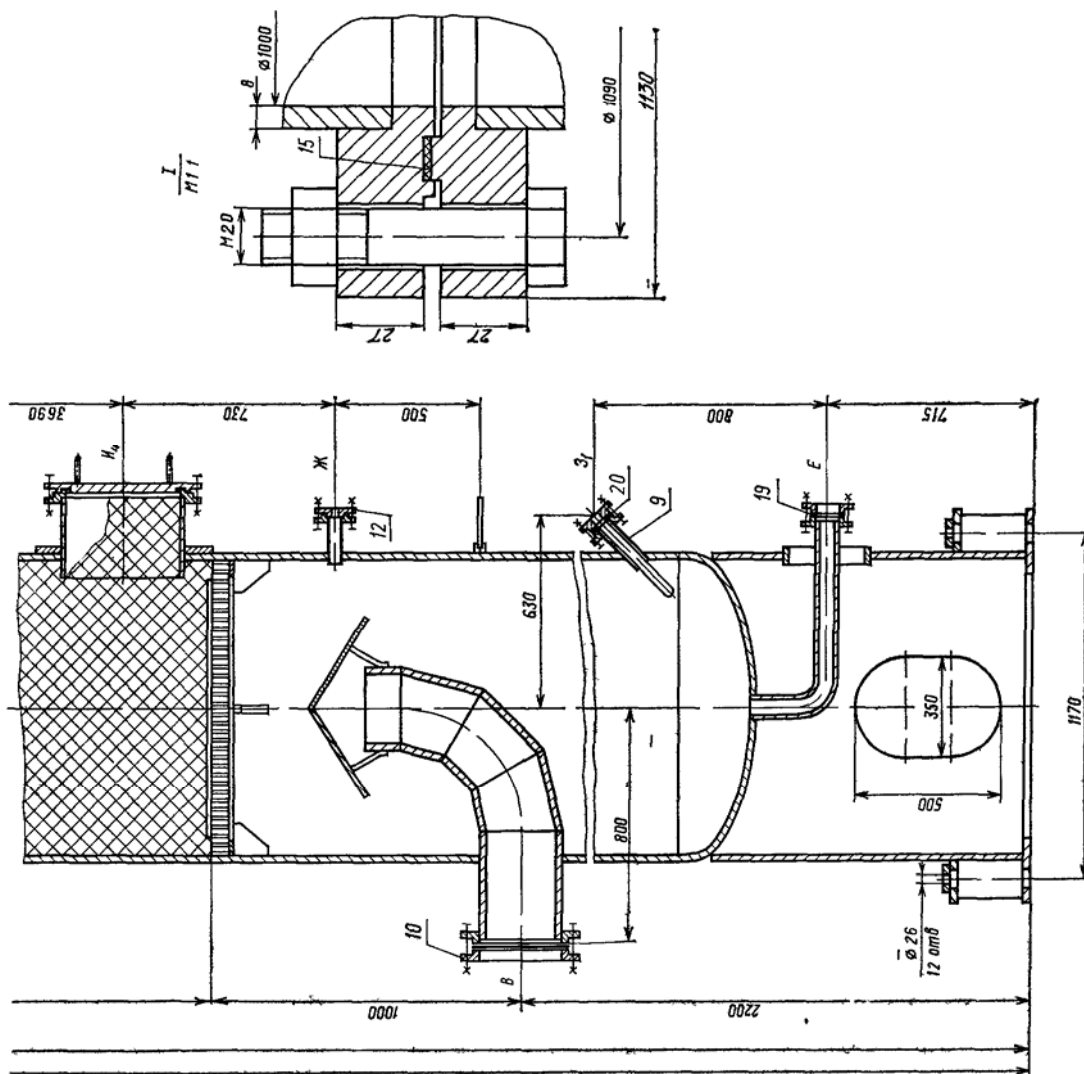
- При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - ГОСТ 12 003-74. Оборудование производственное. Общие требования к оборудованию;
 - ГОСТ 26 297-79. Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования;
- Материал деталей колонны, соприкасающихся с разделяемыми жидкостями, — сталь Х18Н10Т 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 — давлением 0,2 МПа;
- Сварные соединения должны соответствовать требованиям СН 26-01-71-88. Сварка в химическом машиностроении;
- Сварные швы в объеме 100 % контролировать рентгенографическим методом;
- Действительное расположение штыцев, люков, цап, штырей см. на схеме;
- Не указанный вылет штыцев - 120 мм.
- Размеры для справок.

А-А



Б-Б





Поз	Обозначение	Наименование	Кол	Масса и количество	Наименование
1		Колодки	1		
2		Куб	1		
3		Крышка	1		
4		Крышка люка	4		
5		Штуцер	1		
6		Тарелка ТСН-III	1		
7		Тарелка ТСН II	1		
8		Опора	4		
9		Гильза термометра	2		
10		Фланец	2	X18H10T D _у - 250	
11		Фланец	2	X18H10T D _у - 50	
12		Фланец	1	X18H10T D _у 25	
13		Штырь	2	Сталь Ст 3	
14		Кольца Рашпига 25x25x3	2	Керамика	
15		Прокладка	2	Паронит ПН-1	
16		Прокладка	4	Паронит ПН-1	
17		Прокладка	2	Паронит ПН-1	
18		Прокладка	1	Паронит ПН-1	
19		Прокладка	2	Паронит ПН-1	
20		Прокладка	3	Паронит ПН-1	

