

тализаторов примесей ведут в промывных башнях 6 и 7 первой ступени мокрых электрофильтров 8, увлажнительной башне 9 и второй ступени электрофильтров.

Затем газ освобождают от влаги в сушильной башне 10, а от брызг и тумана серной кислоты — в брызгоуловителе 11. Башни орошают серной кислотой по циклу: сборник — насос — холодильник — башня — сборник (при работе холодильника под давлением). Очищенный и осушенный сернистый газ нагнетателем подают в контактное отделение. Все оборудование до нагнетателя работает под разрежением, после нагнетателя — под давлением.

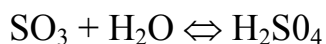
В контактном отделении исходный сернистый газ нагревается в теплообменниках 13 до температуры зажигания катализатора и поступает на окисление в контактный аппарат 14. При окислении на слоях катализатора температура его повышается, поэтому газ охлаждают между слоями в промежуточных теплообменниках, а из последнего слоя образующийся триоксид серы направляют на в ангидридный холодильник 15 и далее на абсорбцию SO_3 в олеумный 16 и моногидратный 17 абсорберы. Затем, после очистки от брызг и тумана серной кислоты в брызгоуловителе 11, выхлопные газы выбрасывают в атмосферу с содержанием 0,15-0,3% SO_2 . Вновь строящиеся сернокислотные цеха с одинарным контактированием должны оборудоваться установкой улавливания SO_2 из выхлопных газов до его остаточного содержания 0,03%.

В процессе работы концентрации и температуры кислот в промывном отделении повышаются за счет улавливания небольшого количества SO_3 и охлаждения газа. Для поддержания стабильного режима организован переток кислоты из увлажнительной башни 9 в сборник 2-й промывной башни 7, из последней — в сборник 1-й промывной башни 6, а в сборник увлажнительной башни непрерывно добавляется вода. Циркулирующие кислоты пропускают через холодильники 18. При поглощении кислотой влаги из газа в сушильной башне 10 концентрация кислоты снижается, а в процессе абсорбции SO_3 концентрация олеума и моногидрата в башнях повышается. Для поддержания стабильного режима применяют кислотооборот между сушильной 10 и абсорбционной башнями 17 и в систему добавляют воду.

					КП ПУАХТ ХТЗ-002 АУ 00.00.00 ПЗ	8
		N				

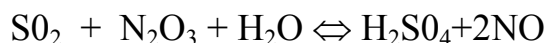
В контактном методе получения серной кислоты процесс окисления SO_2 и SO_3 проводят на твердых катализаторах.

Триоксид серы переводят в серную кислоту на последней стадии процесса – абсорбции триоксида серы, которую упрощенно можно представить уравнением реакции



При проведении процесса по нитрозному (башенному) методу в качестве переносчика кислорода используют оксиды азота.

Окисление диоксида серы осуществляется в жидкой фазе и конечным продуктом является серная кислота:



В настоящее время в промышленности в основном применяют контактный метод получения серной кислоты, позволяющий использовать аппараты с большей интенсивностью.

сорбции, в аппаратах устанавливают змеевики, охлаждаемые водой или другим охлаждающим агентом, либо помещают абсорберы в сосуды с проточной водой.

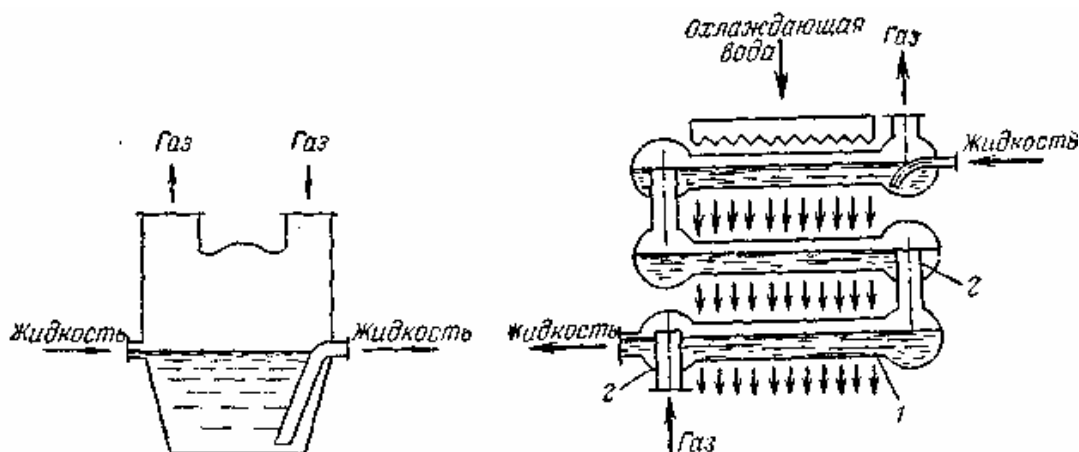


Рисунок 2.1 – Поверхностный абсорбер

Пластинчатый абсорбер состоит из двух систем каналов: по каналам 1 большого сечения движутся противоток газ и абсорбент, по каналам 2 меньшего сечения — охлаждающий агент (как правило, вода). Пластинчатые абсорберы обычно изготавливаются из графита, так как он является химически стойким материалом.

