

1 Описание технологической схемы установки

Абсорбцией называется процесс поглощения газа или пара жидким поглотителем (абсорбентом). Обратный процесс — выделение поглощенного газа из поглотителя — называется десорбцией.

В промышленности абсорбция с последующей десорбцией широко применяется для выделения из газовых смесей ценных компонентов (например, для извлечения из коксового газа аммиака, бензола и др.), для очистки технологических и горючих газов от вредных примесей (например, при очистке их от сероводорода), для санитарной очистки газов (например, отходящих газов от сернистого ангидрида) и т. д.

В некоторых случаях десорбцию не проводят, если извлекаемый компонент и поглотитель являются дешевыми или отбросными продуктами или если в результате абсорбции получается готовый продукт (например, соляная кислота при абсорбции хлористого водорода водой).

На рисунке 1.1 дана схема абсорбционной установки [2].

Газ на абсорбцию подается газодувкой 1 в нижнюю часть колонны 2, где равномерно распределяется перед поступлением на контактный элемент (насадку или тарелки). Абсорбент из промежуточной емкости 9 насосом 10 подается в верхнюю часть колонны и равномерно распределяется по поперечному сечению абсорбера с помощью оросителя 4. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости. Очищенный газ, пройдя брызгоотбойник 3, выходит из колонны.

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

		N				8

куляции. В связи с этим уменьшается движущая сила процесса массопередачи и ухудшается извлечение компонента из газовой смеси. Несмотря на отмеченные недостатки, абсорбция с рециркуляцией поглотителя находит применение благодаря тому, что в этом простее повысить плотность орошения и осуществить от-
выносном холодильнике.

Такую схему применяют, когда абсорбент обладает высокой избирательностью и необходимо из смеси извлечь один компонент или одну целевую фракцию (например, извлечение из газа кислых компонентов, осушка газов). При переработке природных и попутных газов такие схемы не эффективны, так как не обеспечивают получение кондиционной товарной продукции.

Механизм процесса переноса массы сводится к молекулярной и турбулентной диффузии. При молекулярной диффузии, происходящей в неподвижной фазе и ламинарном потоке, перенос массы характеризуется коэффициентом диффузии D . При турбулентной диффузии перенос вещества осуществляется движущимися частицами среды и определяется гидродинамическим состоянием потока. Механизм переноса вещества через поверхность раздела фаз является кардинальным вопросом теории массопередачи и окончательно не решен.

Вследствие поглощения при абсорбции определенных компонентов газа потока абсорбента и газа могут существенно изменяться по высоте аппарата. Аналогичная картина наблюдается и при десорбции. Обычно различают абсорбцию тонких (сухих) газов, при которой количество извлекаемых компонентов не превышает 10—15 %, и в этом случае можно пользоваться усредненными характеристиками потоков.

		N				10

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.

		N				14

3 Характеристика рабочих веществ

Оксид серы (IV) SO_2 называют сернистым ангидридом.

Сернистый ангидрид при обычных условиях бесцветный газ с характерным резким запахом. Молекула SO_2 имеет структуру равнобедренного треугольника с атомом S при вершине. Связи атомов серы с атомами кислорода сильно поляризованы, поэтому молекула SO_2 обладает значительным дипольным моментом.

При нормальных условиях плотность SO_2 по воздуху 2,2636, вес 1 л газа 2,92655 г; стандартная теплота образования $\Delta H_{298}^0 = -70,96$ ккал/моль. Удельная теплоемкость газа 0,145 кал/г (0°) и 0,159 кал/г (100°).

При нормальном давлении SO_2 сжижается при $-10,5^\circ \text{C}$, а при обычной температуре жидкий SO_2 можно получить под давлением 4-5 атм. Сернистый ангидрид принадлежит к числу хорошо растворимых в воде газов. Растворимость его составляет (вес. %): 13,34 (10°), 9,61 (20°), 5,25 (40°), 2,08 (80°).

