

Министерство образования Российской Федерации
Государственное образовательное учреждение высшего
профессионального образования

Санкт-Петербургский государственный технологический университет
растительных полимеров

Л.Н. Григорьев, Т.И. Буренина

**ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ
ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ
(АТМОСФЕРА)**

Часть I

УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ

Санкт-Петербург

2004

ББК 26.23 я 7
Г 834

УДК 502 (075.8)

Григорьев Л.Н., Буренина Т.И. Охрана окружающей среды при проектировании (Атмосфера). Часть 1. Учебное пособие / ГОУ ВПО СПбГТУ РП. СПб., 2004. 91 с.,ил.

В учебном пособии изложены основы проектирования аппаратов и реакторов очистки и обезвреживания выбросов в атмосферу. Приведены примеры выбора и расчета основного и вспомогательного оборудования газоочистных установок. В приложениях даны сведения, необходимые для работы над курсовым проектом.

Предназначается для студентов всех форм обучения специальности 320.700 «Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов».

Рецензенты: кафедра инженерной защиты окружающей среды Санкт-Петербургского технологического института (технического университета), канд.техн.наук., доцент А. Г. Антоненков; начальник лаборатории ФГУП «РНЦ «Прикладная химия» канд. хим. наук А.С. Круглов

Рекомендовано к изданию Редакционно-издательским советом университета в качестве учебного пособия.

ББК 26.23 я 7

© Григорьев Л.Н., Буренина Т.И., 2004

©ГОУВПО Санкт-Петербургский государственный технологический университет растительных полимеров, 2004

В учебно-методической литературе, посвященной очистке и обезвреживанию промышленных выбросов в атмосферу, вопросы проектирования освещены недостаточно, нередко без учета общих требований и задач охраны атмосферного воздуха. Материал, содержащийся в изданном в 1973 г. пособии по курсовому проектированию по дисциплине «Технология очистки газов», существенно устарел и в нем отсутствуют разделы по адсорбционному и термokatалитическому методам очистки и обезвреживания выбросов. Кроме того, исходные данные и примеры расчетов ориентированы только на одну отрасль промышленности – целлюлозно-бумажную.

Отмеченное выше обусловило необходимость издания настоящего пособия.

Рабочая программа специальной дисциплины «Охрана окружающей среды при проектировании» включает вопросы охраны атмосферного воздуха как составную часть; в этой части рассматриваются материалы по проектированию пылеулавливающего оборудования и оборудования для химической очистки и обезвреживания выбросов, методологически и технически существенно отличающиеся. Поэтому данное учебное пособие является первой частью указанной специальной дисциплины.

Настоящее пособие предусматривает следующую последовательность изложения материала. Первая часть посвящена общим принципам выбора и расчета основного и вспомогательного оборудования газоочистки. Во второй части приведены примеры расчета газоочистных аппаратов и реакторов, наиболее распространенных в промышленности. В третьей части (приложениях) приводятся справочные и дополнительные данные, необходимые при расчетах.

Методики выбора и расчета оборудования химической очистки выбросов изложены в различных объемах с учетом разработанности конкретного

метода очистки и обезвреживания и уровня подготовки студентов в рамках дисциплин общенаучного цикла.

1. Выбор и обоснование метода, способа и аппарата очистки и обезвреживания выбросов

Выбор метода очистки выбросов осуществляется, исходя из сравнительного анализа известных методов с учетом информации о преимуществах и недостатках методов применительно к конкретному источнику выделения загрязняющих веществ (ЗВ) и источнику выбросов.

В общем случае блок-схема газоочистной установки может быть представлена в следующем виде:

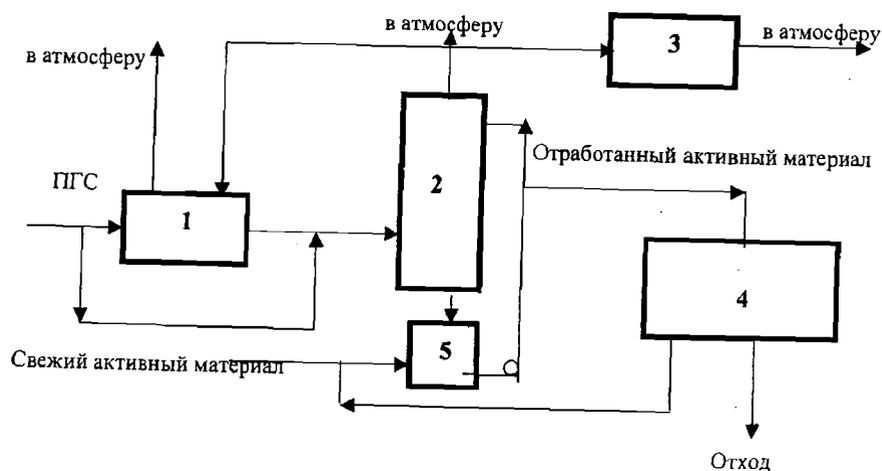


Рис.1.1. Блок-схема газоочистной установки:

1-блок подготовки выбросов к очистке; 2-газоочистной аппарат; 3- блок подготовки перед выбросом газов в атмосферу; 4-блок обработки отработанного активного материала; 5-промежуточная емкость.

Для выбора метода очистки и обезвреживания необходимо иметь информацию об условиях образования выбросов, их объеме в расчете на рабочие условия, составе и свойствах ЗВ, потребности в них или образующихся

продуктах очистки, наличии активных материалов и возможности их применения для очистки и обезвреживания выбросов. Такая задача представляется сложной и решается применительно к конкретным условиям. Однако общие рекомендации по применению того или иного метода могут быть предложены, исходя из накопленного теоретического и практического опыта.

В схеме (рис.1.1) предусматривается подготовка газов перед поступлением в газоочистной аппарат. Подготовка газов предполагает извлечение из газов, при необходимости, взвешенных веществ, сопутствующих (препятствующих достижению требуемой эффективности очистки) паро-газообразных веществ, регулирование температуры газового потока и его влажности. Ряд операций, характерных для блока подготовки выбросов, можно исключить путем правильного выбора метода очистки (обезвреживания выбросов) и конструкции газоочистного аппарата (реактора обезвреживания). Например, замена насадочного абсорбера на абсорбер с взвешенным слоем насадки позволяет, в ряде случаев, исключить из схемы очистки специальный пылеулавливающий аппарат.

Блок подготовки газов перед выбросом их в атмосферу обычно используется при больших объемах выбросов и предусматривает подогрев газов с целью их лучшего рассеивания в атмосфере; в ряде случаев в этом блоке осуществляется дополнительная очистка выбросов от взвешенных и других веществ.

В блоке 4 осуществляется обработка активного материала с целью его регенерации (или реактивации) и повторного использования в цикле очистки; при использовании в качестве активного материала технологического продукта, последний после блока 4 возвращается в производство.

При выборе технологической схемы очистки или обезвреживания выбросов предпочтение отдается той, для реализации которой необходимы минимальные капитальные и эксплуатационные затраты, отсутствует сброс сточных вод (или загрязненность их не превышает установленных нормати-

вов), образующиеся отходы относятся к V, IV классам опасности или для них известны рентабельные технологии переработки.

Для очистки выбросов в настоящее время применяются два метода: абсорбционный и адсорбционный; при обработке высококонцентрированных выбросов применяется конденсационный метод, но только в качестве первой (предварительной) ступени очистки. Метод используется также в системах регенерации отработанных активных материалов с целью рекуперации уловленных ЗВ.

Из методов обезвреживания широкое распространение получил метод каталитического дожигания.

Абсорбционный метод целесообразно применять при очистке выбросов от паро-газообразных ЗВ кислого или щелочного характера: диоксида серы, диоксида азота, сероводорода, диоксида хлора, хлора, хлорида водорода, фторида водорода, аммиака, паров азотной кислоты, едкого натра, тумана серной кислоты и др. В качестве абсорбента применяют водно-щелочные и водно-кислотные растворы; при выборе абсорбента следует отдавать предпочтение технологическим растворам, использование которых дает возможность вернуть уловленные ЗВ в производственный цикл вместе с технологическим раствором. При использовании в качестве абсорбентов сточных и оборотных вод целесообразно использовать такие воды, которые бы содержали в качестве активного компонента вещества способные, при взаимодействии с растворенным ЗВ, образовывать трудно-растворимые (шлам) или летучие соединения, легко выводимые из системы газоочистки; основные требования: к шламу – отношение к 4-му классу опасности, высокая водоотдающая способность и возможность утилизации; к летучим ЗВ – реальная возможность использования в данном производстве или каком-либо другом. Примером такого способа является известняковый (известковый) способ очистки газов от диоксида серы; представляется возможным применение способа и для очистки выбросов от сероводорода. Труднорастворимое соединение легко выводится из системы; однако при этом необходимо решать вопрос его

полезного использования (утилизации) или размещения. Реализация такого способа во многом определяется технологией утилизации осадка, спросом и ценой на продукт его утилизации.

Для санитарной очистки выбросов не исключается и применение специальных абсорбентов (например, моноэтаноламина для извлечения из выбросов сероводорода). Однако реализация такого варианта требует значительных затрат, обусловленных необходимостью приобретения и доставки активного компонента абсорбента. Снижение затрат на абсорбент

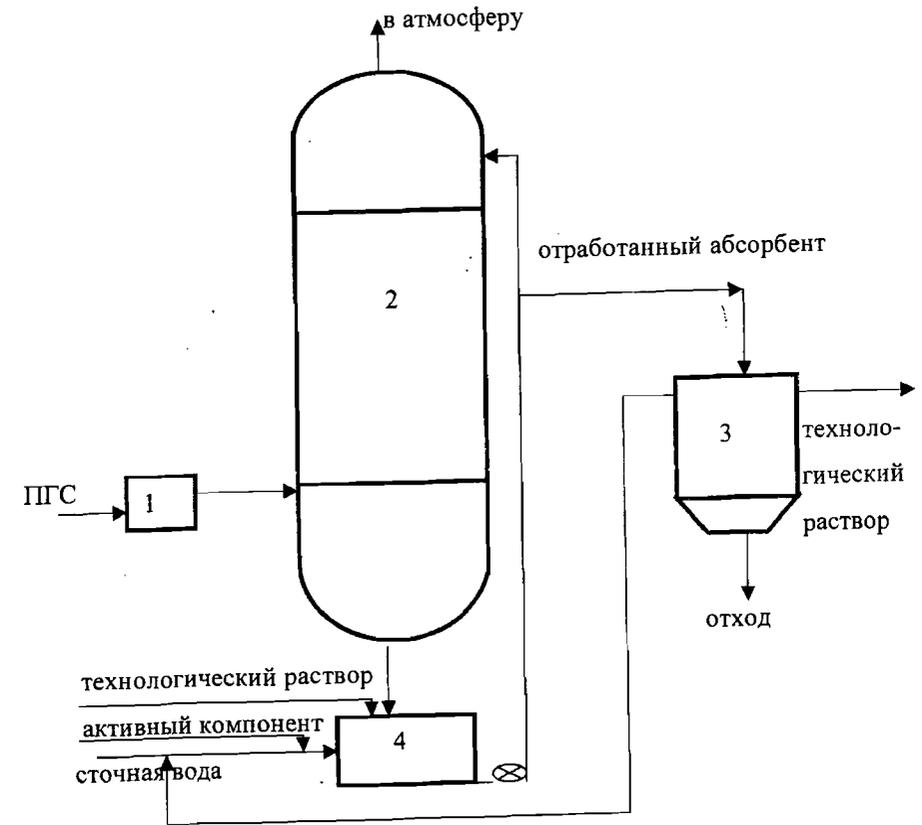


Рис. 1.2. Блок-схема очистки выбросов абсорбционным методом: 1 – блок подготовки газов; 2 – абсорбер; 3 – блок обработки отработанного абсорбента; 4 – сборник.

достигают путем его регенерации; при этом, однако, возрастают капитальные и эксплуатационные затраты. Кроме того, в виду малых концентраций ЗВ в выбросах, возникают вопросы дальнейшего обращения с ними (в выбросах после регенерационного аппарата). Типовая блок-схема абсорбционного метода очистки выбросов, учитывающая первые два варианта его реализации, приведена на рис. 1.2.

При выборе конструкции абсорбера рекомендуется учитывать следующие параметры: удельный расход абсорбента (l_0), число единиц переноса (NOG), фиктивную линейную скорость (ω) потока парогазовой смеси (ПГС), возможность протекания химической реакции в абсорбенте, лимитирующее сопротивление процессу массоотдачи, степень рециркуляции абсорбента.

Сравнительно высокие значения l_0 ($> 5 \text{ л} \cdot \text{м}^{-3}$) характерны для насадочных абсорберов и абсорберов со взвешенным слоем насадки (ВН); при меньших значениях l_0 работают скрубберы Вентури и барботажные абсорберы (тарельчатые). Высокие значения $NOG (> 2,3)$ достигаются в насадочных, барботажных абсорберах и абсорберах ВН. К наиболее высокопроизводительным абсорберам относятся скрубберы Вентури и абсорбер ВН (производительность единичного абсорбера может достигать до $100000 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ и выше). Рециркуляция абсорбента применяется только при извлечении из выбросов хорошо растворимых ЗВ (HF, HCl) или при наличии химической реакции в абсорбенте.

Адсорбционный метод целесообразно применять для очистки выбросов, загрязненных парами органических веществ. Метод является наиболее эффективным при очистке выбросов, содержащих однотипные ЗВ с концентрацией не менее $1,0 - 1,5 \text{ г} \cdot \text{м}^{-3}$, плохо растворимые в воде. При меньших значениях концентраций ЗВ и сложном (разнообразном) их составе реализация метода существенно затрудняется вследствие высоких затрат на обслуживание адсорбционной установки и необходимости решать вопросы обращения с образующимися отходами. При очистке же относительно концентрированных выбросов, загрязненных малорастворимыми в воде ЗВ, метод

позволяет достигнуть реального экономического эффекта за счет рекуперации уловленных ЗВ; в таком варианте использования метод применяют и для очистки выбросов от газообразных ЗВ ($\text{SO}_2, \text{H}_2\text{S}, \text{HF}$ и др.).

Метод реализуется в промышленности с применением адсорберов с неподвижным слоем адсорбента. Для санитарной очистки выбросов в качестве адсорбента используют обычно активные угли марок АР, АГ, СКТ и др. Активные угли, в зависимости от вида сырья и технологии производства, характеризуются различными параметрами пространственной структуры. Для очистки выбросов, концентрация ЗВ в которых выше $0,5 + 1,0 \text{ г} / \text{м}^3$, целесообразно применять угли с преобладанием в структуре переходных пор; для более низких концентраций ЗВ рекомендуется применять микропористые адсорбенты.

Применение активных углей наиболее эффективно для улавливания из газов неполярных ЗВ; полярные ЗВ адсорбируются менее эффективно.

Из большого разнообразия схем адсорбционной очистки газов можно выделить две. Наиболее распространенной, надежной и апробированной в промышленности является схема, предусматривающая рекуперацию уловленных из газового потока ЗВ (рис. 1.3). Она включает: обеспыливание газов до концентрации взвешенных веществ $20 + 50 \text{ мг} / \text{м}^3$; адсорбцию ЗВ; их десорбцию, обычно острым водяным паром, с последующей конденсацией десорбата, отстаиванием конденсата и съемом рекуперата; сушкой и охлаждением адсорбента. Схема может быть использована также для рекуперации (или утилизации) диоксида серы и других газообразных ЗВ; в этом случае конечный продукт получают на выходе из конденсатора в виде концентрированного газа, который возвращают в производство, либо используют как сырьевой материал в другом производстве. Схема применима для очистки и рекуперации органических веществ, плохо растворимых в воде; концентрация индивидуального ЗВ в выбросах должна быть не менее $2 + 3 \text{ г} / \text{м}^3$. При этом условии, регулируя число стадий процесса путем исключения одной или двух из об-

шего цикла и совмещения их с оставшимися, можно добиться рентабельности адсорбционной установки.

При очистке выбросов от газообразных ЗВ десорбция поглощенных веществ может быть осуществлена также путем промывки адсорбента раствором щелочи

Для производств с непрерывным выбросом ЗВ в данной схеме необходимо предусматривать не менее двух адсорберов, с периодическим выбросом — можно ограничиться одним адсорбером, предусмотрев периодичность регенерации адсорбента с учетом технологических особенностей производства.

Значительно менее распространена схема, отличающаяся от предыдущей тем, что при концентрации ЗВ, не обеспечивающей рентабельность их рекуперации, конденсат паров ЗВ после отделения от воды направляют на сжигание.

При выборе конструкции адсорбера следует учитывать, что производительность единичного адсорбера вертикального типа составляет около 10000 м³/ч; в этом отношении кольцевые адсорберы являются более высокопроизводительными: производительность единичного адсорбера составляет около 40000 м³/ч. Значение линейной скорости в свободном сечении адсорбера любой конструкции с неподвижным слоем адсорбента составляет 0,20 – 0,35 м/с.

Метод каталитического дожигания находит широкое применение для обезвреживания выбросов от монооксида углерода, оксидов азота, а также сложных по составу паров органических веществ.

В типовом оформлении метод предусматривает предварительное обеспыливание, последующий нагрев выбросов до температуры зажигания катализатора (250 – 350 °С) и окисление (или восстановление) ЗВ до веществ с менее жесткими значениями ПДК_{мр} или ненормируемых в настоящее время диоксида углерода, азота, паров воды. С целью более полного использования тепла обезвреженные газы перед выбросом в атмосферу проходят теплообмен

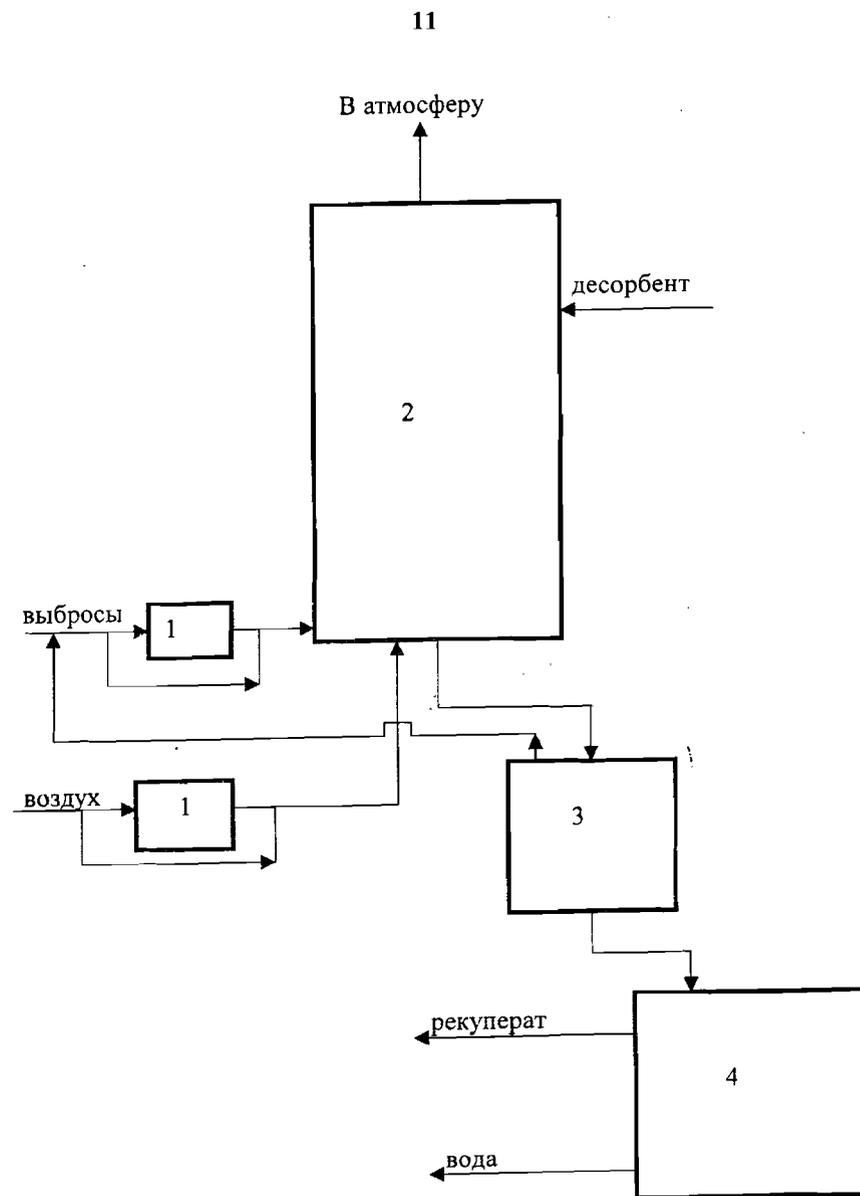


Рис.1.3. Схема адсорбционной установки:

1 – теплообменник; 2 – адсорбер; 3 – конденсатор; 4 – сепаратор.

ник, предназначенный для предварительного нагрева выбросов до температуры 150+200 °С. Нагрев выбросов до температуры зажигания катализатора осуществляется за счет сжигания природного газа. Схема (рис.1.4) характеризуется высокими энергозатратами и рекомендуется обычно для обезвреживания газов с относительно высокими температурами, образующихся в непрерывно действующих производствах; она применяется для обезвреживания выбросов терпентинных конденсаторов от метилсернистых соединений, дымовых газов теплоэлектростанций (ТЭС) от оксидов азота, дымовых газов металлургических предприятий от оксидов азота и углерода, вентиляционных выбросов окрасочных камер, лаконоливных машин от паров органических веществ

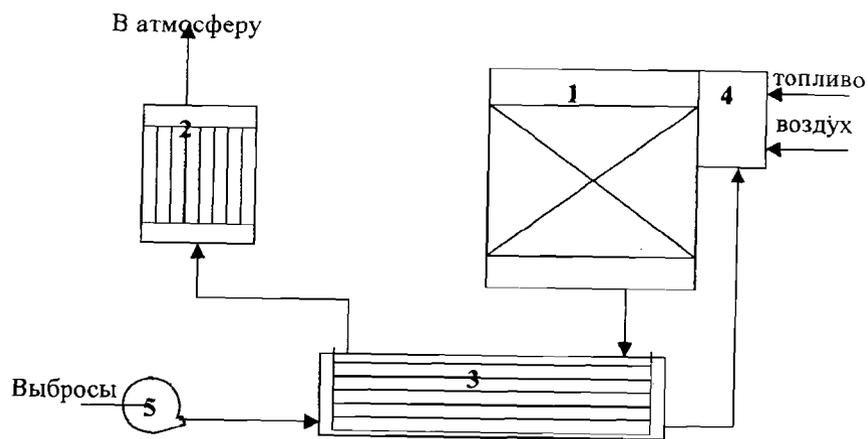


Рис. 1.4. Схема каталитического дожигания выбросов:

1- каталитический реактор; 2, 3 – теплообменник; 4-камера сгорания топлива; 5 –вентилятор.

Из известных конструкций реакторов каталитического дожигания наибольшее распространение получили реакторы с неподвижным слоем гранулированного или таблетированного катализатора и реакторы с взвешенным слоем катализатора.