00 00 000 B0		Масса		Масштаб	
Количество абсорбционная		1 10		1 10	
Ф 1000 мм		Чертёж общего вида		Листов 1	
Исполнитель		Проверка		Листов 1	
Рис.		Листов 1		Листов 1	
Этп.		Листов 1		Листов 1	

Таблица 1

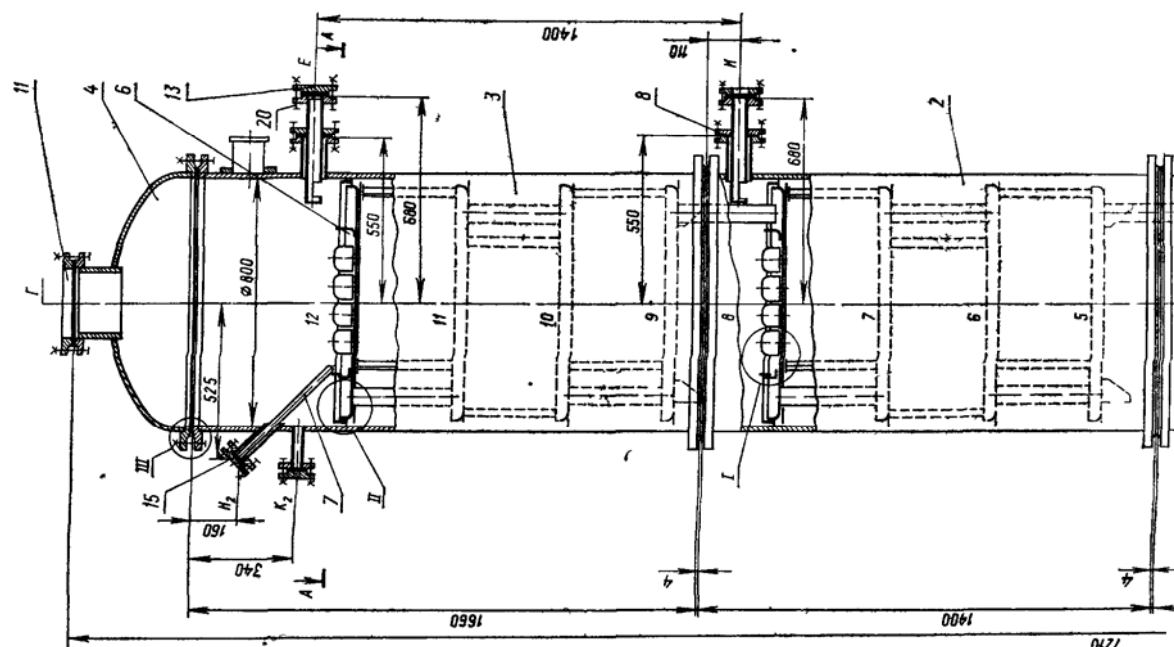
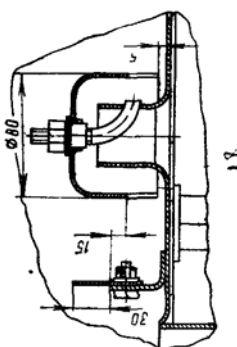
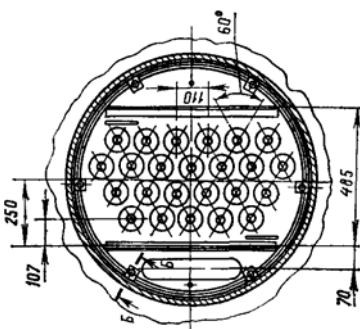
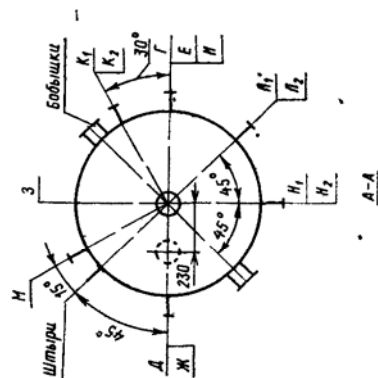
Обозначение	Наименование	Кон. условн. D_p , мм	Длина условн. D_p , мм
Г	Выход пара	1	200 0,25
Д	Вход пара	1	200 0,25
Е	Вход флегмы	1	50 0,25
Ж	Вход жидкости из куба	1	125 0,25
З	Выход кубового остатка	1	40 0,25
И	Вход исходной смеси	1	50 0,25
K_{1-2}	Для манометра	2	25 1,6
$K_{1,2}$	Для указателя уровня	2	20 1,6
М	Для установки уровня	1	25 6,4
$K_{1,2}$	Для термометра ртутного	2	25 2,5

Техническая характеристика

- 1 Аппарат предназначен для разделения смеси бутылочный спирт-водка
- 2 концентрацией 40 % (масс.)
- 3 начальная емкость 3,85 м³
- 4 производительность 1,25 кг/с
- 5 давление в колонне атмосферное
- 6 температура среды в кубе 120°С.
- 7 Среда в аппарате — токсичная, коррозионная.
- 8 Тип тарелок — колпачковые.
- 9 число тарелок — 12.