При растворении в воде SO_2 дает слабую, существующую только в растворе сернистую кислоту H_2SO_3 . С водными растворами щелочей реагирует с образованием солей сернистой кислоты – сульфитов и бисульфитов. Растворимость SO_2 в серной кислоте меньше, чем в воде; с повышением концентрации H_2SO_4 растворимость вначале уменьшается, достигает минимума приблизительно в 90%-ной H_2SO_4 (при 20°), а затем вновь увеличивается. В олеуме с повышением содержания свободного SO_3 растворимость SO_2 возрастает.

Термически SO_2 очень устойчив, заметная диссоциация его до S и O_2 или до SO и O происходит лишь около 2800° . Будучи соединением 4-валентной серы, SO_2 может как восстанавливаться до низших валентных состояний S, так и окисляться с образованием соединений 6-валентной S. Для SO_2 характерно также образование продуктов присоединения. Абсолютно сухой SO_2 при обычной температуре не реагирует с кислородом, водородом, галогенами, H_2S и CO. При высоких температурах на катализаторе водородом восстанавливается до H_2S , окисью углерода – до серы с частичным образованием COS и CS_2 . Влажный SO_2 взаимодействует с H_2S при обычной температуре с образованием серы.

		N				16

Предполагая, что концентрация SO_2 в воде на выходе из абсорбера достигнет $X_{\text{рк}}$, находим минимальный расход воды

$$L_{\text{min}} = \frac{G_a}{X_{\text{рк}}} = \frac{0,196}{0,01} = 19,6 \text{ кг/с}$$

Действительный расход поглотителя принимаем большим на 18%:

$$L = 1,18 L_{\text{min}} = 1,18 \times 19,6 = 23,2 \text{ кг/с}$$

Действительное содержание SO_2 в уходящей воде

$$X_{\text{к}} = \frac{G_a}{L} = \frac{0,196}{23,2} = 0,85\%$$

Равновесная и рабочая линия приведены на рисунке 4.2.

