

# 1 ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ

Схема рекуперационной адсорбционной установки с неподвижным слоем адсорбента, работающей в четырехстадийном цикле, представлена на рисунке 1.1 [1, стр. 275].

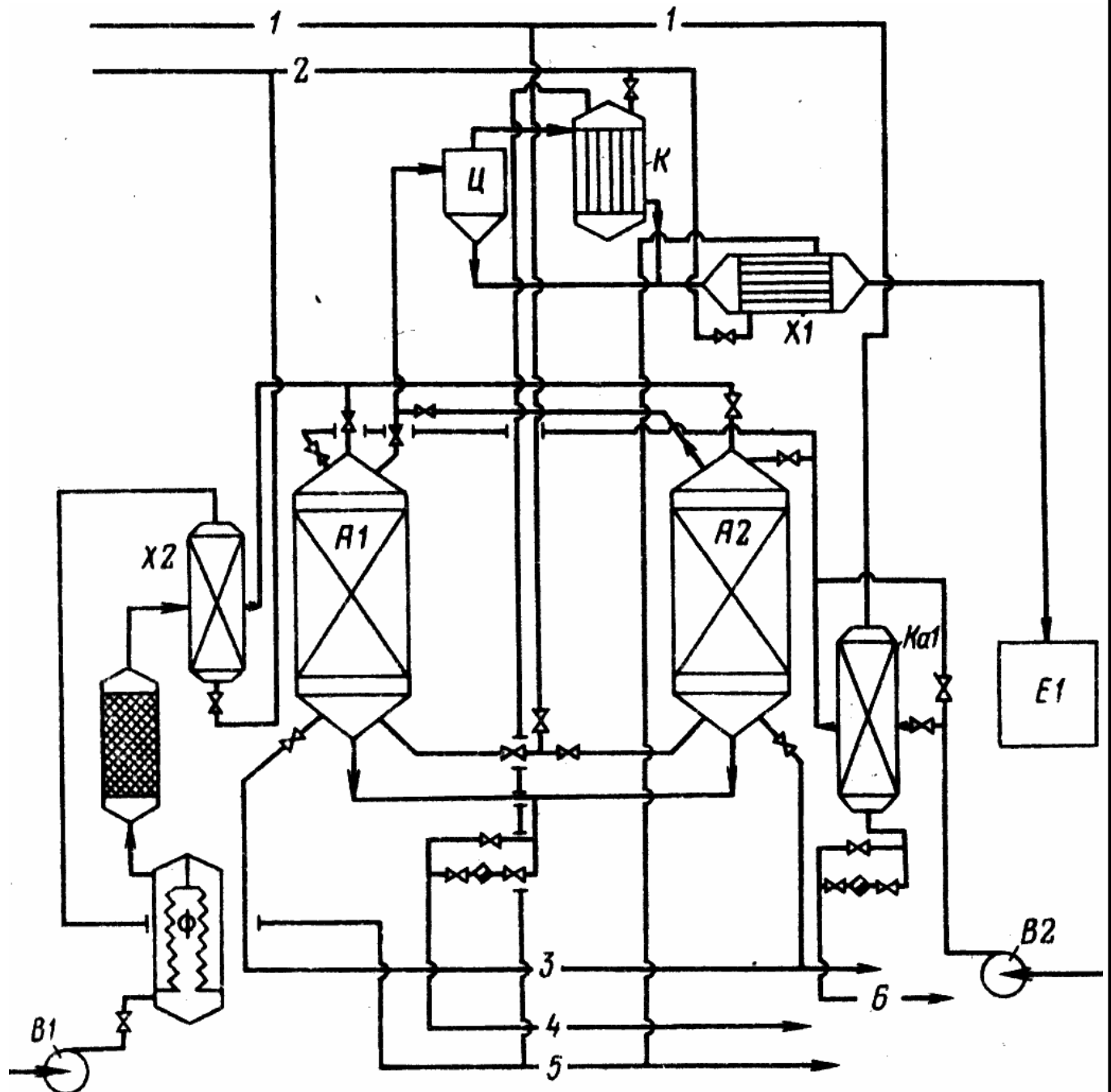


Рисунок 1.1 – Схема рекуперационной адсорбционной установки

A1, A2 – адсорберы; B1, B2 – воздуходувки; Ф – фильтр; ОГ – огнепреградитель; X1, X2 – холодильники; Ц – циклон; К – конденсатор; Ka1 – калорифер; E1 – емкость рекуператора;  
 потоки: 1 – острый водяной пар; 2 – вода; 3 – технологический воздух; 4 – конденсат водяного пара с примесью адсорбата; 5 – обратная вода; 6 – конденсат водяного пара

