

Министерство высшего и среднего специального образования СССР

Московское ордена Ленина, ордена Октябрьской Революции  
и ордена Трудового Красного Знамени  
высшее техническое училище имени Н. Э. Баумана

---

Л. Л. МОРОЗОВА, В. П. СИВКОВ

**РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ СИСТЕМ ОЧИСТКИ  
ВЫБРОСОВ ОТ ГАЗОВЫХ ПРИМЕСЕЙ**

Методические указания  
для дипломного проектирования

Министерство высшего и среднего специального образования СССР

Московское ордена Ленина, ордена Октябрьской Революции  
и ордена Трудового Красного Знамени  
высшее техническое училище им. Н.Э.Баумана

Л.Л.Морозова, В.П.Сыаков

Утверждены  
редакционным советом МВТУ

РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ  
СИСТЕМ ОЧИСТКИ ВЫБРОСОВ ОТ ГАЗОВЫХ ПРИМЕСЕЙ

Методические указания  
для дипломного проектирования

Под редакцией А.В.Шевцова

Москва

1986

Данные методические указания издаются в соответствии с  
учебным планом. Рассмотрены и одобрены кафедрой 3-9  
18.10.85 г., методической комиссией факультета 3 25.II.85 г.  
и учебно-методическим управлением 20.01.86 г.

Авторы: Л.Л.Морозова (введение, параграфы 1,5),  
В.П.Симков (параграфы 2-4).

Рецензент к.т.н. и.о.доц. Богаченко В.Н.

© Московское высшее техническое училище им. Н.Э.Баумана

## Введение

Научно-техническая революция, связанная с ней грандиозная производственная деятельность человека привели к большим позитивным преобразованиям в мире - создание мощного промышленного и сельскохозяйственного потенциала, широкому развитию всех видов транспорта, ирригации и мелиорации больших земельных площадей, создание систем искусственного климата. В то же время загрязнение атмосферы, водоемов и почвы твердыми, жидкими и газообразными отходами достигает угрожающих размеров, происходит истощение природных ресурсов. Дальнейшее ухудшение состояния экосистем может привести к далеко идущим отрицательным последствиям для человечества. Поэтому охрана природы, защита ее от загрязнения стала одной из важнейших задач.

В СССР вопросам защиты окружающей среды от воздействия вредных веществ уделяется большое внимание. Охрана природы в нашей стране является государственной политикой, и это написано в Конституции СССР.

Мероприятия по охране природы отражены в решениях ХХII-ХХIII съездов КПСС, ряде законов, принятых Верховным Советом СССР, и в постановлениях ЦК КПСС и Совета Министров СССР.

В "Основных направлениях экономического и социального развития СССР на 1986-1990 годы и на период до 2000 года" указано на необходимость "совершенствовать технологические процессы в транспортные средства с целью сокращения выбросов вредных веществ в окружающую среду и улучшения очистки отходящих газов от вредных примесей. Увеличить выпуск высокоеффективных газоочистывающих аппаратов, а также приборов и автоматических станций контроля за состоянием окружающей среды".

Хотя в атмосфере совершаются многочисленные физические и химические процессы, ее приземный фоновый слой сохраняет практически неизменный состав. Приземный слой воздуха является смесь двух типов газов: постоянных (азот, кислород, редкие газы) и переменных, из которых одни образуются естественным путем, а другие частично являются результатом производственной деятельности человека.

Очистка отходящих газовых выбросов промышленных предприятий в СССР уделяется большое внимание. Для решения этой

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение .....	3
1. Источники выделения вредных газообразных веществ на машино- и приборостроительных предприятиях.....	4
2. Промышленные выбросы растворителями вредных примесей .....	18
3. Поглощение газообразных примесей твердыми активными веществами .....	28
4. Термическое обезвреживание вредных примесей.....	35
5. Каталитическое обезвреживание вредных примесей.....	38
Литература .....	44

Редактор Ю.Н.Хаскин'ян

Корректор Л.И.Макитина

Заказ 4250. . Объем 2,75п.л.(2,75уч.-изд.)Бирок 300 экз.  
Бесплатно. Подписано в печать 26.09.86г. Цена 1986г., в 115.  
Типография МВТУ. 107005, Москва, Б-5, 2-я Бауманская, 5.

задачи существует целый комплекс технических средств, используемых в очистных установках. В их работе широко используются методы селективной сорбции (абсорбции, адсорбции и хемосорбции) вредных веществ, катализа, скважин и др.

Создаваемые в промышленности установки относятся к двум типам: одни предназначены для разрушения вредных примесей в газах, другие - для выделения примесей с их последующим использованием в качестве сырья для различных производств. Примером установок первого типа являются очистные сооружения для каталитического разрушения оксидов азота, а также установки для скважин некоторых вредных органических веществ. Примером установок второго типа являются установки по извлечению из домовых и других газов диоксида серы, который используют для получения серной кислоты или каталитическое окисление отбросного оксида азота до диоксида азота и использование его в процессе производства азотной кислоты.

По мере развития науки и техники будут создаваться в основном установки второго типа как наиболее рациональные. Производство таких установок - важнейший этап в разработке мало- и безотходной технологии.

#### I. Источники выделения вредных газообразных веществ на машино- и приборостроительных предприятиях

Атмосфера всегда содержит в своем составе определенное количество примесей, поступающих в нее от естественных и антропогенных источников. Уровень загрязнения атмосферы естественными источниками (газы вулканического происхождения, пары растительного, вулканического и космического происхождения, продукты распада растительного и животного мира и др.) изменяется фоновым и мало изменяется в течение времени. Антропогенные загрязнения отличаются многообразием видов и многочисленностью источников их выброса (табл. I).

Существует много производств, в которых основной технологический процесс сопровождается образованием значительных количеств отходящих газов, содержащих вредные газообразные вещества. К таким предприятиям относятся многие машино- и приборостроительные заводы, химические, металлургические и другие производства.

Таблица I

Составление природных источников воздуха	Масса выбросов в атмосферу- перегородку в часы	Фоновая кон- центрация в атмос- фере мкг/м³	Время пре- дования в атмос- фере	Реакции изомерии в столе
S O <sub>2</sub>	Сжигание угля, нефти	146·10 <sup>-6</sup>	0,2·10 <sup>-6</sup>	4 сут Окисление в сульфат - сероводородное и вос- становление твердых и жидк. пар
CO	Выбросы ав- томобилей, покраски	274·10 <sup>-6</sup>	0,1	3 сут Потенциальное гидро
N O <sub>x</sub>	Действи- тельный выброс паров из побок	53·10 <sup>-6</sup>	450·10 <sup>-6</sup>	0,002 5 сут Окисление по интратов. фо- тодинамические реакции
C H <sub>4</sub>	Протека- емые газовые пропуска	98·10 <sup>-6</sup>	480·10 <sup>-6</sup>	(CH <sub>4</sub> ) <sup>-1,5</sup> 16 лет
H <sub>2</sub> S	Комплексная производ- стность	3·10 <sup>-6</sup>	100·10 <sup>-6</sup>	0,2·10 <sup>-3</sup> 2 сут
N H <sub>3</sub>	Обработка отходов	4·10 <sup>-6</sup>	1160·10 <sup>-6</sup>	6-20·10 <sup>-3</sup> 7 сут

Основное источники вред- ных веще- ств	Пряродные источники	Число измерений, т	Фотокон- денсатор в атмос- фере, мкН·м <sup>-1</sup>	Быстрая про- цессия в атмос- фере	Реакция выделения в стоки
CO <sub>2</sub>	Процессы перенес- ния жидкими веществами	Всего 160	10 <sup>12</sup>	320	2-4 года Под влиянием окислов и биологических процессов

В литературе выражается математическое обозначение  $\rho_{\text{рт}}$

Эти предприятия размещаются обычно в крупных индустриальных центрах и являются источниками загрязнения воздушного бассейна городов и поселков.

Современное машиностроение развивается на базе крупных производственных объединений, включая заготовительные и кузнецко-прессовые цеха, цеха термической и механической обработки металлов, цехи покраски, а в ряде случаев и крупное литьевое производство. В состав предприятий также входит испытательные станции, ТЭЦ. В процессе производства машин и оборудования широко используются сварочные работы, механическая обработка металлов, переработка неметаллических материалов, лакокрасочные материалы.

Среди веществ, загрязняющих атмосферный воздух промышленных районов, значительное место принадлежит органическим растворителям, выделяющимся при сушке окрашенных изделий. Так, предельно допустимая концентрация в атмосферном воздухе населенных пунктов органических соединений типа ксилола не должна превышать 0,2 мг/м<sup>3</sup>. Это значит, что для разбавления только 1 кг ксилола необходимо 5 млн.м<sup>3</sup> атмосферного воздуха. Если принять во внимание, что годовой расход растворителей на машиностроительном заводе средних масштабов составляет несколько тысяч тонн, а по стране в целом - до 1 млн.т, то необходимость сорбии с этим видом загрязнения атмосферного воздуха становится еще более очевидной. В настоящее время некоторые предприятия применяют для очистки отработанного воздуха от толуола адсорбционные установки. Уловленный толуол после его десорбции возвращается в технологический процесс. Однако такие установки, их эксплуатация обходится очень дорого, и становятся рентабельными только на предприятиях, выбрасывающих не менее 200 тыс.м<sup>3</sup>/ч воздуха. Исходя из этого часто отказываются от рекуперации толуола и обезвреживают толуолододержание вибраторами мелких установок термических методами.

Бентонитовый воздух, выбрасываемый из термических печей, загрязнен парами масла, аммиаком, иодистым водородом и т.д., а источниками загрязнения окружающей среды в этом случае являются нагревательные печи, работющие на жидким и газообразном топливе.

Для удаления окиси с поверхности горячекатаной стальной полосы применяют травление серной и соляной кислотами. Суммарное количество воздуха, отсасываемого из агрегата непрерывного травления, составляет 1400-1800 м<sup>3</sup>/ч, при этом среднее содержание кислот в удаляемом из агрегата воздухе достигает 2,5-2,7 г/м<sup>3</sup>. Если для очистки воздуха от кислот применяют высокоеффективные ленточные аппараты (эффективность удаления кислот 0,95-0,99), то содержание кислот в воздухе после очистки составляет 0,05 г/м<sup>3</sup>, что значительно превышает санитарные нормы.