Технические требования

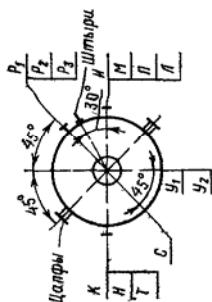
- 1 При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - а) ГОСТ 12 2 003-74, "Оборудование производственное, общие требования к безопасности",
 - б) ГОСТ 26-291-73 "Восходы и аппараты стальные сварные Технические требования"
- 2 Материал детали колонны, соприкасающихся с разбавленным жидкометаном, - сталь А17Н13п2 ГОСТ 3632-72, остальных - жидкометан, - сталь Ст 3 ГОСТ 380-71
- 3 Материал прокладок - паронит ПН-1 ГОСТ 481-71
- 4 Аппарат испытывать на герметичность гидравлически в горизонтальном положении под давлением 0,2 МПа, в вертикальном положении под давлением 0,3 МПа, в вертикальном положении под давлением 0,4 МПа
- 4 Сварные соединения должны соответствовать требованиям СН 26-01-71-68 "Сварка в химических машиностроении"
- 5 Сварные швы в объеме 100 % контролировать рентгенографическим методом
- 6 Дефектостроительное расположение шпунтов, цапф, штырей см на схеме
- 7 Не указанный диаметр шпунтов 120 мм.
- 7 Размеры для справок



Табиата шигероо

Обозначение	Наименование	Кол-во штук	Продол- жительность работ, ч	Давле- ние, МПа	Давле- ние, МПа
И	Выход пара	1	250	0,25	
К	Вход фрезеры	1	100	0,25	
Л	Вход парожидкостной смеси	1	250	0,25	
М	Выход жидкости из куба	1	200	0,25	
Н	Вход исходной смеси	1	50	0,25	
П	Для выхода кубового остатка	1	50	0,25	
Р ₁	Для термометра сопротивления	3	25	2,5	
С	Для термометра	1	20	2,5	
Т	Для манометра	1	25	1,6	
Ч ₂	Для указателя уровня	2	20	0,25	

Схема расположения штуцеров, цапф,
штырей



Техническая характеристика

1. Аппарат предназначен для разделения смеси бензол-хлороформ
2. Концентрация 40% (мас.)
3. Емкость номинальная 10,5 м³
4. Производительность 141 кг/с
5. Давление в колонне 0,1 МПа
6. Температура среды в кубе до 81°С
7. Среда в аппарате токсичная, коррозионная
8. Тип тарелок клепальные
9. Число тарелок 37

Технические требования

- 1 При изготовлении испытатели и поставщик аппаратов должны выработать наряды, требующие:
 - а) ГОСТ 12 023-74 Оборудование производственное Общие требования к качеству продукции
 - б) ГОСТ 291 79 Сварочные аппараты стальные сварные Технические требования
- 2 Материалом для изготовления сварных колонины сваривающихся с разделением жидкостями или из парами из стали Х18Н10Т ГОСТ 3549-75, оставшиеся элементы колонины — из стали ВСт 3 ГОСТ 380 71
- 3 Аппарат испытывать на прочность и плотность гидравлически в вертикальном положении давлением 0,2 МПа
 - а) в вертикальном положении колонины
 - б) в горизонтальном положении колонины
- 4 Сварные соединения должны соответствовать требованиям:
 - а) ВСт 3 61 71 66, Сварка в химическом машиностроении Сварку в Ст 3 по прочности электродом марки АНО 5 4, 5 2 по ГОСТ 3467 75
 - б) Сварные швы в объеме 100 % контролировать рентгенографически
- 5 Проверка из паронита ПОН 1 ГОСТ 481-71
- 6 Аварийные расположение шпунтов, чаш, штырей см на схеме
- 7 Не указанный диаметр шпунтов 150 мм
- 8 Размеры для справок

