

- для очистки газовых выбросов от вредных примесей (на пример, очистка топочных газов от  $SO_2$ , очистка от фтористых соединений газов, выделяющихся при производстве минеральных удобрений и т.д.). Очистку газов от вредных примесей адсорбцией используют также применительно к технологическим газам, когда присутствие примесей недопустимо для дальнейшей переработки газа (на-пример, очистка коксового и нефтяного газов от  $H_2S$ , очистка азотоводородной смеси для синтеза аммиака от  $CO_2$  и  $CO$  и т. д.). В этих случаях извлекаемые из газовых смесей компоненты обычно используют, поэтому их выделяют десорбци-ей;

- для осушки газов, когда в абсорбционных процессах (абсорбция, десорб-ция) участвуют две фазы - жидкая и газовая - и происходит переход вещества из газовой фазы в жидкую (при абсорбции) или, наоборот, из жидкой фазы в газовую (при десорбции), причем инертный газ и поглотитель являются только носителя-ми компонента соответственно в газовой и жидкой фазах и в этом смысле в мас-сопереносе не участвуют.

Расчет абсорбера для поглощения аммиака воздуха является целью данного курсового проекта.

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 11, дополнительно охлаждается в холодильнике 5.

|  |  |   |  |  |                               |    |
|--|--|---|--|--|-------------------------------|----|
|  |  |   |  |  | КП ПАХТ МЗ-021 АУ 00.00.00 ПЗ | 10 |
|  |  |   |  |  |                               |    |
|  |  | N |  |  |                               |    |

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

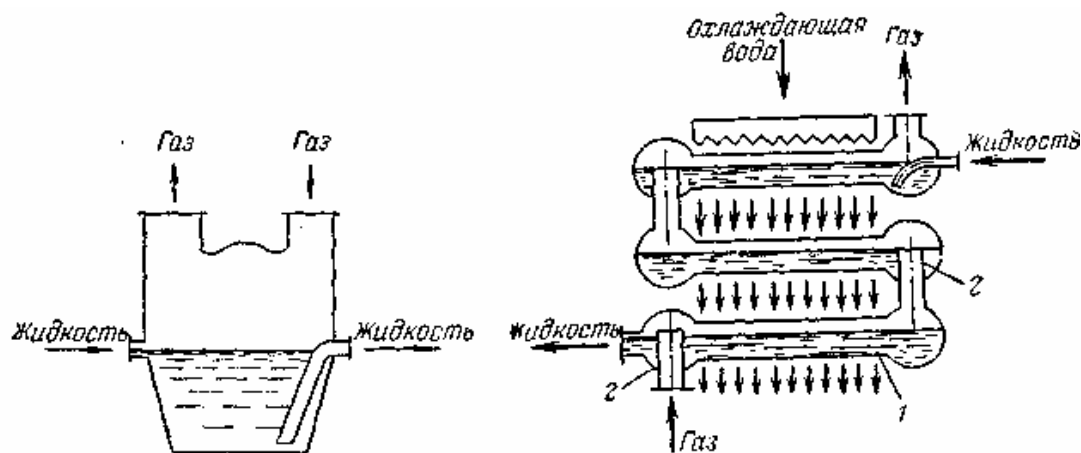


Рисунок 2.1 – Поверхностный абсорбер

Пластинчатый абсорбер состоит из двух систем каналов: по каналам 1 большего сечения движутся противотоком 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.

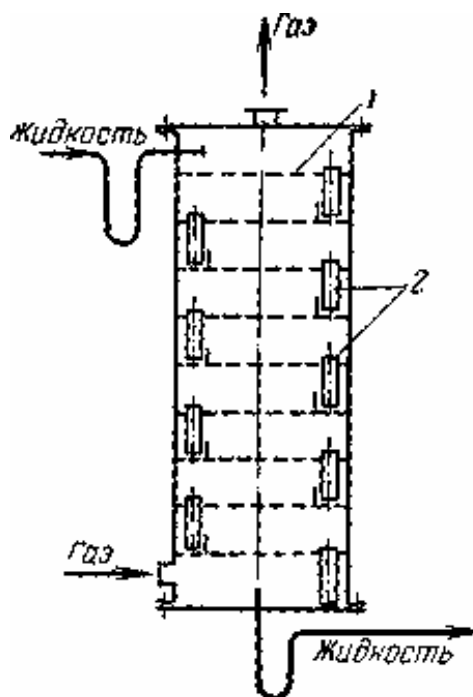
Основными характеристиками насадки являются ее удельная поверхность и свободный объем. Величину свободного объема для непористой насадки обычно определяют путем заполнения объема насадки водой. Отношение объема воды к объему, занимаемому насадкой, Выбор насадок. Для того чтобы насадка работала эффективно, 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.