В современном машино- и приборостроении широкое применение находят стеклоцементации, которые содержат стекловолокнистый наполнитель и связующие смолы (нейлоновые полизэфирные, феном-формальдегидные, эпоксидные). При производстве зонтиковых изделий в вентиляционную систему попадают  $\text{SO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , пары бензина, толуола, глицирина.

В табл. 2 приводится содержание газообразных вредных веществ в различных цехах машино- и приборостроительных предприятий.

Очистку и обезвреживание газообразных промышленных отходов выполняют различными методами. Выбор метода обусловлен специфическими особенностями технологических и вентиляционных выбросов: газовым составом, температурой, концентрацией и периодичностью поступления вредных веществ. Различают три основных метода: промывка выбросов растворителями вредных примесей - метод абсорбции; поглощение вредных примесей твердыми активированными веществами - метод адсорбции и химическое превращение газовых компонентов смеси. Под химическим превращением газовых примесей с целью очистки подразумевают сжигание или каталитический процесс, в частности кратитическое окисление органических соединений.

Таблица 2

Технологический процесс (операция), цех -	Вредное вещество	Удельное выделение при передаче вещества из зонта в рабочую зону	Продельно допустимая концентра- ция, мг/м <sup>3</sup>			Воздух в воздухе исследован- ной рабочей зоны
			средне- точная	максимальная разовая	6	
I	2	3	4	5	6	
Литье под растопом, распал в зон- тальных печах I т; 2,3]						
а) плавление						
д) окисление	Оксид углерода, $\text{CO}$	0,8-4,9 м <sup>3</sup> /т	20	3,0	5,0	0,085
	Диоксид азота, $\text{NO}_2$	7,5-27,7	2	0,04	0,05	5,0
	$\text{CO}$	11-45,0	20	3,0	5,0	0,085
	$\text{NO}_2$	66-175	2	0,04	0,05	0,085
	$\text{CO}$	7,5-35	20	3,0	5,0	0,085
	$\text{NO}_2$	4,5-20,5	2	0,04	0,05	0,085
в) восстановление						
Производство I т чугунных отливок	Оксид углерода, $\text{CO}$	150-330 мг/т	20	3,0	5,0	0,05
	Диоксид серы, $\text{SO}_2$	1,5	10	0,05	0,5	
Литье с использованием фор- мочных смесей. За 3 часа из формовочных смесей 3 кварцевого песка и 1/4 г сно- ли выделяется:						
а) формовальный смеси	Формовка	0,45 мг	0,3	0,003	0,01	
на ОФ-1						

Литье с использованием фор-  
мочных смесей. За 3 часа  
из формовочных смесей 3  
кварцевого песка и 1/4 г сно-  
ли выделяется:  
а) формовальный смеси  
на ОФ-1

Продолжение табл. 2

I	2	3	4	5	6
	Формальдегид	0,85 МГ	0,5	0,003	0,035
	Метанол <sup>+</sup>	2,77 "	5	0,5	0,35
	Ацетон	87,3 "	200	0,35	0,35
б) Фенол бутиловый	Фенол <sup>+</sup>	0,41 "	0,3	0,003	0,01
Формальдегид	0,46 "	0,5	0,003	0,035	
Метанол <sup>+</sup>	4,05 "	5	0,5	1,0	
Фурфурол	0,36 "	10	0,05	0,05	
Формальдегид	0,49 "	0,5	0,003	0,035	
Метанол <sup>+</sup>	66,9 "	5	0,5	1,0	
Фурфурол	0,36 "	10	0,05	0,05	

**Установка-прессы для**

Работы на гидравлических прессах в малогонках и прессах промышленных и производственных при сжигании:

а) 1 кг промышленного газа

б) 1 кг мазута

в) 1 кг метана

г) 1 кг азота

д) 1 кг кислорода

е) 1 кг азотной кислоты

ж) 1 кг фосфорной кислоты

3-7 г/кг  
56 " 20 3,0 5,0  
0,33 " 2 0,04 0,085  
0,33 " 2 0,04 0,085  
0,714 " 10 0,05 0,5

Продолжение табл. 2

I	2	3	4	5	6
	Хромовая кислота <sup>+</sup>	10 МГ/с.м <sup>2</sup> (I, 5)	0,01	0,0015	0,00015
	Хромовая кислота <sup>+</sup>	55 "	0,5	-	-
	Цинковый водород <sup>†</sup>	5,5 " (I+2)	0,3	0,01	-
	Цинковый водород <sup>†</sup>	55 "	0,5	-	-
	Фтористый водород	20 "	0,06	0,005	0,02
	Литиевый водород	60 "	5	0,2	0,2
	Серная кислота	7 "	1	0,1	0,3
	Фосфорная кислота	5 "	-	-	-

**Лабораторные линии[9]**

Электролитическая обработка на металлах в растворах, содержащих хромовую кислоту в концентрации 150-300 г/л

Капиллярная, серебрение, солевые, циркониевые и сапфировые растворы в цинковых растворах

Капиллярная обработка на металлах в растворах, содержащих фтористоводородную кислоту и ее соли

Капиллярная обработка на металлах в растворах, содержащих стеклохидролит

Электролитическая обработка на металлах в растворах, содержащих серную кислоту

Капиллярная обработка на металлах в электролитических растворах, содержащих ортофосфаты, со-  
стеклохидролит

Продолжение табл. 2

I	2	3	4	5	6
Установка обработки нержавеющей стали в растворах со склоном к коррозии раствора около 100 г/дм <sup>3</sup>	Автоматическая сварка в открытом воздухе	3 мг/см <sup>2</sup> (0,540,2)	2	0,04	0,085
Нанесение в хладоновых растворах при пастости тока 1-3 А/дм <sup>2</sup>	Растворение стали путем	0,15 "	-	-	-
Способы сварки					
Сварка из чистых углеродных, Г/КТ	Фтористый водород	2,3 г/кг	0,06	0,005	0,02
Автоматическая и полуавтоматическая сварка под напылением флюсами на I и II разогревом основного материала:					
АН-60, АИ-64	Фтористый водород	0,012-0,02 "	0,05	0,005	0,02
АН-345, АБ-06-6		0,024-0,02 "			
48-09-II, ОСИ-45		0,07-0,03 "			
Автоматическая и полуавтоматическая сварка под напылением флюсами, Г/КТ:					
б) сталь К-8	Оксид углерода	17,8 г/кг	20	3,0	5,0
д) алюминий и его сплавов (запеченные проволоки, толщина 1-3 мм)	Фтористый водород	0,076 "	0,06	0,005	0,02

Продолжение табл. 2

I	2	3	4	5	6
Контактная сварка стали точечная на I машине	Оксид углерода	7,6 г/кг	20	3,0	5,0
Газовая сварка стали специально-исходящим плавлением при использовании на I и II разогревах Си-2	Оксид азота	22 г/кг FeC <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	2	0,04	0,085
то же с использованием контактных разводов	Оксиды азота	15 г/кг кр. смесь	2	0,04	0,085
Полуавтоматическая сварка в CO <sub>2</sub>	Декстрил азота	1,3 г/кг CO <sub>2</sub>	2	0,04	0,085
	Оксид углерода	1,4 "	20	3,0	5,0
	Фтористый водород	0,004 "	0,05	0,005	0,02
Газовая резка стали 45Г173 Г/И и резка горячей Си-2/ДМ	Оксид углерода	1,4-2,7 г/кг пера	20	3,0	5,0
	Оксиды азота	1,1/2,2 "	2	0,04	0,085
Газовая резка стальных изделий на I и II резка горячей Си-2/ДМ	Оксид углерода	1,0/2,7 "	20	3,0	5,0
	Оксиды азота	0,5/1,5 "	2	0,04	0,085
Плавильная резка стальных изделий на I и II резка горячей Си-2/ДМ	Оксид углерода	0,6/1,8 "	20	3,0	5,0
	Оксиды азота	2,5/8,0 "	2	0,04	0,08
Плавильная резка стали Си-2/ДМ на I и II резка горячей Си-2/ДМ	Оксид углерода	2,0/2,5 "	20	3,0	5,0
	Оксиды азота	10/14 "	2	0,04	0,085

Продолжение табл. 2

I	2	3	4	5	6
Лес, под покровом кустарника и деревьев					
Сортирование в посевном зерне при температуре +15-20°C					
Причины отказов складов:					
RIS-609-21М					
III-3					
Стройм	25/47,0 <sup>D</sup> / <sub>IRP</sub>	50	0,003	0,003	
Толчок	9,0/74,0 <sup>D</sup>	50	0,6	0,6	
Машина выходит из строя	0,9/7,6 <sup>D</sup>	1,0	0,05	0,2	
Гибкая	0,05/0,1 <sup>D</sup>	-	-	-	
Автогенератор	0,04/0,07 <sup>D</sup>	5,0	0,003	0,003	
Стройм	215/340 <sup>D</sup>	5,0	0,003	0,003	
Машина выходит из строя	4,4/7,5 <sup>D</sup>	1,0	0,05	0,2	
Гибкая	0,4/0,5 <sup>D</sup>	-	-	-	
Ангелоген	0,22/0,3 <sup>D</sup>	5,0	0,003	0,003	
Лес, деревья, кустарники					
При плавильном сортировании					
При работе на местах					
от боязни:					
0,5 м					
1,5 м					
3 м					
To 20 на расстоянии 5-10 м					
от мест отбросов на земле:					
Лес, покров из 2,7					
При плавильном сортировании					
При работе на местах					
от боязни:					
0,5 м					
1,5 м					
3,0 м					
To 20 при параллельном					
расположении по камере					
При работе на местах					
от боязни:					
0,5 м					
1,5 м					
3,0 м					
To 20 при параллельном					
расположении по камере					
При отборе угольных					
образцов для определения					
качества:					
AIF-I					
УЭР-ИМ					
Оправка:					
- машина выходит из строя					
- ящик					
Конвейер	(108 <sub>2</sub> 27) (26 <sub>2</sub> 2)	50	0,2	0,2	
Конвейер	(60 <sub>2</sub> 9)	50	0,2	0,2	
Конвейер	(1872 <sub>4</sub> 171) (15 <sub>2</sub> 2-200) (1745 <sub>2</sub> 24)	50	0,2	0,2	