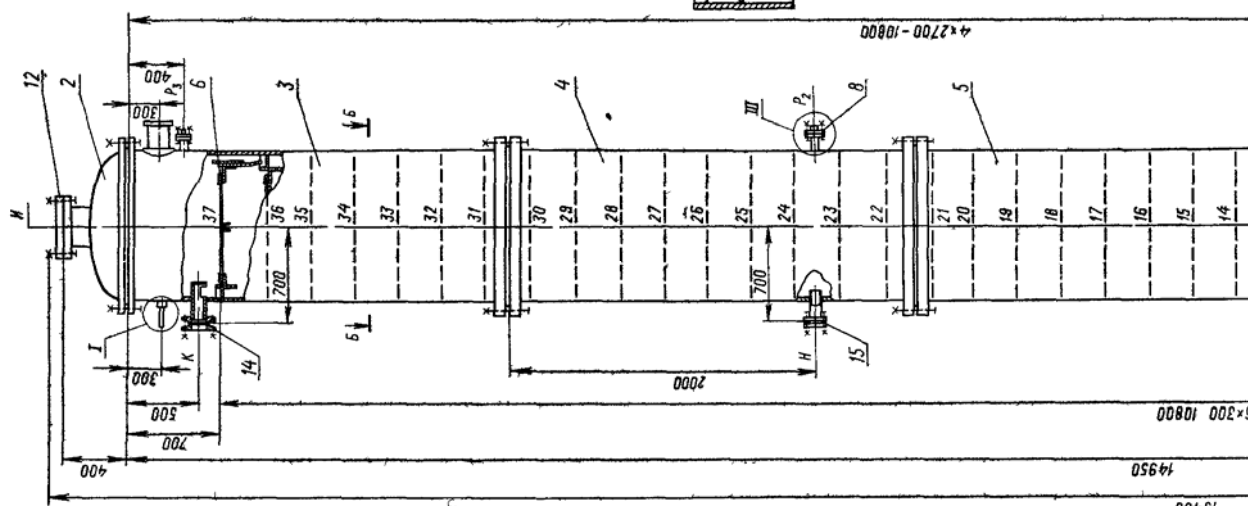
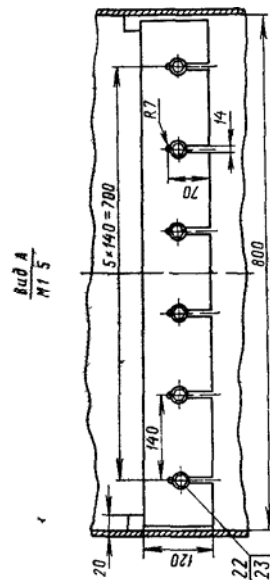
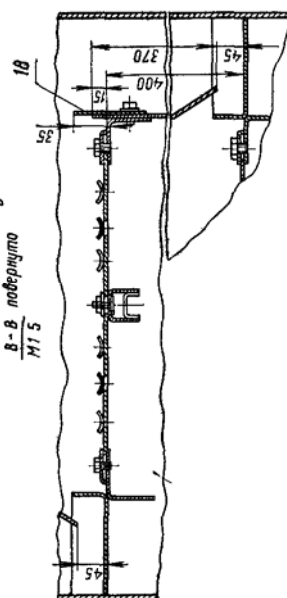
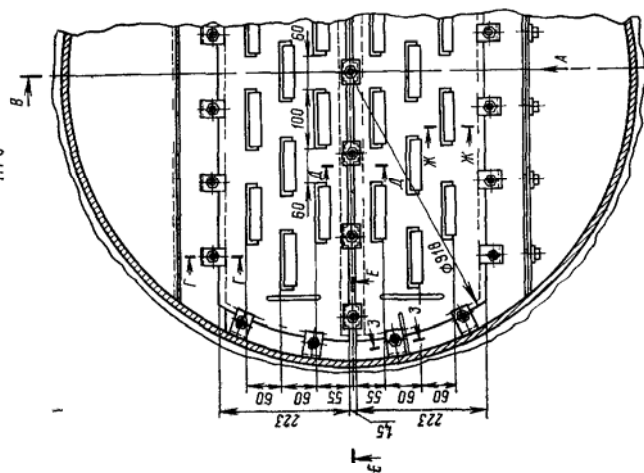


Таблица штуцеров

Обозначение	Наименование	Кол-во	Давление, МПа
Ж	Выход паров	1	600
З	Выход флегмы	1	100
И-2	Выход паров из кувалы	2	500
К	Выход жидкости из куба	1	250
И-3	Для термометра	2	25
И-4	Для измерения давления	2	25
И-5	Вход метанола - сырья	1	150
И-6	Для отбора проб	1	10
Р-2	Для камеры уробметра	2	50
С	Выход кубового остатка	1	150
Т-3	Люк	9	600
У	Для предохранительного клапана	1	50
Ф	Технологический	1	50

Техническая характеристика

- Аппарат предназначен для отгонки легколетучих примесей из метанола - сырья
- Начальная емкость 108,5 м³
- Производительность 11,31 кг/с
- Давление в колонне 0,6 МПа
- Температура среды в кубе до 150°С
- Среда в аппарате - токсичная коррозионная
- Тип тарелок - ситчатые-клапанные
- Число тарелок - 55

Технические требования

- При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - ГОСТ 12 2 003-74 "Оборудование производственное Общие требования безопасности"
 - ОСТ 26-291-79 "Сосуды и аппараты стальные сборные. Технические требования"
- Материал тарелок - сталь 0813 ГОСТ 5632-72 и сталь 20 ГОСТ 1050-74, а также сборные единицы и детали - из стали 8Ст 3 ст 3 ГОСТ 380-71
- Материал опоры - сталь 09Г2С ГОСТ 5520-69
- Аппарат испытывать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении под давлением 1,0 МПа, в вертикальном положении - под наливом
- Сварные соединения должны соответствовать требованиям ДН 26-01-71-68 "Сварка в химическом машиностроении"
- Сборные швы в объеме 100% контролировать рентгенографическим методом
- Действительное расположение штуцеров, люков, цапф, штырей см. на схеме
- Не указанным будет штуцеров 150 мм.
- Размеры для справок.