Для производств с периодическим характером операций используются **комбинированные методы**, в частности, адсорбционно–окислительный, предусматривающий предварительное концентрирование ЗВ в адсорбере при характерной для выбросов температуре. Десорбция ЗВ осуществляется путем продувки воздухом (в начальный момент). Поток десорбата направляется на установку каталитического дожигания с стационарным слоем катализатора, а продукты окисления используются для десорбции адсорбированных ранее паров органических веществ. То есть, данный метод предусматривает использование двух методов: адсорбционного – на стадии очистки выбросов, каталитического дожигания – на стадии регенерации адсорбента. Обычно установка дожигания работает непрерывно (в автотермическом режиме) и подключена к нескольким адсорберам. Метод требует при своей реализации значительных капитальных затрат, но меньших, чем при каталитическом дожигании, эксплуатационных затрат.

Адсорбционно –каталитический метод, отличающийся от предыдущего тем, что процессы адсорбции и катализа совмещаются в одном аппарате с использованием одного активного материала, находит применение при очистке выбросов от ЗВ, склонных к полимеризации (акролеин, формальдегид, стирол и др.), а также низкоконцентрированных выбросов, загрязненных монооксидами азота и углерода.

Более объективным является критериальный подход к выбору метода и способа очистки (обезвреживания) выбросов и типа газоочистного аппарата.

Для оценки систем очистки и обезвреживания выбросов, а также условий их сокращения технологическими способами представляется целесообразным использовать критерий, включающий в себя элементы энергетического и эксергетического методов. Такой критерий (показатель эффективности технологии в экологическом отношении – ПЭТ) может иметь вид:

$$\text{ПЭТ} = E_f/E_{\text{мин}}, \quad (1.1)$$

где E_f – сумма отводимой и подводимой в систему энергий; $E_{\text{мин}}$ – разность энергий, отводимой и подводимой в систему.

К минимальным в соотношении (1.1) относятся энергетические затраты, необходимые для выполнения работы A_1 по снижению концентрации целевого ЗВ от начального значения C_0 до величины, определяемой нормативными требованиями для заданного источника выбросов $C_{доп}$:

$$A_1 = RT \ln(C_0/C_{доп}). \quad (1.2)$$

Величина A_1 представляет собой значение концентрационной эксергии, в которой концентрация ЗВ в атмосферном воздухе заменена на $C_{доп}$.

Кроме того, к минимальным затратам энергии следует отнести энергию, затрачиваемую на проведение физико-химического превращения ЗВ (в газовой, жидкой или твердой фазах) – A_2 ; при этом представляется целесообразным оценивать эти затраты в первом приближении величиной потенциала Гиббса ΔG_p с учетом фазового и химического (молекула, ион) состояния ЗВ. Величина ΔG_p также косвенно связана с реакционной эксергией, отличаясь веществом отсчета, которое в данном случае учитывает реальные особенности анализируемой технологии сокращения выбросов. Так, например, при абсорбционной очистке газов от диоксида серы, в зависимости от типа абсорбента и условий реализации продукта взаимодействия поглощенного диоксида серы с активным компонентом абсорбента, таким веществом отсчета могут быть сульфат натрия (жидкий или твердый), карбонат или сульфат кальция (твердый), сульфат аммония (жидкий или твердый) и др. В этом отношении величина ΔG_p является менее абстрактной по отношению к анализируемому процессу, чем реакционная эксергия.

Таким образом, для целевого ЗВ имеем:

$$E_{мин} = A_1 + A_2 = RT \ln(C_0/C_{доп}) + \varphi C_0 \Delta G_p + \varphi C_0 \Delta G_f, \quad (1.3)$$

где φ – эффективность извлечения ЗВ в долях; ΔG_f – свободная энергия фазового перехода.

В случае использования способа сокращения, предусматривающего извлечение из выбросов нескольких ЗВ n , минимальные затраты для каждого ЗВ суммируются, т.е.

$$E_{мин} = \sum_{i=1}^n E_{мин i} = \sum_{i=1}^n \Delta G_i^- + \sum_{i=1}^n \Delta G_i^+.$$

Фактические затраты энергии включают в себя минимально необходимые затраты на удаление из выбросов в атмосферу целевого ЗВ, а также минимальные затраты на сокращение в выбросах веществ, извлекаемых с соответствующей эффективностью φ одновременно с целевым ЗВ. Кроме того, к фактическим затратам следует отнести и затраты, необходимые для приведения качества очищенных выбросов и образующихся вследствие очистки (сокращения) вторичных материалов (жидких, твердых) к нормативным требованиям; при этом имеются в виду прежде всего концентрации сопутствующих ЗВ, не извлекаемых из выбросов в заданных условиях выбранным способом или извлекаемых с недостаточной эффективностью, а также концентрации этих и образующихся на их основе веществ в других фазах. В фактические затраты входят также затраты, обусловленные реализацией вспомогательных стадий процесса сокращения, таких, например, как регенерация полностью использованных сырьевых веществ, конденсация и др. К фактическим относятся также и дополнительные затраты, включающие в себя расходы на транспортировку газовых, жидких и твердых потоков, энергию сырьевых материалов (веществ), образующихся продуктов и др.

Энергия сырья и продуктов приближенно может быть оценена по величине свободной энергии их образования ΔG . Затраты энергии на транспортировку потоков определяются в сопоставимых размерностях по известным формулам. Энергия потоков или составляющих их компонентов, выводимых из системы сокращения выбросов с целью полезного использования, исключается из фактических затрат, что обуславливает и снижение величины ПЭТ, стимулируя, тем самым, стремление к совершенствованию процесса в направлении максимального использования вторичных материалов.

2. Общие (предварительные) расчеты

Расчетную часть курсового проекта следует начинать с общих подготовительных расчетов, результаты которых используются при расчете газоочистных аппаратов.

2.1. Расчет плотности, влажности, расхода газов

Плотность смеси газов, поступающих на очистку при нормальных условиях (н.у.) равна (кг/м³):

$$\rho_0 = (y_1 \rho_{01} + y_2 \rho_{02} + \dots + y_n \rho_{0n}), \quad (2.1)$$

где y_1, y_2, \dots, y_n – мольные доли отдельных компонентов в газовой смеси;

$\rho_{01}, \rho_{02}, \dots, \rho_{0n}$ – плотности отдельных компонентов газовой смеси

при н.у.

Значения плотностей различных газов при н.у. приведены в Приложении 1.

Плотность индивидуального газообразного и парообразного (приблизительно) вещества при н.у. может быть также определена по формуле

$$\rho_0 = M/22,4, \quad (2.2)$$

где M – молекулярная масса компонента газовой смеси;

22,4 – объем 1 кмоль газа, м³/кмоль.

Плотность сухих газов при н.у. обозначается ρ_{0c} .

Влажность (влагосодержание) газов может выражаться величиной парциального давления водяных паров в газовой смеси P_{H_2O} (кПа, мм рт. ст.), относительной влажностью - φ , %, весовым содержанием в кг на 1 м³ сухих газов - d_{0c} ; весовым содержанием в кг на 1 м³ влажных газов - d_0 ; весовым содержанием в кг на 1 м³ газов при рабочих условиях - d и т.д.

Для различных способов выражения влажности следует пользоваться следующими зависимостями:

$$\varphi = P_{H_2O} \frac{P_{H_2O}}{P_{нас}} \cdot 100\%, \quad (2.3)$$

$$d_0 = 7.7 \cdot 10^{-3} \cdot P_{H_2O}, \quad (2.4)$$

$$\frac{1}{d_0} = \frac{1}{d_{0c}} + \frac{1}{\rho_{0H_2O}}, \quad (2.5)$$

$$d = \frac{273 \cdot P_{общ}}{(273 + t_{\Gamma}) \cdot 101325} \cdot d_0, \quad (2.6)$$

где $P_{нас}$ – давление водяных паров при насыщении, кПа или мм. рт. ст. (определяется по температуре газов - t_{Γ} , °С по Приложению 2, либо по формуле

$$\lg P_{нас} = 0,622 + 7,5 \cdot t_{\Gamma} / (238 + t_{\Gamma}); \quad (2.7)$$

$P_{общ}$ – общее давление газов, $P_{общ} = (B \pm P_{\Gamma})$, Па;

P_{Γ} – избыточное давление (+) или разрежение (-) в газоходе и в аппарате

B – барометрическое давление

ρ_{0H_2O} – плотность водяных паров при н.у.

$$\rho_{0H_2O} = 0,804 \text{ кг/м}^3$$

При расчете влагосодержания по формуле 2.7 P_{H_2O} выражается в кПа.

Пересчет ρ_{0c} на ρ_0 производится по формуле

$$\rho_0 = \frac{\rho_{0c} + d_{0c}}{\rho_{0H_2O} + d_{0c}} \cdot \rho_{0H_2O}. \quad (2.8)$$

Плотность газов при рабочих условиях (р.у.) равна (кг/м³):

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{(B \pm P_{\Gamma}) \cdot 273}{101325 \cdot (273 + t_{\Gamma})}. \quad (2.9)$$

Если известен расход газов в пересчете на сухие газы при н.у. и известна влажность d_{0c} , то расход влажных газов при н.у. будет равен (м³/ч):

$$Q_0 = Q_{0c} \cdot \left(1 + \frac{d_{0c}}{\rho_{0H_2O}}\right). \quad (2.10)$$

Расход газов при р.у. рассчитывается по формуле ($m^3/ч$):

$$Q = Q_0 \cdot \frac{(273 + t_{\Gamma}) \cdot 101325}{273 \cdot (B \pm P_{\Gamma})}. \quad (2.11)$$

2.2. Расчет вязкости

Динамическую вязкость газов и паров (Па·с) при $t \neq 0$ рассчитывают по формуле

$$\mu = \mu_0 \cdot \frac{273 + Sat}{T + Sat} \cdot \left(\frac{T}{273}\right)^{1,5}, \quad (2.12)$$

где Sat — константа Сатерленда;

μ_0 — динамическая вязкость при $0^\circ C$, Па·с;

T — температура, К

Значения константы Сатерленда и μ_0 приведены в Приложении 3.

Динамическая вязкость газовой (паровой) смеси может быть вычислена по формуле

$$\frac{M_{см}}{\mu_{см\Gamma}} = \frac{y_1 \cdot M_1}{\mu_1} + \frac{y_2 \cdot M_2}{\mu_2} + \dots + \frac{y_n \cdot M_n}{\mu_n}, \quad (2.13)$$

где $M_{см}$, M_1 , M_2 ... M_n — молекулярные массы смеси газов и отдельных компонентов;

$\mu_{см}$, μ_1 , μ_2 ... μ_n — динамическая вязкость смеси газов и отдельных компонентов;

y_1 , y_2 ... y_n — мольные доли компонентов в смеси.

$$M_{см} = \sum_{i=1}^n y_i \cdot M_i. \quad (2.14)$$

Кинематическая вязкость ν (m^2/c) связана с динамической вязкостью соотношением:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}, \quad (2.15)$$

где μ — динамическая вязкость, Па·с;

ρ — плотность, kg/m^3 .

Кинематическая вязкость газовой смеси (m^2/c):

$$\nu_{см} = \frac{1}{\sum (y_i / \nu_i)} \quad (2.16)$$

$$\text{или } \nu_{см} = \mu_{см} / \rho_{смеси}, \quad (2.17)$$

где ν_i — кинематическая вязкость компонентов газовой смеси.

Значение динамической вязкости для жидкостей при различных температурах можно определить по номограмме, приведенной в справочной литературе.

Для смеси нормальных (неассоциированных) жидкостей значение $\mu_{см}$ (Па·с) может быть вычислено по формуле:

$$\lg \mu_{смж} = x_1 \cdot \lg \mu_1 + x_2 \cdot \lg \mu_2 + \dots + x_n \cdot \lg \mu_n, \quad (2.18)$$

где μ_1 , μ_2 ... μ_n — динамическая вязкость отдельных компонентов;

x_1 , x_2 ... x_n — мольные доли компонентов в смеси.

2.3. Расчет коэффициента молекулярной диффузии

Диффузия в газах

Коэффициент молекулярной диффузии газов D (m^2/c) рассчитывается по полуэмпирической зависимости, предложенной Джиллиландом. При диффузии газа А в газе В коэффициент диффузии выражается в виде:

$$D = \frac{4,35 \cdot 10^{-8} \cdot T^{3/2}}{P_{общ} \cdot \left(\frac{V_A}{3} + \frac{V_B}{3}\right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (2.19)$$

где $P_{общ}$ — общее давление, МПа;

V_A, V_B — мольные объемы вещества А и В в жидком состоянии при нормальной температуре кипения, мл/моль (значения мольных объемов газов приведены в табл. 1);

M_A, M_B — молекулярные массы веществ А и В, г/моль;

T — температура, К.

Мольные объемы определяются как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа (табл.2.1). Так, например, для бензола (C_6H_6):

$$V = 6 \cdot 14,8 + 6 \cdot 3,7 = 96$$

Коэффициент диффузии газа А в газе В такой же, как и для диффузии газа В в газе А. Коэффициент диффузии практически не зависит от концентрации газа и увеличивается с повышением температуры и уменьшением давления.

Таблица 2.1. Мольные и атомные объемы некоторых веществ (мл/моль)

Молекулы, атомы, связи	Величина объемов	Молекулы, атомы, связи	Величина объемов
1	2	3	4
H_2	14,3	I	37
O_2	25,6	N (в первичных аминах)	10,5
N_2	31,2	N (во вторичных аминах)	12
Воздух	29,9	N (в прочих соединениях)	15,6
CO	30,7	O (в метиловом эфире простом и сложном)	9,1
CO_2	34	O (в этиловом эфире простом и сложном)	9,9
SO_2	44,8	O (в высших эфирах простых и сложных)	11,0
N_2O	36,4	O (в кислотах)	12,0

Окончание табл.2.1

1	2	3	4
NO	23,6	O (связанный с S, P, N)	8,3
NH_3	25,8	O (в прочих соединениях)	7,4
H_2O	18,9	S	25,6
H_2S	32,9	Трехчленное кольцо	-6,0
COS	51,5	Четырехчленное кольцо	-8,5
Cl_2	48,4	Пятичленное кольцо	-11,5
Br_2	53,2		
I_2	71,5	Шестичленное кольцо	-15,0
Br	27		
C	14,8	Нафталиновое кольцо	-30,0
Cl	24,6		
H	3,7		

Если известна величина D_0 при температуре $T_0=273K$ и $P_0=101325Pa$, значение коэффициента диффузии при температуре T и давлении $P_{общ}$ можно найти по соотношению:

$$D = D_0 \cdot \frac{P_0}{P_{общ}} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,75} \quad (2.20)$$

Коэффициент диффузии газа А в газовой смеси, состоящей из компонентов А, В, С, D... находят по формуле

$$D_A = \frac{1 - y_A}{\frac{y_B}{D_{AB}} + \frac{y_C}{D_{AC}} + \frac{y_D}{D_{AD}} + \dots} \quad (2.21)$$

где $y_A, y_B, y_C, y_D, \dots$ — мольные доли компонентов в газовой смеси;

$D_{AB}, D_{AC}, D_{AD}, \dots$ — коэффициенты диффузии газа А в газах В, С, D, ...

Диффузия в жидкостях

Коэффициенты диффузии газов в жидкостях по порядку величин в 10000 раз меньше, чем коэффициенты диффузий в газах. Некоторые значения приведены в табл. 2.2.

Для приближенного определения коэффициентов диффузии (m^2/c) в жидкостях пользуются формулой

$$D = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (\psi \cdot M)^{1/2} \cdot T}{\nu_A^{0,6} \cdot \mu} \quad (2.22)$$

где ψ — поправочный коэффициент, равный для воды — 2,6; для метанола — 1,9; этанола — 1,5; неассоциированных жидкостей типа эфира, бензола, гептана — 1,0;

μ — динамическая вязкость растворителя при рабочей температуре, мПа·с.

Коэффициенты диффузии некоторых газов (m^2/c) приведены в табл. 2.2.

Таблица 2.2. Значения коэффициентов диффузии газов и паров (m^2/c)

Газ	$D_r \cdot 10^4$ при диффузии (при 0,1МПа и 0°C)			$D_{ж} \cdot 10^9$ при диффузии в воде (при 20 °C)
	в воздухе	В CO ₂	В H ₂	
1	2	3	4	5
Азот	0,132	0,146	0,674	1,64
Азота окись	0,145	—	—	1,54
Азота дву-окись	0,119	—	—	—
Аммиак	0,198	—	0,745	1,76
Ацетон	0,082	—	—	1,03
Бензол	0,077	0,053	0,295	—
Вода (пар)	0,220	0,139	0,752	—
Водород	0,611	0,550	—	5,13

Окончание табл. 2.2

1	2	3	4	5
Кислород	0,178	—	0,697	1,8
Метан	0,223	0,153	0,625	2,06
Метанол	0,132	0,088	0,506	1,28
Сероводород	0,127	—	—	1,41
Сероуглерод	0,089	0,063	0,369	—
Серы дву-окись	0,122	—	0,480	1,47
Серы трех-окись	0,094	—	—	—
Толуол	0,071	—	—	—
Углерода двуокись	0,138	—	0,550	1,77
Углерода окись	0,202	0,137	0,651	1,9
Уксусная кислота	0,106	0,072	0,416	0,88
Хлор	0,124	—	—	1,22
Хлористый водород	0,130	—	0,712	2,64
Этанол	0,102	0,068	0,375	1,0
Этилацетат	0,072	0,049	0,273	—
Этилен	0,152	—	0,486	1,59
Этиловый эфир	0,078	0,055	0,296	—
Ксилол	0,062	—	—	—
Бутанол	0,073	—	—	—
Пропанол	0,085	—	—	—

2.4. Расчет теплоемкости газов

Теплоемкость смеси газов рассчитывается по следующим формулам:

$$C_p = (y_1 \cdot C_{p1} + y_2 \cdot C_{p2} + \dots + y_n \cdot C_{pn}), \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{град)} \quad (2.23)$$

$$C'_p = (\bar{y}_1 \cdot C'_{p1} + \bar{y}_2 \cdot C'_{p2} + \dots + \bar{y}_n \cdot C'_{pn}), \text{ кДж/(кг} \cdot \text{град)}, \quad (2.24)$$

где C_p — объемная теплоемкость смеси газов;

C'_p — массовая теплоемкость смеси газов;

$\bar{y}_1, \bar{y}_2, \dots$ — массовая доля отдельных компонентов в смеси газов.

Значения теплоемкости различных газов приведены в справочной литературе.

2.5. Способы пересчета концентраций компонентов

Наиболее часто концентрация компонентов в газовой фазе выражается в виде:

- объемной концентрации \bar{c} , кг/м³
- *массовой концентрации* c , кмоль/м³
- мольной доли y , кмоль/кмоль
- объемных процентов $y \cdot 100 \%$
- массовой доли \bar{y} , кг/кг
- весовых процентов $\bar{y} \cdot 100 \%$
- парциального давления p , Па.

В некоторых случаях удобно концентрацию выражать в относительных мольных долях Y или в относительных массовых долях \bar{Y} .

Концентрация компонента в жидкой фазе выражается аналогичными способами (кроме выражения через парциальное давление), имеющими такие же названия и соответственно следующие обозначения: \bar{C} , C , x , \bar{x} , X , \bar{X} .

Пересчет из одного способа выражения концентрации в другой осуществляется с помощью следующих основных формул

$$C = \frac{\bar{C}}{M_k} \quad y = \frac{CRT}{P_{\text{общ}}} \quad \bar{y} = y \frac{M_k}{M_{\Gamma}} \quad Y = \frac{y_i}{1 - \sum_{i=1}^n y_i}$$

$$p = y P_{\text{общ}} \quad x = \frac{CM_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \quad X = \frac{x_i}{1 - \sum_{i=1}^n x_i} \quad (2.25)$$

где M_k — молекулярная масса компонента, кг/кмоль

$M_{\text{ж}}$ — молекулярная масса жидкости, кг/кмоль

M_{Γ} — молекулярная масса газовой фазы, кг/кмоль

$P_{\text{общ}}$ — общее давление газовой смеси, Па

R — универсальная газовая постоянная, равная $8314,4 \text{ м}^3 \cdot \text{Па/кмоль} \cdot \text{К}$

$\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м³

T — температура, К

Пересчет концентраций компонентов в газовой и в жидкой фазах легко осуществить с помощью формул, представленных в Приложении 4 для газов и Приложении 5 для жидкостей.

3. Расчет газоочистных аппаратов и реакторов

Технологический расчет газоочистного оборудования сводится к определению основных геометрических размеров — диаметра (D), высоты (H) или объема (V) активной части аппаратов и реакторов, а также их гидравлического сопротивления (ΔP).

Основным параметром, необходимым для расчета диаметра аппарата (реактора) является линейная (фиктивная) скорость (ω) газового потока в свободном сечении аппарата с учетом рабочих условий процесса очистки. Значение скорости определяется из экспериментальных данных, характеризующих гидродинамические режимы в конкретной конструкции газоочистного аппарата (реактора) или из уравнений, полученных после математической

обработки экспериментальных данных. Диаметр аппарата (реактора) цилиндрического сечения определяется из соотношения: $D = \sqrt{Q/\omega \cdot 0,785}$ (м).

В общем случае объем активной части аппарата (реактора) определяется из соотношения:

$$V = Q \cdot \text{Nог} / K_{\Gamma} (\text{м}^3), \quad (3.1)$$

где Q – расход парогазовой смеси (ПГС), $\text{м}^3/\text{ч}$; Nог – число единиц переноса, рассчитанное по газовой фазе; K_{Γ} – коэффициент массопередачи, ч^{-1} .

Величина K_{Γ} определяется из уравнения аддитивности фазовых сопротивлений, форма которого зависит от принятого метода очистки (обезвреживания) выбросов.

Значение гидравлического сопротивления газоочистного аппарата (реактора) рассчитывается по эмпирическим уравнениям в зависимости от конкретной конструкции.

3.1. Расчет абсорберов

Для очистки выбросов абсорбционным методом наибольшее распространение в промышленности имеют насадочные абсорберы, абсорберы с взвешенным слоем насадки, скрубберы Вентури.

Насадочные абсорберы. Насадочные абсорберы работают при любых значениях константы фазового распределения, достаточно больших удельных расходах абсорбента ($l_0 \cong 5-15 \text{ л/м}^3$) и плотностях орошения насадки ($U > 6 \text{ м/ч}$); насадочные абсорберы применимы при числе единиц переноса до 10 и если соблюдается условие смачиваемости насадки, т.е. $U \geq U_{\text{см}}$ ($U_{\text{см}} = \gamma \cdot a$, где γ – коэффициент, зависящий от характера поглощаемого вещества, $\gamma = (0,08-0,12) \text{ м}^2/\text{ч}$, a – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$ или м^{-1}).

Для насадочных абсорберов характерны следующие гидродинамические режимы: пленочный, подвисяния, барботажный и уноса. Наибольшая эффективность абсорбера достигается при работе его в барботажном режиме, характеризующимся, однако, неустойчивостью. Более стабильным режимом является режим подвисяния. Для конкретных условий абсорбции существует

оптимальная приведенная (фиктивная) скорость газового потока, являющаяся функцией приведенных затрат на очистку. Ориентировочный выбор скорости можно сделать по данным табл.3.1.