## 2 ОБЗОР КОНСТРУКЦИЙ ПРОЕКТИРУЕМОГО ОБОРУДОВАНИЯ

### 2.1 Общие сведения об адсорберах и десорберах

При адсорбционном разделении требуется осуществлять следующие основные стадии.

*Адсорбция* – контактирование подлежащей разделению смеси с адсорбентом, в результате которого определенные компоненты смеси адсорбируются, а оставшиеся выводятся из слоя.

*Десорбция* – контактирование отработанного адсорбента с десорбирующим агентом с целью извлечения поглощенных компонентов и достижения необходимой степени регенерации адсорбента. Для облегчения десорбции и сокращения расхода десорбирующего агента, а также для более полной регенерации адсорбента процесс десорбции, как правило, проводят при повышенной температуре.

*Удаление десорбирующего агента* из слоя адсорбента и подготовка адсорбента для проведения адсорбции или окислительной регенерации. Удаление десорбирующего агента из слоя адсорбента часто сопровождается охлаждением слоя до температуры процесса адсорбции.

Отделение десорбирующего агента и растворителей от целевых продуктов тем или иным способом (перегонка, ректификация, отстаивание) является вспомогательной стадией процесса адсорбции, расчет которой производится методами, изложенными в других главах.

В химической промышленности применяются адсорберы следующих основных типов:

- 1) с неподвижным слоем адсорбента;
- 2) с движущимся слоем адсорбента;
- 3) с псевдооживленным слоем адсорбента.

### 2.2 Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента

Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента представляют собой вертикальные аппараты, заполненные гранулированным адсорбентом. В промышлен-

					КП ПАХТ МЗ-011 АДЧ 00.00.00 ПЗ	10
		N				



В адсорберах с неподвижным слоем адсорбента все стадии процесса протекают в определенной последовательности в одном аппарате и для непрерывной работы установки приходится иметь несколько аппаратов, работающих по определенному циклу. Непрерывность работы такой установки обеспечивается тем, что производительность стадии адсорбции точно соответствует суммарной продолжительности стадий десорбции, сушки и охлаждения. Если продолжительность стадий десорбции, сушки и охлаждения превышает продолжительность стадии адсорбции, то непрерывность работы установки достигается применением двух и большего числа адсорберов.

### 2.3 Адсорберы с движущимся слоем адсорбента

Адсорберы с движущимся слоем адсорбента применяются для извлечения этилена из его смеси с водородом и метаном, водорода из смеси газов и т.п. В этом случае процесс ведется непрерывно и каждая его стадия осуществляется в определенном аппарате или части аппарата, причем адсорбент последовательно перемещается между отдельными аппаратами по системе пневмотранспорта. В качестве адсорбента часто применяется гранулированный активированный уголь.

Схема адсорбера с движущимся сплошным слоем адсорбента для разделения смеси газов представлена на рисунке 2.3.

Аппарат комбинированный, состоит из отдельных зон, в которых осуществляются адсорбция, десорбция, нагрев и охлаждение адсорбента. Через аппарат непрерывно перемещается сплошным слоем под действием силы тяжести сверху вниз поступающий из бункера 7 гранулированный адсорбент. Он последовательно проходит через соответствующие зоны аппарата, в которых протекает тот или иной процесс.

Отработанный адсорбент с низа аппарата через питатель 1, регулирующий количество циркулирующего в системе адсорбента, направляется в сборник 10 пневмоподъемника, куда газодувкой 12 подается транспортирующий газ. Далее адсорбент под воздействием газового потока поднимается в верхний бункер 7, откуда вновь направляется в верхнюю часть адсорбера.

В различных сечениях аппарата имеются четыре распределительные тарелки 4, обеспечивающие равномерное движение встречных потоков адсорбента и газа по всему сечению. Эти же распределительные приспособления используются для сбора газа, отделенного от адсорбента, и вывода его из аппарата.

