

## ÄËÀÂÀ VI ÄÄÑÎ ÐÄÀÖÈÈ È ÄÄÑÎ ÐÄÀÖÈÈ

---

ÖÈÇÈ×ÄÑÈÀß ÑÓÙ Í Î ÑÒÛ Î ÐÎ ÖÄÑÑÀ  
ÄÄÑÎ ÐÄÀÖÈÈ

*Абсорбция* — процесс избирательного поглощения компонентов газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом). Процесс абсорбции происходит в том случае, когда парциальное давление извлекаемого компонента в газовой смеси выше, чем в жидком абсорбенте, вступающем в контакт с этим газом, т.е. для протекания абсорбции необходимо, чтобы газ и абсорбент не находились в состоянии равновесия. Различие в парциальном давлении извлекаемого компонента в газе и жидкости является той движущей силой, под действием которой происходит поглощение

(абсорбция) данного компонента жидкой фазой из газовой фазы. Чем больше эта движущая сила, тем интенсивнее переходит этот компонент из газовой фазы в жидкую.

По своей природе различают два вида абсорбции: *физическую*, при которой извлечение компонентов из газа происходит благодаря их растворимости в абсорбентах и *химическую (хемосорбцию)*, основанную на химическом взаимодействии извлекаемых компонентов с активной частью абсорбента. Скорость физической абсорбции определяется диффузионными процессами, скорость хемосорбции зависит от скорости диффузии и химической реакции.

Поглощение компонентов газовой смеси при абсорбции сопровождается выделением тепла, величина которого пропорциональна массе и теплоте растворения  $q_d$  поглощенных компонентов.

Процесс абсорбции обратимый, поэтому он используется не только для получения растворов газов в жидкостях, но и для разделения газовых смесей. При этом после поглощения одного или нескольких компонентов газа из газовой смеси необходимо произвести выделение из абсорбента поглощенных компонентов т.е. *десорбцию*.

При выборе абсорбента учитывают состав разделяемого газа, давление и температуру процесса, производительность установки. Выбор абсорбента определяется также его селективностью, поглотительной способностью, коррозионной активностью, стоимостью, токсичностью и другими факторами.

В нефтяной и газовой промышленности процесс абсорбции применяется для разделения, осушки и очистки углеводородных газов. Из природных и попутных нефтяных газов путем абсорбции извлекают этан, пропан, бутан и компоненты бензина; абсорбцию применяют для очистки природных газов от кислых компонентов — сероводорода, используемого для производства серы, диоксида углерода, серооксида углерода, сероуглерода, тиолов (меркаптанов) и т.п.; с помощью абсорбции также разделяют газы пиролиза и каталитического крекинга и осуществляют санитарную очистку газов от вредных примесей.

В качестве абсорбентов при разделении углеводородных газов используют бензиновые или керосиновые фракции, а в последние годы и газовый конденсат, при осушке — диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ). Для абсорбционной очистки газов от кислых компонентов применяют *N*-метил-2-пирролидон, гликоли, пропиленкарбонат, трибутилфосфат, метанол; в качестве химического поглотителя используются моно- и диэтаноламины.

В отличие от ректификации процесс абсорбции протекает в основном однонаправленно, т.е. абсорбент можно считать практически нелетучим. В случае абсорбции многокомпонентной газовой смеси на некоторой ее стадии отдельные компоненты могут вытесняться другими поглощаемыми компонентами. В результате наряду с процессом абсорбции будет протекать процесс частичной десорбции некоторых компонентов, что приведет к распределению компонентов между газовой и жидкой фазами, обусловленному обоими указанными процессами.

## ΑΒΣΟΡΒΗΕΙΣ ΚΑΙ ΔΕΣΟΡΒΗΕΙΣ

Αβσorption (δεσorption) — diffusion process, in which two phases participate: gas and liquid. Driving force of the process of absorption (desorption) is the difference of partial pressures of the absorbed component in gas and liquid phases, which tends to move to that phase, where its concentration is smaller, than it is required by the condition of equilibrium.

Denote partial pressure of the absorbed component in gas phase through  $p_g$ , and partial pressure of the same component in liquid phase, which is in equilibrium with absorbent, through  $p_p$ . If  $p_g > p_p$ , the component of gas moves to liquid, i.e. process of absorption takes place (fig. VI-1, a). If  $p_g < p_p$ , the absorbed components of gas move to gas phase, i.e. process of desorption takes place (fig. VI-1, b).