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 зависимости от конструкции устройств для ввода пара в жидкость различают ситчатые (дырчатые), колпачковые, клапанные, язычковые (чешуйчатые) и

Высота слоя жидкости на полотне тарелки определяется высотой сливной перегородки и подпором жидкости над гребнем слива. Изменяя высоту сливной перегородки, можно менять уровень жидкости на тарелке [2].

Поток паров при поступлении в слой жидкости прорезями колпачков разбивается на большое число отдельных струй, которые с большой скоростью входят в жидкость. В пространстве между смежными колпачками паровые и жидкостные струи, сталкиваясь, деформируются, образуя слой газожидкостной системы (пены) с сильно развитой поверхностью контакта фаз (рисунок 2.5, б).

В соответствии с техническим заданием примем тарельчатый абсорбер с колпачковыми тарелками.

|  |  |   |  |  |                               |    |
|--|--|---|--|--|-------------------------------|----|
|  |  |   |  |  | КП ПАХТ МЗ-021 АУ 00.00.00 ПЗ | 18 |
|  |  |   |  |  |                               |    |
|  |  | N |  |  |                               |    |

## 4 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ

### 4.1 Исходные данные к расчету

Согласно заданию на проектирование, исходными данными для расчета абсорбционной колонны являются следующие величины

Таблица 4.1 – Исходные данные к расчету колонны

| Наименование показателя                           | Обозначение    | Величина                |
|---|----------------|-------------------------|
| Расход газовой смеси (н. у)                       | V              | 12000 м <sup>3</sup> /ч |
| Начальное содержание аммиака в газовой смеси (об) | Y <sub>н</sub> | 7,00 %                  |
| Абсолютное давление газовой смеси                 | P <sub>г</sub> | 0,1013 МПа              |
| Температура газовой смеси                         | T <sub>г</sub> | 293 К                   |
| Тип колонны                                       | –              | тарельчатая             |
| Степень извлечения аммиака из газовой смеси       | ψ <sub>а</sub> | 0.85                    |

Схема к технологическому расчету приведена на рисунке 4.1.

### 4.2 Расчет расхода поглотителя

Выполним перерасчет объемного расхода в мольный

$$G_1 = \frac{V}{V_0} = \frac{12000}{22,4} = 112,50 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}}$$

Конечная концентрация аммиака в газовой смеси

$$Y_k = \psi_a Y_n = (1 - 0,85) \times 7,00 = 1,05\%$$

Расход аммиака в газе

$$G_a := G_1 \cdot Y_n = 112,50 \times 0,0700 = 10,13 \text{ кмоль/ч}$$

Количество поглощенного аммиака

$$W_a := G_a \cdot \psi_a = 10,13 \times 0,8500 = 9,92 \text{ кмоль/ч}$$

Количество уходящего газа

$$G_2 := G_1 - W_a = 112,50 - 9,92 = 102,58 \text{ кмоль/ч}$$

Для определения молярной массы газа необходимо рассчитать состав газовой смеси. Согласно заданию на проектирование, доля аммиака в воздухе составляет 7%. Следовательно, доля остальных компонентов будет

$$Y_i = \frac{Y_{iB}}{1 + Y_H}$$

где  $Y_{iB}$  – доля компонента в чистом воздухе.

$$Y_{N_2} = \frac{Y_{N_2B}}{1 + Y_H} = \frac{0,7809}{1 + 0,0700} = 0,7298$$

$$Y_{O_2} = \frac{Y_{O_2B}}{1 + Y_H} = \frac{0,2095}{1 + 0,0700} = 0,1928$$

$$Y_{Ar} = \frac{Y_{ArB}}{1 + Y_H} = \frac{0,0093}{1 + 0,0700} = 0,0071$$

$$Y_{CO_2} = \frac{Y_{CO_2B}}{1 + Y_H} = \frac{0,0003}{1 + 0,0700} = 0,0003$$

$$Y_{NH_3} = Y_H = 0,0700$$

Проверка правильности расчетов

$$\begin{aligned} \Sigma Y_i &= Y_{N_2} + Y_{O_2} + Y_{Ar} + Y_{CO_2} + Y_{NH_3} = \\ &= 0,7298 + 0,1928 + 0,0071 + 0,0003 + 0,0700 = 1,0000 \end{aligned}$$

Расчеты выполнены верно.