Исходный газ, подлежащий разделению, условно рассматриваемый как состоящий из смеси легкой и тяжелой фракций, направляется под распределительную тарелку, равномерно распределяется по всему сечению аппарата и вступает в контакт с движущимся слоем адсорбента. Через трубки распределительной тарелки газ поступает в верхнюю адсорбционную зону 5, где в противотоке с адсорбентом происходит адсорбция. Из верхней части этой зоны отводится легкая фракция. По мере перемещения газа вверх в адсорбционной зоне происходит массообмен, в результате которого подлежащие извлечению молекулы газа вытесняют с поверхности адсорбента менее активные молекулы легкой фракции, в конечном счете с верха этой зоны получают достаточно чистую легкую фракцию с высокой концентрацией в ней малоактивных компонентов исходной смеси.

В зоне ввода исходного газа адсорбированная фаза по составу близка к составу равновесного с исходным газом адсорбата и, следовательно, содержит наряду с извлекаемыми компонентами и компоненты легкой фракции. Для получения извлекаемых компонентов высокой чистоты необходимо удалить с поверхности адсорбента компоненты легкой фракции. Этот процесс и осуществляется в зоне 3, названной зоной ректификации, где протекает массообмен, схожий с процессом ректификации в нижней части ректификационной колонны.

В нижнюю часть зоны ректификации 3 поступают десорбированные в нагревателе 2 компоненты тяжелой фракции, и при контактировании со встречным потоком адсорбента происходит массообмен, при котором компоненты легкой фракции, содержащиеся в адсорбате, вытесняются и замещаются более активными молекулами тяжелой фракции.

Таким образом, газовая фаза, перемещаясь снизу вверх, все более обогащается компонентами легкой фракции, тогда как адсорбат при перемещении адсорбента сверху вниз все более и более обогащается компонентами тяжелой фракции. С

## 2.4 Адсорберы с псевдооживленным слоем адсорбента

Адсорберы с псевдооживленным слоем адсорбента позволяют также осуществлять непрерывный процесс адсорбции. В этом случае в качестве адсорбента используются мелкие гранулы (обычно не более 500 мкм). Конструктивно адсорбер может иметь один или несколько кипящих слоев, обеспечивающих контакт фаз в противотоке (ступенчато-противоточный адсорбер) (см. рис. 2.4)

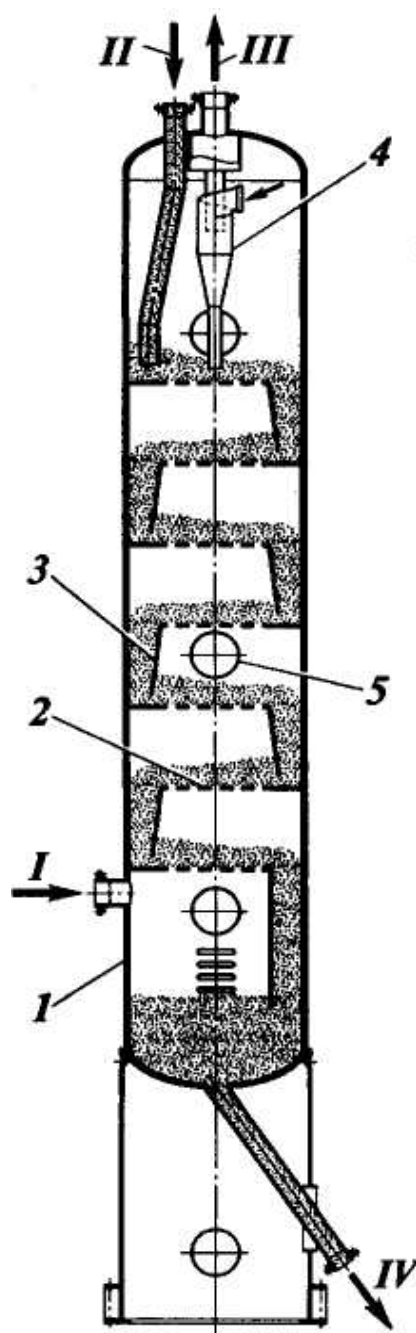


Рисунок 2.4 – Схема адсорбера с псевдооживленным слоем адсорбента:

1 – корпус; 2 – контактная тарелка; 3 – переточное устройство; 4 – циклон; 5 – люк-лаз. Поток: I – исходный газ; II – регенерированный адсорбент; III – отработанный газ; IV – отработанный адсорбент

### 3 ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОЧИХ ВЕЩЕСТВ

**Активированный уголь** получают из ископаемых или древесных углей удалением смолистых веществ и созданием разветвленной сети пор. Обладает высококоразвитой поверхностью, благодаря этому поглощает (адсорбирует) многие вещества (особенно хорошо углеводороды и их производные, слабее — спирт, аммиак, воду и другие полярные вещества).