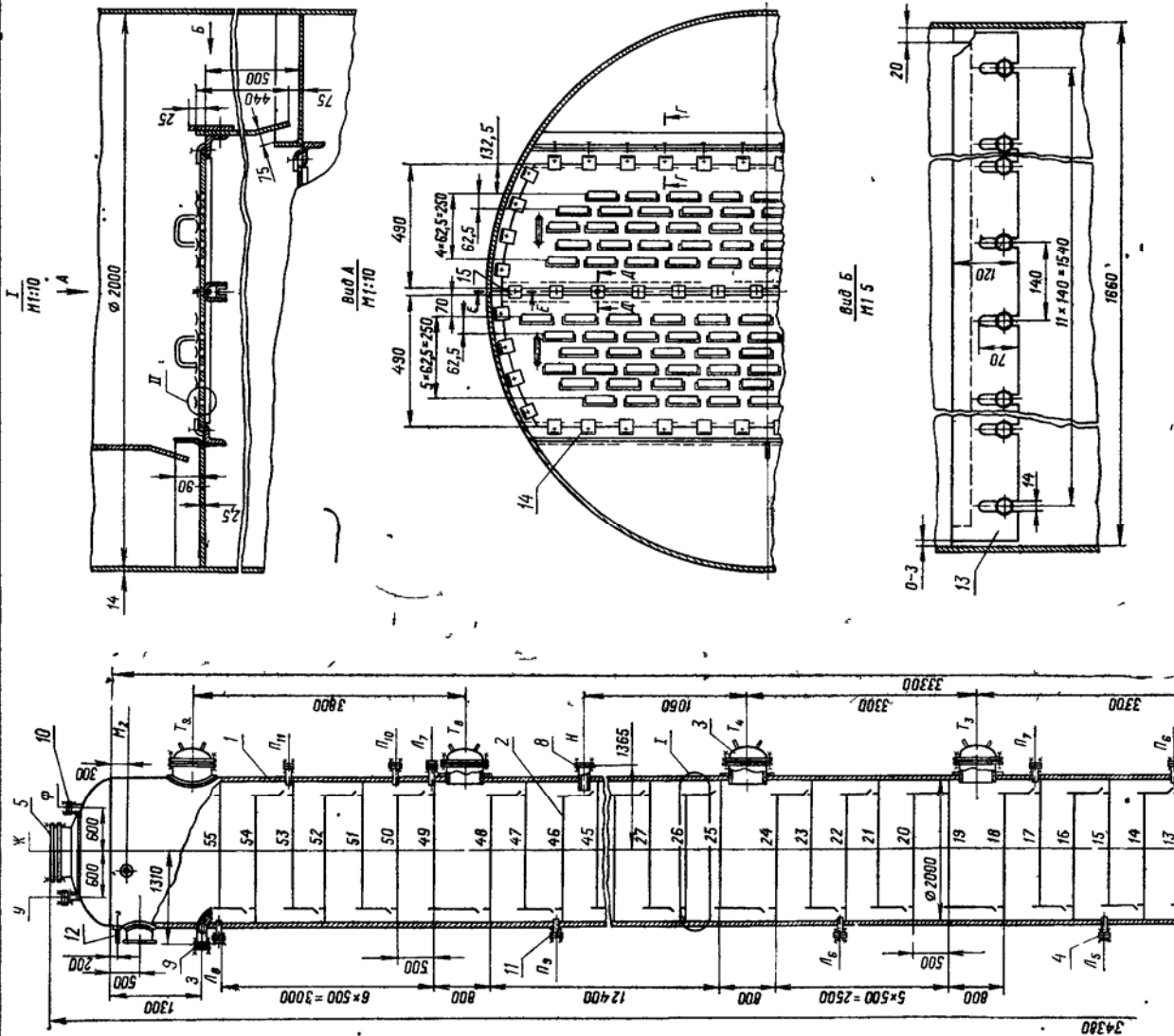


Таблица шпунцов

Обозначение	Назначение	Прочность
К	Выход паров этанола	1 750 1,0
Л	Вход исходной смеси	1 175 1,0
М	Вход флегмы	1 175 1,0
Н ₁₋₂	Вход пароводистой смеси	2 500 1,0
Н ₁₋₂	Выход кубового остатка	2 475 1,0
Р ₁₋₂	Для манометра	2 25 1,6
С ₁₋₂	Для термометра сортировки	3 25 2,5
Т	Для термометра ртутного	1 25 2,5
У ₁₋₂	Для указателя уровня	2 50 1,0
Ф ₁₋₂	Подвод к кипятильнику	2 200 1,0