Определим молярную массу газа по принципу аддитивности. Молярная масса отдельных компонентов

$$M(N_2) = 14 \times 2 = 28 \text{ кг/кмоль}$$

$$M(O_2) = 16 \times 2 = 32 \text{ кг/кмоль}$$

$$M(Ar) = 18 \text{ кг/кмоль}$$

$$M(CO_2) = 12 + 16 \times 2 = 44 \text{ кг/кмоль}$$

$$M_a = M(NH_3) = 14 + 1 \times 3 = 17 \text{ кг/кмоль}$$

Молярная масса смеси

$$M_{см} = 28 \times 0,7298 + 32 \times 0,1928 + 18 \times 0,0071 + 44 \times 0,0003 + 17 \times 0,0700 = 31,4 \text{ кг/кмоль}$$

Равновесная концентрация аммиака в жидкости

$$X_a := Y_H \cdot \frac{M_a}{M_{см}} = 0,0700 \times \frac{17}{31,4} = 4,87 \%$$



### 3. Определение скорости газа и диаметра абсорбера

Для колпачковых тарелок предельно допустимую скорость рекомендуется рассчитывать по уравнению [3]

$$w_{\text{lim}} = \frac{0,0155}{d_{\text{к}}^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{г}}} h_{\text{к}}}$$

где  $d_{\text{к}}$  – диаметр колпачка, принимаем предварительно стандартное значение  $d_{\text{к}} = 80$  мм [7, табл. 24.1];

$\rho_{\text{ж}}$  – плотность жидкости на тарелке, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_{\text{г}}$  – плотность газовой фазы на тарелке, кг/м<sup>3</sup>;

$h_{\text{к}}$  – расстояние от верхнего края колпачка до вышележащей тарелки, м.

Плотность поглотителя (воды) примем в соответствии со справочными данными [6, табл. XXXIX], выполнив интерполяцию

$$\rho_{\text{ж}} = \rho_{\text{ж}25} = \frac{\rho_{\text{ж}20} + \rho_{\text{ж}30}}{2}$$

где  $\rho_{\text{ж}25}$  – плотность воды при 25 °С;

$\rho_{\text{ж}20} = 996$  кг/м<sup>3</sup> – плотность воды при 20 °С;

$\rho_{\text{ж}30} = 998$  кг/м<sup>3</sup> – плотность воды при 30 °С;

Итого

$$\rho_{\text{ж}} = \frac{996 + 998}{2} = 997 \text{ кг/м}^3$$

Поскольку доля аммиака в газовой смеси незначительна, то с допустимой погрешностью можно считать плотность газа равной плотности воздуха при рабочих условиях:

$$\rho_{\text{г}} = \rho_{\text{в}} \frac{P_0 T_{\text{г}}}{P_{\text{г}} T_0}$$

где  $P_0 = P_{\text{атм}} = 1,013 \times 10^5$  Па – атмосферное давление;

$T_0 = 273$  К – температура н.у.

Соответственно

$$\rho_{\text{г}} = 1,28 \times \frac{1,013 \times 10^5 \times 293}{1,47 \times 10^5 \times 273} = 1,862 \text{ кг/м}^3$$

Полученное значение лежит в допустимых пределах.

Для выбранного диаметра колонны значения параметров тарелок берем из таблицы [6, табл. 24.11]. В таблице 4.2 сведены используемые при дальнейших расчетах величины.

Таблица 4.2 – Характеристики выбранной тарелки

| Наименование параметра  | Обозначение | Величина             |
|-------------------------|-------------|----------------------|
| Высота прорези колпачка | $h_{пр}$    | 20 мм                |
| Высота подъема колпачка | $h_k$       | 55 мм                |
| Высота перелива         | $h_{пер}$   | 55 мм                |
| Периметр слива          | $L_c$       | 685 мм               |
| Площадь слива           | $F_c$       | 0,051 м <sup>2</sup> |
| Ширина прорези          | $b_{пр}$    | 10 мм                |

### 4.3 Определение числа тарелок колонны

Площадь поверхности массопередачи определяем по уравнению [4]

$$F_n := \frac{G_{Ma}}{K_y \cdot \Delta Y_{cp}}$$

где  $G_{Ma}$  – массовый расход поглощаемого аммиака;

$K_y$  – коэффициент массопередачи по газовой фазе;

$\Delta Y_{cp}$  – средняя движущая сила процесса.