The more the value  $p_g - p_p$ , the more intensive is the transition of component from gas phase to liquid. When the system approaches the state of equilibrium, the driving force decreases and the rate of transition of component from gas phase to liquid slows down.

Since partial pressure of component is proportional to its concentration, the driving force of the process of absorption or desorption can be expressed also through the difference of concentrations of component in gas  $\Delta y = y - y_p$  or liquid phase  $\Delta x = x_p - x$ .

Quantity of substance  $M$ , absorbed in unit of time at the surface of contact of gas and liquid phases  $F$ , driving force of the process and coefficient of proportionality  $K$ , depending on hydrodynamic regime of the process and physico-chemical properties of the system.

Equation of mass transfer at absorption can be written in the form

$$M = K_p F (p_g - p_p) = K_y F (y - y_p) = K_x F (x_p - x) \quad (\text{VI.1})$$

or

$$K_p (p_g - p_p) = K_y (y - y_p) = K_x (x_p - x).$$

Coefficient  $K$  is called *coefficient of mass transfer at absorption* and characterizes mass of substance, transferred in unit of time through unit of surface of contact of phases at driving force, equal to unit.

Unit of measurement of magnitude  $K$  depends on units of measurement of constituent quantities, entering in equation (VI.1). For example, if we measure mass of absorbed component in kg/h, surface of contact of phases in  $\text{m}^2$ , and driving force of the process of absorption in MPa, then from equation (VI.1) we will obtain unit of measurement of  $K$  in  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{MPa} \cdot \text{h})$ .

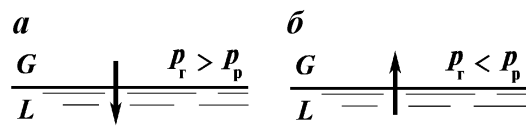
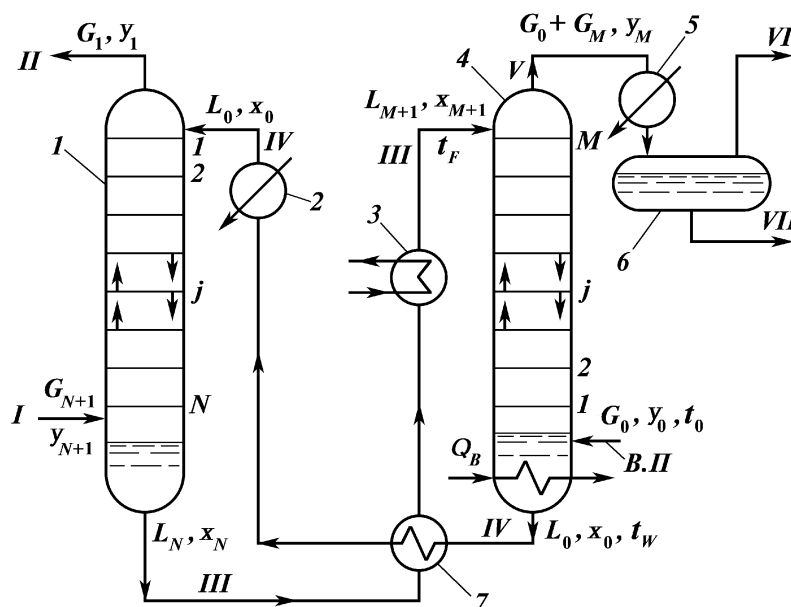


Рис. VI-1. Схема переноса компонентов при контакте газа с абсорбентом

## І ДЕЙ ОЕЙ ЕАЕУІ УА НОАІ У ААНІ ДААӨЕІ І І УО ОНОАІ І АІ Е

В промышленности процессы абсорбции и десорбции обычно осуществляются на одной установке, обеспечивающей непрерывную регенерацию и циркуляцию абсорбента по замкнутому контуру между абсорбером и десорбером (рис. VI-2). Поток газа  $G_{N+1}$  поступает в нижнюю часть абсорбера 1, а сверху подается поток свежего (регенерированного) абсорбента  $L_0$ . Непоглощенные компоненты газа  $G_1$  уходят с верха абсорбера, а из его низа выводится поток насыщенного абсорбента  $L_N$ , который поступает через теплообменник 7 и подогреватель 3 на регенерацию в десорбер 4. Регенерация осуществляется либо за счет подвода тепла  $Q_B$  в нижнюю часть десорбера, либо за счет ввода водяного пара. Регенерированный абсорбент, охлажденный в теплообменнике 7 и холодильнике 2, возвращается в абсорбер. В случае работы десорбера с подводом тепла его можно рассматривать как отгонную ректификационную колонну.