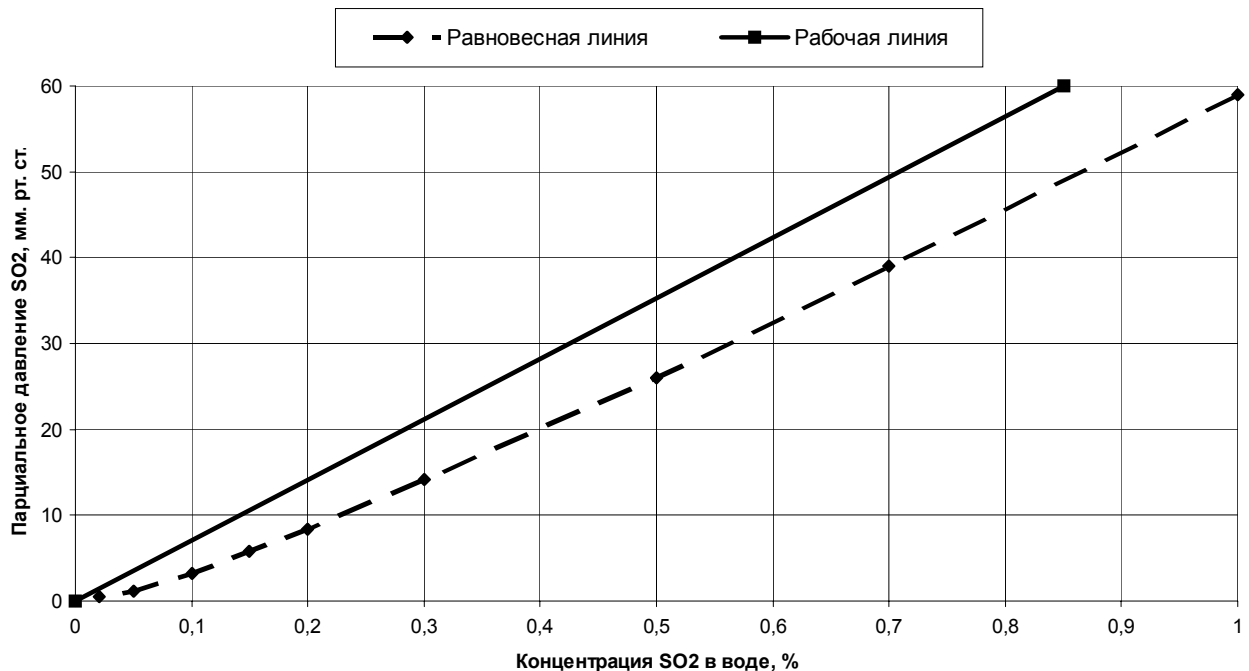


Рисунок 4.2 – Равновесная и рабочие линии процесса абсорбции

Парциальное давление SO_2 над уходящей жидкостью определим интерполированием табличных данных, приведенных в [5, табл. 7.9]:

$$p_{\text{жк}} = 39 + (59 - 39) \frac{0,85 - 0,7}{1,0 - 0,7} = 48,8 \text{ мм. рт. ст} = 6490 \text{ Па}$$

$$s = \frac{V_c}{\omega} = \frac{1,81}{0,354} = 5,12 \text{ м}^2$$

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 [6].

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 сверху колонны

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

		N				22

$$K_{pV} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{rV}} + \frac{m_{pC}}{\beta_{жV}}} = \frac{1}{\frac{1}{0,267} + \frac{665}{39,4}} = 0,059$$

Высота насадочной части абсорбера

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

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

$$H = 24,8 \text{ м.}$$

4.5 Расчет диаметров основных штуцеров колонны

К основным штуцерам колонны относят штуцера ввода очищаемого газа, поглотителя, вывода очищенного газа и отработанного поглотителя.

Диаметр штуцера определяется по формуле

$$D_{\text{шт}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega}}$$

где V – объемный расход среды, $\text{м}^3/\text{с}$;

ω – рекомендуемая скорость среды в штуцере, $\text{м}/\text{с}$.

Диаметр штуцера ввода исходного газа

$$D_{\text{ГВХ}} = \sqrt{\frac{4 \times 1,81}{3,14 \times 15}} = 0,391 \text{ м}$$

Принимаем стандартное значение

$$D_{\text{ГВХ}} = 400 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера вывода очищенного газа

$$D_{\text{ГВЫХ}} = \sqrt{\frac{4 \times 1,81}{3,14 \times 10}} = 0,480 \text{ м}$$

Принимаем стандартное значение

$$D_{\text{ГВХ}} = 500 \text{ мм}$$

Диаметр штуцера ввода поглотителя

		N				24

5 Расчет вспомогательного оборудования

5.1 Расчет теплообменника для охлаждения газа обжигательных печей

Рассчитаем теплообменный аппарат для охлаждения реакционного газа SO_2 от температуры 85°C (параметр технологической схемы) до температуры 20°C (согласно техническому заданию).

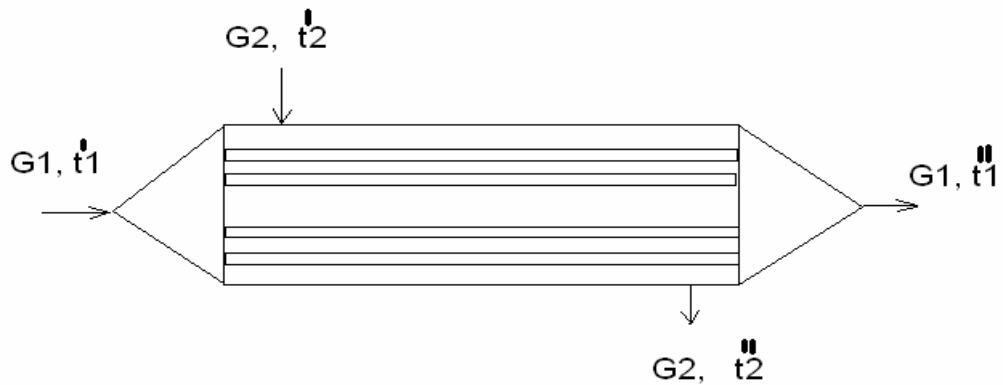


Рисунок 5.1 – Схема к расчету теплообменного аппарата

Расход потока

$$G_2 = 2,52 \text{ кг/с} = 2,52/31,0 = 0,081 \text{ кмоль/с}$$

$$t_2' = 85^\circ\text{C}, t_2'' = 20^\circ\text{C}$$

В качестве охлаждающего агента в выбираем захлажденную воду:

$$t_1' = 5^\circ,$$

$$t_1'' = 15^\circ\text{C}.$$

Составим схему температурных потоков:

$$\begin{array}{ccc} 85 & \longrightarrow & 20 \\ & & \longleftarrow \\ \frac{15}{\Delta t_6 = 70} & & \frac{5}{\Delta t_m = 15} \end{array}$$

$$\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} = \frac{70}{15} = 4.67 \geq 2, \text{ следовательно среднюю разность температур рассчита-}$$

ем по формуле.

5.2 Расчет насоса для подачи воды на верх колонны.

Требуется подавать $L = 23.2$ кг/с воды (плотность $\rho = 1000$ кг/м³ = 1 кг/л) на высоту $H_n = 24,8$ м (принимаем расположение насоса на одном уровне с опорой колонны). Давление в аппарате и емкости для воды атмосферное. Примем трубопровод $d \times s = 150 \times 5$ мм. Коэффициент трения в трубопроводе примем равным $\lambda = 0,03$.

Ниже приведена схема к расчету насоса.

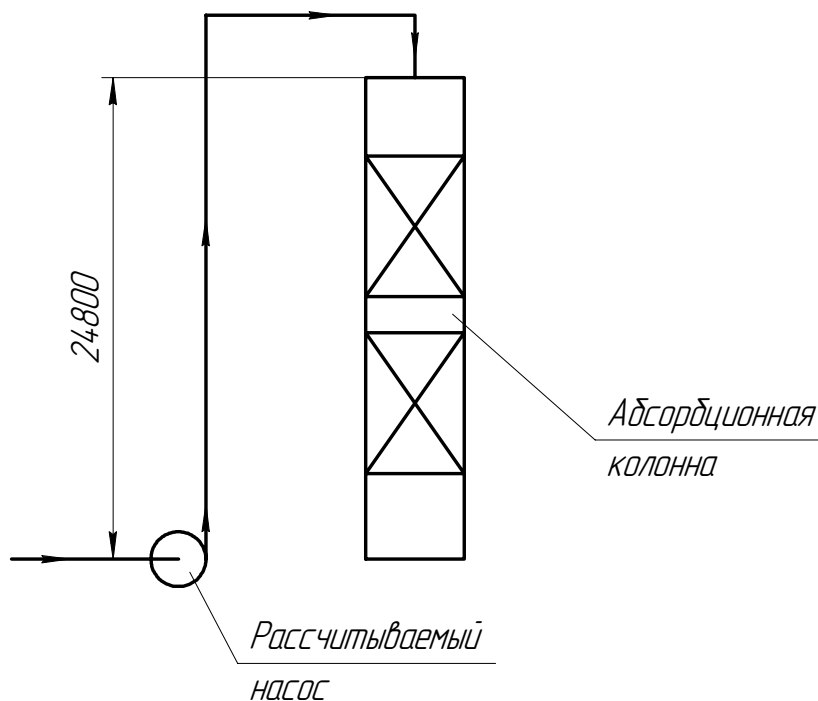


Рисунок 5.2 – Схема к расчету насоса

Объемный расход (производительность насоса)

$$Q = \frac{L}{\rho} = \frac{23.2}{1000} = 0,0232 \text{ м}^3/\text{с} = 83,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Скорость воды в трубопроводе [5]

$$\omega = \frac{Q}{s}$$

где s – площадь поперечного сечения потока воды:

$$s = \frac{\pi (d - 2s)^2}{4} = \frac{3.14 (0.150 - 2 \times 0.005)^2}{4} = 0,0153 \text{ м}^2$$

		N							28

$$L_{\text{ЭКВ}} = 2 L_{\text{ПОВ}}^{90} = 2 * 0,231 = 0,462 \text{ м}$$

Итого

$$h_{\text{тр+мс}} = \frac{0,283 \times (24,8 + 0,462)}{0,150 - 2 \times 0,005} \times 0,116 = 5,9 \text{ м}$$