Массовый расход поглощаемого аммиака

$$G_{Ma} = G_M (NH_3) \psi_a = 172 \times 0,9800 = 168,7 \text{ кг/ч}$$

Значение коэффициента массопередачи по газовой фазе рассчитываем по уравнению [4]

$$K_y := \frac{1}{\frac{1}{\beta_{г}} + \frac{m}{\beta_{ж}}}$$

где  $\beta_{г}$  – коэффициент массоотдачи со стороны газовой фазы, кг/(м<sup>2</sup> × с);

$m = X_2/Y_n = 0,0441/0,0900 = 0,4900$  – коэффициент распределения;

где  $\rho_r$  – плотность газовой фазы на тарелке, из предыдущих расчетов  $\rho_r = 1,862 \text{ кг/м}^3$ ;

$q = Q / L_c$  – расход поглотителя на единицу длины периметра слива,  $\text{м}^3/(\text{м} \times \text{ч})$ ;

$Q$  – объемный расход жидкости,  $\text{м}^3/\text{с}$

$$Q = L \frac{M_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}$$

где  $M_{\text{ж}} = M(\text{H}_2\text{O}) = 2 + 16 = 18 \text{ кг/кмоль}$  – мольная масса поглотителя;

$\rho_{\text{ж}}$  – плотность поглотителя, из предыдущих расчетов  $\rho_{\text{ж}} = 997 \text{ кг/м}^3$ .

Следовательно

$$Q = 225 \times \frac{18}{997} = 4,06 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Соответственно расход поглотителя на единицу длины периметра слива

$$q = 4,06 / 0,686 = 5,930 \text{ м}^3/(\text{м} \times \text{ч})$$

Высота уровня спокойной жидкости

$$h_0 = 0,0419 + 0,19 \times 0,055_p - 0,0135 \sqrt{1,862} + 2,46 \times 5,930 = 0,0380 \text{ м} = 38 \text{ мм}$$

Критерий Фруда

$$Fr = \frac{0,671^2}{9,81 \times 0,0380} = 1,207$$

Газосодержащие слоя

$$\varepsilon = \frac{\sqrt{1,207}}{1 + \sqrt{1,207}} = 0,524$$

Высота газожидкостного слоя (пены)

$$h_{\text{п}} = \frac{0,0380}{1 - 0,524} = 0,0797 \text{ м} = 79,7 \text{ мм}$$

Высота перепада уровня жидкости

$$\Delta h = 79,7 - 55 = 24,7 \text{ мм}$$

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке

$$\Delta P_{\text{гж}} = 1,3 \times 9,81 \times 0,5 \times 997 \times \left( 0,020 + \frac{35}{2} + 24,7 \right) = 395,4 \text{ Па}$$

Коэффициенты массоотдачи со стороны газовой и жидкой фаз соответственно [4]:

|  |  |   |  |  |                               |    |
|--|--|---|--|--|-------------------------------|----|
|  |  |   |  |  | КП ПАХТ МЗ-021 АУ 00.00.00 ПЗ | 28 |
|  |  |   |  |  |                               |    |
|  |  | N |  |  |                               |    |

Принимаем с запасом

$$N = 27$$

#### 4.4 Расчет гидравлического сопротивления абсорбера

Гидравлическое сопротивление одной тарелки

$$\Delta P_T = \Delta P_{CT} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ГЖ}$$

где  $\Delta P_{CT}$  – сопротивление сухой тарелки, Па;

$\Delta P_{\sigma}$  – сопротивление от сил поверхностного натяжения, Па.

Сопротивление сухой тарелки

$$\Delta P_{CT} := \xi \cdot \frac{w_{пр}^2 \cdot \rho_{Г}}{2}$$

где  $\xi = 4,7$  – коэффициент сопротивления для колпачковых тарелок [4]

$w_{пр}$  – скорость газа в прорезях колпачков

$$w_{пр} := 0,6 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot \rho_{ж} \cdot g \cdot h_{пр}}{\rho_{Г}}} = 0,6 \times \sqrt{\frac{2 \times 997 \times 9,81 \times 0,020}{1,862}} = 8,69 \text{ м/с}$$

$$\Delta P_{CT} = 4,7 \times \frac{8,69^2 \times 1,862}{2} = 331 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление от сил поверхностного натяжения

$$\Delta P_{\sigma} := \frac{4 \cdot \sigma}{d_3}$$

где  $\sigma$  – поверхностное натяжение воды,  $\sigma = 7,28 \times 10^{-3}$  Н/м;