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.



**Рис. VI-2. Принципиальная схема абсорбционно-десорбционной установки:**  
1 — абсорбер; 2 — холодильник; 3 — подогреватель; 4 — десорбер; 5 — конденсатор; 6 — емкость; 7 — теплообменник. Потoki: I — сырой газ; II — сухой (тощий) газ; III — насыщенный абсорбент; IV — регенерированный абсорбент; V — извлеченные компоненты; VI — несконденсированные газовые компоненты; VII — жидкий продукт

На рис VI-3 показана схема абсорбционной установки для разделения природного и попутного нефтяного газов.

Сырой газ *I* поступает на установку при температуре 30–40 °С, пройдя систему сырьевых теплообменников *10* и холодильников *3*, охлаждается до температуры абсорбции и поступает в фазный разделитель *13*. Для удаления из газа паров воды (см. гл. X) на вход сырьевых теплообменников подается 70–80 % раствор ДЭГ *II*. Из фазного разделителя газ подается на вход абсорбера *1*, конденсат — на дезтанизацию, а обводненный раствор ДЭГ — на регенерацию.

Регенерированный абсорбент контактирует с сухим газом после абсорбера в холодильнике *3*, где он насыщается главным образом легкими углеводородами — этаном и метаном и подается в емкость предварительно насыщенного абсорбента *2*. Из емкости *2* предварительно насыщенный абсорбент подается на верх абсорбера, а сухой газ *III* после сырьевых теплообменников отводится с установки.

Чтобы разгрузить десорбер от наиболее легких компонентов, используют комбинированный аппарат — фракционирующий абсорбер, или абсорбционно-отпарную колонну (АОК), нижняя часть которой работает как десорбер, обеспечивая удаление наиболее легких компонентов из основного потока абсорбента, а верхняя как абсорбер, обеспечивая улавливание из газа тяжелых компонентов, отпаренных в нижней части. АОК включается в технологическую схему между абсорбером и десорбером.

Насыщенный абсорбент в смеси с конденсатом из фазного разделителя проходит теплообменник *10*, сепаратор *12* и двумя потоками подается в питательную секцию АОК. В нижнюю часть АОК подводится тепло, обеспечивающее частичную отпарку извлеченных из газа компонентов. Поток частично регенерированного абсорбента, пройдя гидравлическую турбину *11* и теплообменник *10*, направляется в десорбер *8* для окончательной регенерации. Чтобы обеспечить извлечение в АОК соответствующих компонентов газа, в верхнюю часть АОК вводится свежий (регенерированный) абсорбент. В отличие от ректификационной колонны орошением АОК является вводимый со стороны абсорбента, а не конденсат паров ректификата. Применение АОК позволяет исключить конденсационное охлаждение и несколько упростить технологическую схему.

Для исключения уноса абсорбента из десорбера вместе с нестабильным бензином над ним устанавливают небольшую концентрационную ректификационную колонну, работающую, как и обычно, с орошением конденсатом паров ректификата. С этой целью на верху