Табл.3.1. Значения оптимальной скорости ($\omega_{\text{опт}}$) для различных насадок

Насадка	$\omega_{\text{опт}}$, м/с	
	Хорошо растворимый газ, $U=15 \text{ м/ч}$	Плохо растворимый газ, $l_0=10 \text{ л/м}^3$
1	2	3
Кольца в укладку, мм:		
50	1,01	0,77
80	1,27	0,90
Кольца в навал, мм:		
25	0,40	0,36
50	0,63	0,52
Кольца Палля, мм:		
50	0,71	0,58
Седла, мм:20.	0,46	0,40

В инженерных расчетах приведенную скорость газа определяют по формуле

$$\lg (\omega^2 \cdot a \cdot \rho_{\Gamma} \cdot (\mu_{\text{ж}}/\mu)^{0,16} / g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_{\text{ж}}) = b - c \cdot (L/G)^{0,25} \cdot (\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})^{0,125}, \quad (3.2)$$

где ε – свободный относительный объем; ρ_{Γ} , $\rho_{\text{ж}}$ – соответственно плотность газового потока и абсорбента в кг/м^3 ; $\mu_{\text{ж}}$ – динамическая вязкость абсорбента в $\text{Па}\cdot\text{с}$; μ – вязкость растворителя – воды в $\text{Па}\cdot\text{с}$; b , c – принимаются по справочной и специальной литературе в зависимости от типа и размеров насадочного тела (см. Приложение); L – расход абсорбента, кг/ч ; G – расход потока выбросов, кг/ч ; a – удельная геометрическая поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Расчет коэффициентов массоотдачи в насадочных абсорберах может быть выполнен по формулам:

$$\text{Для газовой фазы } -Nu_{\Gamma} = 0,407 \cdot Re_{\Gamma}^{0,655} \cdot Pr_{\Gamma}^{0,33}, \quad (3.3)$$

где $Nu_{\Gamma} = \beta_{\Gamma} \cdot d_{\text{экв}} / D_{\Gamma}$, $Re_{\Gamma} = \omega_{\Gamma} \cdot d_{\text{экв}} / \varepsilon \cdot \nu_{\Gamma}$, $Pr_{\Gamma} = \nu_{\Gamma} / D_{\Gamma}$.

Для жидкой фазы $Nu_{ж} = 0,002 \cdot Re_{ж}^{0,75} \cdot Pr_{ж}^{0,5}$, (3.4)

где $Nu_{ж} = \beta_{ж} \cdot (v_{ж}^2/g)^{0,33} / D_{ж}$, $Re_{ж} = 4 \cdot \omega_{ж} / a \cdot v_{ж}$, $Pr_{ж} = v_{ж} / D_{ж}$.

В уравнениях приняты следующие обозначения: $d_{экв}$ – эквивалентный диаметр насадки, м; v – кинематическая вязкость, m^2/c ; g – ускорение свободного падения, m/c^2 ; ε – свободный относительный объем насадки, m^3/m^3 ; ω – линейная скорость потока газа в свободном сечении абсорбера, м/с; $\omega_{ж}$ – массовая скорость потока абсорбента, м/с; a – геометрическая поверхность насадки, 1/м; $D_{г}$, $D_{ж}$ – коэффициенты диффузии загрязняющего вещества, соответственно в газовой и жидкой фазах, m^2/c .

Абсорберы с взвешенной насадкой. При выборе абсорбера с взвешенной насадкой (ВН) значение линейной скорости газа принимается в диапазоне – 2,0-4,5 м/с. Значение рабочей скорости газового потока для кольцевой насадки находится в пределах между величинами минимальной ($\omega_{мин}$) и максимальной ($\omega_{макс}$) скоростями псевдооживления; $\omega_{мин} = 0,127 \cdot U^{0,8} \exp(-1,38 \cdot 10^{-3} \cdot H_{ст})$, $\omega_{макс} = 1,716 \cdot U^{0,22} \cdot H_{ст}^{-0,27}$ (здесь: U – плотность орошения в м/ч, $H_{ст}$ – высота неподвижного слоя насадки, мм, ω – в м/с. Для шаровой насадки:

$$\omega_{мин} = \omega_{крит} - \omega_{крит} \cdot U^{0,9} / (37,5 + U^{0,9}), \quad (3.5)$$

где $\omega_{крит}$ – критическая скорость псевдооживления сухой насадки, м/с;

$$\omega_{макс} = 2,9 \cdot F_{св}^{0,4} \cdot (U/V_{г})^{-0,15}, \quad (3.6)$$

где $V_{г}$ – удельный объемный расход газовой фазы, $m^3/m^2 \cdot ч$.

Значение критической скорости определяют из выражения для критерия Re :

$$Re_{кр} = Ar / (1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}), \quad (3.7)$$

где $Re_{кр} = \omega_{кр} \cdot d_{ш} \cdot \rho_{г} / \mu_{г}$ ($d_{ш}$ – диаметр шара, м), $Ar = d_{ш}^3 \cdot (\rho_{ш} - \rho_{г}) \cdot \rho_{г} \cdot g / \mu_{г}^2$.

Плотность орошения абсорбера определяют из материального баланса процесса и с учетом растворимости ЗВ. При этом для абсорбции хорошо и среднерастворимых ЗВ плотность орошения составляет – 10-25 $m^3/(m^2 \cdot ч)$. Для плохо растворимых ЗВ чем выше значение U , тем интенсивнее проходит процесс очистки, однако U не должно превышать 100 $m^3/(m^2 \cdot ч)$.

Динамическая высота слоя кольцевой насадки ($H_{дин}$, мм) может быть рассчитана по эмпирической зависимости: $H_{дин} = 1,95 \cdot \omega^{1,7} \cdot U^{0,6} \cdot H_{ст}^{0,52}$ (зависимость справедлива для доли свободного сечения аппарата $F_{св} = 50\%$).

Динамическая высота (м) слоя шаровой насадки может быть рассчитана по эмпирической зависимости: $H_{дин} = 0,172 \cdot \omega^{0,88} \cdot U^{0,23} \cdot H_{ст}^{0,50} \cdot F_{св}^{-0,15}$. В формулах для расчета динамической высоты слоя принято: – U – м/ч; ω – м/с, $H_{ст}$ – м.

Расстояние между ступенями (решетками, тарелками) H_c принимается равным высоте $H_{дин}$, рассчитанной при $\omega = \omega_{макс}$.

В качестве насадочного материала в абсорберах ВН используют шаровую насадку из пористой резины диаметром $d_{ш} = 0,04$ м, плотностью 650 г/л; в качестве кольцевой насадки используются полиэтиленовые кольца (40x20x2,7 мм). Статическая высота слоя насадки ($H_{ст}$) составляет 0,2 м (при диаметре абсорбера не более 2 м) и 0,3-0,4 м (при диаметре абсорбера более 2 м).

Для расчета объемных коэффициентов массоотдачи для одной ступени в абсорберах ВН с шаровой насадкой рекомендуются следующие уравнения (для кислых, средне растворимых в воде ЗВ):

$$\beta_{г} = 2860 \cdot F^{-0,5} \cdot \omega^{1,05} \cdot U^{0,15} \cdot H_{ст}^{-0,77}$$

$$\beta_{ж} = 1,45 \cdot \omega^{1,35} \cdot U^{0,75} \cdot H_{ст}^{-0,85} \cdot d_{ш}^{-0,15}, \quad (3.8)$$

где ω – м/с; U – м/ч; $d_{ш}$, $H_{ст}$ – м; β – $ч^{-1}$.

Коэффициент массоотдачи для газовой фазы можно определить также по уравнению:

$$\beta_{г} = \omega_{г} \cdot n_{г} \quad (n_{г} \text{ – число единиц переноса по газовой фазе}) \quad (3.9)$$

$$n_{г} = 0,053 \cdot H_{ст}^{0,66} \cdot U^{0,29} \cdot F_{св}^{-0,82} \cdot \rho_{ш}^{0,3} \cdot d_{ш}^{-0,25}$$

Для хорошо растворимых в воде ЗВ при использовании кольцевой насадки возможно применение уравнения:

$$\beta_{г} = 9800 \cdot \omega^{0,8} \cdot U^{0,36} \cdot H_{ст}^{0,24} \cdot F_{св}^{-0,65} \cdot (1,1 - 0,25 \cdot \sqrt{l}) / \sqrt{l} \quad (3.10)$$

(для величин в уравнении для $\beta_{г,ж}$ приняты следующие размерности: ω – м/с; U – в м/ч; $H_{ст}$ – в мм; $F_{св}$ – в %; β – м/ч; l – средняя высота рабочей зоны, мм. Для первой ступени $l_1 = H_c/2$, для второй ступени – $l_2 = l_1 + H_c$, для третьей ступени – $l_3 = l_2 + H_c$ и т.д.

Необходимое число решеток (ступеней) определяется по значению конечной концентрации ЗВ в газовом потоке после каждой ступени и требуемой эффективности очистки выбросов для данного источника. После расчета K_f для первой ступени определяют число единиц переноса ($N_{ог}$) на этой ступени: $N_{ог} = K_{f1} / 3600 \cdot \omega$. Далее находят значение концентрации ЗВ в газовом потоке на выходе из первой ступени $C_{к1}$ (значение начальной концентрации C_n задано):

$N_{ог1} = 2,3 \cdot \lg[(C_n - C_{рн}) / (C_{к1} - C_{рн})]$, где $C_{рн}$, $C_{рк}$ – равновесные концентрации ЗВ в поступающем и выходящем из первой ступени газовом потоке. Затем сравнивают полученное значение $C_{к1}$ с допустимой для данного источника концентрацией ЗВ, определяемой по заданным значениям C_n и эффективности очистки. Если величина $C_{к1}$ больше допустимого значения определяют среднее значение K_{f2} для второй ступени, принимая $l = l_1 + H_c$ и т.д.

Формулы, приведенные выше, дают возможность рассчитать объем активной части абсорбера с взвешенной насадкой двумя способами: с использованием коэффициентов массоотдачи и, в конечном счете, коэффициента массопередачи и путем определения динамической высоты слоя насадки. В более конкретных случаях, например, при очистке выбросов от фторида водорода, применимы эмпирические уравнения, на основе которых можно рассчитать непосредственно коэффициент массопередачи:

$$K = 3100 \cdot \omega^{1,53} \cdot U^{0,23} \cdot H_{ст}^{0,53} \text{ (м/с)},$$

Где ω – в м/с; U – в м/ч; $H_{ст}$ – в м.

Распыливающие абсорберы. Из абсорберов этого типа наиболее известны полые скрубберы и скрубберы Вентури. При абсорбции загрязняющих веществ из выбросов скрубберы работают в тех же гидродинамических режимах, что и при пылеулавливании (см. раздел 2).

Объемные коэффициенты массоотдачи в скрубберах Вентури рассчитываются по следующим уравнениям:

$$\beta_r \text{ (м/с)} = 0,36 \cdot 10^{-4} \cdot Re_r^{0,81} \cdot Pr_r^{0,67} \cdot D_r / d; \quad (3.11)$$

здесь d – диаметр горловины (сужения) в м.

$$\beta_{ж} \text{ (м/с)} = (0,145 - 0,008 \cdot \omega_r) \cdot (Re_{ж} - 30)^p \cdot Pr_{ж}^{0,5} \cdot D_{ж} / (\mu_{ж}^2 / g \cdot \rho_{ж}^2)^{1/3} \cdot d. \quad (3.12)$$

Здесь $\mu_{ж}$, $\rho_{ж}$ – соответственно, вязкость (Па·с) и плотность (кг/м³) абсорбента. $p = 7,4 \cdot 10^{-4} \cdot \omega_k^{64}$ (ω_k – скорость движения капли, $\omega_k \approx 0,2 \omega_r$).

Поверхность контакта фаз (a , м⁻¹) приближенно рассчитывается по уравнению: $a = 7,15 \omega^{1,07} l_0^{0,72}$ (здесь ω – скорость потока газа в узком сечении, м/с, l_0 – удельный расход абсорбента, л/м³ газа).

Определяющим геометрическим размером при расчете критерия Re является диаметр горловины.

Расчет объема (высоты) активной части полых скрубберов проводится с использованием следующих показателей и уравнений для их определения.

$$\text{Удельная поверхность, } a \text{ (м}^{-1}\text{)} = 0,8 \cdot (U \cdot \rho / F)^{0,65} \cdot \omega^{0,28} \cdot H^{0,38}. \quad (3.13)$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе, $\beta_{гв} = 720 \cdot \omega^{0,9} \cdot U^{0,45} \cdot H^{0,65} \cdot (D_{зв} / D_{NH_3})^{0,67}$. (3.14)
(здесь $D_{зв}$ – коэффициент диффузии загрязняющего вещества в потоке ПГС в м²/с, D_{NH_3} – коэффициент диффузии аммиака в газовой фазе, U – м/ч, ω – м/с, H – м).

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, $\beta_{ж} = Nu_{ж} \cdot D_{ж} / d_k$ (здесь $Nu_{ж}$ (критерий Нуссельта для жидкой фазы) = $1,65 \cdot Re_{ж}^{0,5} \cdot Pr_{ж}^{0,3}$ ($Re_{ж} = \omega \cdot d_k \cdot 0,2 / \mu$, $Pr_{ж} = \mu / \rho_{ж} \cdot D_{ж}$, где μ – вязкость абсорбента в Па·с; $D_{ж}$ – коэффициент диффузии загрязняющего вещества в абсорбенте в м²/с; d_k – диаметр капли распыленной жидкости в м; $\rho_{ж}$ – плотность абсорбента, кг/м³).

В случае хемосорбционного характера протекания процесса абсорбции уравнение аддитивности фазовых сопротивлений имеет вид:

$$1/K_y = 1/\beta_r + m / (\alpha \cdot \beta_{ж}), \quad (3.15)$$

где α – коэффициент ускорения массоотдачи в жидкой фазе вследствие химической реакции, $\alpha = 2 \cdot (M+1) / [1 + \sqrt{1 + 4 \cdot (M/R)^2}]$

Коэффициент ускорения абсорбции является функцией двух критериев – кинетического (R) и диффузионного (M);

$$R = (\sqrt{2/(z+1)}) \cdot D_{гж} \cdot k \cdot C_p^{z-1} \cdot B^n / \beta_{ж}; \quad (3.16)$$

$$M = V \cdot D_v / q \cdot C_p \cdot D_{гж}, \text{ или } M = V \cdot m_c \cdot D_v / q \cdot C_p \cdot D_{гж}.$$

Здесь: $D_{гж}$ – коэффициент диффузии газообразного ЗВ в жидкости, D_v – коэффициент диффузии активного компонента в жидкости, C_p – концентрация ЗВ у поверхности раздела фаз в кмоль/м³, V – концентрация активного компонента в жидкости в кмоль/м³, q – стехиометрический коэффициент, m_c – константа фазового распределения (м³ жидкости/м³ газа), z, n – порядок реакции, соответственно для ЗВ и активного компонента, k – константа скорости химической реакции. Для быстрых реакций второго порядка выражение для критерия R имеет вид – $R = 1/\beta_{ж} \cdot (\sqrt{D_{гж} \cdot k \cdot V})$ (k – константа скорости реакции второго порядка, м³/кмоль·с). При больших концентрациях активного компонента абсорбента (по сравнению с C_p) реакция протекает по псевдопервому порядку с константой скорости $k_1 = k \cdot V$; в этом случае $R = 1/\beta_{ж} \cdot (\sqrt{D_{гж} \cdot k_1})$.

Концентрация $C_p = C_g \cdot P_{общ} \cdot 273 / (22,4 \cdot 1,033 \cdot (273 + t)) \cdot m_i$ (кмоль/м³ж); m_i находится из соотношения: $\lg(m_i/m_c) = 0,149 \cdot I$ (I – ионная сила).

При $R < 0,5$ реакция в жидкой фазе медленная, $\alpha \approx 1$.

При $R > 2, M > 5 (M > R)$ $\alpha \approx R$ – реакция в жидкой фазе быстрая.

При $R > 5M$ $\alpha = 1 + M$ – реакция в жидкой фазе мгновенная.

В области мгновенной химической реакции последняя протекает практически на поверхности раздела фаз. При этом концентрация активного компонента $V_{ж}$ может быть равной или большей ее критического значения $V_{крит}$, определяемого по формуле:

$$V_{крит} = q \cdot C_g \cdot D_g \cdot \beta_g / D_{ж} \cdot \beta_{ж}, \quad (3.17)$$

где C_g – концентрация ЗВ в газовой фазе, D_g – коэффициент диффузии ЗВ в газовой фазе.

При $V_{ж} \geq V_{жкрит}$ сопротивление полностью сосредоточено в газовой фазе, а скорость массопередачи определяется как произведение коэффициента массоотдачи β_g и концентрации ЗВ в газовой фазе. При $V_{ж} < V_{жкрит}$ $\alpha = 1 + M$, а скорость хемосорбции определяется как произведение коэффициента ускорения, коэффициента массоотдачи $\beta_{ж}$ и концентрации ЗВ в жидкой фазе.

Коэффициент диффузии активного компонента в жидкой фазе находится из справочной и специальной литературы. В частности, величина D_v для едкого натра в водном растворе может быть определена из выражения:

$$D_v = 1,56 \cdot 10^{-9} \cdot$$

$$\cdot (273 + t) / 298 \text{ (м}^2/\text{с)}. \text{ Данное выражение справедливо в интервале величин}$$

$V = 0,5 \text{--} 2,0$ кмоль/м³ с относительной погрешностью 1,93%.

При расчете величины R значение константы скорости реакции принимается из специальной и справочной литературы. Для некоторых систем значения k приведены в табл. 3.2:

Таблица 3.2. Константы скоростей реакций для различных систем

Система	k	Температура, К
Ca(OH) ₂ – SO ₂	$3,4 \cdot 10^5 \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с}$	293
NaOH – H ₂ S	$60421 \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с}$	298
NaOH – CH ₃ SH	$26855 \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с}$	298
NO ₂ + H ₂ O	$3,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с}$	295
HNO ₂ + HO·	$0,46 \cdot 10^{10} \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с}$	295
HNO ₃ + HO·	$0,85 \cdot 10^{10} \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с}$	295
NaOH – SO ₂	$4,5 \cdot 10^5 \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с}$	298

Величина константы фазового распределения может быть размерной и безразмерной, в зависимости от способа выражения фаз (см. Приложение...). В инженерных расчетах более часто применяется величина m_c ($m_c = C_g \cdot (г/м^3 г) / C_{ж} (г/м^3 ж)$). Значения константы фазового распределения также принимаются из специальной и справочной литературы. В связи с тем, что в практике санитарной очистки выбросов в основном используются водные растворы активных компонентов величины m принимаются для системы ЗВ – вода. Значения констант m и равновесные величины концентраций отдельных ЗВ в газовой фазе в зависимости от концентрации растворенных ЗВ приведены в табл.3.3/

Табл 3.3. Значения равновесных концентраций ЗВ над водными растворами

Показатели	Значения показателей									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Концентрация SO ₂ в воде, %	1	0,7	0,5	0,3	0,2	0,15	0,1	0,05	0,02	
Парциальное давление SO ₂ над раствором, Па	7850	5200	3460	1880	1120	-	426	160	66,7	
Концентрация NH ₃ в воде, кмоль/кмоль	0,005	0,010	0,012	0,015	0,020	0,023				
Концентрация NH ₃ в воздухе, кмоль/кмоль	0,004	0,010	0,014	0,018	0,027	0,033				
m _{рх} (кПа) – H ₂ S температура, °C	31200 5	36400 10	47800 20	60400 30	73500 40	86500 50	98100 60			
m _{рс} (ат·м ³ /кмоль)-Cl ₂ температура, °C	8,8 10	1,1 15	1,3 20	1,6 25						
m _{рх} (кПа)-NO(50 °C)	2,92·10 ⁶									
m _{рх} (кПа)-NO ₂ (50 °C)	1,34·10 ⁵									
m _{рс} (мм рт.ст.-%)-HF температура, °C	0,025 25	0,050 40	0,16 60							

Равновесное давление SO₂ над сульфит-бисульфитными растворами магния можно рассчитать по уравнению:

$$\lg P_{SO_2} = (4,27 - 0,0068 \cdot C_{MgSO_3}) \cdot C_{SO_2} + 0,012 \cdot C_{MgSO_3} - 4,43,$$

где P_{SO_2} – равновесное давление SO₂ над раствором, мм рт.ст.; C_{MgSO_3} – концентрация сульфита магния в растворе, г/л; C_{SO_2} – общая концентрация SO₂, растворенного в жидкой фазе, % массн.

В общем случае для всех типов абсорберов величина NO_{gr} рассчитывается по формуле: $NO_{gr} = 1/B \cdot \ln [(1-\eta)/A] / (1-\eta)$, (3.18)

где $B = [1 - 1/(n_{ж} \cdot A)]$, $A = I_0/m$, абсорбционный фактор, $n_{ж}$ – кратность рециркуляции абсорбента, $n_{ж} = Q_{в}/Q_{зв}$ ($Q_{в}$ – количество активного компонента, $Q_{зв}$ – количество загрязняющего вещества), η – эффективность очистки в долях.

При $A=1$ $NO_{gr} = -\ln(1-\eta)$.

Определение расхода абсорбента. Расход абсорбента (L) определяется, исходя из величины удельного расхода (I_0 , л_ж·мг⁻³, м³_ж·мг⁻³) и объема очищаемого потока газа (Q): $L = I_0 \cdot Q$.

Удельный расход абсорбента находят из уравнения материального баланса абсорбции, решением которого, в зависимости от вида движения фаз, является: $I_0 = (+/-) (C_{гн} - C_{гк}) / (C_{жк} - C_{жн})$. (3.19)

Здесь $C_{гн}$, $C_{гк}$ – концентрация ЗВ в потоке газа на входе в абсорбер и выходе из него; $C_{жн}$, $C_{жк}$ – концентрация ЗВ в абсорбенте, поступающем в абсорбер и выходящем из него; знаки «+» и «-» соответствуют противоточному и прямоточному движению фаз в абсорбере.

При хемосорбции имеем: $I_0 = (+/-) [q \cdot (C_{гн} - C_{гк})] / (V_0 - V_k)$. (3.20)

Здесь V_0 , V_k – концентрация активного компонента в абсорбенте на входе в абсорбер и выходе из него; q – число кмоль активного компонента абсорбента, реагирующее с одним кмоль растворенного ЗВ.

При расчете величины I_0 концентрации ЗВ и активного компонента в исходном абсорбенте известны; значение $C_{ж}$ в отработанном абсорбенте принимается с учетом его последующего использования; при сбросе абсорбента в канализацию значение $C_{ж}$ не должно превышать допустимого для данного источника сброса значения (устанавливаемого при разработке нормативов ПДС). При использовании абсорбента в технологическом цикле величина $C_{ж}$ не должна быть меньше значения, требуемого технологическим регламентом.

Непременным условием правильного определения расхода абсорбента является соблюдение условия орошения активной зоны в абсорберах, которое определяется по величине плотности орошения (U).