Поверхностные абсорберы имеют ограниченное применение вследствие их малой эффективности и громоздкости.

Пленочные абсорберы. Эти аппараты более эффективны и компактны, чем поверхностные абсорберы. В пленочных абсорберах поверхностью контакта фаз является поверхность текущей пленки жидкости. Различают следующие разновидности аппаратов данного типа: 1) трубчатые абсорберы; 2) абсорберы с плоско-параллельной или листовой насадкой; 3) абсорберы с восходящим движением пленки жидкости.

Насадочные абсорберы. Широкое распространение в промышленности в качестве абсорберов получили колонны, заполненные насадкой — твердыми телами различной формы [3]. Такие колонны называются насадочными. Насадочный абсорбер изображен на рисунке 2.2.

происходит по всей высоте аппарата, а в насадочных абсорберах — только по высоте элемента насадки. При перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. При этом часть жидкости проходит через расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг. Часть поверхности насадки бывает смочена неподвижной (застойной) жидкостью.

Основными характеристиками насадки являются ее удельная поверхность и свободный объем. Величину свободного объема для непористой насадки обычно определяют путем заполнения объема насадки водой. Отношение объема воды к объему, занимаемому насадкой, Выбор насадок. Для того чтобы насадка работала эффективно, она должна удовлетворять следующим основным требованиям: 1) обладать большой поверхностью в единице объема; 2) хорошо смачиваться орошающей жидкостью; 3) оказывать малое гидравлическое сопротивление газовому потоку; 4) равномерно распределять орошающую жидкость; 5) быть стойкой к химическому воздействию жидкости и газа, движущихся в колонне; 6) иметь малый удельный вес; 7) обладать высокой механической прочностью; 8) иметь невысокую стоимость [2].

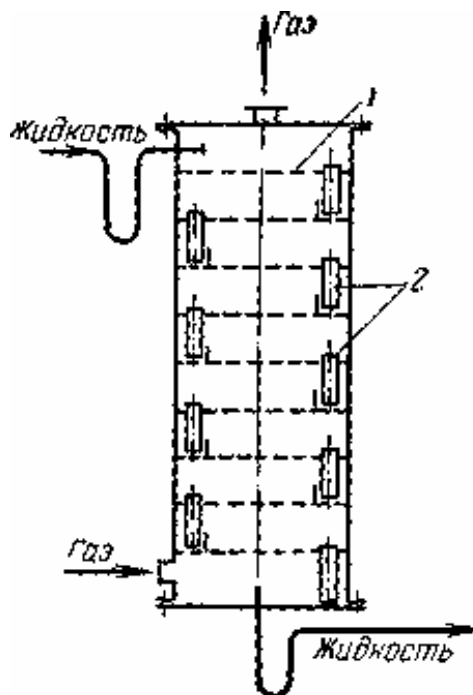
Насадок, полностью удовлетворяющих всем указанным требованиям, не существует, так как, например, увеличение удельной поверхности насадки влечет за собой увеличение гидравлического сопротивления аппарата и снижение предельных нагрузок. В промышленности применяют разнообразные по форме и размерам насадки, которые в той или иной мере удовлетворяют требованиям, являющимся основными при проведении конкретного процесса абсорбции. Насадки изготавливают из разнообразных материалов (керамика, фарфор, сталь, пластмассы и др.) выбор которых диктуется величиной удельной поверхности насадки, смачиваемостью и коррозионной стойкостью.

В качестве насадки используют также засыпаемые навалом в колонну куски кокса или кварца размерами. Однако вследствие ряда недостатков (малая удельная поверхность, высокое гидравлическое сопротивление и т. д.) кусковую насадку в настоящее время применяют редко.

					КП ПУАХТ ХТЗ-002 АУ 00.00.00 ПЗ	14
		N				

ствляется направленное движение фаз и многократное взаимодействие жидкости и газа [2].

В настоящее время в промышленности применяются разнообразные конструкции тарельчатых аппаратов. По способу слива жидкости с тарелок барботажные абсорберы можно подразделить на колонны: 1) с тарелками со сливными устройствами и 2) с тарелками без сливных устройств.