Продолжение табл. 2

I	2	3	4	5	6
При отборе угольных					
образцов для определения					
качества:					
AIF-I					
УЭР-ИМ					
Оправка:					
- машина выходит из строя					
- ящик					
Конвейер					
При отборе угольных					
образцов для определения					
качества:					
в помещиках, не сооб-					
рудованных контейнеров					
на расстоянии 1,5-2 м					
от установок:					
"Вза-1"					
УЭР-ИМ					
"Фокс-1"					
Конвейер					

I	2	3	4	5	6
- в помещениях с установкой "Браз-Л" оборудования, имеющих многослойные камеры с обогревом отсеком $V = 0,25 \text{ м}^3/\text{с}$ , $G = 500 \text{ л}^3/\text{ч}$ ,	Трубчат $(108-16)$ $(72-8)$	50	0,6	0,6	
- то же на д. отстояни 2 м от места открытия	"	"	"	"	"
- в помещениях с установкой "Феми", оборудованных местной вытяжкой (вытяжение $Q_{\text{вых}} = 0,25 \text{ м}^3/\text{с}$ , $V = 8000 \text{ м}^3/\text{ч}$ )	Солвент $(364-42)$ $(158-258)$	100	-	-	-
- то же на расстояние 1,5-2 м от места открытия при открытии методом отступного действия у пульта управления	Солвент $(40-10)$ $(380-70)$	100	-	-	-
При притоке в установках отступного действия:		50	0,2	0,2	
- У пульта управления	Сырье (суммарно по проплавкам) $(39-55)$	10	0,3	0,3	
- в помещениях приготовления и первичной очистки материалов	Сырье (суммарно по проплавкам) $(3780-26800)$ $(22,2-38,6)$	10	0,3	0,3	
	Алюминий Алюмак	20	0,04	0,04	

Окончание табл. 2

I	2	3	4	5	6
При притоке замороженного воздуха:					
- на рабочем месте оператора	Триэтиловент $(4,4)$	10	0,14	0,14	
- на участке приточного устройства	Триэтиловент $(130-200)$	10	0,14	0,14	
При охлаждении горючих газов в кипораспределителях:					
0-10 МН	Формальдегид Ацетальдегид Метанол Диметилтерпен	$(16,5-29,4)$ $(3,7-22)$ $(4,0-3,0)$ $(56,5-197,1)$	0,5 5 5 0,5	0,003 0,01 0,5 0,003	0,035 0,01 1,0 0,035
10-20 МН	Формальдегид Ацетальдегид Метанол+	$(9,0-14,8)$ $(3,7-7,2)$ $(4,0-1,5)$	5 5 5	0,01 0,01 1,0	0,01 0,01 1,0

Примечание. Знак + означает, что вещества опасны при попадании через кожу.

## 2. Промывка промышленных выбросов растворителем предных примесей

Метод абсорбции заключается в разделении газооздушной смеси на составные части путем поглощения одного или нескольких газовых компонентов (абсорботов) этой смеси жидким поглотителем (называемым абсорбентом) с образованием раствора. Различают физическую и химическую абсорбцию. Физическая абсорбция – это только растворение улавливаемого продукта без образования химических соединений. Химическая абсорбция (хемосорбция) сопровождает процесс растворения с образованием химических соединений.

Преимуществом физической абсорбции является обратимость процесса. При уменьшении давления абсорбента в потоке газа либо при увеличении температуры поглощенный газ легко десорбируется без изменения химического состава.

Движущей силой процесса абсорбции является градиент концентраций на границе раздела фаз газ-жидкость. Процесс протекает тем быстрее, чем большая поверхность раздела фаз, турбулентность потоков и коэффициенты диффузии, т.е. в процессе проектирования абсорбера особое внимание следует уделять организации контакта газового потока с жидким растворителем и выбору поглотительной жидкости (абсорбента).

Решающим условием при выборе абсорбента является растворимость в нем извлекаемого газового компонента в ее зависимости от температуры и давления. Для удаления из технологических выбросов таких газов, как аммиак, хлористый или фтористый водород, целесообразно применять в качестве абсорбента воду, так как растворимость их в воде составляет сотни граммов на 1 кг  $H_2O$ . При поглощении же из газов сернистого ангидрида или хлора расход воды будет значительно выше, так как растворимость их в воде составляет сотни долей грамма на 1 кг воды. В некоторых случаях вместо воды применяют водные растворы токсичных химических веществ, кг/ч серной кислота (для улавливания водяных паров), вязкие масла (для улавливания ароматических углеводородов) и др. На рис. 1 представлена растворимость некоторых газов в воде при давлении 101,3 кПа, на рис. 2 – растворимость некоторых газов в метаноле.

Организация контакта газового потока с жидким растворителем осуществляется:

- путем обработки газа через слой с абсорбирующей жидкостью;
- распыливанием жидкости в массе газа;
- путем пропускания газа через насадочную колонну.

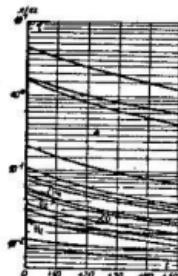


Рис. 1. Растворимость некоторых газов в воде при давлении 101,3 кПа

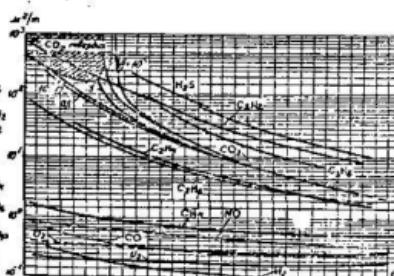


Рис. 2. Растворимость некоторых газов в метаноле

Наиболее распространение для очистки промышленных выбросов получили противоточные насадочные колонны. Загрязненный газ входит в нижнюю часть колонны (рис. 3), а очищенный покидает ее через верх.

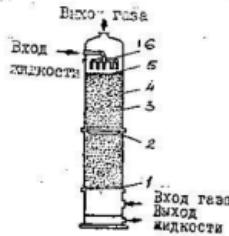


Рис. 3. Принципиальная схема насадочного абсорбера:

- 1 – поддерживаемая решетка;
- 2 – перегородчатый разделитель жидкости;
- 3 – насадка;
- 4 – обечайка;
- 5 – ограничитель насадки;
- 6 – устройство для распределения жидкости.

В верхнюю часть вводят чистый поглотитель, а из нижней отбирают отработанный раствор. Очищенный газ обычно сбрасывают в атмосферу. Жидкость, покидающую абсорбер, подвергают регенерации, десорбции загрязняющее вещество, и возвращают в процесс или выводят в качестве отхода ( побочного продукта). На рис. 4 представлена схема промышленной абсорбционной установки.

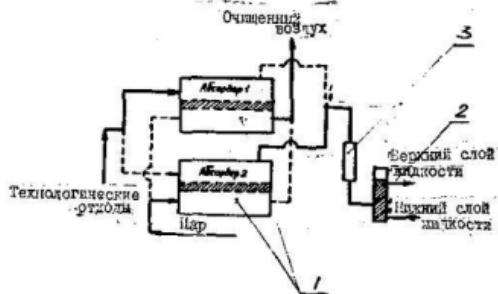


Рис. 4. Схема промышленной абсорбционной установки:  
1 - абсорбер; 2 - отстойник; 3 - конденсатор

Для увеличения поверхности жидкости внутренняя полость колонн заполняется химически инертной насадкой, по которой жидкость растекается в виде пленки. В качестве насадки используют тела разной геометрической формы (рис. 5), каждое из которых характеризуется собственной удельной поверхностью, плотностью и пористостью (табл. 3).

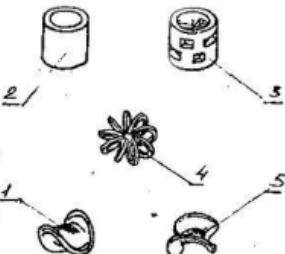


Рис. 5. Формы стандартных элементов насадки:

1 - седло Берия; 2 - кольцо Рашига; 3 - кольцо Найда;  
4 - розетка Телмора; 5 - седло "Инталокс"

Таблица 3

Насадка	Пористость, %	Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Насипная плотность, кг/м <sup>3</sup>
Кольца Рашига (керамические):			
6,3	63	825	930
12,7	64	365	837
25,4	73	191	725
50,8	74	92	286
Седла "Инталокс" (керамические):			
6,3	75	990	837
12,7	78	626	7,5
25,4	78	257	547
50,8	79	118	530
Кольца Найда (металлические):			
25,5	93	248	530
50,8	94	120	442

Расчет абсорбера состоит в определении объемного расхода  $G$ , поглотительной жидкости и геометрических параметров установки. Исходными данными являются: состав, количество  $G$  очищаемой смеси, м<sup>3</sup>/ч; начальная концентрация удаленного примеси  $C_N$ , мг/м<sup>3</sup> или % по объему; коэффициент очистки  $\varphi$ , представляющий собой отношение количества  $w_N$  вещества, поглощенного раствором, к исходному  $G \cdot C_N$ , %.

Характер протекания процессов абсорбции и методику расчета абсорбционного скруббера рассмотрим на конкретном примере.

**Пример.** В помещении для хранения двуокиси углерода возможна аварийная утечка этого газа. Максимальная объемная концентрация двуокиси углерода в воздухе помещения при этом достигает 15 %. Необходимо рассчитать систему очистки аварийных вентиляционных выбросов, причем эффективность очистного устройства должна быть не менее 95 %. Производительность аварийной системы вентиляции при 0°C и  $\rho = 0,1$  МПа составляет 1000 м<sup>3</sup>/ч.

**Решение.** Для поглощения CO<sub>2</sub> можно использовать воду, водные растворы щелочей, KOH, NaOH, карбонатов K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, метанол, этиленгликоли; аммиак. В условиях примера их применение недалеко-образно, так как для ликвидации аварийной ситуации использование воды экономически более обосновано. Выбираем в качестве растворителя обычную техническую воду, не содержащую CO<sub>2</sub> (т.е.

$X_p = 0$ ) и имеющую температуру 25°C. Абсорбция двуокиси углерода будет производить путем пропускания вентиляционных выбросов через насадочную колонну из колец Рэннита.