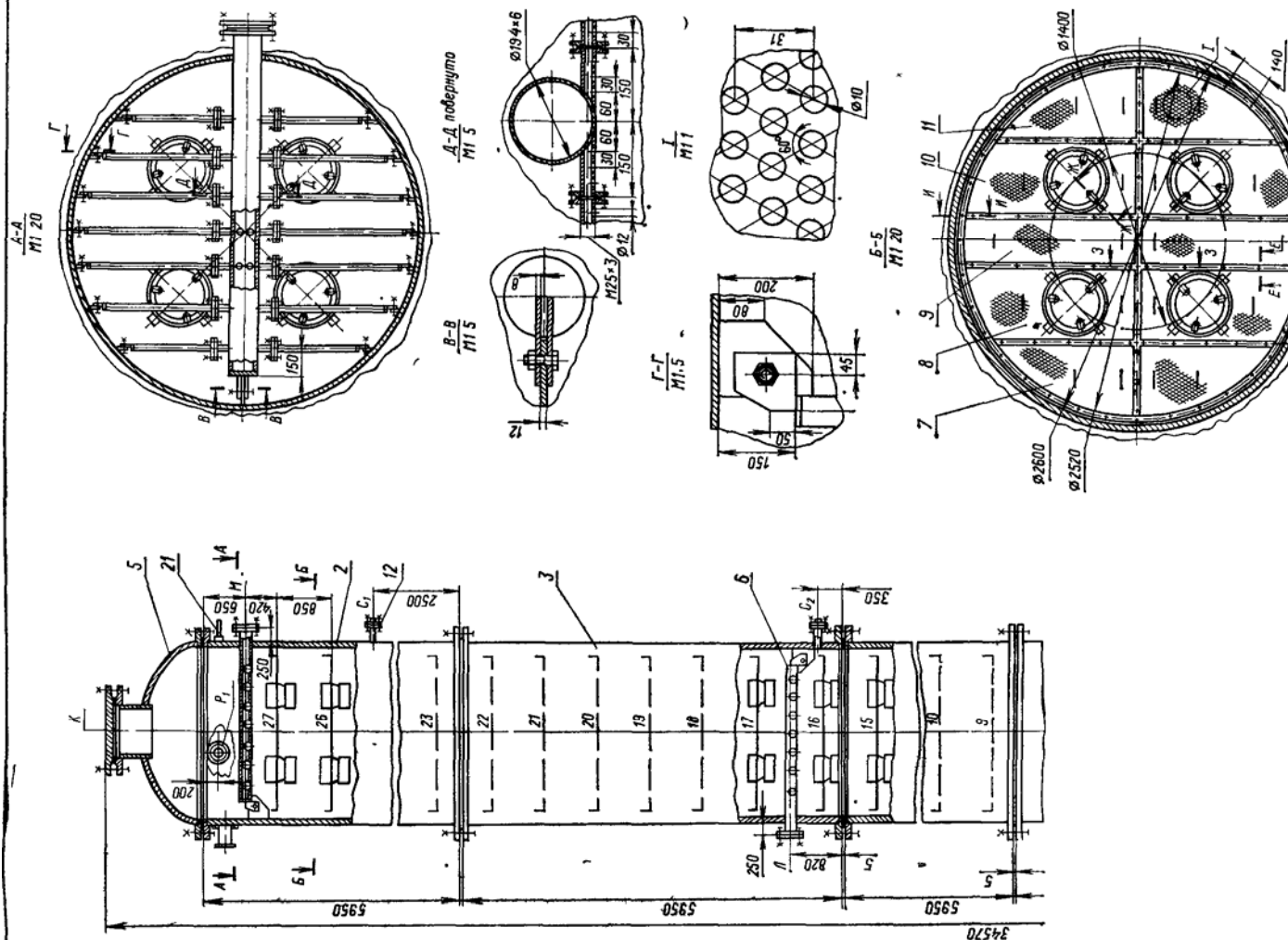
Техническая характеристика

1. Аппарат предназначен для разделения смеси бензол-этанол концентрации 18 % (масс.).
2. Объем аппарата 164,3 м³.
3. Производительность 8,14 кг/с.
4. Расход давления 0,1 МПа.
5. Температура среды в кюве 61°С.
6. Среда в аппарате - токсичная, взрывоопасная, коррозионная.
7. Тип тарелок - симметричные многослойные.
8. Количество тарелок - 27 шт.

Технические требования

1. При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться требования:
 - а) ГОСТ 12 2 003-74 «Оборудование производственное. Общие требования безопасности»;
 - б) ГОСТ 26-291-79 «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования».
2. Материал деталей колонны, соединяющихся с обрабатываемыми жидкостями - сталь Х18Н9Т ГОСТ 5 632-72, остальные деталей - сталь Ст 3 ГОСТ 380-71.
3. Аппарат прикладок - паронит ПРН-1 ГОСТ 481-71.
4. Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлически в горизонтальном положении и плотность гидравлически в вертикальном положении - наладом.
5. Сварные соединения должны соответствовать требованиям СН 26-01-71-68 «Сварка в химическом машиностроении».
6. Сварные швы в объеме 100 % контролировать рентгенографическим методом.
7. Дефектные места расположения шпунцов, штырей и цапф см. на схеме.
8. Не указанный вылет шпунцов - 150 мм.