Расчет гидравлического сопротивления абсорбера. *Насадочные абсорберы.* Расчет гидравлического сопротивления предусматривает предварительное определение сопротивления сухой насадки ($\Delta P_{сух}$, Па)

на один метр ее высоты (H) из уравнения: $\Delta P_{сух}/H = \varepsilon_0 \cdot \omega^2 \cdot \rho_r \cdot a / 8 \cdot \varepsilon^3$, (3.21)

где ε_0 – коэффициент сопротивления (при $Re_r < 40$ $\varepsilon_0 = 140/Re_r$, при $Re_r > 40$

$\varepsilon_0 = 16/Re_r^{0,2}$; $Re_r = 4 \cdot \omega \cdot \rho_r / a \cdot \mu_r$ – здесь μ_r – вязкость газа, мПа·с); a – удельная гео-

метрическая поверхность насадки, $\text{м}^2 \cdot \text{м}^{-3}$, ϵ -порозность слоя насадки; ω - скорость потока газа в свободном сечении абсорбера, $\text{м}/\text{с}$; ρ_r - плотность газовой фазы, $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$.

Для определения сопротивления орошаемой насадки ($\Delta P_{\text{ор}}$) рассчитываются критерии $Re_{\text{ж}}$, $Fr_{\text{ж}}$ и величина K :

$$Re_{\text{ж}} = 4 \cdot U \cdot \rho_{\text{ж}} / a \cdot \mu_{\text{ж}}; Fr_{\text{ж}} = U^2 \cdot a / g; K = 0,12 \cdot Fr_{\text{ж}} \cdot Re_{\text{ж}}^{-0,8} \cdot (1 + 7,5 \cdot 10^{-5} \cdot Re_r). \quad (3.22)$$

$$\Delta P_{\text{ор}} / H \cong \Delta P_{\text{сух}} \cdot K \cdot 10^6 \quad (\text{Па}/\text{м}) \quad (3.23)$$

Абсорберы с взвешенным слоем насадки. Гидравлическое сопротивление орошаемого абсорбера рассчитывается по формуле:

$$\Delta P_{\text{ор}} \quad (\text{Па}) = \Delta P_{\text{сух}} + 32,1 \cdot F^{-1,03} \cdot H_{\text{ст}}^{0,6} \cdot U^{0,56} \cdot \omega^{0,82}, \quad (3.24)$$

где F - доля живого сечения опорной решетки.

Сопротивление сухого абсорбера рассчитывается по формуле:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \Delta P_o + g \cdot H_{\text{ст}} \cdot \rho_{\text{ш}} \cdot (1 - \epsilon), \quad (3.25)$$

где $\rho_{\text{ш}}$ -плотность материала насадки, $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$.

В вышеприведенных уравнениях $H_{\text{ст}}$ выражается в м , U - в $\text{м}/\text{ч}$, ω - в $\text{м}/\text{с}$.

Общее гидравлическое сопротивление ($\Delta P_{\text{общ}}$, Па) определяется с учетом числа решеток (n): $\Delta P_{\text{общ}} = n \cdot \Delta P_{\text{ор}}$.

Абсорберы Вентури, полые абсорберы. Гидравлическое сопротивление орошаемого абсорбера рассчитывается по формулам, принятым в пылеулавливании.

3.2. Расчет абсорберов

Основными расчетными параметрами, также как и при расчете абсорберов, являются диаметр и объем (высота) слоя адсорбента, загружаемого в абсорбер. К исходным данным для расчета относятся: объем, температура, плотность и вязкость выбросов, начальная и остаточная концентрация ЗВ (или значение требуемой эффективности очистки), концентрации сопутствующих соединений, насыпная (ρ_n), истинная (ρ_i) и кажущаяся (ρ_k) плотности адсорбента, средний диаметр частиц адсорбента, радиус пор адсорбента,

изотерма стандартного (или любого другого) вещества на выбранном адсорбенте при любой температуре.

Расчет диаметра (внутреннего) и объема загрузки адсорбента. В промышленности наибольшее распространение имеют два типа абсорберов - вертикальный и кольцевой. Общая активная поверхность (F) вертикального абсорбера определяется, исходя из расхода ПГС (Q , $\text{м}^3/\text{с}$) в расчете на рабочие условия и линейной скорости (ω , $\text{м}/\text{с}$) ПГС в свободном сечении: $F = Q/\omega$ (значение ω принимается в диапазоне 0,20-0,35 $\text{м}/\text{с}$); сечение всех видов абсорберов - цилиндрическое, поэтому диаметр абсорбера рассчитывается по формуле: $D = \sqrt{F/0,785}$.

При расчете диаметра кольцевого абсорбера имеем:

$$F = \pi \cdot H \cdot (D_n + D_{вн})/2, \quad (3.26)$$

где D_n и $D_{вн}$ - диаметр наружного и внутреннего сечения абсорбера, H - высота пространства, в которое загружается адсорбент.

При этом $D_{вн} = \sqrt{F_{вн}/0,785}$, $F_{вн} = Q/\omega_{вн}$ ($\omega_{вн} = 4,15 \text{ м}/\text{с}$), $D_n = 2h + D_{вн}$ (h - высота слоя адсорбента; принимается с учетом конкретных условий или определяется по формуле с учетом заданного времени работы слоя адсорбента).

Расчет объема адсорбента (V , м^3) проводится с использованием формулы:

$$V = Q \cdot (C_0 - C_{\text{пр}}) \cdot \tau_{\text{пр}} / ((a_0 - a_{\text{ост}}) \cdot \rho_{\text{адс}}) \quad (3.27)$$

$$\sqrt{\tau_{\text{пр}}} = \sqrt{a_0 \cdot h / C_0 \cdot \omega} - b \sqrt{a_0 / C_0} \cdot K$$

(здесь K - коэффициент массопередачи, b - коэффициент, зависящий от соотношения C/C_0 (при $C/C_0 = 0,005-0,9$ $b = 1,84 \pm 0,68$), a_0 - величина адсорбции, равновесная начальной концентрации C_0 , $a_{\text{ост}}$ - величина адсорбции после регенерации адсорбента, $\rho_{\text{адс}}$ - плотность адсорбента, $C_{\text{пр}}$ - проскоковая (допустимая для данного источника выбросов) концентрация ЗВ); данное выражение справедливо при значениях C_0 , соответствующих линейному участку изотермы 1-го типа, $\tau_{\text{пр}}$ - продолжительность адсорбции до появления в очищенных выбросах проскоковой концентрации).

$$\tau_{np} = a_0 / \omega \cdot C_0 \cdot \left\{ h - \omega / K \cdot [1/p \cdot \ln(C_0 / C_{np} - 1) + \ln C_0 / C_{np} - 1] \right\} \quad (3.28)$$

(здесь $p = C_0 / y$, y – концентрация ЗВ, равновесная половине предельной величины адсорбции на изотерме 1-го типа (выпуклый участок изотермы 1-го типа)).

Для расчета продолжительности адсорбции применяется также уравнение Шилова – Мекленбурга: $\tau_{np} = K_{зд} \cdot (H - h)$, где $K_{зд}$ – коэффициент защитного действия (мин/м), $K_{зд} = a_0 / C_0 \cdot \omega$; h – неиспользованная высота слоя, м. Параметры уравнения Шилова зависят от типа ЗВ и адсорбента, концентрации ЗВ. Например, при очистке выбросов от изобутанола с концентрацией его 80 мг/м³ (высота слоя адсорбента 0,2 м, $\omega = 0,1$ м/с, температура – 20°С, влажность 70%, $C_{np} = 5$ мг/м³) на активных углях СКТ – 4 и АГ – 5 получены следующие данные:

Адсорбент	h, м	K, мин/м
СКТ-4	0,050	2,7 · 10 ⁴
АГ - 5	0,042	1,7 · 10 ⁴

В области малых проскоковых концентраций, характерных для установок санитарной очистки выбросов, может быть также использовано уравнение Дубинина: $\tau_{np} = (\alpha \cdot a_0 / (C_0 \cdot \omega)) \cdot (h - \ln(C_0 / C) \cdot \omega / K)$ (α – коэффициент симметричности выходной кривой).

Примечание. При адсорбции ЗВ на модифицированном адсорбенте следует учитывать повышение адсорбционной активности. Например, при улавливании из вентиляционных выбросов паров ртути параметры уравнения Дубинина имеют следующие значения: $K = 2,42 \cdot \text{Nor}$ (с⁻¹), $\text{Nor} \approx \ln C_0 / C_k$; величина адсорбции зависит от концентрации хлорида натрия, которым пропитывается активный уголь АР-3 (при концентрации в угле хлорида натрия, $C_{\text{NaCl}} = 1,3\%$ – $a_0 = 0,102$ з/г, $C_{\text{NaCl}} = 3,4\%$ – $a_0 = 0,172$ з/г, при $C_{\text{NaCl}} \geq 5,8\%$ – $a_0 = 0,195$ з/г).

Следует также учитывать, что адсорбционная емкость после каждой регенерации снижается до некоторой величины, которая далее в течение ряда циклов изменяется мало; снижение величины адсорбции может составлять до 25-35% от первоначального (в первом цикле) значения.

Коэффициент массопередачи определяется по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений:

$$1/K = 1/\beta_r + 1/\beta_n + 1/\beta_{np} \quad (3.29)$$

$$\beta_r = 0,355 \cdot (\omega/\epsilon) \cdot \text{Re}^{-0,36} \cdot \text{Pr}^{-0,67} \quad (\text{м/с}) \quad (3.30)$$

$$\beta_n = 10 \cdot D_n / d \quad (\text{м/с}). \quad (3.31)$$

Здесь D_n – коэффициент диффузии ЗВ в порах, d – диаметр гранулы адсорбента, м)

$$D_n = \epsilon_4 \cdot D_r / 2 \cdot \left\{ 1 - \exp[-(4 \cdot r_n / 3 \cdot D_r) \cdot \sqrt{8 \cdot R \cdot T / M}] \right\} \quad (3.32)$$

(здесь r – радиус пор в м, D_r – коэффициент диффузии ЗВ в газовой фазе, R – газовая постоянная, T – температура в К, M – молекулярная масса ЗВ, ϵ_4 – порозность частицы, $\epsilon_4 = 1 - (\rho_w / \rho_n)$).

$$\beta_{np} \text{ (коэффициент массоотдачи с учетом продольного перемешивания),} \\ \beta_{np} = 0,0567 \cdot (\omega / (1 - \epsilon)) \cdot \text{Re}^{0,22} \quad (\text{м/с}). \quad (3.33)$$

Здесь ϵ – порозность слоя адсорбента, $\epsilon = 1 - (\rho_w / \rho_s)$.

Для перевода размерности коэффициентов массоотдачи из м/с в с⁻¹ полученное значение умножается на значение удельной поверхности адсорбента (внешней) – $S_{уд} = 6 \cdot (1 - \epsilon) / 3,14 \cdot d$ (м²/м³).

При расчете критерия Re определяющим геометрическим размером является эквивалентный диаметр гранулы адсорбента (м), $d_3 = 0,6 \cdot (d \cdot l / (d/2 + l))$.

При адсорбции из выбросов нескольких загрязняющих веществ необходимо определить, исходя из изотерм адсорбции индивидуальных ЗВ на выбранном адсорбенте, величину их равновесной адсорбции, а также величины констант уравнения изотерм. Если известна изотерма адсорбции какого-либо вещества при температуре T_1 на микропористом адсорбенте, то можно по-

строить (рассчитать) изотерму адсорбции любого ЗВ на этом адсорбенте при любой температуре, используя уравнение Дубинина

$$a_i = (W/v) \cdot \exp[-B \cdot (T/\beta)^2 \cdot (\lg C_{0n}/C_0)^2],$$

где W – предельный объем адсорбционного пространства, мл/г; v – мольный объем, мл/моль; B – структурная константа, град⁻²; β – коэффициент подобия; C_{0n} – концентрация ЗВ при насыщении; C_0 – концентрация ЗВ в выбросах; T – температура, К.

В расчетной практике наиболее точным является построение изотермы по коэффициентам подобия характеристических кривых различных ЗВ для конкретной марки угля. Используя известные равновесные значения a_0 и C_0 для какого-либо вещества (например, бензола) можно рассчитать соответствующие значения a_0^* и C_0^* для другого ЗВ по уравнениям:

$$a_0^* = a_0/\beta_a$$

$$\lg C_0^* = \lg C_{0n}^* - \beta_a \cdot (T/T^*) \cdot \lg (C_{0n}/C_0),$$

где C_{0n} и C_{0n}^* – концентрации поглощаемого из газовой фазы ЗВ, соответствующие состоянию насыщения; T и T^* – температура, К; β_a – коэффициент подобия.

Рассчитав константы изотерм адсорбции для индивидуальных ЗВ можно построить изотермы адсорбции ЗВ с учетом их совместного присутствия в выбросах. В случае адсорбции нескольких ЗВ изотерма каждого из них располагается ниже изотермы для индивидуального ЗВ. Изотерма адсорбции каждого ЗВ, содержащегося в ПГС, строится с использованием уравнения Кисарова:

$$a_0 = A_i \cdot B_i \cdot (P_i/P_{is})^n / [1 + B_i \cdot (P_i/P_{is})^n + \sum B_j \cdot (P_j/P_{js})^n],$$

где $A_i = W/V_i$; n – константа, зависит от природы и структуры адсорбента, природы адсорбата и температуры $n = k \cdot T/\beta$ (W – объем адсорбционного пространства, см³/г; V_i (мольный объем) = $M/1000 \cdot \rho$; P_i – парциальное давление ЗВ, для которого строится изотерма; P_{is} – давление насыщенного пара ЗВ; P_j – парциальное давление сопутствующего ЗВ; P_{js} – давление насыщенного па-

ра сопутствующего ЗВ; k – константа, $k = 0,00116 \text{ град}^{-1}$. Константы A и B находятся из линейной формы уравнения изотермы адсорбции Кисарова:

$$\lg (1/a_0 - 1/A_i) = \lg (1/A_i B_i) + n \lg (P_s/P_i)$$

или

$$\lg (1/a_0 - 1/A_i) = \lg (1/A_i B_i) + k \cdot T/\beta \cdot \lg (P_s/P_i)$$

Примечание. При $n=1$ уравнение Кисарова переходит в уравнение Ленгмюра. Для микропористых адсорбентов следует использовать уравнение Дубинина в виде:

$$a_\Sigma = \sum a_i = (W / \sum x_i v_i) \cdot \exp[-(BT^2 / (\sum x_i \beta_i^2)) \cdot (\sum x_i \lg (C_{0ni}/C_{0i}))],$$

где x_i – мольная доля ЗВ в смеси.

С учетом рассчитанных (a_0^* , k) и заданных (C_0^* , эффективность очистки до появления проскоковой концентрации, высота слоя адсорбента, линейная скорость потока ПГС) величин, а также справочных данных определяют продолжительность адсорбции каждого ЗВ. При расчете коэффициентов молекулярной диффузии можно пренебречь диффузией ЗВ друг в друге, за исключением диффузии в парах воды, если концентрация последних превышает 10 % по объему; коэффициент диффузии индивидуального ЗВ в воздухе, в присутствии паров воды определяется по формуле:

$$D_{гв} = (1 - C_{гв}) / (C_{возд}/D_{гв-возд} + C_{H_2O}/D_{гвH_2O}) \quad (3.34)$$

Из сравнения полученных значений продолжительности адсорбции выбирается наименьшее, для которого и рассчитывают количества поглощаемых за время адсорбции ЗВ.

Расчет стадии десорбции адсорбата. При расчете продолжительности десорбции (τ_d) острым паром используется эмпирическая зависимость

$$\tau_d = [(12,47 \cdot \omega - 0,561 \cdot \omega^2 - 9,58) / (1 - \epsilon) \cdot \rho_r]^{-1} \cdot \ln a_0/a, \quad (3.35)$$

где ω – скорость пара, м/мин; ρ_r – насыпная плотность адсорбента, кг/м³; ϵ – порозность слоя загрузки.

Расход десорбента определяется с учетом принятой скорости ($\omega = 0,03 - 0,1$ м/с) и сечения адсорбера.

При использовании в качестве десорбента газообразных потоков расход десорбента (Q_d) не должен превышать значение, принятое для потока ПГС на стадии адсорбции. Продолжительность десорбции определяется из соотношения:

$$\tau_d = G / \rho_r \cdot Q, \quad (3.36)$$

где G – масса десорбента, кг; Q – расход ПГС, $m^3/ч$.

Масса десорбента находится из выражения:

$$G = Q / c_d \cdot (t_0 - t), \quad (3.37)$$

здесь c_d – теплоемкость потока десорбента, t_0 – начальная температура десорбента, $^{\circ}C$; t – температура десорбента, выходящего из адсорбера, $^{\circ}C$; Q – расход тепла на десорбцию заданного количества адсорбата, кДж

Расход тепла:

$$Q = \{ M \cdot [r + c_d \cdot (t_d - t_a)] + G_a \cdot c_a \cdot (t_d - t_a) \}, \quad (3.38)$$

где M – масса адсорбата, кг; r – теплота испарения адсорбата, кДж/кг; c_d , c_a – теплоемкости, соответственно, десорбента и адсорбента, кДж/кг·град.; t_d , t_a – температура слоя адсорбента на стадиях, соответственно, десорбции и адсорбции, $^{\circ}C$.

Примечание. При более точном расчете необходимо выполнить аналогичный расчет с учетом количества влаги и других сопутствующих веществ, которые могут десорбироваться при продувке слоя адсорбента потоком газообразного носителя.

Расчет стадий сушки и охлаждения адсорбента подробно рассматривается в курсе «Процессы и аппараты химической технологии» и в данном пособии не приводится.

Расчет гидравлического сопротивления адсорбера. Гидравлическое сопротивление неподвижного слоя адсорбента определяется по формуле

$$\Delta p = 2 \cdot H \cdot G^2 \cdot (1 - \varepsilon)^3 \cdot [1900 \cdot \mu / (d_s \cdot G \cdot (1 - \varepsilon)) + 52] / d_s \cdot g \cdot \rho, \quad (3.39)$$

где H – высота слоя адсорбента, м; d_s – эквивалентный диаметр частиц адсорбента, м; G – массовый расход выбросов, $кг/м^2 \cdot с$; ε – порозность слоя; g – ускорение свободного падения, $м/с^2$; μ , ρ – динамическая вязкость выбросов и их плотность, соответственно, $кг/м \cdot с$ и $кг/м^3$.

3.3. Расчет каталитического реактора

В промышленности применяют реакторы с неподвижным слоем гранулированного (таблетированного, сотового) катализатора и с взвешенным слоем катализатора. Для целей обезвреживания выбросов используются, в основном, реакторы с неподвижным слоем катализатора.

Исходные данные для расчета реактора: объем выбросов, концентрация ЗВ, сопутствующих веществ, паров воды и кислорода.

Определение диаметра реактора. Основным параметром, используемым при определении диаметра реактора, является приведенная линейная скорость потока газа. Как правило, значение скорости при рабочих условиях проведения процесса составляет – 0,5-1,0 м/с. Так как сечение реакторов цилиндрическое, расчет диаметра проводится так же, как при расчете диаметра адсорбера.

Определение объема(высоты) загрузки катализатора. Высоту (объем) неподвижного слоя катализатора можно рассчитать следующими способами: на основе информации о скорости реакции на внутренней или внешней поверхности катализатора; на основе информации о константах скорости реакции и коэффициенте массопередачи. 4 на основе данных по гидродинамическому режиму проведения катализа, высоте и числе единиц переноса и удельной поверхности (внешней) катализатора.

Первый способ предполагает поиск в специальной литературе значений скоростей (ω) превращения ЗВ. Ориентировочные значения скоростей реакции для ЗВ различных классов приведены в табл. 3.4.

Таблица 3.4. Значения скоростей окисления ЗВ на катализаторе АП-56

Соединение	$T, ^{\circ}C$	$C_0, ммоль/м^3$	$\omega \cdot 10^{-6}, ммоль/г \cdot с$
Ароматические углеводороды	100-240	1,0-360	80-110

Альдегиды	140-200	0,55-210	14-50
Спирты	80-180	0,47-290	220-250
Сложные эфиры	200-340	1-310	1,0
Кислоты	160-280	2-200	4,4

При известном значении скорости реакции объем катализатора (V_k) определяется из соотношения:

$$V_k = G_{зв} (\text{кмоль/с}) / \omega (\text{кмоль/кг}\cdot\text{с}) \cdot \rho (\text{кг/м}^3), \quad (3.40)$$

где $G_{зв}$ – количество ЗВ, поступающего в реактор с газовым потоком, $G_{зв} = Q_g \cdot C_g$ (Q_g – расход газового потока, $\text{м}^3/\text{с}$; C_g – концентрация ЗВ в газовом потоке, кмоль/м^3).

Второй способ расчета предполагает использование уравнение аддитивности сопротивлений:

$$1/K = 1/\beta_r + 1/k, \quad (3.41)$$

где k – константа скорости реакции (принимается по литературным данным. Например, константа скорости реакции глубокого окисления фенола, содержащегося в выбросах ряда производств, на катализаторе НТК-4 определяется из уравнения: $k (\text{м}^3/\text{моль}^{0.4}\cdot\text{с}) = 4,42 \cdot 10^7 \cdot \exp(-17000/RT)$, на катализаторе НИИОГАЗ-3Д – $k (\text{м}^3/\text{моль}^{0.1}\cdot\text{с}) = 4,71 \cdot 10^9 \cdot \exp(-24200/RT)$, здесь R – в кал/моль, T – в К. По приведенным значениям K можно рассчитать скорость реакции – $\omega = k \cdot C^n$, при этом для катализатора НТК-4 $n=0,4$, для НИИОГАЗ-3Д $n = 0,1$).

$$\beta_r = 0,395 \cdot Re^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \cdot D_r/d \quad (3.42)$$

(определяющим размером при расчете является диаметр реактора – d).

В неподвижном слое катализатора, представляющего собой достаточно крупные гранулы (шары, таблетки) процесс протекает чаще всего во внешне-диффузионной, реже во внутридиффузионной, областях.

Значения коэффициентов массопередачи на различных катализаторах приведены в табл.3.5.(лимитирующая стадия – внешняя диффузия).

Таблица.3.5.Значения коэффициентов массопередачи

Соединение	Катализатор	Температура, °С	$K, \text{ч}^{-1}$
1	2	3	4
ксилол, толуол	НИИОГАЗ-10	300-340	30000
ксилол, толуол, ацетон	$\text{CuO-Cr}_2\text{O}_3\text{-Al}_2\text{O}_3$	$n > 400$	5000-10000
ксилол, толуол, ацетон	П-4	$n > 400$	20000-30000
ксилол, толуол, ацетон	АП-56	230-260	4000-8000
диметилформамид	НИИОГАЗ – 7Д	300-320	20000
диметилформамид, акрилонитрил	НИИОГАЗ – 7Д	350	20000
этилацетат бутилацетат циклогексанон	НИИОГАЗ – 3Д	350-380	20000-60000
NO_x	АВК -10	220-360	12000-15000
NO_x	П-4, П-17	250-350	20000
СО	П-3, П-7-0,1	300	25000

При известном значении K объем загрузки катализатора :

$$V_k = Q_g \cdot N_{ог} / K.$$

Третий способ предполагает использование уравнения:

$$S_{уд} \cdot h_{ог} = 0,395 \cdot Re^{0,67} \cdot Pr^{0,33} \text{ – для реакторов с неподвижным}$$

слоем катализатора (здесь $h_{ог}$ – высота единицы переноса, м; $S_{уд} - \text{м}^{-1}$).