Объемная концентрация CO<sub>2</sub> в вентиляционных выбросах составляет  $C_n = 15\%$ , т.е. мольная доля CO<sub>2</sub>  $y_1 = 0,15$ , а количество содержащейся двуокиси углерода на входе в установку

$$G_1 y_1 = 1000 \frac{298}{273} 0,15 = 164,8 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где 298/273 – отношение температур (в кельвинах) процесса сорбции и поступающего газа.

Зная эффективность абсорбера, определим количество  $w_A$  поглощаемой двуокиси углерода и объемную концентрацию ее на выходе из колонны:

$$w_A = G_1 y_1 z = 164,8 \cdot 0,95 = 156,6 \text{ м}^3/\text{ч} = 6,99 \text{ кмоль}/\text{ч},$$

$$y_2 = y_1(1-z) = 0,15(1-0,95) = 7,5 \cdot 10^{-3} = 0,75 \text{ %}.$$

Для определения расхода воды при подготовке составим уравнение материального баланса по удаляемому газу. Количество компонента, передаваемого из одной фазы в другую, при абсорбции равно уменьшению его в газовой фазе и увеличению его в жидкой фазе, т.е.

$$w_A = G_1 y_1 - G_2 y_2 = L_1 x_1 - L_2 x_2, \quad (I)$$

где  $G_1$  и  $G_2$  – количество газа на входе и выходе из абсорбера;  $L_1$  и  $L_2$  – количество жидкости на входе и выходе из абсорбера;

$y_1$  и  $y_2$  – концентрация CO<sub>2</sub> в газовой фазе;  $x_1$  и  $x_2$  – концентрация CO<sub>2</sub> в жидкой фазе.

Для определения количества растворителя  $L_1$  и концентрации CO<sub>2</sub> в жидкости на выходе из абсорбера представим уравнение баланса (I) через расходы газа-носителя (воздуха) и растворителя (воды). Они постоянны по длине всей колонны:

$$G_1 = G_1(1-y_1) + G_2(1-y_2) \text{ и } L_1 = L_1(1-x_1) + L_2(1-x_2).$$

Тогда уравнение баланса примет вид

$$G_1(y_2 - y_1) = L_1(x_1 - x_2), \quad (2)$$

где

$$Y = \frac{y}{1-y}; \quad X = \frac{x}{1-x}.$$

В координатах Y-X уравнение (2) выражается прямой линией с тангенсом угла наклона  $L_1/G_1$ , и называется рабочей линией процесса. Для построения равновесной линии процесса воспользуемся данными о равновесии в смеси двуокиси углерода – воздух – вода.

На рис. 6 показаны три из сколь угодно большого числа рабочих линий с коэффициентами, соответствующими точкам верхней части абсорбера  $X_{1a}$ ;  $X_{1b}$ ;  $X_{1c}$  в точкам  $Y_1$  и  $X_{1a}$ ;  $X_{1b}$ ;  $X_{1c}$  в нижней части абсорбера. При движении точки Ia к Ic значение  $X_1$  возрастает. Для сохранения справедливости уравнения (2) расход жидкости  $L_1$  должен уменьшаться. Очевидно, что линия, проходящая через точку Ic, соответствует минимально возможному расходу растворителя. Рабочая линия процесса в этом случае проходит по касательной к равновесной кривой.

Вертикальное расстояние между рабочей линией и равновесной кривой соответствует движущей силе массопередачи в каждой точке абсорбционной колонны. Если рабочая линия будет лежать ниже, чем равновесная, то в этой зоне будет происходить не абсорбция, а десорбция примеси. Следовательно, значение  $L_1$ , соответствующее рабочей линии с координатами  $Y_1$ ;  $X_{1c}$ , является минимальным расходом растворителя при заданных па-

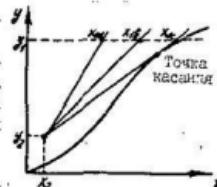


Рис. 6. Составление между положениями рабочей и равновесной линий процесса абсорбции на диаграмме Y-X

метрах газового потока.

При минимальном расходе растворителя (движущая сила массопередачи в точке  $X_{rc}$  равна нулю) размеры абсорбера для обеспечения заданной степени очистки будут бесконечно большими. С другой стороны, чем выше средняя движущая сила, тем выше затраты, связанные со значительным расходом растворителя. Из экономических соображений абсорбер рассчитывают так, чтобы расход жидкости на 30–70% превышал минимальный.

Часто равновесная кривая выпуклостью обращена вправо. В этом случае минимальное соотношение  $L_0/G_0$  соответствует случаю, когда концентрация примеси в выходящей жидкости равновесия ее концентрации в поступающем газе. Рабочая линия пересекает равновесную кривую в точке (рис. 7), соответствующей исходной концентрации газа.

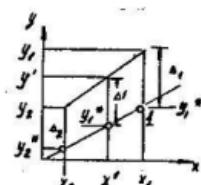


Рис. 7. Определение движущей силы абсорбции

Равновесие системы двуокись углерода – вода описывается уравнением  $\rho = \rho_{px}X$ , где  $\rho$  – парциальное давление примеси, МПа;  $\rho_{px}$  – константа равновесия. В области низких давлений

$\rho_{px}$  зависит от температуры:

°C	0	10	20	25
$\rho_{px}$	73,7	106	144	165

Для условия примера

$$X_{rc} = \frac{\rho \cdot y_L}{\rho_{px}} = \frac{0,1 \cdot 0,15}{165} = 9,15 \cdot 10^{-5};$$

$$L_{omn} = \frac{W_A}{X_{rc}} = \frac{6,99}{9,15 \cdot 10^{-5}} = 76813 \text{ кмоль/ч} = 1385 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Определим действительный расход воды, который должен быть на 30% больше минимального значения:

$$L_o = 1,3 L_{omn} = 9857 \text{ кмоль/ч} = 1800 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

24

Молярное содержание загрязняющей примеси в жидкости на выходе из абсорбера достигает

$$X_f = \frac{G_0(Y_f - Y_0)}{L_0} = \frac{1091,6 \cdot 0,85 \cdot 0,582}{18,00} = 7,0 \cdot 10^{-5},$$

т.е. по объему  $X_f = 7,0 \cdot 10^{-3}\%$ .

Расчет требуемой высоты абсорбера основан на обобщении результатов, полученных на экспериментальных установках. В первом приближении высота абсорбера

$$h_a = H_{or} \cdot N_{or},$$

где  $H_{or}$  – общая высота единицы переноса массы, м;  $N_{or}$  – число единиц переноса массы.

Физическая сущность числа единиц переноса массы – это отношение общего изменения концентрации удлиняемого продукта к средней движущей силе процесса абсорбции. С достаточной степенью точности

$$N_{or} = \sqrt{\frac{y_f - y_0}{y_f - y^*}} = \frac{y_f - y_0}{\delta} \left( \frac{1}{A_1} + \frac{L}{A_2} + \frac{1}{D_2} \right),$$

где  $y^*$  – концентрация  $\text{CO}_2$  на равновесной кривой;  $y_f$  – концентрация  $\text{CO}_2$  на рабочей линии процесса;  $A_1 = y_f - y^*$ ;  $A_2 = \delta$  – движущая сила процесса в точке (рис. 7).

Подставляя в уравнение (I) вместо конечных концентраций  $x$  и  $y$  текущие параметры  $x$  и  $y$  и используя уравнение равновесия  $\rho = \rho_{px}X$ , получим

$$N_{or} = \frac{0,15 - 0,75 \cdot 10^{-2}}{6} \left( \frac{1}{0,076} + \frac{4}{0,069} + \frac{1}{0,021} \right) = 28,3.$$

Общая высота единицы переноса массы в случае разбавленных растворов с высокой точностью аппроксимируется выражением

$$H_{or} = H_r + \rho_{px} \left( G_0 / L_0 \right) H_{xc},$$

где  $H_r = 0,304 \frac{\alpha' (G_0)^3}{(L_0)^2} \left( \frac{\mu_r}{\mu_{px} D_r} \right)^{0,5}$  – высота единиц переноса массы в газовой фазе, м;

$$H_{xc} = 304 \Phi \left( \frac{L_0}{\mu_h} \right)^{0,5} \left( \frac{M_{xc}}{\mu_{px} D_{xc}} \right)^{0,5}$$

– высота единиц переноса

массы в жидкой фазе, м;

$\alpha'; \beta'; \delta'; \Phi$  – константы насадки (см. табл. 4)

$\mu_r / \mu_{px}$  – параметр Бюнкта. Числовые значения параметров Бюнкта для газовой ( $A_1$ ) в жидкой ( $A_2$ ) фаз при  $25^\circ\text{C}$  и  $0,1 \text{ МПа}$  приведены в табл. 5.

25

Таблица 4

Тип насадки	$\alpha$	$\beta$	$f^*$	$D$	$J^*$	Расход газа, кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	Рактная жидкость, кг/(м <sup>2</sup> ·ч)
<b>Кольца Ринга:</b>							
9,5 мм	2,32	0,45	0,47	0,00182	0,46	1000-25000	2500-7500
25,4 мм	7,00	0,39	0,58	0,0100	0,22	1000-4000	2000-2500
38,1 мм	17,3	0,36	0,66	0,0111	0,22	1000-3500	2500-7500
50,8 мм	3,28	0,41	0,45	0,0125	0,22	1000-4000	2500-22500
<b>Кольца Барко:</b>							
12,7 мм	32,4	0,3	0,74	0,006666	0,28	1000-3500	2500-7500
25,4 мм	1,97	0,36	0,4	0,00598	0,28	1000-4000	2000-22500
38,1 мм	5,05	0,32	0,45	0,00625	0,28	1000-5000	2000-22500
<b>Кольца с перегородкой</b>							
76,2 мм	6,5	0,58	1,06	0,00979	0,28	750-4500	15000-50000

Таблица 5

Вещество	$A_1 = H_f / \rho_f D_f$	$A_2 = \mu_{sc} / \rho_{sc} D_{sc}$
Аммиак	0,66	570
Диоксид углерода	0,94	570
Сероводород	1,45	712
Этиловый спирт	1,30	1005
Метанол	0,97	785
Бензол	2,12	1310

Для условий задачи:

$$\alpha = 7,0; \quad \beta = 0,39; \quad f^* = 0,58; \quad A_1 = 0,94; \quad A_2 = 570; \\ \phi = 0,015; \quad \gamma = 0,22;$$

$$H_f = - \frac{7,0(931)^{0,39} 0,94^{0,5}}{(659)} 0,304 = 0,25;$$

$$\mu_{sc} = 0,304 \cdot 0,01 \frac{659 \cdot 10^4}{3,62} 0,22 = 570 = 0,87;$$

$$H_{or} = H_f + \frac{m \mu_{sc}}{\ell} = 0,25 + \frac{165}{1240} 0,87 = 0,32.$$

Общая высота адсорбера

$$h_a = N_{or} \cdot H_{or} = 28,3 \cdot 0,32 = 9,05 \text{ м.}$$

Принимаем с запасом  $h_a = 10 \text{ м.}$

Диаметр адсорбера обычно рассчитывают по средней скорости газа, принимая ее в диапазоне 0,5-0,75 от скорости захлебывания. Для предварительных расчетов допустимо задавать скорость порядка 0,05-0,1 м/с. Тогда необходимая площадь сечения адсорбера

$$S = \frac{G}{3600 \cdot w_p \cdot \rho_2} = \frac{1091}{3600 \cdot 0,1} = 3,03 \text{ м.}$$

чemu отвечает диаметр  $\sim 2 \text{ м.}$

(температура и концентрации) из условия минимальной массы сорбента.