$d_3$  – эквивалентный диаметр прорези, для  $h_{пр} / b_{пр} = 20 / 10 = 2$  [3, стр. 9]

$$d_3 = 1,3 \times b_{пр} = 1,3 \times 10 = 13 \text{ мм}$$

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \times 72,8 \times 10^{-3}}{0,013} = 22 \text{ Па}$$

Общее сопротивление тарелки

$$\Delta P_T = 331 + 395 + 22 = 748 \text{ Па}$$

Гидравлическое сопротивление абсорбера

$$\Delta P_A = N_T \Delta P_T = 27 \times 748 = 20196 \text{ Па}$$

#### 4.6 Определение высотных размеров колонны.

Схема к расчету высоты колонны приведена на рисунке 4.3.

Полная высота колонны вычисляется по формуле

$$H_k = H_{оп} + H_1 + H_{тар} + H_2 + H_{дн}, \text{ м,}$$

где  $H_{оп}$  – высота опорной части (мантии), принимаемая равной 2 м;

$H_1$  – высота от нижнего днища до нижней тарелки, принимаемая равной 1 ... 1,5 м;

$H_{тар}$  – высота тарельчатой части, м;

$H_2$  – высота от верхней тарелки, до верхнего днища, принимаемая равной 1,5 ... 2 м;

$H_{дн}$  – высота верхнего днища, м.

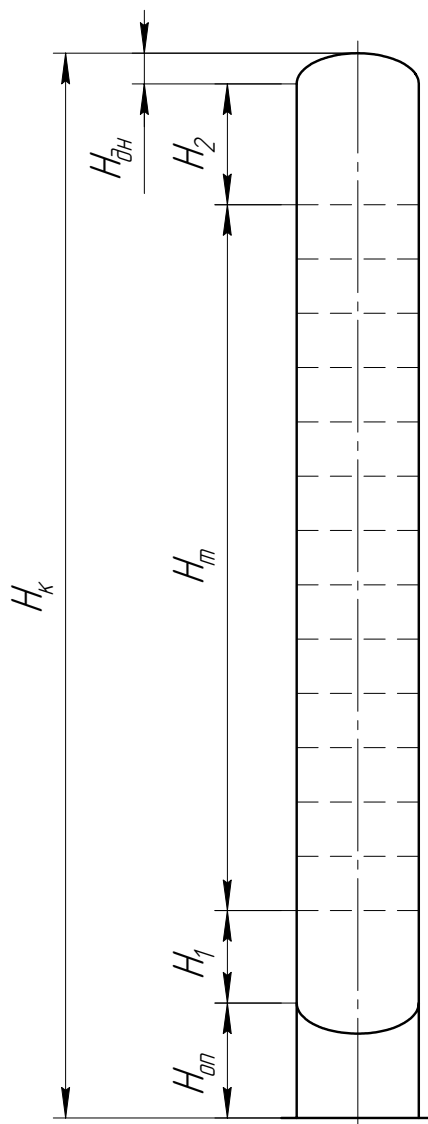


Рисунок 4.3 Схема к определению высотных размеров колонны

|  |   |  |  |  |
|--|---|--|--|--|
|  |   |  |  |  |
|  |   |  |  |  |
|  | N |  |  |  |

## 5 РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Выполним расчет насоса для подачи поглотителя наверх колонны. Схема к расчету приведена на рисунке 5.1.