Примечание. Размеры для справок



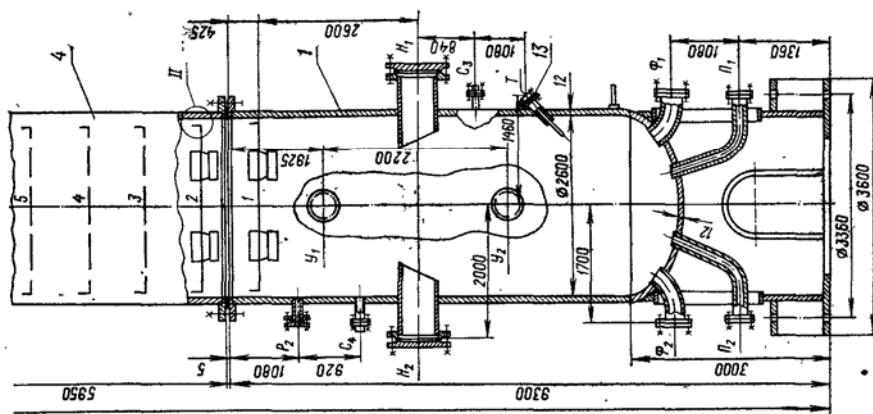
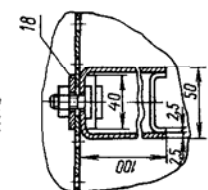
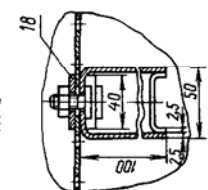
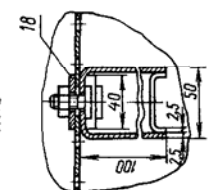
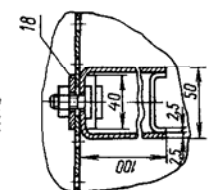
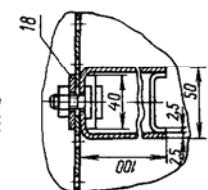
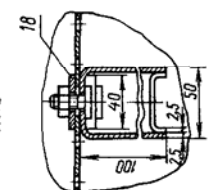
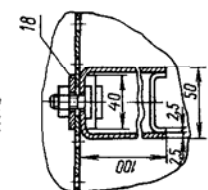
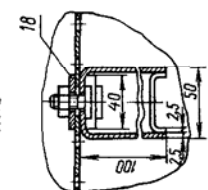
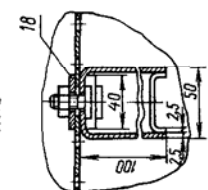
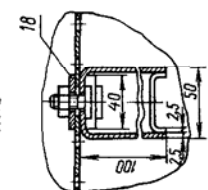
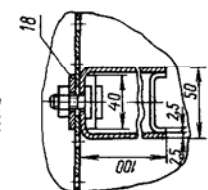
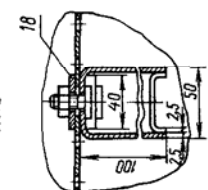
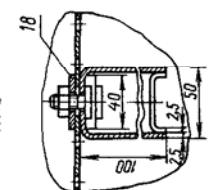
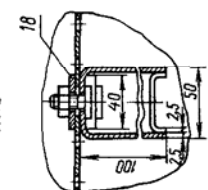
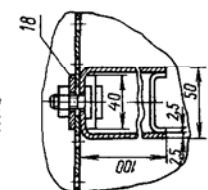
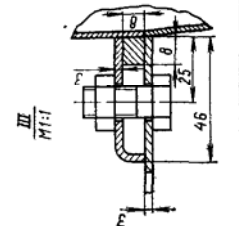
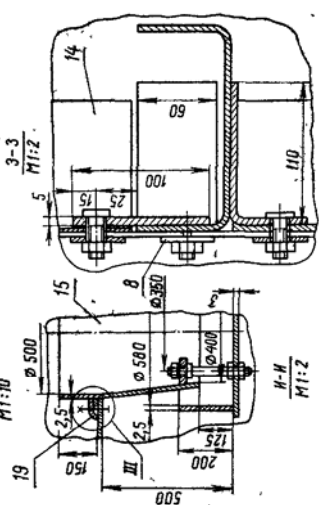
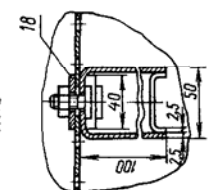
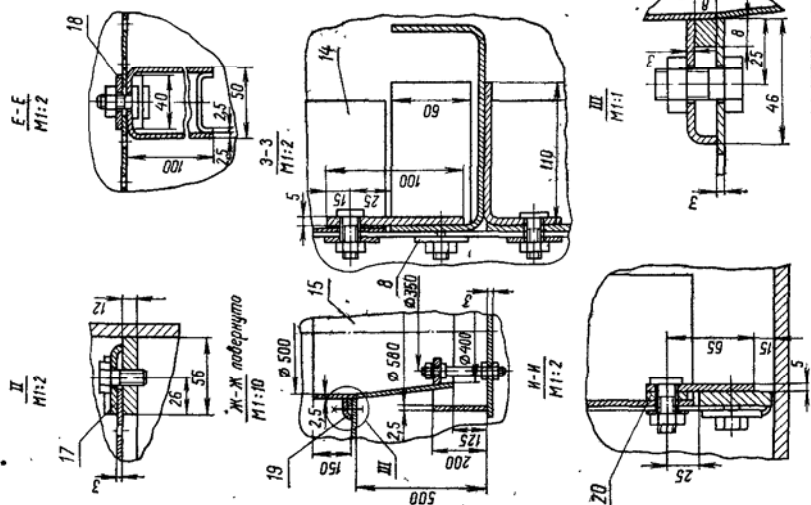
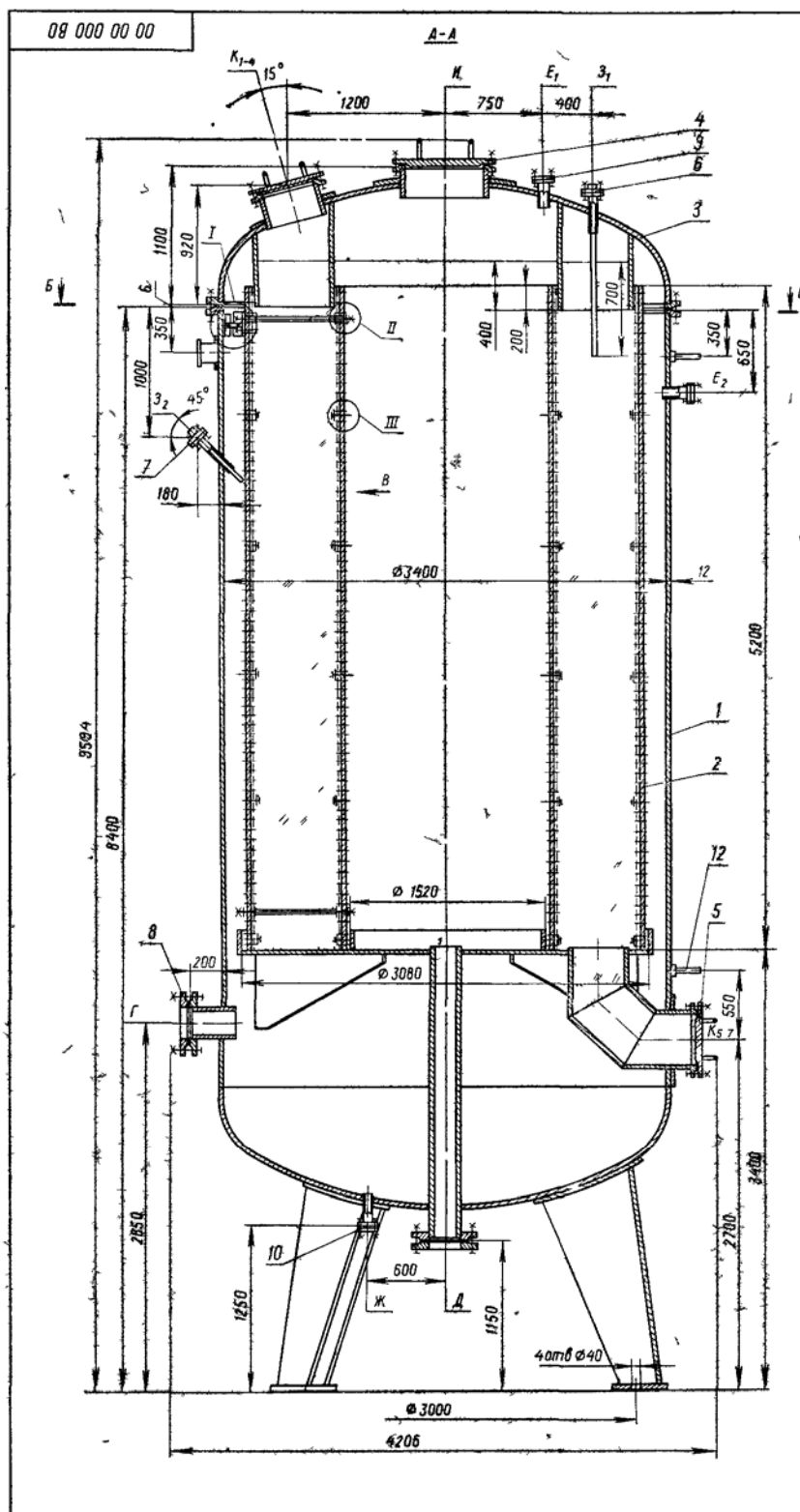
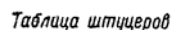