1 – тарелка; 2 – сливные устройства.

Рисунок 2.4 – Тарельчатая колонна со сливными устройствами

Тарельчатые колонны со сливными устройствами. В этих колоннах перелив жидкости с тарелки на тарелку осуществляется при помощи специальных устройств — сливных трубок, карманов и т. п. Нижние концы трубок погружены в стакан на нижерасположенных тарелках и образуют гидравлические затворы, исключающие возможность прохождения газа через сливное устройство.

В зависимости от скорости газа и плотности орошения различают три основных гидродинамических режима работы барботажных тарелок: пузырьковый, пенный и струйный, или инжекционный. Эти режимы отличаются структурой барботажного слоя.

В соответствии с приведенным описанием для очистки газа обжигательных печей от SO_2 примем насадочный абсорбер, изображенный на рисунке 2.2.

4 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ

4.1 Исходные данные к расчету

Исходные данные к технологическому расчету:

производительность по газу при нормальных условиях $V_0 = 1,67 \text{ м}^3/\text{с}$;

концентрация SO_2

на входе в абсорбер $Y_H = 8,0\% \text{ об.}$

на выходе из абсорбера $Y_K = 0,2\% \text{ об.}$

Давление газа на входе в абсорбер $P = 10^5 \text{ Па} = 0,1 \text{ МПа}$

Схема к расчету приведена ниже на рисунке 4.1

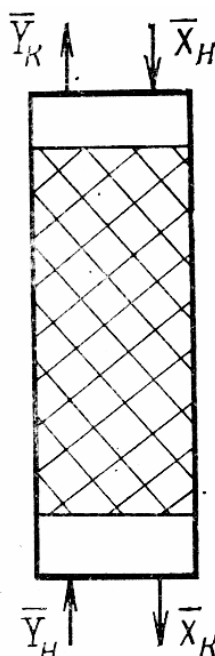


Рисунок 4.1 – Схема к технологическому расчету абсорбера

4.2 Определение расхода поглотителя

Пересчитаем объемный расход сырья на рабочие условия

$$V_c = V \frac{P_0 T}{P T_0}$$

где $P_0 = 0,1013 \text{ МПа}$ – атмосферное давление;

$T_0 = 273 \text{ К}$ – температура при н. у.;

$P = 0,1 \text{ МПа}$ – давление сырья;

Расчетный диаметр абсорбера

$$D_p = \sqrt{\frac{4s}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 5,12}{3,14}} = 2,554 \text{ м}$$

Принимаем из стандартного ряда

$$D = 2,6 \text{ м.}$$

Действительная площадь поперечного сечения

$$s = \pi \frac{D^2}{4} = \pi \frac{2,6^2}{4} = 5,31 \text{ м}^2$$

Проверим выбранный диаметр абсорбера по плотности орошения. Плотность орошения насадки

$$U = \frac{L}{\rho_{ж} s} = \frac{23.2 \times 3600}{1000 \times 5.31} = 15.7 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{ ч}} > 1.5$$

Оптимальная плотность орошения [6, формула 627]

$$U_{\text{опт}} = Vf$$

где $V = 0.158$ – коэффициент.

Тогда

$$U_{\text{опт}} = 0,158 \times 86 = 13,6 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{ ч}}$$

Проверка условия хорошей смачиваемости

$$\frac{U}{U_{\text{опт}}} = \frac{15,7}{13,6} = 1,16 > 1$$

4.4 Определение высоты насадки

Высоту насадки определяем, исходя из основного уравнения массопередачи.

Рассчитаем среднюю движущую силу процесса.

Движущая сила внизу колонны

$$\Delta p_{\text{низ}} = p_n - p_{жк} = 8000 - 6490 = 1510 \text{ Па}$$

Движущая сила вверху колонны

$$\Delta p_{\text{верх}} = p_k - p_{жн} = 200 - 0 = 200 \text{ Па}$$

Поскольку $\Delta p_{\text{низ}} / \Delta p_{\text{верх}} = 1510 / 200 = 7,55 > 2$, то средняя движущая сила вычисляется по уравнению

					КП ПУАХТ ХТЗ-002 АУ 00.00.00 ПЗ	24
		N				

Высота насадочной части абсорбера

$$H_{\text{нас}} = \frac{G_{\text{SO}_2}}{K_p V s \Delta p_{\text{ср}}} = \frac{0,20}{0,059 \times 5,31 \times 4,88} = 15,3 \text{ м}$$

Принимаем три насадки высотой по 5 м каждая. Полная высота абсорбера с учетом конструктивных особенностей определяется по выполненному чертежу общего вида аппарата:

$$H = 24.8 \text{ м.}$$

					КП ПУАХТ ХТЗ-002 АУ 00.00.00 ПЗ	26
		N	.	.		