Требуемый полный напор насоса:

$$H = \frac{P_{\text{изб}}}{g \rho} + H_{\text{п}} + h_{\text{тр+мс}} + h_{\text{ск}}$$

где $P_{\text{изб}} = 0$ МПа – избыточное давление в аппарате. Следовательно

$$H = 0 + 24,8 + 5,9 + 0,116 = 30,8 \text{ м}$$

Мощность, потребляемую насосом определяем по формуле [5]

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta}$$

где $\eta = 0,64$ – КПД насоса[5]. Соответственно

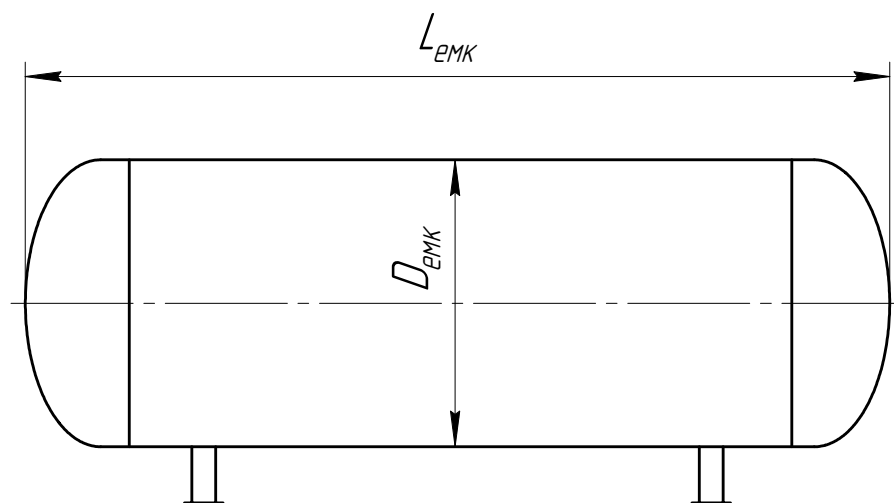
$$N = 0,0232 * 1000 * 9,81 * 30,8 / 0,64 = 10950 \text{ Вт} = 10,95 \text{ кВт}$$

5.3 Расчет емкости для временного хранения поглотителя

Выполним расчет емкости для временного хранения отработанного поглотителя (поз. 13 на технологической схеме на рис. 1.1). Схема к расчету приведена на рисунке 5.3.

Согласно технологическому расчету, объемный расход поглотителя составляет

$$G_{\text{м}} = 83,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$



		N							30

Заключение

В данной курсовой работе был выполнен технологический расчет абсорбционной установки непрерывного действия для поглощения SO_2 из газовой смеси.

В разделе, посвященном описанию технологической схемы, рассмотрена физическая сущность процесса и методы реализации на практике. Описана технологическая схема абсорбционной установки непрерывного действия с десорбером.

В разделе описания физико-химических свойств компонентов подробно рассмотрены свойства воды и оксида серы. Приведена таблица растворимости газа в воде при режимных параметрах рассчитываемой установки.

Технологический раздел содержит необходимые расчеты для осуществления процесса на практике. Определен минимальный и действительный расход поглотителя, равный 23,2 кг/с. Содержание оксида серы в очищенном газе 0,7% об., в отработанном поглотителе 0,85% об.. Рассчитаны геометрические размеры колонны ($D = 2.6$ м, $H \approx 25$ м), определены диаметры основных штуцеров (ввода исходного газа 400 мм, вывода очищенного газа 500 мм, ввода поглотителя 200 мм, вывода отработанного поглотителя 250 мм) и высота насадочного слоя ($H = 15,3$ м).

В качестве вспомогательного оборудования рассчитаны теплообменник ($F = 41$ м² при длине труб 4 м, диаметр кожуха 250 мм, $d_{\text{тр}} = 20 \times 2$, число ходов 2), насос (ХВ-25-М2, $N = 10,95$ кВт) и емкость ($D = 2,4$ м, $L = 12,0$ м).

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

		N				32