### 3. Поглощение газообразных примесей твердыми активными веществами

Адсорбционные методы очистки основаны на способности некоторых твердых веществ (адсорбентов) избирательно удалять газообразные (или жидкие) компоненты из набегающего потока. Присутствие в потоке молекулы загрязняющего газа или пара (адсорбента) собираются на поверхности твердого материала. Адсорбция с успехом применяется для осушки воздуха и других газов, для удаления из промышленных выбросов нежелательных запахов и загрязнителей и для рекуперации паров ценных растворителей из воздуха и других газов. Наиболее целесообразно применение адсорбции, когда загрязнитель присутствует в отходящем потоке в очень малой концентрации, когда загрязненный газ тяжелый или невозможно счесть, или же когда необходима гарантированная рекуперация примеси из-за ее значительной ценности.

Целью расчета адсорбционного процесса является определение необходимого количества адсорбента, продолжительности процесса поглощения, размеров адсорбционной аппаратуры и энергетических затрат. Исходными данными для расчета являются род поглотителя и поглощаемого вещества, количество очищаемого газа  $C_n$  и концентрация поглощаемого вещества на входе в адсорбер  $C_{n0}$ . Кроме того, надо знать поглотительную способность поглотителя и его физико-химические свойства.

В качестве характеристики поглотительной способности адсорбентов используют зависимость адсорбционной способности (количество газа ( жидкости), поглощаемое единицей массы адсорбента) от парциального давления или концентрации поглощаемого вещества (рис. 8).

Расчет адсорбера включает две стадии: приближенный конструктивный расчет потребной массы и геометрии аппарата и проверочный расчет времени защитного действия адсорбера  $\tau$ , в случае необходимости, проведение корректировки размеров аппарата.

На первом этапе расчета адсорбера выбираем тип сорбента и рабочую температуру. Для увеличения ёмкости сорбента рабочая температура выбирается минимально возможной. Тип сорбента выбирается по изотермам адсорбции при рабочих параметрах.

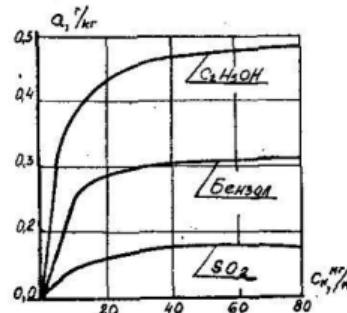


Рис. 8. Адсорбционная ёмкость некоторых газов на активированном угле СКТ при 20 °C  
Минимальная необходимая масса сорбента определяется из уравнения материального баланса по удаляемому компоненту

$$m_a = 10^3 \frac{C_n \cdot \tau}{a_{\infty}} k,$$

где  $a_{\infty}$  - статическая ёмкость избранных адсорбента в рабочих условиях, мг/г;  $\tau$  - время процесса адсорбции, с;  $k = 1,1 \cdot 1,2$  - коэффициент запаса.

Скорость потока газа в адсорбере рассчитывается исходя из допустимого падения давления  $\Delta P$  в адсорбере:

$$W_r = \sqrt{\frac{4k_{\varphi} \cdot \Delta P \cdot d_3 \cdot \rho \cdot G}{3 \cdot g \cdot \rho(1 - \rho)} m_a},$$

где  $k_{\varphi} = 0,9$  - коэффициент формы зерна сорбента, учитывающий переносимость всей поверхности зерна обдувашему потоку;

$d_3$  - эквивалентный диаметр зерна сорбента, м. Для цилиндрических зерен с длиной  $l_3$  и диаметром  $d_3$  эквивалентный диаметр определяется по формуле

$$d_3 = \frac{\pi l_3 \cdot d_3 \cdot l_3}{(1 - \rho)(95 d_3 + l_3)};$$

$\pi_H = (\rho_K - \rho_H)/\rho_K$  - пористость слоя сорбента;  $\rho_K \equiv \rho_H$  - кажущаяся и насыщенная плотность сорбента;  $\beta = \frac{f}{\delta}$  - коэффициент гидравлического сопротивления, определяемый в зависимости от режима течения газа. При  $Re < 50$   $\beta = 220/Re$ , при  $Re = 5047200$   $\beta = 11,6/Re^{0,95}$ , здесь  $Re = Wd_0/\nu$  - критерий Рейнольдса;  $\nu$  - кинематическая вязкость газа,  $\text{м}^2/\text{s}$ .

Геометрические размеры насыщенного слоя адсорбента для цилиндрических аппаратов

$$L_a = \frac{4 \cdot \pi a}{\beta \cdot W \cdot D_a}, \quad D_a = \sqrt{\frac{4G}{\beta \cdot W \cdot \rho_K \cdot \pi H}}.$$

Время защитного действия адсорбера определяют исходя из области режима адсорбции. Если адсорбция происходит в первой области (рис. 9), то продолжительность адсорбции

$$\tau_o = [\sqrt{L_a W} - 8 \sqrt{\frac{L_a}{\beta f}}],$$

где  $f = a_0/c_0$  - безразмерный коэффициент Генри;  $L_a$  - длина (высота) слоя адсорбента, м;  $f = \frac{4L_a \cdot \pi H}{W} (d/2 + L)$  - удельная поверхность адсорбента,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

Коэффициент  $\beta$  определяется в зависимости от отношении содержания поглощаемого вещества на входе и выходе адсорбента  $\frac{c_o}{c_e}$  (табл. 6).

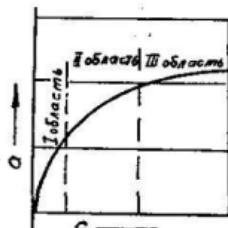


Рис. 9. Три области поглощения изотермы адсорбции

Таблица 6

$c/c_0$	$\beta$	$c/c_0$	$\beta$	$c/c_0$	$\beta$
0,005	1,84	0,1	0,94	0,5	0,07
0,01	1,67	0,2	0,63	0,6	-0,10
0,03	1,35	0,3	0,42	0,8	-0,27
0,05	1,19	0,4	0,23	0,9	-0,68

В приведенной выше зависимости для  $\tau_o$   $\beta$  - коэффициент массопередачи, рассчитываемый по формуле:

$$\beta = 0,833 Re^{0,47} (\rho_r)^{0,55} \frac{D}{d_3} \quad \text{при } Re < 30;$$

30

$\beta = 0,53 Re^{0,66} (\rho_r)^{0,55} \frac{D}{d_3}$  при  $Re \geq 30$  до 50; здесь  $\rho_r = \nu/D$  - диффузионный критерий Прандтля;  $D$  - коэффициент молекулярной диффузии, зависящий от характера диффундирующих веществ и определяемый опытным путем,  $\text{м}^2/\text{s}$ . В табл. 7 приведены значения  $D_0$  при  $T_0 = 273$  К и атмосферном давлении

$$\rho_0 = 9,8 \cdot 10^4 \text{Н/м}^2. \quad \text{Для длины } T \text{ и } P$$

$$D = D_0 \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2} \frac{\rho_0}{\rho}.$$

Таблица 7

Система	$D_0 \cdot 10^4 \frac{\text{м}^2}{\text{s}}$	Система	$D \cdot 10^4 \frac{\text{м}^2}{\text{s}}$
Воздух-н-бутиловый спирт	0,0703	Воздух-сероуглерод	0,0883
Воздух-даулекс серы	0,122	Воздух-толуол	0,0709
Воздух-даулекс углерода	0,136	Воздух-триакрильный спирт	0,0944
Воздух-изопропиловый спирт	0,0818	Воздух-хлор	0,124
Воздух-метиловый спирт	0,133	Воздух-хлористый водород	0,1297
Воздух-нитробензол	0,077	Воздух-этаноловый спирт	0,101
Воздух-окись углерода	0,011	Воздух-диэтиловый эфир	0,0778

Если адсорбция происходит во второй области изотермы адсорбции, то продолжительность адсорбции (в секундах)

$$\tau_o = \frac{a_0}{W \cdot c_0} \left[ L_a - \frac{W}{\beta f} \left[ \frac{1}{A} \ln \left( \frac{c_e}{c_0} - 1 \right) + C_1 \left( \frac{c_e}{c_0} - 1 \right) \right] \right], \quad (3)$$

где  $A = c_0/y$ ;  $y$  - концентрация вещества в газовом потоке, равная половине,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$C_1$  - количество вещества, максимально сорбируемое поглотителем при заданной температуре,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Если адсорбция проходит в третьей области изотермы (см. рис. 9), то продолжительность адсорбции (в секундах)

$$\tau = \frac{a_0}{W c_0} \left[ L_a - \frac{W}{\beta f} \ln \left( \frac{c_e}{c_0} - 1 \right) \right]. \quad (4)$$

Когда время защитного действия адсорбера отличается от заданного на  $\Delta\tau = \tau - \tau_j$ , то изменением длины (высоты) слоя адсорбера на ( $\text{в метрах}$ )

$$A_H = \frac{G \cdot C_0 \cdot \Delta T}{\rho_{H_2} \cdot F \cdot d_0} \quad (5)$$

и пересчитываем массу сорбента. Остальной расчет корректировки не требует.