Схема расположения штуцера, штыря и цапф







Обозначение	Наименование	Кол.	Прокладочный материал	Давление, МПа
Г	Вход паровоздушного смеси	1	150	0,25
Д	Выход отработавшего 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 ₁	Люк	1	600	0,3
К _{1,2}	Люк	7	400	0,3

1. Аппарат предназначен для улавливания из газовой смеси паров диметилацетата
2. Количество адсорбента—26,8 м³
3. Производительность по исходной газовой смеси 8,33 м³/с.
4. Начальная концентрация диметилацетата в газовой смеси $8 \cdot 10^{-3}$ кг/м³, конечная $0,4 \cdot 10^{-3}$ кг/м³
5. Давление в аппарате до 0,05 МПа
6. Температура в аппарате при адсорбции 30°С, при десорбции 15°С
7. Среда в аппарате токсичная, взрывоопасная
8. Адсорбент — активный уголь марки AP-17

1. При изготовлении, испытании и поставке аппарата должны выполняться следующие требования:
 - а) Государственный стандарт СССР;
б) ГОСТ 12 003-74, "Оборудование производственное Общие требования безопасности";
в) ГОСТ 28 291-79, "Сосуды и аппараты стальные сварные Технические требования"
2. Материал аппарата - сталь 18Х1НТ ГОСТ 5349 61
Материал опоры - сталь ВСт 3п ГОСТ 380 71
Материал прокладок паронит ПОН 1 ГОСТ 481 71
3. Аппарат испытывать на прочность и плотность сдвиговически в горизонтальном положении под давлением 0,225 МПа, в вертикальном положении - холостом
4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ГОСТ 28 01 71 68, "Сварка в химическом машиностроении".
Сварные швы в объеме 100% контролируются рентгенографическим методом
5. Действующее положение штуцеров, цап, штырей см. на разрезе Б.Б.
6. Не указанный тип шт.штуцеров 120 мм.
7. Размеры для справок.

Лаз	Обозначение	Наименование	Кол	Масса штук	Наименование и марка ма- териала	Примеча- ние
1		Корпус	1			
2		Корзина	1			
3		Крышка	1			
4		Крышка люка	1			
5		Крышки люка	7			
6		Гильза	1			
7		Гильза	1			
8		Фланец	2		Х18Н10Т	D _в = 150
9		Фланец	2		Х18Н10Т	D _в = 80
10		Фланец	1		Х18Н10Т	D _в = 32
11		Плоская	4		Х18Н10Т	
12		Штырь	2		Сталь Ст3	
13		Болт М12×48 5Б 019 ГОСТ 7798 70	8		Сталь 35	
14		Гайка М12 5 019 ГОСТ 5915-70	8		Сталь 20	
15		Шайба 12-01 019 ГОСТ 11371-68	8		Сталь Ст3	

[illegible]

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.