Активированный уголь применяют в противогазовой технике — как адсорбенты и носители каталитических и хемосорбционно-активных добавок; в промышленности — для улавливания ценных органических растворителей, для удаления из водных растворов органических примесей; в высоковакуумной технике — для создания сорбционных насосов; в медицине — для поглощения вредных веществ из желудочно-кишечного тракта, в частности при диспепсии, метеоризме, пищевых отравлениях, отравлениях алкалоидами и солями тяжёлых металлов.

**Этиловый спирт** ( $C_2H_5OH$ ) — бесцветная подвижная жидкость с характерным запахом и жгучим вкусом, хорошо смешивается с водой, эфиром, ацетоном и многими другими органическими растворителями; легко воспламеняется (температура вспышки  $14^\circ C$ ), с воздухом образует взрывоопасные смеси (3,28—18,95% по объёму). Этиловый спирт обладает всеми характерными для одноатомных спиртов химическими свойствами, например с щелочными и щелочноземельными металлами образует алкоголяты, с кислотами — сложные эфиры, при окислении — ацетальдегид, при дегидратации — этилен и этиловый эфир. Этиловый спирт — наркотическое вещество, вызывает характерное алкогольное возбуждение; в больших дозах угнетает функции центральной нервной системы.

**Воздух**, естественная смесь газов, главным образом азота и кислорода, составляющая земную атмосферу. Под действием влиянием воздуха и воды совершаются важнейшие геологические процессы на поверхности Земли, формируется погода и климат. Сухой воздух состоит из следующих газов (% по объёму): азота  $N_2$  78,09; кислорода  $O_2$  20,95; аргона  $Ar$  0,93; углекислого газа  $CO_2$  0,03.





$$\omega_{\text{lim}} = \sqrt{\frac{0.0167 \times 550 \times 0.002 \times 9.81}{1.783}} = 0.318 \text{ м/с}$$

Рабочую скорость газа принимаем на 25% ниже допустимой [1, стр. 276]

$$\omega := 0.75\omega_{\text{lim}} = 0.75 \times 0.318 = 0.238 \text{ м/с}$$

Тогда диаметр адсорбера

$$D := \sqrt{\frac{4V}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \times 1000 / 3600}{3.14 \times 0.238}} = 1.218 \text{ м}$$

Принимаем стандартное значение

$$D = 1.2 \text{ м}$$

Тогда действительная скорость газа

$$\omega := \frac{4V}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \times 1000 / 3600}{3.14 \times 1.2^2} = 0.246 \text{ м/с}$$

#### 4.4 Расчет коэффициента массопередачи

##### 4.4.1 Определение порозности слоя

Критерий Архимеда

$$Ar := \frac{gd_p^3(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{в}}) \cdot \rho_{\text{в}}}{\mu_{\text{в}}^2}$$

где  $\rho_{\text{ч}}$  – плотность частиц адсорбента,  $\rho_{\text{ч}} = 1450 \text{ кг/м}^3$  [3, табл. II]

$$Ar = \frac{9.81 \times 0.002^3 \times (1450 - 1.783) \times 1.783}{(1.8 \times 10^{-5})^2} = 6.25 \times 10^5$$

Принимаем коэффициент формы частиц

$$\psi := 0.9$$

$$Re := \frac{\omega \cdot d_p \cdot \rho_{\text{в}}}{\psi \cdot \mu_{\text{в}}} = \frac{0.246 \times 0.002 \times 1.783}{0.9 \times 1.8 \times 10^{-5}} = 54,08$$

где  $\mu_{\text{в}}$  – вязкость воздуха,  $\mu_{\text{в}} = 1,8 \times 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$  [3]