Высота активной части реактора (высота загрузки) – $H = \text{hог} \cdot \text{Nог}$
 ($\text{Nог} = \ln(C_{\text{гн}}/C_{\text{гк}})$, где $C_{\text{гн}}$, $C_{\text{гк}}$ – концентрация ЗВ, соответственно, начальная и конечная).

Для расчета конечной температуры (t_k) газового потока используется слеформула:

$$t_k = t_n \pm Q \cdot C_{\text{г}} / c, \quad (3.43)$$

где t_n – температура газового потока на входе в реактор; Q – количество тепла, выделившееся в результате экзотермической реакции или необходимое для компенсации затрат на проведение эндотермической реакции, кДж/моль; $C_{\text{г}}$ – концентрация ЗВ в потоке газа, доля; c – средняя теплоемкость газового потока, кДж/моль·град.

Расход топлива (G), необходимый для нагрева катализатора от температуры t_n до температуры зажигания катализатора (t) зависит от типа топлива (теплоты сгорания – Q_c , кДж/кг), разности температур – $(t - t_n)$, теплоемкости катализатора (c_k), количества катализатора (Q_k)

$$G = Q_k \cdot c_k \cdot (t - t_n) / Q_c. \quad (3.44)$$

Расчет гидравлического сопротивления. Для реактора с неподвижным слоем катализатора:

$$\Delta p = \zeta \cdot (a/\varepsilon^3) \cdot (\rho \cdot \omega^2/g) \cdot H, \quad (3.45)$$

где ζ – коэффициент сопротивления (при $Re < 50$ $\zeta = 220/Re$, при $Re > 50$ $\zeta = 11,6/Re^{0,25}$; ω – приведенная скорость газа, м/с; H – высота слоя катализатора, м; ε – порозность слоя.

Для реактора со взвешенным слоем катализатора:

$$\Delta p = g \cdot \rho_k \cdot (1 - \varepsilon) \cdot H, \quad (3.46)$$

где H – высота взвешенного слоя, м; $\varepsilon = (18Re + 0,36Re^2) / Ar$.

По значениям производительности и гидравлического сопротивления выбирается оборудование для транспортировки выбросов.

3.4. Расчет адсорбционно-каталитического реактора

Расчет проводится с целью определения геометрических размеров активной части реактора, продолжительности стадий адсорбции и регенерации адсорбента-катализатора (АК).

Исходными данными для расчета являются: объем, температура и состав выбросов, условия их образования, свойства ЗВ и их концентрации в выбро-сах. Диаметр и высота (объем) загрузки АК определяются, как это было рас- смотрено при расчете адсорберов. Для определения коэффициента массопе- редачи, необходимого при расчете продолжительности стадии ад- сорбции и объема АК, используется уравнение аддитивности в виде:

$$1/Ky = 1/\beta_r + (a_0/c_0) / K + 1/\beta_{\text{прод}}, \quad (3.47)$$

где K – константа скорости хемосорбции, c^{-1} ($K = \alpha \cdot \beta_p = \kappa \cdot C_0 / a_n \cdot 10^{-6}$ (здесь a_n – предельная величина адсорбции в мкмоль/м², C_0 – в Па, κ – константа скорости хемосорбции в моль/м²·с·Па, α – коэффициент ускорения адсорбции за счет химической реакции на поверхности, β_p – коэффициент массоотдачи в порах при физической адсорбции, c^{-1}); a_0 – величина адсорбции в мг/м³, равновесная начальной концентрации ЗВ (C_0 , мг/м³) в выбросах. Значения константы κ приведены в табл.3.6.

Таблица 3.6. Константы скорости хемосорбции NO и CO

κ , моль·м ⁻² ·с ⁻¹ ·Па ⁻¹		Температура,
NO (АК–хром-уголь)	CO (АК–марганец – уголь)	К
0,38	-	316
-	0,632	323
0,64	-	348
-	1,207	373
1,99	1,955	423
-	4,802	448
2,68	12,300	473
S= 53 м ² /г	Sуд=38 м ² /г	

Для определения величины адсорбции СО могут быть использованы данные, приведенные в табл.3.7.

Таблица 3.7. Константы уравнения Ленгмюра

T, K	a _m , мг/г	b	Относительная влажность, %
293	0,26	077	45,0
323	0,35	0,95	
353	0,41	2,44	
293	0,20	0,99	90,0
323	0,29	1,16	
353	0,59	1,85	

Для расчета величин адсорбции оксидов азота применимы уравнения:

$$a_{NO} = 3.74 + 2.58 \cdot X_1 - 0.78 \cdot X_2 - 0.70 \cdot X_1 \cdot X_2 \quad (X_1 = (C - 70)/50; X_2 = (T - 296,5)/5,5; C -$$

концентрация в мг/м³, T - температура в К)

$$a_{NO_2} = 0.32 + 0.14 \cdot X_1 + 0.07 \cdot X_2 + 0.03 \cdot X_1 \cdot X_2 \quad (X_1 = (C - 12,4)/5,6; X_2 = (T - 323,5)/24,5). \quad (2.60)$$

Величины a_n для различных значений температур приведены в табл.3.8.

Таблица 3.8. Величины предельной адсорбции

Температура, К	a _n , мкмоль/м ²	Загрязняющее вещество, адсорбент-катализатор
316	1,35	NO, хром-уголь
348	1,61	
423	6,24	
473	12,39	
293	4,00	СО, марганец – уголь, влажность потока – 45%
323	6,00	
353	7,00	

Объем загрузки АКР: $V = Q \cdot N_{ог} / K_y$ (Q – расход потока выбросов).

Расчет продолжительности (τ_p) регенерации АК проводится (при заданной температуре) по формуле: $\tau_p = H \cdot F / V \cdot k$, (3.48)

где H – высота слоя АК, м; F – сечение реактора, м²; V – объем загрузки реактора, м³; k – константа скорости окисления ЗВ в каталитическом режиме, ч⁻¹. Продолжительность регенерации АК не должна превышать 20 – 30 % от продолжительности стадии адсорбции; при превышении этой величины следует отказаться от выбранного АК.

Регенерация АК проводится в зависимости от вида хемосорбированного ЗВ: при очистке выбросов от СО и паров органических веществ регенерацию проводят путем пропускания через АК потока воздуха при соответствующем нагреве; при очистке выбросов от NO регенерация усложняется и проводится в две ступени – на первой ступени АК промывается раствором водно-щелочного раствора (технологического или отработанного) с целью извлечения (экстракции) диоксида азота как продукта хемосорбции NO, на второй стадии через слой АК пропускают поток воздуха при соответствующей температуре. При очистке вентиляционных выбросов последние могут быть использованы вместо воздуха..

Для расчета процесса экстракции диоксида азота может быть использовано уравнение

$$\gamma = 0,661 + 0,208X_1 - 0,116X_2 + 0,086X_3 + 0,046X_1X_2,$$

где $X_1 = (\tau - 11)/9$; $X_2 = (l_0 - 6,14)/2,83$; $X_3 = (C_{NaOH} - 1,36)/1,24$; τ - продолжительность экстракции в мин.; l₀ – удельный расход абсорбента, ч-л; C_{NaOH} – концентрация активного компонента (едкого натра) экстрагента, моль/л.

Расчет процесса экстракции продуктов хемосорбции может быть выполнен в следующей последовательности: для жидкой фазы вычисляются значения критериев Прандтля, Рейнольдса (определяющий геометрический размер – диаметр частиц АК) и Нуссельта ($Nu = 0.8 \cdot Re^{0.50} \cdot Pr^{0.33}$), коэффициент массотдачи от поверхности частиц - $\beta = Nu \cdot D/d$ (D – коэффициент диффузии вещества в экстрагенте, м²/с, d – диаметр частиц АК, м), коэффициент эффективной диффузии экстрагируемого вещества внутри пористой структуры частицы, $D_э = \epsilon \cdot D$ (ε - порозность частицы), критерий Био – $Bi = \beta \cdot d / D_э$.

Значения диффузионных критериев Фурье, соответствующие различным значениям относительной отработки частиц, рассчитываются по формуле:

$$(C^* - C) \cdot Fo / \varepsilon \cdot \rho_{\text{ч}} = 1/6 - y_0^2 + y_0^3 + (1 - y_0^3) / 3Bi,$$

где y_0 – степень отработки частицы диаметром d ; C^* и C – концентрация при насыщении и концентрация вещества в экстрагенте, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частицы, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Продолжительность экстракции (τ) для заданной эффективности (η) определяется из соотношения

$$\tau_{\eta} = Fo_{\eta} \cdot (d/2)^2 / D_{\text{э}}.$$

Исходными данными для расчета являются: эффективность извлечения вещества из АК, порозность и размер частиц АК, плотность и вязкость экстрагента, плотность извлекаемого вещества и коэффициент его диффузии в экстрагенте, концентрация вещества при насыщении и фактическая концентрация вещества.

Дополнительная информация. Мощность (N) вентилятора для транспортирования ПГС может быть рассчитана по формуле:

$$N = 4.6 \cdot 10^{-5} \cdot Q \cdot \Delta P \cdot \rho \cdot h / \eta,$$

где Q – объемный расход ПГС, $\text{м}^3/\text{с}$; ΔP – гидравлическое сопротивление аппарата (реактора); ρ – плотность ПГС, $\text{кг}/\text{м}^3$; h – нагрузка на вентилятор, $\text{ч}/\text{год}$; η – КПД вентилятора и электрического двигателя.

Расход топлива (V) в камере сгорания каталитических реакторов рассчитывается по формуле:

$$V = [n \cdot c \cdot (T - T_0)] / [\Delta H - \sum m_i \cdot c_i \cdot (T - T_i)],$$

где n – масса потока ПГС, поступающего в реактор, $\text{моль}/\text{ч}$; c – теплоемкость входящего потока и продуктов сгорания, $\text{Дж}/\text{моль} \cdot \text{К}$; T, T, T_i – температура, соответственно, на входе в реактор и выходе из него, температура топлива; $\Delta H - m_i$ – выход продуктов сгорания, $\text{моль}/\text{моль}$ топлива; c_i – теплоемкость продуктов сгорания, $\text{Дж}/\text{моль} \cdot \text{град}$.

Поверхность (F) рекуперативного теплообменника в каталитическом реакторе может быть определена по формуле:

$$F = 2.71 \cdot 10^{-3} \cdot q / U \cdot \Delta T,$$

q – разность количеств тепла, поступающего с потоком ПГС в реактор и выходящего из него, $\text{Дж}/\text{с}$; U – коэффициент теплопередачи, $\text{Дж}/\text{см}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{К}$; ΔT – среднелогарифмическая разность температур, К .

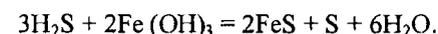
4. Примеры расчетов

Пример 1. Оценка уровня технологии очистки выбросов

Для очистки выбросов от сероводорода предложено использовать в качестве абсорбента суспензию гидроксида железа ($\text{Fe}(\text{OH})_3$), являющуюся отходом данного производства. Объем выбросов – 36000 м^3 р.г./ч, концентрация H_2S – $1,0 \text{ г}/\text{м}^3$, температура выбросов на входе в установку очистки выбросов и при выбросе в атмосферу – 293 К , Эффективность очистки выбросов от сероводорода – 90% . Для очистки выбросов применяется абсорбер с взвешенным слоем насадки (ВН); гидравлическое сопротивление абсорбера ВН и подводящих и отводящих газоходов составляет – 1375 Па . Потери напора при подаче абсорбента (включая высоту абсорбера) составляют – $14,1 \text{ м вод.ст.}$ Удельный расход абсорбента, $l_0 = 12 \text{ л}/\text{м}^3$ выбросов.

Требуется оценить технологический уровень технологии абсорбционной очистки выбросов с использованием гидроксида железа в качестве абсорбента.

Процесс очистки выбросов от сероводорода протекает в соответствии со следующей реакцией:



Для каждого реагента и продукта реакции определяем из справочной литературы или рассчитываем величину свободной энергии, $\Delta G_i = \Delta H_i - T \Delta S_i$:

$$\Delta G_{\text{H}_2\text{S}} = -80,065 \text{ кДж}/\text{моль};$$

$$\Delta G_{\text{Fe}(\text{OH})_3} = -843,680 \text{ кДж}/\text{моль};$$

$$\Delta G_{\text{FeS}} = -117,980 \text{ кДж}/\text{моль};$$

$$\Delta G_{H_2O} = -306,310 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta G_s = -9,376 \text{ кДж/моль};$$

$$\Delta G_{O_2} = -60,065 \text{ кДж/моль}.$$

На основании вышеприведенных значений ΔG_i рассчитывается величина свободной энергии реакции - $\Delta G_p = 51,872 \text{ кДж/моль } H_2S$

Величина свободной энергии перехода сероводорода из газовой в жидкую фазу составляет, $\Delta G_f = -39,180 \text{ кДж/моль } H_2S$.

$$\text{Величина } A_1 = -8,3 \cdot 293 \ln(1,0/0,1) / 1000 = -5,593 \text{ кДж/моль } H_2S.$$

Выразим значения ΔG и A_1 в кДж/с. Получим :

$\Delta G_p = -51,872 \cdot 1,0 \cdot 36000 / (34 \cdot 3600) = -15,256 \text{ кДж/с}$ (здесь - 1,0 – начальная концентрация сероводорода в выбросах, г/м³; 36000 – расход выбросов, м³/ч; 34 – молекулярная масса сероводорода; 3600 – переводной коэффициент из ч в с).

$$\Delta G_f = -39,180 \cdot 0,9 \cdot 1,0 \cdot 36000 / (34 \cdot 3600) = -10,371 \text{ кДж/с}.$$

$$A_1 = 5,593 \cdot 1,0 \cdot 36000 / (34 \cdot 3600) = 1,645 \text{ кДж/с}.$$

С учетом полученных данных можно рассчитать величину минимальных затрат на осуществление процесса абсорбции:

$$E_{\min} = -15,256 - 10,371 - 1,645 = -27,272 \text{ кДж/с}.$$

Для расчета фактических затрат на осуществление процесса абсорбции сероводорода необходимо определить затраты энергии на транспорт потоков газов (E_g) и абсорбента ($E_{аб}$).

Мощность (N), необходимая для транспортировки выбросов, определяется по формуле: $N = Q \cdot \Delta P = 36000 \cdot 1375 / 3600 = 1375 \text{ Вт} = 1,375 \text{ кВт}$ (здесь Q – расход выбросов, м³/ч) С учетом к.п.д. вентилятора (0,6) и двигателя (1,0) затраты энергии равны, $E_g = 1,375 / 0,6 = 2,290 \text{ кВт} = 2,290 \text{ кДж/с}$.

Необходимый напор, развиваемый насосом, $H = 14,1 \text{ м вод. ст.}$ Полезная мощность насоса, $N = \rho \cdot g \cdot L / 0,6$ (ρ – плотность абсорбента, g – ускорение свободного падения, L – расход абсорбента, 0,6 – произведение к.п.д. насоса и двигателя). $L = Q \cdot l_0 = 36000 \cdot 12 / 1000 = 432 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,12 \text{ м}^3/\text{с}$.

$$E_{аб} = 1005 \cdot 9,81 \cdot 0,12 / 0,6 \cdot 1000 = 27,802 \text{ кВт (кДж/с)}.$$

Потери энергии с сероводородом, выбрасываемым в атмосферу после газоочистного аппарата, $E_c = 80,065 \cdot 0,1 \cdot 36000 / 34 \cdot 3600 = 2,355 \text{ кДж/с}$.

В связи с тем, что воздух, являющийся основным компонентом выбросов, возвращается в атмосферу, энергия его в расчетах не учитывается.

Таким образом, фактические затраты, $E_f = -27,272 - (117,980 \cdot 2/3 - 9,376 \cdot 1/3 - 306,310 \cdot 2 - 843 \cdot 2/3 - 80,065) \cdot 36000 / 34 \cdot 3600 + 2,290 + 27,802 = -533,284 \text{ кДж/с}$.

$$\text{ПЭТ} = -533,284 / (-27,272) = 19,554.$$

Полученная величина ПЭТ свидетельствует о крайне невысоком технологическом уровне рассмотренного способа очистки выбросов, осуществляемом по открытой схеме.

Возможные решения – отказаться от применения суспензии гидроксида железа и провести поиск других технологий; рассмотреть возможности совершенствования данного способа. Последний вариант предпочтительнее, так как позволяет быть предприятию самостоятельным в отношении абсорбента, создает условия для более рационального использования отхода и более экономичной организации процесса очистки выбросов.

Из определения ПЭТ следует, что полезное использование продуктов очистки выбросов приводит к снижению его величины. В связи с этим определим, насколько снизится величина ПЭТ если в схеме очистки предусмотреть выделение сульфида железа и повторное (оборотное) использование воды.

В этом случае имеем (вычитая из фактических затрат энергии образования сульфида железа и воды):

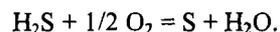
$$\begin{aligned} \text{ПЭТ} &= (-533,284 + 117,98 \cdot 2 \cdot 36000 / 3 \cdot 34 \cdot 3600 + 306,310 \cdot 2 \cdot 36000 / 34 \cdot 3600) / (-27,272) = \\ &= (-533,284 + 23,133 + 180,182) / (-27,272) = 12,099. \end{aligned}$$

Полученная величина ПЭТ меньше первоначальной, но, все-таки, является достаточно высокой: фактические затраты превышают минимально необходимые в 12 раз!

Более технологически эффективным решением является организация процесса очистки выбросов, предусматривающая регенерацию отработанного абсорбента. Поиск способов регенерации гидроксида железа из смеси продуктов, получаемых при абсорбции сероводорода, показал, что предлагаемый способ можно усовершенствовать, включив в него процесс, реализуемый в соответствии с реакцией:



Совместное рассмотрение данной реакции с реакцией, характеризующей процесс очистки, приводит к следующему суммарному уравнению:



Для этой реакции, аналогично вышеприведенному, определяем:

$$E_{\text{мин}} = A_1 + \Delta G_{\text{ф}} + \Delta G_{\text{р}} = -(1,645 + 10,371 + 60,339) = -72,355 \text{ кДж/с};$$

$$E_{\text{ф}} = -(72,355 + 1,645 + 10,371 + 125,358 + 2,290 + 27,802) = -239,821 \text{ кДж/с};$$

$$\text{ПЭТ} = (-239,821) / (-72,355) = 3,314.$$

Система очистки выбросов от сероводорода с величиной ПЭТ=3,314 отвечает требованиям к действующим технологиям в части затрат на сырьевые и энергетические материалы.

Пример 2. Расчёт насадочного абсорбера

Задание: Рассчитать насадочный абсорбер для поглощения сероводорода из газовых выбросов при следующих условиях:

- количество газов, направляемых на очистку (влажного газа) при нормальных условиях $Q_0 = 10000 \text{ м}^3/\text{ч}$;
- состав сухой части газов (в объёмных %): азот – 78,0; кислород – 20,5; углекислый газ – 1,3;
- концентрация сероводорода – 3 г/м³ с.г.;
- температура газов – 303К;
- давление в аппарате – 10⁵ Па;
- эффективность поглощения сероводорода – 87 %;

– улавливание сероводорода осуществляется 2 % -ым водным раствором NaOH.

Общие (подготовительные) расчёты

Для перевода исходных данных к необходимым единицам измерения, проведём некоторые расчёты.

1. По исходным данным концентрация H₂S на входе в абсорбер составляет 3 г/м³ с.г. В мольных долях эта концентрация составит (Приложение 4):

$$y_1 = \frac{\bar{C} \cdot R \cdot T}{P_{\text{общ}} \cdot M_{\text{к}}} = \frac{0,003 \cdot 8314 \cdot 273}{10^5 \cdot 34} = 0,002.$$

2. Плотность сухих газов составит:

$$\rho_{0\text{с}} = \rho_{0\text{N}_2} \cdot y_{\text{N}_2} + \rho_{0\text{O}_2} \cdot y_{\text{O}_2} + \rho_{0\text{CO}_2} \cdot y_{\text{CO}_2} + \rho_{0\text{H}_2\text{S}} \cdot y_{\text{H}_2\text{S}} =$$

$$1,250 \cdot 0,78 + 1,429 \cdot 0,205 + 1,964 \cdot 0,013 + 1,539 \cdot 0,002 = 1,297 \text{ кг/м}^3 \text{ с.г.}$$

3. Влажосодержание газов при t=30⁰С составит $d_{0\text{с}} = 19,0 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3 \text{ с.г.}$ (Приложение 2).