Здесь  $F$  - площадь поперечного сечения слоя адсорбента,  $\text{m}^2$ .

Конструктивно аппараты для осуществления процесса адсорбции выполняются в виде вертикальных (рис. 10 а), горизонтальных (рис. 10 б), либо колыцевых (рис. 10 в) емкостей, заполненных пористым сорбентом, через который фильтруется поток очищаемого воздуха.

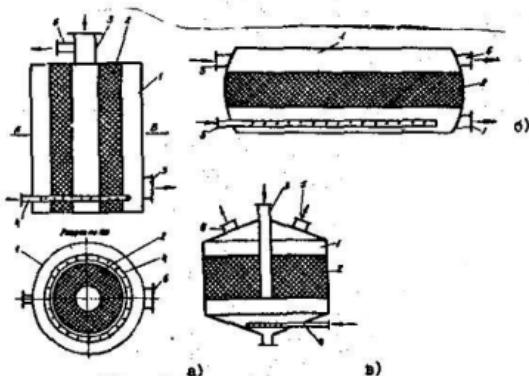


Рис. 10. Схемы адсорбёров:  
а) - вертикальный; б - горизонтальный; в - колы-  
цевой;

1 - адсорбер; 2 - слой активированного угля;  
3 - центральная труба для подачи паровоздушной  
смеси при адсорбции; 4 - барботер для подачи осто-  
рого пара при десорбции; 5 - труба для выхода  
жидких по отходящим к поглотителю газам при  
адсорбции; 6 - труба для выхода пара при десор-  
бции

**Пример.** Определить размеры, энергозатраты и время застоп-  
нного действия адсорбера для удалениями паров этилового спирта,  
удаляемых местным отсосом от установки обезвоживания при условии  
ее непрерывной работы в течение 8 ч. Производительность  
местного отсоса по паровоздушной смеси  $V = 300 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Началь-  
ная концентрация паровоздушной смеси, подаваемой в адсорбёр,  
 $C_0 = 10,00$ . Эффективность процесса очистки должна быть не ниже  
99 %. При расчете вязкость и плотность паровоздушной смеси  
принять равной вязкости и плотности воздуха при тех же условиях.  
Поглощение происходит при  $20^\circ\text{C}$  и атмосферном давлении.

**Решение.** Выбираем в качестве поглотителя активированный  
уголь с диаметром зерен  $d = 3 \text{ мм}$  и средней линейной гранулой  
 $\ell = 5 \text{ мм}$ . Насыщая плотность выбранного сорбента  $\rho_s =$   
 $0,500 \text{ кг}/\text{м}^3$ , кажущаяся плотность  $\rho_H = 800 \text{ кг}/\text{м}^3$ . Изотерма ад-  
сорбции паров этилового спирта на данном угле при условиях по-  
глощения была представлена на рис. 8.

Для условий в адсорбере ( $t_p = 20^\circ\text{C}$  и  $\rho = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Н}/\text{м}^2$ )  
принимаем по воздуху  $\rho_r = 1,2 \text{ кг}/\text{м}^3$  и  $\nu = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$ .  
По изотерме адсорбции в заданной  $C_0$  находим статическую  
емкость сорбента  $a_0 = 10 \text{ г}/\text{м}^3$ , по изотерме адсорбции  $\alpha =$   
 $170 \text{ г}/\text{кг}$  или же  $a'_0 = 0,170 \cdot 500 = 85 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

Массовое количество очищаемого газа найдем из выражения  
 $G = V \rho_r = 300 \cdot 1,2 : 3600 = 0,1 \text{ кг}/\text{с}$ . Принимая коэффициент  
запаса  $k = 1,15$ , определим массу сорбента

$$m_c = 1,15 \frac{2 \cdot 1 \cdot 0,01 \cdot 8 \cdot 3600}{85} = 0,39 \text{ кг}.$$

Выбираем фактическую скорость паровоздушной смеси в адсорб-  
бере  $W = 0,2 \text{ м}/\text{с}$  и найдем геометрические размеры адсорбера  
для выбранной конструктивной схемы (рис. 10 в):

$$d_0 = \sqrt{\frac{0,1 \cdot 4}{1,15 \cdot 1,2 \cdot 0,2}} = 7,3 \text{ м}; \quad d = \frac{0,39 \cdot 0,2}{0,1} = 0,78 \text{ м}.$$

Прежде чем определить энергозатраты на очистку паровоздуш-  
ной смеси от паров этилового спирта, найдем пористость слоя  
сорбента, эквивалентный диаметр в коэффициент зернистого погло-  
тителя:

$$P = \frac{800 \cdot 500}{800} = 0,375; \quad d = \frac{0,375 \cdot 3 \cdot 10^{-6}}{(1-0,375) \cdot (3/2+5) \cdot 10^{-3}} = 0,0014 \text{ м};$$

$$Re = \frac{0.2 \cdot 0.0014}{0.15 \cdot 10^{-4} \cdot 0.375} = 49.77; \quad \lambda = \frac{220}{49.77} = 4.42;$$

$$\Delta P = 972.9 \text{ Н/м}^2.$$

Из табл. 7 определяем коэффициент молекулярной диффузии паров этилового спирта в воздухе при 0°C и  $\rho = 9,8 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2$ .  $D_0 = 0,101 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$ . Тогда  $D = 0,113 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$ .

Находим диффузионный критерий Прандтля  $Re = 1,33$ .

При заданном режиме течения газа ( $Re = 49.77$ ) коэффициент массопередачи  $\beta$  для единичной удельной поверхности

$$\beta = 0,057 \text{ м/с.}$$

Так как  $C_o = 10 \text{ г/м}^3$  находится во второй области изотермы адсорбции (см. рис. 8 и рис. 9), то время защитного действия рассчитываемого адсорбера определяем по формуле (8). Предварительно определим значения вспомогательных величин. На основании вида изотермы адсорбции (см. рис. 8) находим  $\alpha_{\infty} = 0,180 \text{ кг/кг}$  и  $\alpha_{\infty}/2 = 0,09$ ; соответствующая этому положению концентрация паровоздушной смеси  $y = 2,7 \text{ г/м}^3$ , т.е.  $A = 10/2,7 = 3,7$ .

Удельная поверхность адсорбера

$$f = \frac{4(1-0.375)}{0.003 \cdot 0.009} \cdot \frac{(0.003 + 0.005)}{2} = 1063 \text{ мг/м}^3.$$

Зная эффективность адсорбера, найдем концентрацию паров этилового спирта на выходе из аппарата

$$C_x = C_o(1-\beta) = 0,1 \text{ г/м}^3.$$

Тогда продолжительность адсорбции

$$\tau = \frac{85}{0.2 \cdot 0.01} \left[ \frac{0.78 - 0.2}{0.057 \cdot 1063} \left[ \frac{1}{3,7} \ln \left( \frac{0.01}{0.0001} - 1 \right) + \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{\ln \left( \frac{0.01}{0.0001} - 1 \right)}{0.0001} \right] \right] = 32 \cdot 34 C_o = 8,58 \text{ ч.}$$

Полученное время защитного действия адсорбера более чем на 10% перекрывает потребное время непрерывной работы аппарата, т.е. рассчитанный адсорбент полностью отвечает требованиям, поставленным в условных задачах.

#### 4. Термическое обезвреживание вредных примесей

Метод термического обезвреживания газовых выбросов применяют для удаления из них горючих загрязняющих веществ, к которым могут относиться газы, пары и сильно пахнущие вещества. Этот метод применяют в тех случаях, когда объемы выбросов велики, а концентрации загрязняющих веществ малы.

Чтобы спроектировать сжигание газообразных отходов, необходимо знать химический состав загрязняющих веществ, их концентрации, начальную температуру газовых выбросов, объемный расход и предельно допустимые нормы выброса загрязняющих веществ. На основании этих данных можно выбрать оптимальный вариант процесса сжигания. Различают процесс с прямого сжигания в пламени, а также термического в каталитического окисления.

Изучая возможности применения метода термического обезвреживания, необходимо учитывать образующиеся при окислении продукты реакции. Так, при сжигании газов, содержащих фосфор, галогены, серу, образуются продукты реакции, зачастую во много раз превышающие по токсичности исходный газовый выброс. Исходя из этого метод термического обезвреживания применен для выбросов, содержащих токсичные вещества в виде твердых выделений органического происхождения (сажи, частицы углерода, древесная пыль и т.д.) в выбросах, включаящих токсичные компоненты органического происхождения, но не содержащие галогены, фосфор и серу.

Следующий важный параметр, учитываемый при выборе схемы термического обезвреживания – это предел взрываемости или воспламеняемости сжигаемых отходов в смесях с воздухом. Эти данные показывают, будет ли данный вид газообразных отходов поддерживать горение без дополнительного подвода топлива. Из соображений безопасности транспортировка и сжигание газов в промышленных масштабах осуществляется при концентрациях горючих веществ не более 25% от нижнего предела взрываемости и теплоте сгорания газового потока не более 370...550 кДж/м<sup>3</sup>.

Рабочие температуры, применяемые в устройствах для дожигания горючих примесей, колеблются в зависимости от их характера. Так, при окислении углеводородов рациональный интервал температур 780...1030 K, при окислении окси углерода – 950...1060 K, при устранении запаха посредством окисления –

750...960 К.

Расчеты процессов термического окисления выполняют с целью определения необходимого количества дополнительного топлива, объема газообразных продуктов горения и объема камеры сгорания. Ниже приведен пример, иллюстрирующий методику расчета процесса термического окисления.

Пример. Рассчитать работющую на природном газе горелку круглого сечения, предназначенную для обезвреживания газовых выбросов печей горячей сушки покрытий. Максимальный расход газа составляет  $2000 \text{ м}^3/\text{ч}$  при нормальных условиях. Температура газа равна  $1000^\circ\text{C}$ . Принять, что загрязненный газ по свойствам близок к воздуху и процесс окисления углеводородов протекает при температуре  $80^\circ\text{C}$ . Теплота сгорания прижигов не учитывается.