Порозность слоя

$$\varepsilon := \left( \frac{18 \cdot Re + 0.36 \cdot Re^2}{Ar} \right)^{0.21} = \left( \frac{18 \times 54.08 + 0.36 \times 54.08^2}{6.25 \times 10^5} \right)^{0.21} = 0.301$$



Этот график показывает, что для момента времени  $\tau = 12$  часов насадка до высоты примерно 1,5 метров будет полностью заполнена этанолом, а от 1.5 до 3.0 метров – частично. Из этого графика видно, что поглотительной способности насадки высотой 2.7 метров должно хватить для требуемой очистки газа. Выполним расчет концентрации этанола в газе для насадки высотой  $z = 2.7$  м, используя в качестве аргумента время.

Концентрация этанола в воздухе в соответствии с функцией Томаса

$$C = C_n J(n_{oy}, n_{oy} T)$$

Для определения максимального времени работы насадки высотой  $z = 2.7$  м необходимо решить уравнение

$$C_k = C_n \cdot J(n_{oy}, n_{oy} \cdot T(\tau))$$

Используя численные методы поиска решения, получим

$$\tau_{\max} = 12.156 \text{ hr}$$

Следовательно, через 12.156 часов через насадку начнется проскок извлекаемого компонента. Для наглядности построим график функции  $C(\tau)$ .

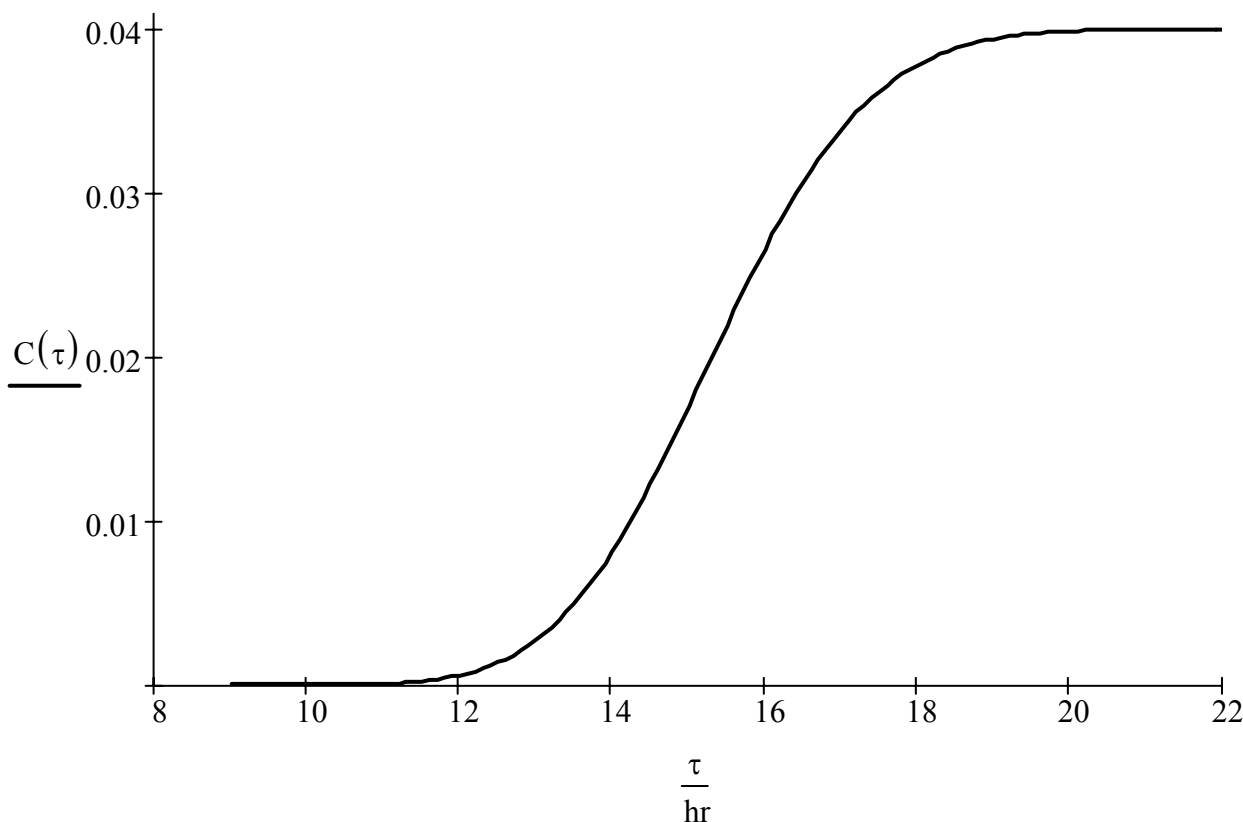


Рисунок 4.3 – Концентрация этанола в выходящем газе, кг/кг

где  $S$  – площадь поперечного сечения насадки адсорбера,  $\text{м}^2$ .