Плотность влажных газов рассчитывается по формуле (2.8):

$$\rho_0 = \frac{1,297 + 0,019}{0,804 + 0,019} \cdot 0,804 = 1,281 \text{ кг/м}^3.$$

4. Плотность газов при рабочих условиях рассчитывается по формуле (2.9):

$$\rho = \frac{1,281 \cdot 10^5 \cdot 273}{101325 \cdot 303} = 1,139 \text{ кг/м}^3.$$

5. Расход сухих газов определяется из выражения (2.10):

$$Q_{0\text{с}} = 10000 / \left(1 + \frac{0,019}{0,804}\right) = 9766 \text{ м}^3 \text{ с.г/ч}.$$

6. Концентрация сероводорода во влажных газах составит:

$$\bar{C}_0 = \frac{\bar{C}_{0\text{с}} \cdot Q_{0\text{с}}}{Q_0} = \frac{0,003 \cdot 9766}{10000} = 0,0029 \text{ кг/м}^3.$$

или в мольных долях эта концентрация составит:

$$y_1 = \frac{0,0029 \cdot 8314 \cdot 273}{10^5 \cdot 34} = 0,0019.$$

7. Расход газов при рабочих условиях определяется по формуле (2.11):

$$Q = 10000 \cdot \frac{303 \cdot 101325}{273 \cdot 10^5} = 11244 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

8. Концентрация сероводорода в газе на выходе из абсорбера при эффективности поглощения равной 87% составит:

$$y_2 = y_1 \cdot (1 - \frac{87}{100}) = 0,0019 \cdot 0,13 = 0,00025.$$

9. Динамическая вязкость газовой смеси определяется следующим образом:

– динамическая вязкость составляющих газовой смеси при $t=0^\circ\text{C}$ (Приложение 3), Па·с:

$$\mu_{\text{O}_2} = 165 \cdot 10^{-7}; \mu_{\text{CO}_2} = 191 \cdot 10^{-7}; \mu_{\text{H}_2\text{S}} = 116 \cdot 10^{-7};$$

– константы Сатерленда (Приложение 3):

$$\text{Sat}_{\text{N}_2} = 104; \text{Sat}_{\text{O}_2} = 133; \text{Sat}_{\text{CO}_2} = 254; \text{Sat}_{\text{H}_2\text{S}} = 331;$$

– динамическая вязкость составляющих газовой смеси при $t=30^\circ\text{C}$, Па·с по формуле (2.12):

$$\mu_{\text{N}_2} = 165 \cdot 10^{-7} \frac{273+104}{303+104} \left(\frac{303}{273}\right)^{1,5} = 179 \cdot 10^{-7};$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{S}} = 116 \cdot 10^{-7} \frac{273+331}{303+331} \left(\frac{303}{273}\right)^{1,5} = 129 \cdot 10^{-7};$$

$$\mu_{\text{O}_2} = 191 \cdot 10^{-7} \frac{273+133}{303+133} \left(\frac{303}{273}\right)^{1,5} = 208 \cdot 10^{-7};$$

$$\mu_{\text{CO}_2} = 137 \cdot 10^{-7} \frac{273+254}{303+254} \left(\frac{303}{273}\right)^{1,5} = 152 \cdot 10^{-7};$$

– молекулярная масса газовой смеси:

$$M_{\text{см}} = M_{\text{N}_2} \cdot y_{\text{N}_2} + M_{\text{O}_2} \cdot y_{\text{O}_2} + M_{\text{CO}_2} \cdot y_{\text{CO}_2} + M_{\text{H}_2\text{S}} \cdot y_{\text{H}_2\text{S}} = \\ = 28 \cdot 0,78 + 32 \cdot 0,205 + 44 \cdot 0,013 + 34 \cdot 0,0019 = 29,04;$$

– динамическая вязкость газовой смеси:

$$\frac{29,04}{\mu_{\text{смГ}}} = \frac{28 \cdot 0,78}{179 \cdot 10^{-7}} + \frac{32 \cdot 0,205}{208 \cdot 10^{-7}} + \frac{44 \cdot 0,013}{152 \cdot 10^{-7}} + \frac{34 \cdot 0,0019}{129 \cdot 10^{-7}} = 1578137;$$

$$\mu_{\text{смГ}} = 0,184 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

10. Коэффициент диффузии H_2S в воздухе при $t=0^\circ\text{C}$

$$D_{\text{O}_2\text{H}_2\text{S}} = 0,127 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с};$$

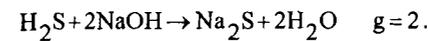
$$\text{при } t=30^\circ\text{C}: D_{\text{H}_2\text{S}} = 0,127 \cdot 10^{-4} \left(\frac{303}{273}\right)^{1,75} = 0,152 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Расход абсорбента

Расход абсорбента можно определить исходя из величин удельного расхода l_0 и расхода очищаемого газа. Удельный расход абсорбента при хемосорбции при противоточном движении фаз определяется по формуле

$$l_0 = \frac{g \cdot (C_{\text{ГН}} - C_{\text{ГК}})}{V_0 - V_{\text{К}}}.$$

Согласно реакции:



Рассчитаем $C_{\text{ГН}}$, $C_{\text{ГК}}$ согласно Приложению 4:

$$C_{\text{ГН}} = \frac{y_1 \cdot P}{R \cdot T} = \frac{0,0019 \cdot 10^5}{8314 \cdot 273} = 0,084 \text{ моль/м}^3;$$

$$C_{\text{ГК}} = \frac{y_2 \cdot P}{R \cdot T} = \frac{0,00025 \cdot 10^5}{8314 \cdot 273} = 0,011 \text{ моль/м}^3.$$

Концентрации V_0 , $V_{\text{К}}$ рассчитываем согласно Приложению 5:

$$V_0 = \frac{X_{\text{Н}} \cdot \rho_{\text{ж}}}{M_{\text{К}}} = \frac{0,02 \cdot 1021}{40} = 0,511 \text{ кмоль/м}^3 = 0,511 \text{ моль/л},$$

где $X_{\text{Н}}$ – начальная мольная доля активного компонента в абсорбенте.

Конечная мольная доля активного компонента в абсорбенте принимается с учётом местных условий:

$$X_{\text{К}} = 0,005;$$

$$V_{\text{К}} = \frac{0,005 \cdot 1021}{40} = 0,128 \text{ кмоль/м}^3 = 0,128 \text{ моль/л};$$

$$l_0 = \frac{2 \cdot (0,084 - 0,011)}{0,511 - 0,128} = 0,38.$$

Данный удельный расход абсорбента не обеспечит условия смачиваемости насадки насадочного абсорбера. Принимаем $l_0=6 \text{ л/м}^3$.

$$\text{Тогда } L = 6 \cdot 11244 = 67,464 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Скорость газа и диаметр абсорбера

В рассматриваемом примере выбираем для насадочного абсорбера насадку из керамических колец Рашига, навалом 50x50x5 мм.

Характеристика насадки следующая (Приложение 6):

- удельная поверхность $a = 90 \text{ м}^{-1}$;
- свободный относительный объём $\epsilon = 0,785$;
- эквивалентный диаметр $d = 0,035 \text{ м}$;
- число штук в $1 \text{ м}^3 - 6000$;
- масса $1 \text{ м}^3 - 530 \text{ кг}$.

Предельную скорость газа, выше которой наступает захлёбывание насадочных абсорберов, определяют по уравнению (3.2):

$$\lg\left(\frac{\omega_3^2 \cdot a}{g \cdot \epsilon^3} \cdot \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \cdot \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu}\right)^{0,16}\right) = b - c \left(\frac{L_{\text{ж}}}{G}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0,125},$$

где $\mu_{\text{ж}}/\mu = 1,3$;

$L_{\text{ж}}$ – массовый расход абсорбента, $L_{\text{ж}} = L \cdot \rho_{\text{ж}} = 67,464 \cdot 1021 = 68881 \text{ кг/ч}$;

G – массовый расход газа, $G = Q \cdot \rho_{\Gamma} = 11244 \cdot 1,139 = 12807 \text{ кг/ч}$;

b, c – коэффициенты, зависящие от типа и размеров насадки; согласно

Приложению 7 $b = -0,073$, $c = 1,75$.

$$\lg\left(\frac{\omega_3^2 \cdot 90}{9,8 \cdot 0,785^3} \cdot \frac{1,139}{1021} \cdot 1,3^{0,16}\right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{68881}{12807}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,139}{1021}\right)^{0,125};$$

$$\lg(\omega_3^2 \cdot 0,022) = -1,065; \quad 2\lg\omega_3 + \lg 0,022 = -1,065;$$

$$2\lg\omega_3 = 0,593; \quad \lg\omega_3 = 0,297; \quad \omega_3 = 1,98 \text{ м/с}.$$

Величину фиктивной скорости газового потока при работе абсорбера в промежуточном режиме принимают: $\omega = (0,45 - 0,85) \cdot \omega_3$;

В турбулентном режиме – $\omega = (0,85 - 0,95) \cdot \omega_3$.

Выбираем промежуточный гидродинамический режим, откуда $\omega = 0,65 \cdot \omega_3 = 1,29 \text{ м/с}$.

$$\text{Находят диаметр абсорбера: } D = \sqrt{\frac{11244}{0,785 \cdot 1,29 \cdot 3600}} = 1,76 \text{ м}.$$

Диаметр абсорбера следует округлить до стандартной величины. Ниже приведены нормальные ряды диаметров колонн (м), принятые в химической промышленности: 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0.

Принимаем стандартный диаметр абсорбера $D = 1,8 \text{ м}$. Площадь сечения $S = 2,54 \text{ м}^2$.

При этом фиктивная скорость газа в абсорбере составит:

$$\omega = \frac{11244}{3600 \cdot 2,54} = 1,23 \text{ м/с}.$$

Плотность орошения

Плотность орошения (скорость жидкости) рассчитывается по формуле

$$U = L/S = \frac{67,464}{2,54} = 26,56 \text{ м/ч} = 0,0073 \text{ м/с}.$$

При недостаточной плотности орошения и неправильной подаче жидкости поверхность насадки может быть смочена не полностью. Но даже часть смоченной поверхности практически не участвует в процессе массопередачи ввиду наличия застойных зон жидкости (особенно в абсорберах с нерегулярной насадкой) или неравномерного распределения газа по сечению абсорбера.

Существует некоторая эффективная минимальная плотность орошения $U_{\text{сс}}$, с помощью которой всю поверхность насадки можно считать смоченной.

Для насадочных абсорберов $U_{\text{сс}} = \gamma \cdot a$, принимаем $\gamma = 0,1$, тогда $U_{\text{сс}} = 0,1 \cdot 90 = 9 \text{ м/ч}$.

Проверяют, будет ли при выбранном расходе поглотительностью жидкости выполняться условие смачиваемости насадки, при котором $U > U_{\text{ссм}}$.

В проектируемом абсорбере плотность орошения U выше $U_{ссл}$, поэтому в данном случае условие смачиваемости выполняется.

Расчёт коэффициента массопередачи

Для колонн с неупорядоченной насадкой коэффициент массоотдачи в газовой фазе $\beta_{г}$ находят согласно формуле (3.3):

$$Re_{г} = \frac{\omega \cdot d_{экв} \cdot \rho}{\epsilon \cdot \mu_{сг}} = \frac{1,23 \cdot 0,035 \cdot 1,139}{0,785 \cdot 0,184 \cdot 10^{-4}} = 3395;$$

$$Pr_{г} = \frac{\mu_{сг}}{\rho \cdot D_{г}} = \frac{0,184 \cdot 10^{-4}}{1,139 \cdot 0,152 \cdot 10^{-4}} = 1,06;$$

$$Nu_{г} = 0,407 \cdot 3395 \cdot 13,06 = 85,2;$$

$$\beta_{г} = \frac{85,2 \cdot 0,152 \cdot 10^{-4}}{0,035} = 0,037 \text{ м/с}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{ж}$ находят из обобщённого уравнения, пригодного как для регулярных, так и для неупорядоченных насадок, согласно формуле (3.4):

$$\beta_{ж} = \frac{Nu_{ж} \cdot D_{ж}}{\delta_{пр}}, \quad D_{ж} = 1,41 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\delta_{пр} = \left[\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 \cdot g} \right]^{0,33} = \left[\frac{(1,3 \cdot 10^{-3})^2}{1021^2 \cdot 9,8} \right]^{0,33} = 6,1 \cdot 10^{-5} \text{ м};$$

$$Re_{ж} = \frac{4 \cdot 0,0073 \cdot 1021}{90 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3}} = 255; \quad Pr_{ж} = \frac{1,3 \cdot 10^{-3}}{1021 \cdot 1,41 \cdot 10^{-9}} = 903;$$

$$Nu_{ж} = 0,0021 \cdot 255^{0,75} \cdot 903^{0,5} = 4,02;$$

$$\beta_{ж} = \frac{4,02 \cdot 1,41 \cdot 10^{-9}}{6,1 \cdot 10^{-5}} = 9,2 \cdot 10^{-5} \text{ м/с},$$

где $D_{ж}$ – коэффициент диффузии сероводорода в поглотительной жидкости;

$\delta_{пр}$ – приведённая толщина стекающей плёнки жидкости, м.

Коэффициент массопередачи K_y в случае хемосорбционного характера протекания абсорбции находят по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений по формуле (3.15).

В данном уравнении m_c – константа фазового распределения; для нашего случая $m_c = 0,44$.

Рассчитывают коэффициент ускорения массоотдачи в жидкой фазе (α) вследствие химической реакции.

В случае реакции 2-го порядка (быстрая реакция), где $z=1$, $n=1$ уравнение (3.16) может быть упрощено. При этом кинетический критерий равен:

$$R = \frac{1}{\beta_{ж}} \sqrt{D_{гж} \cdot k \cdot B_0}.$$

Данный кинетический критерий R представляет собой отношение скорости реакции в плёнке к скорости диффузии загрязняющего вещества через плёнку.

$$k = 18000 \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с}, \quad B_0 = 0,511 \text{ кмоль/м}^3, \quad \beta_{ж} = 9,2 \cdot 10^{-5} \text{ м/с};$$

$$R = \frac{1}{9,2 \cdot 10^{-5}} \sqrt{1,41 \cdot 10^{-9} \cdot 18000 \cdot 0,511} = 39,1;$$

$$M = \frac{B_0 \cdot m_c \cdot D_{в}}{g \cdot C_{г} \cdot D_{гж}} = \frac{0,511 \cdot 0,44 \cdot 1,59 \cdot 10^{-9}}{2 \cdot 0,084 \cdot 10^{-3} \cdot 1,41 \cdot 10^{-9}} = 1509;$$

$$D_{в} = 1,56 \cdot 10^{-9} \cdot \frac{303}{298} = 1,59 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с},$$

где k – константа скорости химической реакции (табл.3.2);

M – диффузионный критерий, представляет собой отношение скоростей диффузии через плёнку активного компонента в жидкости и загрязняющем веществе. Определяется согласно уравнению (3.16);

$D_{в}$ – коэффициент диффузии активного компонента в жидкости.

Для расчёта коэффициента α можно воспользоваться уравнением (3.15).

$$\alpha = \frac{2(M+1)}{1 + \sqrt{1 + 4\left(\frac{M}{R}\right)^2}} = \frac{2(1509+1)}{1 + \sqrt{1 + 4\left(\frac{1509}{39,1}\right)^2}} = 39,1.$$

В итоге получаем:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{0,037} + \frac{0,44}{39,1 \cdot 9,2 \cdot 10^{-5}} = 149,3 ;$$

$$K_y = 0,0067_{\text{м.0}} = 0,603 \text{ с}^{-1} = 2170 \text{ ч}^{-1}.$$

Число единиц переноса в упрощённом варианте :

$$N_{\text{ог}} = -\ln(1 - \eta) = -\ln(1 - 0,87) = 2,04.$$

Объём активной части насадочного аппарата определяется из соотношения (3.1):

$$V = \frac{11244 \cdot 2,04}{2170} = 10,6 \text{ м}^3.$$

Высота активной части насадочного аппарата: $H = \frac{V}{S} = \frac{10,6}{2,54} = 4,17 \text{ м}.$

Принимаем коэффициент запаса 1,3, тогда $H=5,4 \text{ м}.$

Для нормального орошения насадки и предотвращения растекания жидкости к стенкам, необходима укладка насадки слоем, высотой не более 3-х диаметров. Эта высота для проектируемого абсорбера составляет

$$H = 3 \cdot D = 3 \cdot 1,8 = 5,4 \text{ м}.$$

Принимаем один слой насадки высотой 5,4 м.

Гидравлическое сопротивление абсорбера

Ранее было определено:

$$Re_r = 3395, \quad Re_{\text{ж}} = 255, \quad U = 0,0073.$$

По формуле (3.21) коэффициент сопротивления

$$\varepsilon_0 = 16/Re^{0,2} \quad \text{при } Re > 40 \quad \varepsilon_0 = 3,15.$$

Сопротивление сухой насадки:

$$\frac{\Delta P_{\text{сух}}}{H} = \frac{\varepsilon_0 \cdot \omega^2 \cdot \rho \cdot a}{8 \cdot \varepsilon^3} = \frac{3,15 \cdot 1,23^2 \cdot 1,139 \cdot 90}{8 \cdot 0,785^3} = 126 \text{ Па/м}.$$

Для определения $\Delta P_{\text{ор}}$ находим критерий $Fr_{\text{ж}}$:

$$Fr_{\text{ж}} = \frac{U^2 \cdot a}{g} = \frac{0,0073^2 \cdot 90}{9,8} = 0,0005.$$

По уравнению (3.22) имеем:

$$K = 0,12 \cdot 0,0005 \cdot 255^{0,8} (1 + 7,5 \cdot 10^{-5} Re_r) = 7,5 \cdot 10^{-7}.$$

По уравнению (3.23):

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{H} = \Delta P_{\text{сух}} \cdot K \cdot 10^6 = 126 \cdot 7,5 \cdot 10^{-7} \cdot 10^6 = 95,0 \text{ Па/м};$$

$$\Delta P_{\text{ор}} = 95,0 \cdot 5,4 = 513,5 \text{ Па}.$$

Пример 3. Расчёт абсорбера ВН

Задание: Рассчитать абсорбер ВН для очистки газовых выбросов от SO_2 .

Исходные данные:

- расход газов – 35200 м³/ч;
- состав газов в мольных долях: азот – 0,736; кислород – 0,025; диоксид углерода – 0,123; вода – 0,115;
- концентрация диоксида серы (SO_2) – 2,9 г/м³ (0,1 % об);
- температура – 35 °С;
- давление в аппарате – 10⁵ Па;
- ПДВ – 2,84 г/с.

В качестве поглотительного раствора используется 2 %-я суспензия $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

Общие (подготовительные) расчёты

1. Плотность газов при нормальных условиях определяется по формуле (2.8):

$$\rho_0 = (1,250 \cdot 0,736 + 1,429 \cdot 0,025 + 1,963 \cdot 0,123 + 2,93 \cdot 0,001 + 0,804 \cdot 0,115) = 1,291 \text{ г/м}^3.$$

2. Плотность газов при рабочих условиях определяется по формуле (2.9):

$$\rho = 1,291 \cdot \frac{10^5 \cdot 273}{101325 \cdot (273 + 35)} = 1,129 \text{ кг/м}^3.$$

3. Динамическая вязкость газовой смеси, рассчитанная по формулам (2.12-2.14) составляет $\mu_{\Gamma} = 0,165 \cdot 10^{-4}$ Па·с.
4. Исходя из заданной начальной концентрации SO_2 , расхода газов, ПДВ, требуемая степень очистки определяется по формуле

$$\eta = \frac{G_1 - \text{ПДВ}}{G_1} \cdot 100\%,$$

где G_1 – количество SO_2 , содержащегося в газах перед очисткой, г/с.

$$G_1 = \frac{2,9 \cdot 35200}{3600} = 28,4 \text{ г/с},$$

отсюда $\eta = 90\%$.

Скорость газа и диаметр абсорбера

В качестве насадочного материала в абсорбере ВН выбираем шаровую насадку из пористой резины диаметром $d_{\text{ш}} = 0,04$ м, плотностью $\rho_{\text{ш}} = 650$ кг/м³.

Значение линейной (рабочей) скорости газового потока находится в пределах между $\omega_{\text{мин}}$, рассчитываемой по формуле (3.5) и ω_{max} (3.6).

$$\omega_{\text{мин}} = \omega_{\text{крит}} - \omega_{\text{крит}} \cdot U^{0,9} / (37,5 + U^{0,9}).$$

Принимаем плотность орошения абсорбера $U = 40$ м/ч.

Рассчитываем $\omega_{\text{крит}}$ по формулам (3.7):

$$A_{\Gamma} = \frac{0,04^3 \cdot (650 - 1,129) \cdot 1,129 \cdot 9,8}{(0,165 \cdot 10^{-4})^2} = 1,69 \cdot 10^9;$$

$$Re_{\text{кр}} = 1,69 \cdot 10^9 / (1400 + 5,22 \cdot \sqrt{1,69 \cdot 10^9}) = 7825;$$

$$\omega_{\text{крит}} = \frac{Re_{\text{кр}} \cdot \mu_{\Gamma}}{d_{\text{ш}} \cdot \rho} = \frac{7825 \cdot 0,165 \cdot 10^{-4}}{0,04 \cdot 1,129} = 2,86 \text{ м/с};$$

$$\omega_{\text{крит}} = 2,86 - 2,86 \cdot 40^{0,9} / (37,5 + 40^{0,9}) = 1,64 \text{ м/с}.$$

Принимаем рабочую скорость газового потока $\omega = 3$ м/с.

$$\text{Диаметр абсорбера } D = \sqrt{\frac{35200}{3600 \cdot 3 \cdot 0,785}} = 2,0 \text{ м}.$$

$$S = \pi \cdot D^2 / 4 = 3,14 \text{ м}^2.$$

Обоснуем принятую линейную скорость газа; она не должна превышать

$$\omega_{\text{max}} = 2,9 \cdot F_{\text{св}}^{0,4} (U/V_{\Gamma})^{-0,15},$$

где $F_{\text{св}}$ – доля живого сечения решетки, $F_{\text{св}} = 0,4$;

V_{Γ} – удельный объёмный расход газовой фазы, м/ч;

$$V_{\Gamma} = \frac{Q}{S} = \frac{35200}{3,14} = 11210 \text{ м/ч};$$

$$\omega_{\text{max}} = 2,9 \cdot 0,4^{0,4} (40/11210)^{-0,15} = 4,68 \text{ м/с}.$$

Принятая скорость не превышает ω_{max} .

Динамическая высота слоя шаровой насадки рассчитывается по формуле

$$H_{\text{дин}} = 0,172 \cdot \omega^{0,88} \cdot U^{0,23} \cdot H_{\text{ст}}^{0,50} \cdot F_{\text{св}}^{-0,15}.$$

Статическую высоту слоя насадки ($H_{\text{ст}}$) принимаем равной 0,3 м.

$$H_{\text{дин}} = 0,172 \cdot 3^{0,88} \cdot 40^{0,23} \cdot 0,3^{0,50} \cdot 0,4^{-0,15} = 0,67 \text{ м}.$$

Расстояние между ступенями (решетками) принимается равным $H_{\text{дин}}$, рассчитанной при $\omega = \omega_{\text{max}} = 4,86$ м/с.

$$H_{\text{с}} = 0,172 \cdot 4,86^{0,88} \cdot 40^{0,23} \cdot 0,3^{0,50} \cdot 0,4^{-0,15} = 0,99 \text{ м} \approx 1,0 \text{ м}.$$

Коэффициент массопередачи

Объёмный коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_{Γ} находят по уравнению (3.8):

$$\beta_{\Gamma} = 2860 \cdot 0,4^{-0,5} \cdot 3^{1,05} \cdot 40^{0,15} \cdot 0,3^{-0,77} = 62987 \text{ ч}^{-1}.$$

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{\text{ж}}$:

$$\beta_{\text{ж}} = 1,45 \cdot 3^{1,35} \cdot 40^{0,75} \cdot 0,3^{-0,85} \cdot 0,04^{-0,15} = 457 \text{ ч}^{-1}.$$

Для расчёта коэффициента ускорения массоотдачи в жидкой фазе α вследствие химической реакции определяют кинетический критерий R :

$$R = \frac{1}{\beta_{ж}} \sqrt{D_{гж} \cdot k \cdot B_0},$$

где $D_{гж} = 1,48 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$;

$$k = 3,4 \cdot 10^5 \text{ м}^3/\text{кмоль} \cdot \text{с} \text{ (табл. 3.2);}$$

B_0 – концентрация активного компонента в поглотительном растворе, кмоль/м³.

$$B_0 = \frac{0,02 \cdot 1000}{74} = 0,27 \text{ кмоль/м}^3 \text{ (Приложение 5).}$$

Для пересчета коэффициента массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{ж}$ в единицы м/с, определяют поверхность контакта фаз a_S :

$$a_S = a_{S0} \cdot \left(\frac{1,685 \cdot 10^5 \cdot F_{CB} \cdot 1,1}{a_{S0} \cdot 1,55 \cdot \omega \cdot 0,29} \right)^{H_{ст}},$$

$$a_{S0} = 1,6 \cdot U^{0,44} \cdot \omega_0^{0,92},$$

где ω_0 – скорость газа в отверстиях опорной решетки, м/с.

$$\omega_0 = \frac{Q}{3600 \cdot F_{жив.сеч}} = \frac{35200}{3600 \cdot 1,26} = 7,76 \text{ м/с.}$$

$$F_{жив.сеч} = 3,14 \cdot 0,4 = 1,26 \text{ м}^2.$$

$$a_{S0} = 1,6 \cdot 40^{0,44} \cdot 7,76^{0,92} = 53,43.$$

$$a_S = 53,43 \cdot \left(\frac{1,685 \cdot 10^5 \cdot 0,4 \cdot 1,1}{53,43 \cdot 1,55 \cdot 0,29} \right)^{0,3} = 207,6 \text{ м}^{-1}.$$

В итоге:

$$R = \frac{1}{6,1 \cdot 10^{-4}} \sqrt{1,47 \cdot 10^{-9} \cdot 3,4 \cdot 10^5 \cdot 0,27} = 19,0.$$

Диффузионный коэффициент рассчитывают по уравнению (3.16):

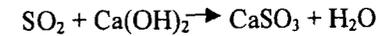
$$M = \frac{B_0 \cdot m_c \cdot D_B}{q \cdot C_{г} \cdot D_{гж}},$$

где $m_c = 0,008$ (табл. 3.3);

$$D_B = 1,59 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$C_{г} = \frac{2,9 \cdot 10^{-3}}{64} = 0,045 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/м}^3;$$

q – стехиометрический коэффициент, равный 1 для реакции



$$\text{Отсюда } M = \frac{0,27 \cdot 0,008 \cdot 1,59 \cdot 10^{-9}}{1 \cdot 0,045 \cdot 1,47 \cdot 10^{-9}} = 76,32.$$

Согласно формуле (3.15):

$$\alpha = \frac{2 \cdot (M+1)}{1 + \sqrt{1 + 4 \cdot \left(\frac{M}{R}\right)^2}} = \frac{2 \cdot (76,32+1)}{1 + \sqrt{1 + 4 \cdot \left(\frac{76,32}{19,0}\right)^2}} \approx 17,0.$$

Коэффициент массопередачи определяют по формуле (3.15):

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{62987} + \frac{0,008}{17 \cdot 457} = 0,000017$$

$$K_y = 58824 \text{ ч}^{-1}.$$

Число единиц переноса:

$$N_{ог} = -\ln(1 - \eta) = -\ln(1 - 0,9) = 2,3.$$

Объем активной части абсорбера VH определяется из соотношения (3.1):

$$V = \frac{35200 \cdot 2,3}{58824} = 1,38 \text{ м}^3.$$

$$\text{Высота активной части: } H = \frac{1,38}{3,14} = 0,44 \text{ м.}$$

В результате высота активной части абсорбера VH , рассчитанная через коэффициент массопередачи, получилась меньше $H_{дин}$, рассчитанной по эмпирической формуле. Это объясняется тем, что в последнем варианте расчета высота рассчитывалась с учетом коэффициента ускорения массоотдачи в жидкой фазе вследствие химической реакции.