Решение. Массовый расход загрязненного газа

$$m_{203} = V_{203} / \rho_{203} = 2000 \cdot 1,25 = 2500 \text{ кг/ч.}$$

Количество теплоты, необходимое для повышения температуры от  $80^\circ\text{C}$  до  $1000^\circ\text{C}$ , определяется по значениям вязкости для воздуха при заданных температурах. По таблицам [II] находим вязкость для воздуха в выражении теоретический расход теплоты:

$$Q = m_{203} (\dot{c}_2 - \dot{c}_1) = 2500 (965-355) = 1,54 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Если принять, что теплонытерии составляют 10%, то общее количество теплоты составляет

$$Q_k = 1,1 Q = 1,1 \cdot 1,54 \cdot 10^6 = 1,72 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Требуемый расход природного газа определим, исходя из его теплотворной способности. При сжигании 1  $\text{м}^3$  природного газа в смеси со стехиометрическим количеством воздуха при температуре  $1000^\circ\text{C}$  теплотворная способность природного газа  $Q''_{nr}$  составляет  $Q''_{nr} = 24 \cdot 10^6 \text{ кДж}$ . Таким образом, требуемый объемный расход природного газа при нормальных условиях

$$V_{20r} = \frac{Q_k}{Q''_{nr}} = \frac{1,72 \cdot 10^6}{24 \cdot 10^6} = 73 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Для полного сгорания 1  $\text{м}^3$  природного газа требуется в среднем 10,36  $\text{м}^3$  воздуха. Следовательно, объем продуктов сгорания 1  $\text{м}^3$  природного газа составляет 11,36  $\text{м}^3$  и объемный расход продуктов сгорания 73  $\text{м}^3/\text{ч}$  природного газа при температуре  $1000^\circ\text{C}$ .

$$V_c = \frac{73 \cdot 11,36 \cdot 1273}{3600 \cdot 353} = 0,825 \text{ м}^3/\text{с.}$$

К этой величине необходимо прибавить объемный расход загрязненного газа при температуре  $1000^\circ\text{C}$

$$V_{203} = \frac{2000 \cdot 1273}{2600 \cdot 353} = 2,0 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Суммарный расход газа в устройстве для дожигания

$$V_s = V_c + V_{203} = 2,825 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Для обеспечения удовлетворительного перемешивания продуктов сгорания загрязненных газов скорость газа, проходящего через сопло горелки установки, должна быть в пределах 10...15 м/с. Приняв скорость газа равной 12 м/с, определим диаметр горелки

$$D_g = \sqrt{\frac{4 \cdot V_s}{g \cdot W}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,825}{g \cdot 12}} = 0,55 \text{ м.}$$

Диаметр камеры сгорания определим, исходя из необходимости обеспечить достаточное время пребывания и интенсивность турбулентности. Для устройства термического сжигания рациональное время пребывания газа в камере сгорания находится в пределах 0,3...0,9 с. Приняв время пребывания газа в камере сгорания

$T = 0,5$  с и отношение длины камеры к ее диаметру равным 2, получим геометрические размеры камеры

$$D_K = \sqrt{\frac{2 V_s T}{g}} ; \quad h_K = 2 D_K ;$$

$$D_K = \sqrt{\frac{2 \cdot 2,825 \cdot 0,5}{g}} = 0,965 \text{ м; } h_K = 1,97 \text{ м.}$$

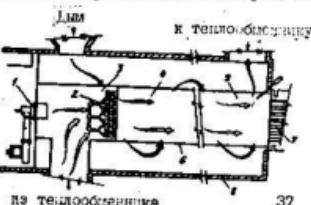
Принимая длину камеры 2 м, получим скорость газа в камере сгорания

$$W = \frac{L_K}{T} = \frac{2,0}{0,5} = 4 \text{ м/с.}$$

что вполне удовлетворительно. Схема горелки показана на рис. II.

Рис. II. Принципиальная схема установки термического дожигания с предварительным подогревом:

- 1,2 - горелка; 3 - камера предварительного подогрева;
- 4 - камера сжигания;
- 5 - контроллер камера;
- 6 - обивка камеры;
- 7 - теплообменник;
- 8 - корпус дожигателя.



## 5. Каталитическое обезвреживание вредных примесей

Каталитическое дожигание целесообразно применять для обезвреживания газов, содержащих весьма низкие концентрации горючих примесей. Оно предпочтительнее в этих случаях, чем метод термического дожигания, так как существенно (в отдельных случаях до 20 раз) сокращает время пребывания окисляемых примесей в реакторе и снижает рабочие температуры, т.е. экономят энергию. Сущность процессов каталитической очистки газов состоит в осуществлении на поверхности твердого катализатора химических превращений, в результате которых образуются безвредные или менее вредные для окружающей среды вещества и регенерированный катализатор.

В большинстве случаев катализаторами являются металлы или их соединения (платина Pt и металлы платинового ряда Ru, Rh, Pd, Os, Ir, переходные металлы и их соединения: окись меди, двукись марганца и т.д. и промоторированные катализаторы, в состав которых помимо соединений переходных металлов вводится в небольшом количестве (0,1%) благородные металлы). Для осуществления каталитического процесса необходимы незначительные количества катализатора, расположенного таким образом, чтобы обеспечить максимальную поверхность контакта с газовым потоком. Катализатор обычно выполняется в форме шаров, комочков, проволоки, свитой в спираль. Например, разработан катализатор, состоящий из смеси неблагородных металлов с добавкой платины и циркония (сотые доли процента от массы катализатора), нанесенный в виде активной пленки на никромовую проволоку 0,4...0,5 мм, свитую в спираль диаметром 5 мм.

Объем катализаторской массы определяется исходя из максимальной скорости обезвреживания газа, которая, в свою очередь, зависит от природы и концентрации вредных веществ в отходящем газе, температуры и давления каталитического процесса и активности катализатора.

Об активности катализатора судят по количеству продукта, получаемого с единицы объема катализатора, или по объемной скорости химической реакции, при которой обеспечивается требуемая степень пропрессии. Обычно скорость обезвреживания принимается от 2000 до 60000 объемов газа на объем катализаторной

массы в час.

На скорость и эффективность каталитического процесса существенно влияет температура газа. Для каждой реакции, протекающей в потоке газа, характерна так называемая минимальная температура начала реакции, ниже которой катализатор не проявляет активности. С повышением температуры эффективность каталитического процесса увеличивается, однако для каждого катализатора существует свой предельный температурный уровень. Повышение этого уровня приводит к снижению активности, а затем к разрушению катализатора. В табл. 8 приведены значения температуры окисления различных веществ на катализаторах.

Таблица 8

Окисляемое вещество	Температура начала реакции	Окисляемое вещество	Температура начала реакции
Альдегиды	234...173	Окись углерода	316...343
Ацетилен	207...241	Пропан	293...332
Бензин	261...298	Растворитель	260...400
Бензол	277...300	Тринитротолуол	219...250
Ксилол	200...340	Толуол	200...290
Лаки	316...371	Фенол	216...427
Нитротолуол	265...297	Этанол	261...293

Принцип расчета каталитического реактора заключается в определении площади наружной поверхности зерен катализатора, к которой может быть подведено в результате массопередачи необходимое количество удалляемой примеси. При этом необходимый объем катализатора:

$$V = \frac{S}{S_0},$$

где  $V$  - объем катализатора, м<sup>3</sup>;  $S$  - наружная поверхность зерен, м<sup>2</sup>;  $S_0$  - наружная поверхность зерен в единице объема катализатора, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

$$S_0 = (1-\eta) \frac{S'}{V},$$

здесь  $\eta$  - пористость слоя катализатора;  $S'$  - поверхность одного зерна, м<sup>2</sup>;  $V$  - объем одного зерна, м<sup>3</sup>.

Для зерен сферической формы и цилиндров с высотой, равной диаметру,  $S_0 = (1-\eta) \frac{S}{d_3}$ , где  $d_3$  - диаметр зерна, м.

Скорость массопередачи компонента, который находится в реакционной смеси в недостатке по сравнению со стехиометрическим отношением, определяется уравнением

$$G = \beta S \cdot \Delta C,$$

где  $G$  - количество удаленного компонента, кг-моль/ч;  $\beta$  - коэффициент массопередачи, м/ч;  $\Delta C$  - средняя логарифмическая разность концентраций удаленного компонента в газовом потоке  $C_n$  и у поверхности зерен катализатора в начале и в конце слоя катализатора, кг-моль/м<sup>3</sup>

$$\Delta C = \frac{\Delta P}{RT};$$

здесь  $\Delta P = \frac{P_n - P_k}{\ln \frac{P_n}{P_k}}$  - средняя логарифмическая разность парциальных давлений удаленного компонента, Па;  $P_n, P_k$  - парциальное давление удаленного компонента до и после слоя катализатора, Па;  $R = 8,32 \frac{\text{Дж}}{\text{моль} \cdot \text{К}}$  - газовая постоянная;  $T$  - температура в реакционной зоне, К.

После нескольких преобразований получается следующее выражение для определения количества катализатора:

$$V = \frac{RT \cdot G \cdot \beta \cdot (P_n/P_k)}{\beta \cdot S_0 \cdot (P_n - P_k)}. \quad (6)$$

Значения  $G, P_n, P_k$  содержатся в условиях расчета и зависят от размера и формы зерен катализатора.