Количество этанола, покинувшего аппарат

$$G_{\text{yx}} = V \cdot C_{\text{H}} \cdot \int_{0\text{hr}}^{12\text{hr}} J(n_{\text{oy}}, n_{\text{oy}} \cdot T(\tau)) d\tau = 0.294 \text{ кг}$$

Материальный баланс

$$G = G_{\text{нас}} + G_{\text{yx}}$$

$$480 = 479.71 + 0.29$$

Материальный баланс выполняется.

#### 4.7 Расчет диаметров основных штуцеров колонны

К основным штуцерам колонны относят штуцера ввода и вывода очищаемого газа. Расчетный диаметр штуцера определяется следующим образом:

$$D_{\text{шп}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega_{\text{p}}}}$$

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

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

Принимаем для ввода газа  $\omega_{\text{вх}} = 4 \text{ м}/\text{с}$ , а для вывода  $\omega_{\text{вых}} = 3 \text{ м}/\text{с}$ . Соответственно

$$D_{\text{вх}} = \sqrt{\frac{4 \times 1000 / 3600}{3.14 \times 4}} = 0.297 \text{ м}$$

$$D_{\text{вых}} = \sqrt{\frac{4 \times 1000 / 3600}{3.14 \times 3}} = 0.343 \text{ м}$$

Принимаем стандартные значения

$$D_{\text{вх}} = 300 \text{ мм}$$

$$D_{\text{вых}} = 350 \text{ мм}$$

Тогда действительные скорости газа на входе и на выходе

$$\omega_{\text{вх}} = \frac{4V}{\pi D_{\text{вх}}^2} = \frac{4 \times 1000 / 3600}{3.14 \times 0.300^2} = 3.93 \text{ м}/\text{с}$$

$$\omega_{\text{вых}} = \frac{4V}{\pi D_{\text{вых}}^2} = \frac{4 \times 1000 / 3600}{3.14 \times 0.350^2} = 2.89 \text{ м}/\text{с}$$

## 5 РАСЧЕТ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Ввиду того, что по установка включает два адсорбера, суммарная продолжительность вспомогательных операций (десорбция, сушка, охлаждение) должна быть равна продолжительности адсорбции, т. е. 12 ч. [1, стр. 280]

Принимаем десорбцию водяным паром. Десорбция водяным паром – сложный теплообменный процесс, протекающий при переменных температуре и расходе паровой фазы. Надежных методик расчета продолжительности десорбции для этого случая не разработано. Продолжительность десорбции в рекуперационных установках ориентировочно составляет 0,5-1,0 ч при условии использования острого пара давлением 0,1—0,4 МПа [1, стр. 280].

С учетом сказанного принимаем продолжительность десорбции 10 ч, давление водяного пара 0,2 МПа. Тогда продолжительность стадий сушки и охлаждения равна 2 ч, причем периоды сушки и охлаждения могут быть приняты равными [1, стр. 280]. В связи с этим условия сушки и охлаждения должны быть выбраны исходя из указанного времени.

График работы адсорбционной установки может быть представлен в виде циклограммы

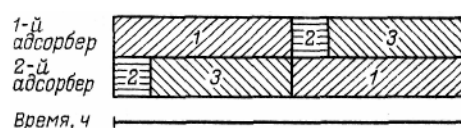


Рисунок 5.1 – Циклограмма работы адсорбционной установки:

- 1 – продолжительность адсорбции; 2 – суммарная продолжительность сушки и охлаждения; 3 – продолжительность десорбции

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 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. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, М.: Химия, 1970. – 624 с.

					КП ПАХТ МЗ-011 АДЧ 00.00.00 ПЗ	
		N	.	.		