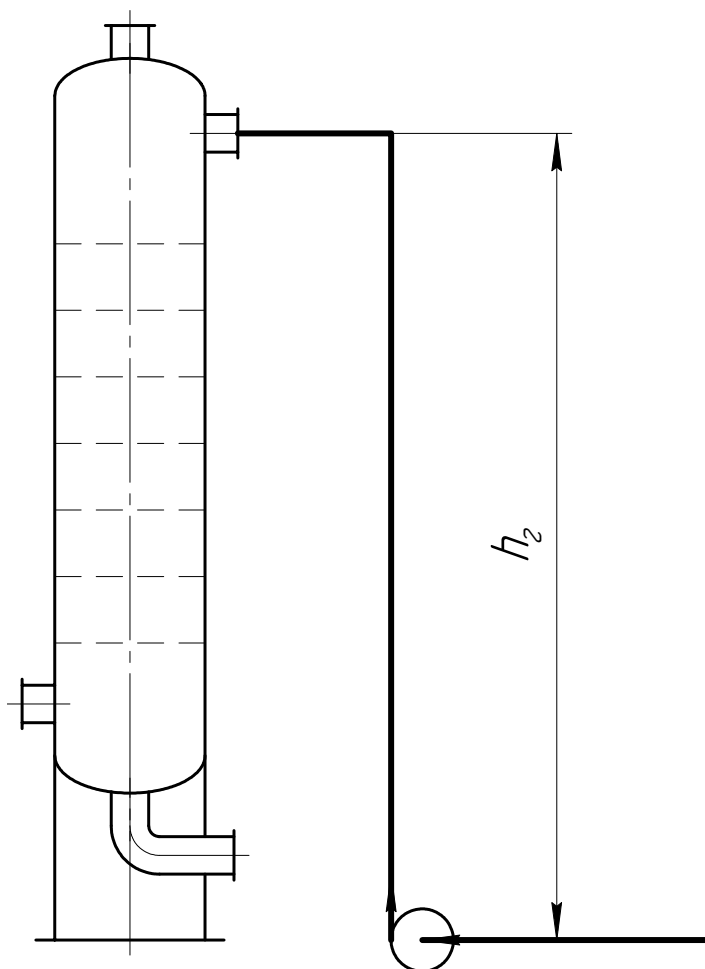


Рисунок 5.1 – Схема к расчету насоса

Принимаем одинаковый диаметр для всасывающего и нагнетательного трубопровода. В соответствии с рекомендациями [6] принимаем скорость движения воды в трубопроводе

$$w = 2 \text{ м/с}$$

Тогда диаметр трубопровода

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 0,00113}{3,14 \times 2}} = 0,0268 \text{ м}$$

Сумма коэффициентов

$$\Sigma \xi_i = 1 + 4 + 1,04 = 6,04$$

Принимаем длину подающего трубопровода 20 м. Тогда напора от перемещения жидкости в нагнетательной линии  $h_{\text{тр+мс}}$

$$h_{\text{тр+мс}} = \left( \lambda \frac{1}{d_3} + \Sigma \xi_{\text{м.с.}} \right) \frac{\omega^2}{2g} = \left( 0,0281 \times \frac{20}{0,025} + 6,04 \right) \frac{2,30^2}{2 \times 9,81} = 7,69 \text{ м}$$

Необходимый напор насоса

$$H = \frac{p_2 - p_1}{g \rho} + h_{\text{тр+мс}} + h_r$$

где  $p_2$  – давление в абсорбере,  $p_2 = 1,47 \times 10^5$  Па;

$p_1$  – давление перед всасывающим патрубком,  $p_1 = \text{атм} = 1,01 \times 10^5$  Па;

$h_r$  – геометрическая высота подъема жидкости, принимаем  $h_r = 15$  м.

Соответственно

$$H = \frac{1,47 \times 10^5 - 1,01 \times 10^5}{9,81 \times 997} + 7,69 + 15 = 27,4 \text{ м}$$

Такой напор можно обеспечить одноступенчатым центробежным насосом.

Полезная мощность насоса

$$N_{\text{п}} = \rho g L H = 997 \times 9,81 \times 0,00113 \times 27,4 = 3200 \text{ Вт} = 3,2 \text{ кВт}$$

Принимаем КПД

$$\eta = 0,7$$

Тогда мощность на валу двигателя

$$N_{\text{дв}} = N_{\text{п}} / \eta = 3,2 / 0,7 = 4,57 \text{ кВт}$$

В соответствии со справочными данными [3, табл. I.2] принимаем насос X20/31 с напором 31 м и мощностью двигателя 5,5 кВт.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник. /Под ред. Е.Н. Судакова.– М.: Химия, 1979.– 568 с.
2. Скобло А. И., Молоканов Ю. К., Владимиров А. И., Щелкунов В. А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. Учебник для вузов. – 3-е изд., переаб. и доп. – М.: ООО «Недрабизнесцентр», 2000. – 677 с. ил.
3. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
4. Рамм В. М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 458 с.
5. Плановский А. Н., Рамм В. М., Соломон З. К. Процессы и аппараты химической технологии, М.: Химия, 1967. – 848 с.
6. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, М.: Химия, 1970. – 624 с.
7. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Лацинский А. А., Толчинский А. Р., Л., Машиностроение, 1970 г., 752 с.