Коэффициент массопередачи  $\beta$  определяется в зависимости от режима течения газа по следующим формулам:

$$\text{при } Re = 0,01 \dots 2 \quad N_{Dg} = 0,515 Re^{0,935} Sc^{0,935}$$

$$\text{при } Re = 2 \dots 30 \quad N_{Dg} = 0,725 Re^{0,47} Sc^{0,935}$$

$$\text{при } Re = 30 \dots 8000 \quad N_{Dg} = 0,395 Re^{0,64} Sc^{0,935}$$

где  $N_{Dg} = \frac{\beta \cdot C_3}{d_3}$  - диффузионный критерий Нуссельта;  $Re$  - критерий Рейнольдса;  $Sc = \nu/D$  - критерий Шандга (диффузионный критерий Прандтля);  $\nu$  - коэффициент кинематической вязкости при рабочих давлениях, м<sup>2</sup>/с;  $D_0 = 48/\beta$  - эквивалентный диаметр зерна катализатора;  $D_0 = D_0 (T_p/273)^{1/2}$  - коэффициент диффузии удалываемого газового компонента в воздухе, м<sup>2</sup>/с;  $D_0$  - справочное значение коэффициента диффузии, м<sup>2</sup>/с;  $D_0$  может быть определено по табл. 7 или ориентировочно начислено по уравнению

$$D_0 = 0,00155 \frac{T^{1,65}}{\rho(\sqrt{V_A} + \sqrt{V_B})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где  $P$  - давление смеси, ат;  $V_A, V_B$  - молярные объемы газов;  $M_A, M_B$  - молекулярные массы газов;  $W_A' = W_0 \frac{T_p}{273/T}$  - скорость газа при рабочих условиях, м/с;  $W_0$  - линейная скорость газового потока при нормальных условиях, отнесенная к полной фильтрующей поверхности. На практике  $W_0$  обычно принимают равным 0,5...1 м/с.

По этим данным можно вычислить значение объемной скорости, при которой следует осуществлять процесс катализитической очистки газа. Если расчеты выполнены для очистки определенного количества газа в час, то делением объема этого газа, приведенного к нормальным условиям, на необходимый объем катализатора определяют максимальную объемную скорость. Для обеспечения длительной работы катализатора рассчитанное значение объемной скорости целесообразно уменьшить в 1,5...2 раза.

Необходимы теоретические толщины слоя катализатора для достижения заданной степени очистки  $\xi$  определяются по формуле

$$h = \frac{N_0 \cdot W_0}{S_{Dg} \cdot \beta}, \quad (7)$$

где  $N_0 = C_7 \frac{1}{1 - \rho}$  - число единиц переноса;  $S_{Dg}$  - эффективная удельная поверхность катализатора, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $\beta$  - коэффициент формы зерна, учитывающий неравнодоступность всей поверхности зерна обдуваемому потоку.

Гидравлическое сопротивление слоя катализатора

$$\frac{\Delta P}{h} = 150 \frac{(1 - \rho)^2}{h^3} \frac{\mu \cdot W_0^2}{D_0} + 1,75 \frac{1 - \rho}{h^3} \frac{\rho_0 W_0^2}{D_0}, \quad (8)$$

где  $\mu$  - коэффициент динамической вязкости газа при рабочих условиях, Н·с/м<sup>2</sup>;  $\rho_0$  - плотность газа, кг·с<sup>2</sup>/м<sup>4</sup>.

Промышленные приемы газоочистки, основанные на катализитических реакциях окисления, имеют различные варианты технического решения, схематически представленные на рис. 12.

**Пример.** Рассчитать катализитический реактор для очистки 1000 м<sup>3</sup>/ч технологических выбросов от паров органических растворителей. Процесс очистки осуществляется при давлении 1,5·10<sup>5</sup> Н·м<sup>-2</sup>. Концентрация паров органических растворителей в технологических выбросах составляет  $C_n = 10 \text{ г}/\text{м}^3$ . Эффективность очистки должна быть не менее 0,975.

**Решение.** Выбираем в качестве катализатора процесса окисления органических растворителей азотокислым пальмовым с раз-

мером гранул 5 мм. Рабочая температура в реакторе, согласно табл. 8, должна быть 300°C.

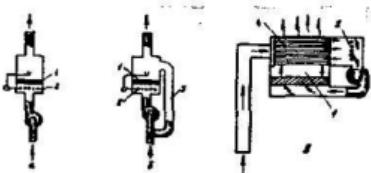


Рис. 12. Схемы катализитических реакторов:  
 а - без предварительного подогрева;  
 б - с предварительным подогревом;  
 в - с предварительным подогревом от теплообменника;  
 1 - катализатор; 2 - горелка; 3 - ренактуационная труба; 4 - теплообменник

Выбираем схему катализитического реактора с рекуперацией тепла, показанную на рис. 12 в. Содержание паров органических растворителей в отходящих газах

$$C_H = C_N (1 - 2) = 10 \cdot (1 - 0,975) = 0,25 \text{ г/м}^3.$$

Количество паров органических растворителей, которое проявляется в реакторе,

$$G = \frac{1000 \cdot (10 - 0,25) \cdot 10^{-3}}{92} = 0,106 \text{ кг моль/ч.}$$

Определим наружную поверхность зерен катализатора в единице объема, приняв, что пористость насадки  $\eta = 0,5$ :

$$Re = \frac{6 \cdot (1 - 0,5)}{5 \cdot 10^{-3}} = 600 \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

Согласно рекомендациям, оптимальная скорость течения очищаемого газа через катализатор  $W = 0,5 \text{ м/с}$ , тогда

$$Re = \frac{5 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}}{7,33 \cdot 10^{-5}} = 33,8,$$

где коэффициент кинематической вязкости при рабочих параметрах  $\nu = 0,739 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$ .

Значение коэффициента массопередачи определяем по формуле, соответствующей режиму плавления:

$$\beta = 0,335 \frac{\partial}{\partial z} Re^{0,33} Sc^{0,33} = 0,335 \frac{0,71 \cdot 10^{-5}}{5 \cdot 10^{-5}} \frac{(493)^{1,8}}{273} =$$

$$0,33 \cdot 0,64 \cdot 1,8^{0,33} = 1,15 \cdot 10^{-2} \text{ м/с.}$$

По зависимости (6) определяем необходимый объем катализатора:

$$V = \frac{0,106 \cdot 8,32 \cdot 493 \cdot 2,3 \cdot 40 \cdot 10^3}{3600 \cdot 1,15 \cdot 10^{-2} \cdot 600 \cdot 1,5 \cdot 9,75 \cdot 92} = 0,048 \text{ м}^3.$$

Максимальную объемную скорость катализитического процесса определим как отношение объема очищаемого газа к объему катализатора

$$v' = \frac{V_{газ}}{V} = \frac{10^3}{0,048} = 20883 \text{ ч}^{-1}.$$

Необходимая теоретическая толщина слоя катализатора для достижения заданной степени очистки  $\xi$  определяется по формуле (7). Число единиц переноса

$$N_0 = \mathcal{C}_1 \frac{I}{I - 0,975} = 2,3; \quad \mathcal{C}_2 \frac{I}{I - 0,975} = 3,68.$$

Коэффициент формы зерна

$$\phi = \frac{3 \cdot (5 \cdot 10^{-3})^2}{2 \cdot (5 \cdot 10^{-3} + 0,5 \cdot 10^{-3}) / 1,5 (5 \cdot 10^{-3})^{2/3} / 1/3} = 0,815.$$

Эффективная удельная поверхность катализатора

$$S_{exp} = 600 \cdot 0,815 = 489 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Скорость газа в катализитическом реакторе при рабочих условиях

$$W_p = W_0 \frac{T_0}{273 \cdot 17} = 0,5 \frac{573}{273 \cdot 0,5} = 2,11 \text{ м/с.}$$

Теоретическая толщина слоя катализатора

$$h = \frac{3,68 \cdot 0,5 \cdot 2,11}{489 \cdot 1,15 \cdot 10^{-2}} = 0,690 \text{ м.}$$

Принимая коэффициент запаса 1,16, получим действительную толщину слоя катализатора

$$h_2 = h \cdot 1,16 = 0,8 \text{ м.}$$

Энергозатраты на продувку очищаемого газа через слой катализатора в этом случае

$$\Delta P = \left( \frac{4P}{h} \right) h_2 = 0,8 \left[ 150 \frac{(1 - 0,5)^2}{0,5^3} \cdot \frac{0,335 \cdot 10^{-6} \cdot 2,11}{5^2 \cdot 10^{-6}} + \right. \\ \left. + 1,75 \frac{(1 - 0,5)}{0,5^3} \cdot \frac{0,048 \cdot 2,11^2}{5 \cdot 10^{-5}} \right] = 245 \text{ Па.}$$

## Литература

1. Бакланова В.Г., Левченко В.Я. Примеры расчета процессов в аппаратах установок глубокого окисления. - М.: МЭТУ, 1977. - Ч. II, 20 с.
2. Охрана окружающей среды/ Балюс С.Е., Борбенов Ф.А., Козыков А.Ф. и др. - М.: Высшая школа, 1983. - 264 с.
3. Безопасность производственных процессов: Справочник/ Под ред. Белова С.В. - М.: Машиностроение, 1985. - 448 с.
4. Бласов А.Ф. Безопасность труда при обработке металлов резанием. - М.: Машиностроение, 1984. - 86 с.
5. Буквалович М.П. Техофизические свойства органических теплоносителей. - М.: Атомиздат, 1970. - 240 с.
6. Гасейнудин Р.З. Термодинамические реакторы для очистки отходящих газов. - М.: ИДМТИиНиФтима, 1979. - 68 с.
7. Дубинин М.М. Адсорбция и пористость. - М.: Академия наук СССР, 1972. - 42 с.
8. Иванчикова Т.Ф., Фидалковская Г.А. Безопасность труда при нанесении хромограсочных покрытий в машиностроении. - М.: Машиностроение, 1981. - 112 с.
9. Калылев Н.В. Основы адсорбционной техники. - М.: Химия, 1984. - 592 с.
10. Серебряный Л.А. Безопасность труда при нанесении гальванических покрытий. - М.: Машиностроение, 1980. - 70 с.
11. Справочник по физико-техническим основам криогеники/ Под общ. ред. В.П. Малкова. - М.: Энергия, 1965. - 431 с.
12. Струев В. Промышленная очистка газов: Пер. с англ. - М.: Химия, 1981. - 616 с.
13. Уорк К., Уорнер С. Загрязнение воздуха. Источники и контроль: Пер. с англ. - М.: Мир, 1980. - 768 с.
14. Вернум Т., Ингфорд Р., Уилки Ч. Массообменные: Пер. с англ. - М.: Химия, 1982. - 696 с.
15. Рин В.М. Адсорбция газов. - М.: Химия, 1976. - 655 с.
16. Романков П.Г., Курочкина М.И., Примеры и задачи по курсу "Процессы и аппараты химической технологии". - Л.:Химия, 1984. - 232 с.