Принимаем коэффициент запаса 1,5, тогда $H' = 0,44 \cdot 1,5 = 0,66 \text{ м}$.

Для данного абсорбера принимаем одну решетку, расстояние между нижней и ограничительной решетками – 1 м.

Гидравлическое сопротивление абсорбера

Сопротивление сухой тарелки (решетки) рассчитывают по формуле

$$\Delta P_0 = \zeta \cdot \frac{\rho_{\Gamma} \cdot \omega_0^2}{2} = \frac{1,8 \cdot 1,129 \cdot 7,76^2}{2} = 61,2 \text{ Па},$$

где ζ - коэффициент сопротивления, равный 1,8.

Сопротивление сухого абсорбера рассчитывают по формуле (3.25):

$$\Delta P_{\text{сух}} = 61,2 + 9,8 \cdot 0,3 \cdot 650 \cdot (1 - 0,4) = 1207,8 \text{ Па}.$$

Принимаем порозность неподвижного слоя сухой насадки для шаров $\varepsilon = 0,4$.

Гидравлическое сопротивление орошаемого абсорбера рассчитывают по формуле (3.24):

$$\Delta P_{\text{ор}} = 1207,8 + 32,1 \cdot 0,4^{1,03} \cdot 0,3^{0,6} \cdot 40^{0,56} \cdot 3^{0,82} = 1992 \text{ Па}.$$

$$\Delta P_{\text{общ}} = n \cdot \Delta P_{\text{ор}} = 1992 \text{ Па} \quad (n = 1).$$

Пример 4. Определить критическую концентрацию $[\text{OH}^-]$ для процесса поглощения SO_2 водным раствором $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в насадочном абсорбере при следующих параметрах: $v_{\Gamma} = 0,01$ м/с, $v_{\text{ж}} = 0,0001$ м/с, общее давление - 100000 Па = 1 кгс/см², мольная доля SO_2 в газе 0,02, что соответствует $A_{\Gamma} = 0,00079$ кмоль/м³, температура 35 °С, $z = 2$, $D_{\Gamma}/D_{\text{в}} = 1$.

Критическую концентрацию хемосорбента определим по уравнению (3.17).

$$v_{\text{жкрит}} = 2 \cdot 0,00079 \cdot 0,01 / 0,0001 = 0,158 \text{ кг-ион/м}^3.$$

При $v_{\text{ж}} \geq v_{\text{жкрит}}$ сопротивление полностью сосредоточено в газовой фазе. При $v_{\text{ж}} < v_{\text{жкрит}}$ величина α может быть заметно больше единицы. Так, при $v_{\text{ж}} = 0,1$ кг-ион/м³, $m = 0,1$ м³ раствора/м³ газа

$$\alpha = 1 + 0,1 / (2 \cdot 0,00079) = 7,3.$$

Пример 5. Расчёт адсорбционной установки

Задание: Рассчитать адсорбционную установку периодического действия с неподвижным слоем адсорбента для улавливания паров толуола из воздуха при следующих условиях:

- расход паровоздушной смеси $Q = 30000$ м³/ч;

- начальная концентрация толуола - 0,6 г/м³;
- температура ПГС - 293 К;
- давление в аппарате - 10⁵ Па;
- эффективность очистки - 90 %.

В качестве адсорбента выбираем активный уголь марки AP-A (см. Приложение 8) со следующей характеристикой: уголь гранулированный; диаметр гранул $d = 3$ мм, средняя длина $l = 5$ мм, насыпная плотность $\rho_n = 550$ кг/м³, радиус пор адсорбента $r_n = 30 \cdot 10^{-10}$ м. Тип аппарата - кольцевой адсорбер.

Размеры адсорбера

Принимают линейную скорость ПГС в свободном сечении $\omega = 0,3$ м/с, тогда общая активная поверхность адсорбера определяется:

$$F = Q / \omega = \frac{30000}{3600 \cdot 0,3} = 27,8 \text{ м}^2.$$

Рассчитывают внутренний диаметр адсорбера, принимая $\omega_{\text{вн}} = 4,15$ м/с:

$$F_{\text{вн}} = Q / \omega_{\text{вн}} = \frac{30000}{3600 \cdot 4,15} = 2 \text{ м}^2;$$

$$D_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{F_{\text{вн}}}{0,785}} = 1,6 \text{ м}.$$

При высоте слоя адсорбента $h = 0,5$ м, наружный диаметр сечения адсорбера: $D_{\text{д}} = 2h + D_{\text{вн}} = 2,6$ м.

Для кольцевого адсорбера высота пространства, в которое загружается адсорбент, определяется из формулы (3.26):

$$H = \frac{2F}{\pi \cdot (D_{\text{д}} + D_{\text{вн}})} = \frac{2 \cdot 2,78}{3,14 \cdot (1,6 + 2,6)} = 4,2 \text{ м}.$$

Построение изотермы адсорбции паров толуола на активном угле AP-A при 20 °С

Изотерму адсорбции паров толуола строят по изотерме адсорбции паров бензола на том же угле при температуре адсорбции. Используя известные

равновесные значения a_0 и c_0 для бензола, рассчитывают соответствующие значения a_0^* и c_0^* для толуола по формулам:

$$a_0^* = a_0 / \beta_a,$$

где $\beta_a = 1,25$ (см. Приложение 8);

$$\lg c_0^* = \lg C_{0H}^* - \beta_a \frac{T}{T^*} \cdot \lg \frac{C_{0H}}{c_0},$$

где C_{0H}^* , C_{0H} – концентрации толуола и бензола, соответствующие состоянию насыщения.

Давление насыщенного пара толуола и бензола берется из справочной литературы, либо рассчитывается по уравнению Антуана (мм рт. ст.):

$$\lg p_H = A - B/(C + t).$$

Значения эмпирических коэффициентов А, В, С для чистых веществ приведены в Приложении 3. Для толуола $p_{0H}^* = 22,3$ мм рт.ст. = 2973 Па

$$C_{0H}^* = \frac{P_{0H}^* \cdot M_k}{R \cdot T} = \frac{2973 \cdot 92}{8314 \cdot 293} = 0,112 \text{ кг/м}^3.$$

$$\text{Для бензола } p_{0H} = 75 \text{ мм рт.ст.}; C_{0H} = \frac{75 \cdot 133,3 \cdot 78}{8314 \cdot 293} = 0,32 \text{ кг/м}^3.$$

Результаты расчетов для построения изотермы адсорбции приведены в таблице.

По данным таблицы 4.1 строят изотерму адсорбции паров толуола на угле AP-A при 20°C (рис.4.1).

Таблица.4.1 Данные для построения изотермы адсорбции

Координаты точек, взятых на изотерме адсорбции паров бензола		Координаты точек, рассчитанных для построения изотермы адсорбции паров толуола	
a_0 , кг/м ³	$c_0 \cdot 10^3$, кг/м ³	a_0^* , кг/м ³	$c_0^* \cdot 10^3$, кг/м ³
109,0	0,854	87,2	0,07
134,2	2,560	107,4	0,27
139,8	5,125	111,8	0,65
143,0	9,390	114,4	1,34
147,3	17,060	117,8	2,87

Окончание табл. 4.1

109,0	0,854	87,2	0,07
134,2	2,560	107,4	0,27
139,8	5,125	111,8	0,65
143,0	9,390	114,4	1,34
147,3	17,060	117,8	2,87

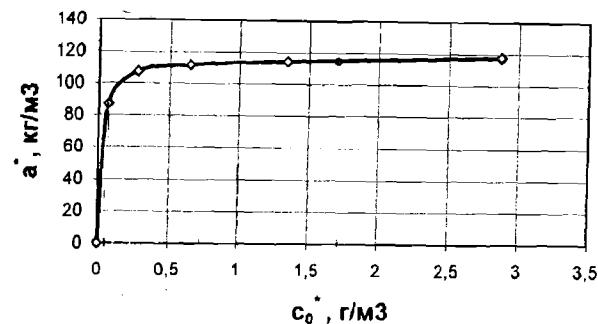


Рис. 4.1. Изотерма адсорбции паров толуола при 20°C при начальной концентрации толуола $c_0 = 0,6$ г/м³, $a_0 = 110$ кг/м³.

Коэффициент массопередачи

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе определяют по уравнению (3.30):

$$\beta_r = 0,355(\omega/\varepsilon) \cdot Re^{-0,36} \cdot Pr^{-0,67}.$$

При расчетах свойства ПГС, представляющей вентиляционные выбросы, принимают значения плотности и вязкости по воздуху при 20°C: $\rho_r = 1,21$ кг/м³, $\mu_r = 0,018 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Рассчитывают эквивалентный диаметр гранулы адсорбента:

$$d_3 = 0,6 \cdot \left(\frac{d \cdot l}{2 + l} \right) = 0,6 \left(\frac{3,0 \cdot 5,0}{1,5 + 5} \right) = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Коэффициент диффузии толуола в газовой фазе при 0°C, 0,1 МПа

$$D_0 = 0,071 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

При условиях адсорбции:

$$D_r = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,75} = 0,071 \cdot 10^{-4} \left(\frac{293}{273} \right)^{1,75} = 0,08 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

$$\text{Рассчитывают } Re = \frac{\omega \cdot d_3 \cdot \rho_r}{\mu_r} = \frac{0,3 \cdot 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 1,21}{0,018 \cdot 10^{-3}} = 28,2.$$

$$Pr = \frac{\mu_r}{\rho_r \cdot D_r} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,21 \cdot 0,08 \cdot 10^{-4}} = 1,86.$$

Приняв порозность слоя адсорбента $\epsilon = 0,375$, рассчитывают:

$$\beta_r = 0,355 \cdot (0,3/0,375) \cdot 28,2^{-0,36} \cdot 1,86^{-0,67} = 0,056 \text{ м/с}.$$

Коэффициент массоотдачи в порах рассчитывают по уравнению (3.31):

$$\beta_n = \frac{10 \cdot D_n}{d},$$

где D_n – коэффициент диффузии толуола в порах, определяется по формуле (3.32):

$$D_n = \frac{0,625 \cdot 0,08 \cdot 10^{-4}}{2} \cdot \left\langle 1 - \exp \left[- \left(\frac{4 \cdot 30 \cdot 10^{-10}}{3 \cdot 0,08 \cdot 10^{-4}} \right) \cdot \sqrt{\frac{8 \cdot 8314 \cdot 293}{92}} \right] \right\rangle = 5,13 \cdot 10^{-7}$$

$\text{м}^2/\text{с},$

$$\text{тогда } \beta_n = \frac{10 \cdot 5,13 \cdot 10^{-7}}{3 \cdot 10^{-3}} = 1,7 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

Коэффициент массопередачи определяют по формуле (3.29):

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\beta_r} + \frac{1}{\beta_n} = \frac{1}{0,056} + \frac{1}{1,7 \cdot 10^{-3}} = 766;$$

$$K = 1,3 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}.$$

Рассчитывают значение удельной поверхности адсорбента:

$$S_{уд} = \frac{6 \cdot (1 - \epsilon)}{3,14 \cdot d_y} = \frac{6 \cdot (1 - 0,375)}{3,14 \cdot 1,4 \cdot 10^{-3}} = 853 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Переводят размерность коэффициента массопередачи из м/с в с⁻¹:

$$K = 1,3 \cdot 10^{-3} \cdot 853 = 1,11 \text{ с}^{-1}.$$

Определение продолжительности стадии адсорбции

Для выпуклого участка изотермы 1-го типа продолжительность адсорбции до появления в очищенных выбросах просоковой концентрации определяют по формуле (3.28):

$$\tau_{пр} = \frac{a_0}{\omega \cdot c_0} \cdot \left\langle h - \frac{\omega}{K} \cdot \left[\frac{1}{p} \cdot \ln \left(\frac{c_0}{c_{пр}} - 1 \right) + \ln \frac{c_0}{c_{пр}} - 1 \right] \right\rangle,$$

$$\text{где } p = \frac{c_0}{y}.$$

По изотерме адсорбции находят величину y ; $y = 0,04 \text{ г/м}^3$, тогда $p = 0,6/0,04 = 15$.

$$\tau_{пр} = \frac{110 \cdot 10^3}{0,3 \cdot 0,6} \cdot \left\langle 0,5 - \frac{0,3}{1,11} \cdot \left[\frac{1}{15} \cdot \ln \left(\frac{0,6}{0,06} - 1 \right) + \ln \frac{0,6}{0,06} - 1 \right] \right\rangle = 66240 \text{ с} = 18,4 \text{ часа}.$$

Продолжительность десорбции острым паром определяют по формуле (3.34):

$$\tau_d = \left[(12,47 \cdot \omega_n - 0,561 \cdot \omega_n^2 - 9,58) / (1 - \epsilon) \cdot \rho_n \right]^{-1} \cdot \ln \frac{a_0}{a_{ост}}.$$

Принимаем скорость пара $\omega_n = 0,05 \text{ м/с} = 3 \text{ м/мин}$.

$$\text{В итоге: } \tau_d = \left[(12,47 \cdot 3 - 0,561 \cdot 3^2 - 9,58) / (1 - 0,375) \cdot 550 \right]^{-1} \cdot \ln \frac{110}{11} \approx 35 \text{ мин}.$$

Время разогрева адсорбента с высотой слоя 0,5 м составляет 14% от времени десорбции; общее время проведения стадии десорбции составит – 39,9 мин.

Расход десорбента:

$$Q_d = \omega_n \cdot F = 0,05 \cdot 27,8 = 1,39 \text{ м}^3/\text{с} = 5004 \text{ м}^3/\text{ч пара}.$$

Гидравлическое сопротивление адсорбера определяется по формуле (3.39):

$$\Delta P = \frac{2h \cdot G^2 (1-\epsilon)^3}{g \cdot d_3 \cdot \rho_r} \left[\frac{1900 \mu_r}{d_3 G_r (1-\epsilon)} + 52 \right]$$

$$\text{где } G = \frac{30000 \cdot 1,21}{3600 \cdot 27,8} = 0,363 \frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2}$$

Подставив в формулу все необходимые значения, получают:

$$\Delta P = \frac{2 \cdot 0,5 \cdot 0,363^2 \cdot 0,625^3}{9,8 \cdot 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 1,21} \left[\frac{1900 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}}{1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 0,363 \cdot 0,625} + 52 \right] = 310 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2} \cdot 9,8 =$$

$$\approx 3030 \frac{\text{Н}}{\text{м}^2}$$

Приложения

Приложение 1

Свойства газов

Газ	Плотность при 0°C и 0,101 МН/м ² , кг/м ³	Молекулярная масса М, кг/кмоль	Молекулярный объем	Газовая постоянная Р, Дж/кг·град	Теплоемкость при 20°C и 0,101 МН/м ² Ср, кДж/кг·град
Азот	1,250	28,02	0,0312	297	1,04
Аммиак	0,771	17,05	0,0258	488	2,240
Воздух	1,293	28,98	0,0299	288	1,010
Водяной пар	0,804	18,02	0,0189	430	2,010
Двуокись азота	2,055	46,01	0,0317	180	0,802
Двуокись серы	2,927	64,07	0,0448	130	0,631
Двуокись углерода	1,963	44,01	0,0340	189	0,896
Кислород	1,429	32,00	0,0256	260	0,911
Метан	0,717	16,04	0,0296	519	2,220
Окись углерода	1,250	28,01	0,0307	297	1,050
Сероводород	1,539	34,08	0,0330	244	1,060
Хлор	3,217	70,91	0,0484	117	0,482
Хлористый водород	1,639	36,47	0,0283	228	0,778
Фтористый водород	0,893	20,01	0,0124	413	1,422
Диметилсульфид	2,765	62,09	0,0770	134	-
Метилмеркаптан	2,139	48,08	0,0510	173	-

Давление водяных паров и влагосодержание при насыщении и давлении смеси 101,325 кПа (760 мм рт. ст.)

Температура, °С	Парциальное давление водяных паров		Влагосодержание, кг/м ³ · 10 ⁻³		
	кПа	мм рт. ст.	влажных га- зов при ра- бочих усло- виях	сухих га- зов при нор- маль- ных ус- ловиях	влажных га- зов при нор- мальных ус- ловиях
1	2	3	4	5	6
0	0,61	4,58	4,84	4,8	4,8
5	0,865	6,5	6,8	7,0	6,9
6	0,93	7,0	7,3	7,5	7,4
7	0,997	7,5	7,3	8,1	8,0
8	1,06	8,0	8,3	8,6	8,5
9	1,14	8,6	8,8	9,2	9,1
10	1,22	9,2	9,4	9,8	9,7
11	1,30	9,8	10,0	10,5	10,4
12	1,39	10,5	10,7	11,3	11,2
13	1,49	11,2	11,4	12,1	11,9
14	1,59	12,0	12,1	12,9	12,7
15	1,70	12,8	12,8	13,7	13,5
16	1,80	13,6	13,6	14,7	14,4
17	1,92	14,5	14,5	15,7	15,4
18	2,06	15,5	15,4	16,7	16,4
19	2,20	16,5	16,3	17,9	17,5
20	2,33	17,5	17,3	18,9	18,5
21	2,48	18,7	18,3	20,3	19,8
22	2,64	19,8	19,4	21,5	20,9
23	2,80	21,1	20,6	22,9	22,3
24	2,98	22,4	21,8	24,4	23,1
25	3,16	23,8	23,0	26,0	25,2
26	3,35	25,2	24,4	27,5	26,6
27	3,55	26,7	25,8	29,3	28,2
28	3,76	28,3	27,2	31,1	29,9
29	3,99	30,0	28,7	33,0	31,7
30	4,23	31,8	30,4	35,1	33,6
31	4,48	33,7	32,0	37,3	36,6
32	4,74	35,7	33,9	39,6	37,7
33	5,02	37,7	35,6	41,9	39,9
34	5,31	39,9	37,5	44,5	42,2
35	5,62	42,2	39,6	47,3	44,6

Температура, °С	Парциальное давление водяных паров		Влагосодержание, кг/м ³ · 10 ⁻³		
	мПа	мм рт. ст.	влажных га- зов при ра- бочих усло- виях	сухих га- зов при нор- маль- ных ус- ловиях	влажных га- зов при нор- мальных ус- ловиях
36	5,93	44,6	40,5	50,1	47,1
37	6,26	47,1	43,9	53,1	49,8
38	6,60	49,7	48,2	56,3	52,6
39	6,96	52,4	48,5	58,5	55,4
40	7,35	55,3	51,1	63,1	58,5
42	8,20	61,5	56,5	70,8	65,0
44	9,10	68,3	52,3	79,3	72,2
46	10,10	75,7	68,6	89,0	80,2
48	11,10	83,7	75,8	99,5	88,6
50	12,30	92,6	83,0	111,4	97,9
52	13,60	102,1	90,9	125,0	108,0
54	15,0	112,5	99,5	139,0	119,0
56	16,4	123,8	108,0	156,0	131,0
58	18,1	136,1	119,0	175,0	144,0
60	19,9	149,0	130,0	196,0	158,0
61	20,8	156,4	136,0	209,0	166,0
62	21,8	163,8	142,0	222,0	174,0
63	22,8	171,4	148,0	235,0	182,0
64	23,9	179,3	154,0	249,0	190,0
65	24,9	187,5	161,5	265,0	199,0
66	26,1	196,1	168,0	281,0	208,0
67	27,2	205,0	175,0	299,0	218,0
68	28,6	214,2	182,0	318,0	228,0
69	29,8	223,7	190,0	338,0	238,0
70	31,0	233,7	197,9	361,0	249,0
72	33,9	254,4	219,0	409,0	271,0
74	36,8	277,2	232,0	466,0	296,0
76	40,1	301,4	251,0	534,0	321,0
78	43,6	327,3	271,0	617,0	349,0
80	47,3	355,1	293,0	716,0	379,0
85	57,6	433,6	358,0	1092,0	463,0
90	70,0	525,8	423,0	1877,0	563,0
95	85,0	633,9	504,0	4381,0	679,0
100	101,0	760,0	597,0		816,0

Физико-химические свойства некоторых веществ

Вещество	Формула	Молек. масса	Температура кипения T_k, K	Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^{-7}, Pa \cdot c; O^\circ C$ $p=101,3kPa$	Const Сатер-Ленда Sat	Константы уравнения-Ангуана			Интервал температур в уравнении Ангуана
						A	B	C	
Азот	N_2	28,01	77,35	165	104	4,428	52,7	230	–
Азота диоксид	NO_2	46,01	294,3	111	433	8,9170	1798,5	270	230-280
Азота оксид	NO	30,01	121,4	183	178	8,7429	682,93	268	95
Альдегид уксусный	C_2H_4O	44,05	293,4	86,9	431	7,0161	1034,5	230	–
Аммиак	NH_3	17,03	239,9	93	503	5,007	1198	273	–
Ацетон	C_3H_6O	58,08	329,7	66	542	7,2506	1281,7	237	258
Бензин (галоша)	Смесь	101	470,4	60,6	573	7,9245	2372	273	–
Бензол	C_6H_6	78,12	353,3	70	380	6,984	1252,8	225	–
Бутанол	$C_4H_{10}O$	74,12	390,7	51900	574	9,5973	2664,7	280	274
Н-бутилацетат	$C_6H_{12}O_2$	116,16	399,2	66,4	575	7,006	1340,7	199	273
винилацетат	$C_4H_8O_2$	86,09	345,7	68,4	508	8,091	1797,4	273	–
вода	H_2O	18,01	373,2	82	673	7,9608	1678	230	–
керосин	смесь	–	568,7	52,5	650	6,0000	1223,9	203	–
кислород	O_2	31,99	90,15	191	133	6,6913	319,01	267	63
Кислота уксусная	$C_2H_4O_2$	60,05	391,1	72	575	7,557	1642,5	273	273
Кислота хлороводородная	HCl	36,46	358,3	137	356	8,443	1023,1	273	–
М-ксилол	C_8H_{10}	106,17	412,3	8000	606	7,0085	1461,9	215	251
Метанол	CH_4O	32,04	337,9	87	487	8,349	1835	273	263
Пропанол	C_3H_8O	60,09	370,4	68	518	9,518	2469,1	273	273