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}} = \frac{70 - 15}{2,3 \lg \frac{70}{15}} = 35,7^\circ\text{K}$$

Тепловая нагрузка теплообменника

$$Q = G_2 C (t_2' - t_2'') / M$$

где C – теплоемкость газа, подлежащего охлаждению.

Поскольку газ состоит из нескольких компонентов, то его теплоемкость для точных вычислений необходимо рассчитывать по аддитивности:

$$C = \sum c_i x_i$$

где c_i – теплоемкость i -го компонента; x_i – доля i -го компонента. Поскольку в охлаждаемом газе количество азота 81%, то для приближенных расчетов можно принять теплоемкость смеси равной теплоемкости азота. Возможную погрешность в расчетах можно учесть некоторым увеличением рассчитанной поверхности теплообмена. Итого из [5, табл. XXVII]

$$C_{N_2} = 29,0 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль град}}$$

Соответственно

$$Q = 0,081 * 29,0 * (85 - 20) = 152 \text{ кДж/с}$$

На основании опытных данных, полученных для различных условий работы, примем коэффициент теплопередачи K [2, стр. 603]:

$$K = 150 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{к})$$

Требуемая поверхность теплообмена определяется по формуле:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}},$$

Тогда

$$F = \frac{152000}{200 \times 35,7} = 28,4 \text{ м}^2$$

Выбираем стандартный аппарат, имеющий поверхность теплообмена $F = 41 \text{ м}^2$ при длине труб $L = 4 \text{ м}$. Диаметр кожуха $D = 250 \text{ мм}$, $d_{тр} = 20 \times 2$, число ходов – 2. Запас поверхности теплообмена:

$$D = (41 - 28) / 28 = 0,46 = 46\%$$

					КП ПУАХТ ХТЗ-002 АУ 00.00.00 ПЗ	28
		N				

$$\omega = \frac{0.0232}{0.0153} = 1,51 \text{ м/с}$$

Определим критерий Рейнольдса для среды в трубопроводе

$$Re = \frac{\omega d}{\nu}$$

где $\nu = 0,001 \text{ с}^{-1}$ – динамический коэффициент вязкости для воды при 20° C [5, табл. V]. Соответственно

$$Re = \frac{1.51 \times (0.150 - 2 \times 0,005)}{0,001} = 211 < 2300$$

Режим движения ламинарный. Коэффициент трения трубы

$$\lambda = \frac{A}{Re}$$

где $A = 64$ – коэффициент для круглого сечения потока [5, табл. XIII]. Тогда

$$\lambda = \frac{64}{226} = 0,283$$

Скоростной напор насоса [5]

$$h_{ск} = \frac{\omega^2}{2g} = 1,51^2 / (2 * 9,81) = 0,116 \text{ м}$$

Потеря напора на трение и местные сопротивления

$$h_{тр+мс} = \frac{\lambda (L + L_{эКВ})}{d - 2s} h_{ск}$$

где $L_{эКВ}$ – суммарная эквивалентная длина местных сопротивлений. Для проектируемого трубопровода на пути следования жидкости от насоса до точки ввода в колонну встречаются два местных сопротивления: поворот трубопровода на 90° . Эквивалентная длина такого сопротивления для трубопровода круглого сечения [3]

$$L_{пов}^{90} = 1.65 d_{вн}$$

где $d_{вн} = d - 2s = 0,150 - 2 * 0,005 = 0,14 \text{ м}$ – внутренний диаметр трубопровода.

Соответственно

$$L_{пов}^{90} = 1,65 * 0,14 = 0,231 \text{ м.}$$

Тогда полная эквивалентная длина всех местных сопротивлений

					КП ПУАХТ ХТЗ-002 АУ 00.00.00 ПЗ	30
		N				

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной курсовой работе был выполнен технологический расчет абсорбционной установки непрерывного действия для поглощения SO_2 из газовой смеси. По результатам технологического расчета был выполнен технологический расчет вспомогательного оборудования: теплообменника для охлаждения газа обжигательных печей и насоса для подачи абсорбента (воды) на верх колонны.

По результатам технологического расчета были определены основные размеры абсорбционной колонны: диаметр и высота.

Рассчитанная абсорбционная установка непрерывного действия для поглощения SO_2 из газовой смеси удовлетворяет техническому заданию и может быть использована в производстве серной кислоты.

					КП ПУАХТ ХТЗ-002 АУ 00.00.00 ПЗ	32
		N				