Окончание приложения 3

Вещество	Формула	Молек. масса	Температура кипения T_k, K	Динамическая вязкость $\mu \cdot 10^{-7}, Pa \cdot c$ при $O^\circ C$ и $p=101,3kPa$	Const Сатер-Ленда Sat	Const определение парциального давления паров жидкости (Const Ангуана)			Интервал температур в уравнении Ангуана
						Const A	Const B	Const C	
Сероводород	H_2S	34,08	263,0	116	331	8,50	1175,3	273	–
Серы диоксид	SO_2	64,06	263	117	396	4,898	1227	273	–
Стирол	C_8H_8	104,15	418,4	61,7	614	7,267	1604,6	222	266
Толуол	C_7H_8	92,14	383,8	76,5	518	6,9530	1343,9	219	303
Уайт-спирит	–	147,3	413,2	47,9	622	8,0113	2218,3	273	–
Углерода диоксид	CO_2	44,01	194,9	137	254	9,9082	1367,3	273	–
Углерода оксид	CO	28,01	81,55	166	101	3,98	3241	273	–
Фенол	C_6H_6O	94,11	455	61,4	554	11,563	3586,3	273	–
Формальдегид	CH_2O	30,03	254	89,7	373	6,9050	847,1	230	254
Хлор	Cl_2	70,91	239,4	123	351	9,950	1530	273	–
Этанол	C_2H_6O	46,07	351,6	78,5	407	9,274	2239	273	–
Этилацетат	$C_4H_8O_2$	88,11	350,3	69	514	7,306	1357,7	230	230

Величины	c	\bar{c}	y	\bar{y}	p	Y	\bar{Y}
C	—	$\frac{\bar{C}}{M_k}$	$\frac{Py}{RT}$	$\frac{P}{RT} \cdot \frac{M_r \bar{y}}{M_k}$	$\frac{p}{RT}$	$\frac{P}{RT} \cdot \frac{Y}{1 + \sum Y}$	$\frac{P}{RT} \times$ $\times \frac{M_r \bar{Y}}{M_k (1 + \sum \bar{Y})}$
\bar{C}	$M_k C$	—	$\frac{PM_k y}{RT}$	$\frac{P}{RT} M_r \bar{y}$	$\frac{M_k p}{RT}$	$\frac{P}{RT} \cdot \frac{M_k Y}{1 + \sum Y}$	$\frac{P}{RT} \cdot \frac{M_r \bar{Y}}{1 + \sum \bar{Y}}$
y	$\frac{CRT}{P}$	$\frac{\bar{C} RT}{PM_k}$	—	$\frac{M_r \bar{y}}{M_k}$	$\frac{p}{P}$	$\frac{Y}{1 + \sum Y}$	$\frac{M_r \bar{Y}}{M_k (1 + \sum \bar{Y})}$
\bar{y}	$\frac{RT M_k C}{PM_r}$	$\frac{\bar{C} RT}{PM_r}$	$\frac{M_k y}{M_r}$	—	$\frac{M_k p}{M_r P}$	$\frac{M_k Y}{M_{or} + \sum M_k Y}$	$\frac{\bar{Y}}{1 + \sum \bar{Y}}$
p	CRT	$\frac{\bar{C} RT}{M_k}$	Py	$\frac{M_r P \bar{y}}{M_k}$	—	$\frac{PY}{1 + \sum Y}$	$\frac{PM_r \bar{Y}}{M_k (1 + \sum \bar{Y})}$
Y	$\frac{C}{\frac{P}{RT} - \sum C}$	$\frac{\bar{C}}{\frac{P}{RT} M_k - \sum \bar{C}}$	$\frac{y}{1 - \sum y}$	$\frac{M_{or}}{M_r} \times$ $\times \frac{\bar{y}}{1 - \sum \bar{y}}$	$\frac{p}{P - \sum p}$	—	$\frac{M_{or} \bar{Y}}{M_k}$
\bar{Y}	$\frac{C}{\frac{P}{RT} \cdot \frac{M_r}{M_k} - \sum C}$	$\frac{\bar{C}}{\frac{P}{RT} M_r - \sum \bar{C}}$	$\frac{M_k}{M_{or}} \times$ $\times \frac{y}{1 - \sum y}$	$\frac{\bar{y}}{1 - \sum \bar{y}}$	$\frac{M_k}{M_{or}} \times$ $\times \frac{p}{P - \sum p}$	$\frac{M_k}{M_{or}} Y$	—

Величины	c	\bar{c}	x	\bar{x}	X	\bar{X}
C	—	$\frac{\bar{C}}{M_k}$	$\frac{\rho_{жx}}{M_{ж}}$	$\frac{\rho_{ж\bar{x}}}{M_k}$	$\frac{\rho_{ж}}{M_{ж}} \cdot \frac{X}{1 + \sum X}$	$\frac{\rho_{ж}}{M_k} \cdot \frac{\bar{X}}{1 + \sum \bar{X}}$
\bar{C}	$M_k C$	—	$\frac{\rho_{ж} M_k x}{M_{ж}}$	$\rho_{ж\bar{x}}$	$\frac{\rho_{ж}}{M_{ж}} \cdot \frac{M_k X}{1 + \sum X}$	$\frac{\rho_{ж\bar{x}}}{1 + \sum \bar{X}}$
x	$\frac{M_{ж} C}{\rho_{ж}}$	$\frac{M_{ж} \bar{C}}{\rho_{ж} M_k}$	—	$\frac{M_{ж\bar{x}}}{M_k}$	$\frac{X}{1 + \sum X}$	$\frac{M_{ж\bar{x}}}{M_k (1 + \sum \bar{X})}$
\bar{x}	$\frac{M_k C}{\rho_{ж}}$	$\frac{\bar{C}}{\rho_{ж}}$	$\frac{M_k x}{M_{ж}}$	—	$\frac{M_k X}{M_{ж} (1 + \sum X)}$	$\frac{\bar{X}}{1 + \sum \bar{X}}$
X	$\frac{M_{ож} C}{\rho_{ж} - \sum M_k C}$	$\frac{M_{ож} \bar{C}}{M_k (\rho_{ж} - \sum \bar{C})}$	$\frac{x}{1 - \sum x}$	$\frac{M_{ож}}{M_k} \times$ $\times \frac{\bar{x}}{1 - \sum \bar{x}}$	—	$\frac{M_{ож}}{M_k} \bar{X}$
\bar{X}	$\frac{M_k C}{\rho_{ж} - \sum M_k C}$	$\frac{\bar{C}}{\rho_{ж} - \sum \bar{C}}$	$\frac{M_k}{M_{ож}} \times$ $\times \frac{x}{1 - \sum x}$	$\frac{\bar{x}}{1 - \sum \bar{x}}$	$\frac{M_k}{M_{ож}} X$	—

Характеристика насадок

Насадки	Удельная поверхность, м ⁻¹	Свободный объем	Эквивалентный диаметр, м	Число штук в 1 м ³
Регулярные насадки				
Деревянная хордовая (10×100 мм), шаг в свету				
10 мм	100	0,55	0,022	—
20 мм	65	0,68	0,042	—
30 мм	48	0,77	0,064	—
Керамические кольца Рашига				
50×50×5 мм	110	0,735	0,027	8 500
80×80×8 мм	80	0,72	0,036	2 200
100×100×10 мм	60	0,72	0,048	1 050
Беспорядочно засыпанные насадки				
Керамические кольца Рашига				
10×10×1,5 мм	440	0,7	0,006	700 000
15×15×2 мм	330	0,7	0,009	220 000
25×25×3 мм	200	0,74	0,015	50 000
35×35×4 мм	140	0,78	0,022	18 000
50×50×5 мм	90	0,785	0,035	6 000
Стальные кольца Рашига				
10×10×0,5 мм	500	0,88	0,007	770 000
15×15×0,5 мм	350	0,92	0,012	240 000
25×25×0,8 мм	220	0,92	0,017	55 000
50×50×1 мм	110	0,95	0,035	7 000
Керамические кольца Палля				
25×25×3 мм	220	0,74	0,014	46 000
35×35×4 мм	165	0,76	0,018	18 500
50×50×5 мм	120	0,78	0,026	5 800
60×60×6 мм	96	0,79	0,033	3 350
Стальные кольца Палля				
15×15×0,4 мм	380	0,9	0,01	230 000
25×25×0,6 мм	235	0,9	0,015	52 000
35×35×0,8 мм	170	0,9	0,021	18 200
50×50×1 мм	108	0,9	0,033	6 400
Керамические седла Берля				
12,5 мм	460	0,68	0,006	570 000
25 мм	260	0,69	0,011	78 000
38 мм	165	0,7	0,017	30 500
Керамические седла «Инталокс»				
12,5 мм	625	0,78	0,005	730 000
19 мм	335	0,77	0,009	229 000
25 мм	255	0,775	0,012	84 000
38 мм	195	0,81	0,017	25 000
50 мм	118	0,79	0,027	9 350

Значения коэффициентов b и c в зависимости от типа и размеров насадочного тела

Тип насадки	b	c
Грубчатая	$0,47+1,51g(d,0,025)$	1,75
Плоскопараллельная хордовая	0	1,75
Пакетная	0,062	1,55
Кольца Рашига внавал	-0,073	1,75
Кольца Палля	-0,49	1,04
Седла размером 25мм	-0,33	1,04
Седла размером 50мм	-0,58	1,04

Характеристика промышленных сорбентов

Марка угля	Объем, см ³ /г				Константы уравнения Дубинина			Область применения	Прочность	Насыпная плотность, кг/м ³
	пор суммарный	микропор	мезопор	макропор	W _{O₂} , см ³ /г	V ₁ ·10 ⁶ , К ⁻²	V ₆ ·10 ⁶ , К ⁻²			
БАУ	1,50	0,25-0,39	0,080	1,19-1,21	0,22-0,26	0,55-0,7	-	Адсорбция из растворов	-	240
АР-А	0,83	0,384	0,064	0,382	0,253	1,2	4,4	Рекуперация паров растворителей с tкип > 100 °С	65	550
АР-Б	0,67	0,31	0,038	0,32	0,34	1,0	-	Рекуперация паров растворителей с tкип = 60-100 °С	70	580
АР-В	0,46	0,24	0,023	0,19	0,23	0,7	-	Улавливание паров веществ с tкип < 60 °С	75	600
АР-3	0,70	0,33	0,07	0,30	0,19	0,74	3,42	Рекуперация паров растворителей	65-75	550
АГ-3	0,8-1,06	0,32-0,42	0,12-0,16	0,41-0,52	0,30	0,7-0,8	-	Адсорбция газов и жидкостей	75	400-500
СКТ-3	0,80	0,46	0,09	0,25	0,48	0,73	-	Адсорбция газов и	70	380

Коэффициенты аффинности β для различных веществ

Вещество	β	Вещество	β
Метанол	0,40	Ацетон	0,88
Бромистый метил	0,57	н-Бутан	0,90
Этанол	0,61	Уксусная кислота	0,97
Муравьиная кислота	0,61	Этиловый эфир	1,09
Бензол	1,00	н-Пентан	1,12
Циклогексан	1,03	Толуол	1,25
Тетрахлорид углерода	1,05	Хлорпикрин	1,28
Серовуглерод	0,70	н-Гексан	1,35
Хлористый этил	0,76	н-Гептан	1,59
Пропан	0,78	Бутилацетат	1,48
Хлороформ	0,86		

Характеристики некоторых промышленных силикагелей

Марка силикагеля	Размер зерна, мм	Средний размер пор, Å	Удельный объем пор, см ³ /г	Удельная поверхность (по БЭТ), м ² /г	Насыпная плотность, г/см ³
КСМ кусковой гранулированный	2,7-7	20	0,35	700	0,37
КСМ № 5	-	32	0,58	715	0,66
КСМ № 6п	-	22	0,30	527	0,87
КСМ № 6с	-	23	0,36	624	0,87
ШСМ кусковой гранулированный	1,5-3,5	10	0,25	900	0,67
К СК	-	120	1,08	350	0,4-0,5
ШСК	-	120	0,90	300	0,4-0,5
МСК кусковой	-	150	0,80	210	0,4-0,5

Приложение 10

Характеристики некоторых гранулированных цеолитов

Свойства	Цеолит NaA		Цеолит NaX	
	без свя- зующего	со свя- зующим	без свя- зующего	со свя- зующим
Насыпная плотность, кг/м ³	800-900	600-650	750-800	600
Форма гранул	шарики	цилиндры	шарики	цилиндры
Размер гранул, мм	4	d = 4,0 l = 6-10	4	d = 4,0 l = 6-10
Адсорбционная емкость по парам воды при T=298 К и относительном давлении 0,1, см ³ /г	0,24	0,18	0,33	0,25
Динамическая активность по парам воды при просоковой концентрации, соответствующей точке росы – 363 К, мг/см ³	120-150	90-100	165	105
Механическая прочность на истирание, %	99	70	90	70

Приложение 11

Истинная и насыпная плотность порошкообразных материалов

Материал	Плотность, кг/м ³	Насыпная плотность, кг/м ³
Алебастр	2200 – 2880	1250 – 1500
Антрацит	1400 – 1800	900 – 950
Асбест пушонка	2100 – 2800	600
Гипс	1800 – 2400	1000 – 1600
Глет свинцовый	9400	1390
Глина	1600 – 1900	1600
Графит	1900 – 2300	1200
Доломит	3200	1800
Земля	1800 – 2200	1300 – 1600
Зола	1800 – 2900	400 – 1100
Известь гашеная	1150 – 1250	300 - 500
Кальцинированная сода	-	750 – 1100
Кварц	2300 – 2800	1500
Кокс	1250 – 1400	400 – 500
Колчедан серный	5000	2500
Магнезит	3000 – 3200	1800
Мел	1800 – 2600	1200
Мучная пыль	600 – 700	-
Нефелиновый концентрат	2300 – 2400	1500 – 1800
Огарковая пыль	3500 – 5300	900 – 1100
Песок	1400 – 1650	1200
Полистирол	1060	500 – 600
Поташ	2200 – 2300	1600
Сажа	1900	-
Селитра калиевая	1950 – 2100	1200
Сера	1930 - 2070	1200

Промышленные катализаторы, применяемые для обезвреживания газов

Наименование	Область применения	Характеристика
Алюмомеднохромовый катализатор ИКТ-12-8	Обезвреживание выбросов от паров органических веществ (ОВ) и монооксида углерода (СО)	Гранулы или кольца. Насыпная плотность (ρ) - 0,6-0,9 г/см ³ , удельная поверхность ($S_{уд}$) - 70 м ² /г, температура зажигания (t) - 673К
НИИОГАЗ - 8Д	Обезвреживание выбросов от паров ОВ (стирола, фенола, формальдегида)	Гранулы диаметром 5-8 мм, длиной 10-12 мм, $\rho=0,7-0,8$ г/см ³ , $S_{уд}=150-200$ м ² /г, объем пор (V) - 0,5-0,6 см ³ /г, пористость (П) - 76-78%, $t=623$ К, объемная скорость (Q) - 30000-40000 ч ⁻¹ , срок службы (τ) - 2 года
Меднохромовый катализатор НИИОГАЗ-7Д	Обезвреживание выбросов от паров ОВ и азотсодержащих ОВ (ароматических углеводородов, диметилформамида) Яды - соединения мышьяка, фосфора	Таблетки $8 \pm 0,5$ мм, высотой $4,7 \pm 0,3$ мм, $\rho=1,2-1,6$ г/см ³ , $S_{уд}=15-20$ м ² /г, $t=573-633$ К, $Q=10000-20000$ ч ⁻¹ , τ - более года.
Окиснопалладиевый-платиновый катализатор НИИОГАЗ-3Д	Обезвреживание выбросов от паров ОВ. Яды - соединения фтора, брома, йода, железа, свинца, олова, мышьяка, фосфора	Спираль диаметром 4-5 мм, $\rho=0,7-0,9$ г/см ³ , $S_{уд}=0,2-0,5$ м ² /г, $t=623$ К, $Q=30000$ ч ⁻¹ . τ - 2 года.
Палладиевый катализатор ЦПАК-0.2	Обезвреживание выбросов различных производств и транспорта от паров ОВ и СО. Яды - свинец, мышьяк, ртуть	Шарики диаметром 3-6 мм, $\rho=0,75-0,85$ г/см ³ , $S_{уд}=90-120$ м ² /г, $t=673$ К, $Q=36000$ ч ⁻¹ . τ - 2 года
АП-56, ИК-2, ИК-4, П-4, П-6 и др. - платиновые, меднохромовые, палладиевые ...	Обезвреживание выбросов от паров ОВ, NOx, СО	

Характеристика теплообменников, применяемых в установках каталитического дожигания

Объем выбросов, тыс. м ³ /ч	Поверхность теплообмена, м ² .	Диаметр кожуха, мм	Наружный диаметр труб, мм	Количество ходов по трубам	Длина труб, мм	Металлоемкость, т
3-5	465	1000	20	2	6000	8,5
7-15	1185	1600	20	2	6000	20,6
15-25	1680	2200	25	2	6000	30,4
30-45	1895	2200	25	2	6000	34,9

Основные характеристики установок каталитического дожигания

Производительность, тыс. м ³ /ч	Концентрация ЗВ, г/м ³	Марка катализатора	Температура зажигания, °С	Объемная скорость, ч ⁻¹ .
2,75	0,6	НИИОГАЗ-3Д	450	15000
7,5	0,13	АП-56	425	9000
10	5	НИИОГАЗ-3Д	450	14000
10	6	НИИОГАЗ-7Д	390	9000
14	30	НИИОГАЗ-8Д	400	11000
20	0,7		360	9000
18	2,4	АП-56	450	11000
20	1,8	НИИОГАЗ-8Д	400	12000
21	0,5	Мп-руда	340	8000
23	0,35	АП-56	230	15500
24	2,5	АП-56	290	16000
30	3,5	НИИОГАЗ-8Д	350	10000
30	0,07	Мп-руда	360	8000
32	2,9	НТК-4	425	11000
40	3,0	АП-56	250	10000
43	0,16	НТК-4	375	15000
44	4,2	НИИОГАЗ-8Д	390	12000
45	0,1	АП-56	400	12000
45	0,9	НТК-4	410	10000
50	0,94	НТК-4	410	11000
50	0,1	НИИОГАЗ-7Д	385	12000
60	1,0	НТК-4	375	15000
60	2,25	ИК-12-1	300	12000
70	0,29	НИИОГАЗ-5Д	390	18000
71	0,92	ИК-12-1	350	20000
76	4,9	НИИОГАЗ-8Д	410	20000
77	1,2	НТК-1	410	9000

Библиографический список

- Очистка и рекуперация промышленных выбросов. Учебник для вузов / Под редакцией В.Ф.Максимова, И.В.Вольфа. М.: Лесная промышленность, 1989. 416 с.
- Техника защиты окружающей среды. Учебник для вузов. / А.И. Родионов, В.Н. Клушин, Н.С. Торочешников. М.: Химия, 1989. 512 с.
- Защита атмосферы от промышленных загрязнений. Справочное издание в 2-х ч / Пер. с англ.; Под ред. С. Кальверта, Г.М. Инглунда. М.: Металлургия, 1988. 1472 с.
- Оборудование, сооружения, основы проектирования химико-технологических процессов защиты биосферы от промышленных выбросов: Учебное пособие для вузов / А.И. Родионов, Ю.П. Кузнецов, В.В. Зенков, Г.С. Соловьев. М.: Химия, 1985. 352 с.
- Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 656 с.
- Альперт Л.З. Основы проектирования химических установок. М.: Высшая школа, 1989. 304 с.
- Очистка газов в химической промышленности. Процессы и аппараты / О.С. Балабеков, Л.Ш. Балтабаев. М.: Химия, 1991. 256 с.
- Лукин В.Д., Курочкина М.И. Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности. Л.: Химия, 1980. 232 с.
- Технология катализаторов / И.П. Мухленов, Е.И. В.И., В.Е. Сороко; под ред. И.П. Мухленова. Л.: Химия, 1979. 328 с.
- Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи). Учебное пособие для вузов / Романков П.Г., Фролов В.Ф., Флесьюк О.М., Курочкина М.И. СПб.: Химия, 1993. 496 с.
- Химические реакторы в примерах и задачах: Учебное пособие для вузов / Н.Н. Смирнов, А.И. Волжинский, В.А. Плесовских. СПб.: Химия, 1994. 280 с.
- Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. М.: Химия, 1984. 592 с.
- Катализаторы очистки газовых выбросов промышленных производств / Н.М. Попова. М.: Химия, 1991. 176 с.

- Аксельрод Ю.В. Газожидкостные хемосорбционные процессы. Кинетика и моделирование. М.: Химия, 1989. 240 с.
- Лукин В.Д., Анцыпович И.С. Регенерация адсорбентов. Л.: Химия, 1983. 216 с.
- Технико-экономические показатели промышленной очистки газовых выбросов от органических веществ / Г.Н. Торопкина, Л.И. Калинкина. М.: ЦИНТИХимнефтемаш, 1983. 30 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие.....	3
1. Выбор и обоснование метода, способа и аппарата очистки и обезвреживания выбросов.....	4
2. Общие (предварительные) расчеты.....	16
2.1. Расчет плотности, влажности, расхода газов.....	16
2.2. Расчет вязкости.....	18
2.3. Расчет коэффициента молекулярной диффузии.....	19
2.4. Расчет теплоемкости газов.....	24
2.5. Способы пересчета концентраций компонентов.....	24
3. Расчет газоочистных аппаратов и реакторов.....	25
3.1. Расчет абсорберов.....	26
3.2. Расчет адсорберов.....	36
3.3. Расчет каталитического реактора.....	43
3.4. Расчет адсорбционно-каталитического реактора.....	47
4. Примеры расчетов.....	51
Приложения.....	75
Библиографический список.....	90

Лев Николаевич Григорьев
Татьяна Ивановна Буренина

ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ
ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ
(АТМОСФЕРА)
Часть 1

Учебное пособие

Редактор и корректор М.А. Полторак

Техн. редактор Л.Я. Титова

Темплан 2004, поз. 35

Подписано к печати 20.05.2004.

Формат 60x 84/16. Бумага тип №1. Печать офсетная.

Уч. изд. л.5,75. Усл. печ. л. 5,41.

Тираж 100 экз. Изд. № 35. Цена «С» 35. Заказ № 526

Ризограф ГОУВПО Санкт-Петербургского государственного технологического университета растительных полимеров. 198095, Санкт-Петербург, ул. Ивана Черных,4.