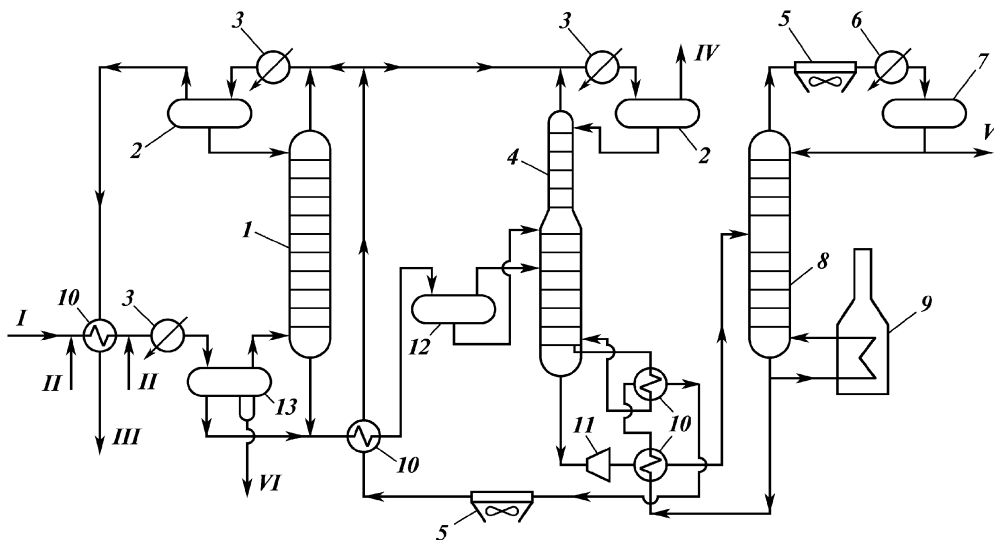


Рис. VI-3. Схема абсорбционной установки для разделения природного и попутного нефтяного газов:

*1* — абсорбер; *2* — емкость предварительно насыщенного абсорбента; *3* — холодильник (пропановый испаритель); *4* — абсорбционно-отпарная колонна (АОК); *5* — воздушный холодильник; *6* — водяной холодильник; *7* — емкость для орошения; *8* — десорбер; *9* — трубчатая печь; *10* — теплообменник; *11* — гидравлическая турбина; *12* — сепаратор; *13* — фазный разделитель. Потоки: *I* — сырой газ; *II* — исходный раствор гликоля; *III* — сухой газ; *IV* — топливный газ; *V* — нестабильный бензин; *VI* — на регенерацию

колонны установлен воздушный холодильник 5, водяной холодильник 6 и емкость для орошения 7, из которой отбирается нестабильный бензин V. Работа такого десорбера аналогична работе АОК лишь с той разницей, что в качестве орошения подается не абсорбент, а конденсат паров ректификата: такой десорбер работает как обычная ректификационная колонна.

## Ì ÀÒÀÐÈÀÈÛÍ ÕÉ ÁÀÈÁÍ Ñ ÁÁÑÎ ÐÁÁÐÀ

Вследствие поглощения при абсорбции определенных компонентов газа потоки абсорбента и газа могут существенно изменяться по высоте аппарата. Аналогичная картина наблюдается и при десорбции. Обычно различают абсорбцию *тощих* (сухих) газов, при которой количество извлекаемых компонентов не превышает 10—15 %, и в этом случае можно пользоваться усредненными характеристиками потоков, и абсорбцию *жирных* газов, при которой требуется учитывать изменение характеристик газового и жидкостного потоков по высоте аппарата.

При расчетах процесса абсорбции (десорбции) пользуются приведенными концентрациями, определяя составы жидкой и газовой фаз по отношению к входящим в абсорбер (или десорбер) потокам. В приведенном ниже расчете с целью упрощения записи уравнений индекс номера компонента и штрих при обозначении мольных потоков и концентраций опущены.

Для любой  $j$ -й тарелки аппарата приведенные концентрации определяются из соотношений

$$Y_j = \frac{G_j}{G_{N+1}} \text{ и } X_j = \frac{L_j}{L_0},$$

где  $G_j$  и  $L_j$  — мольные потоки любого компонента на  $j$ -й тарелке соответственно в газе и абсорбенте;  $G_{N+1}$  и  $L_0$  — мольные потоки газа и абсорбента на входе в абсорбер.

С обычными концентрациями приведенные концентрации связаны следующим образом:

$$y_j = \frac{G_j}{\sum G_j} = \frac{G_j \cdot G_{N+1}}{\sum G_j \cdot G_{N+1}} = \frac{G_{N+1}}{\sum G_j} Y_j; \quad (\text{VI.2})$$

$$x_j = \frac{L_j}{\sum L_j} = \frac{L_j \cdot L_0}{\sum L_j \cdot L_0} = \frac{L_0}{\sum L_j} X_j. \quad (\text{VI.3})$$

Если потоки газа и жидкости мало меняются по высоте аппарата, т.е.

$$G_{N+1} \approx \sum G_j \text{ и } L_0 \approx \sum L_j, \text{ то } y_j \approx Y_j \text{ и } x_j \approx X_j.$$

При использовании приведенных концентраций уравнение равновесия несколько преобразуется. Для  $j$ -й ступени контакта уравнение равновесия имеет вид

$$y_j = K_j x_j.$$

Используя связь обычных и приведенных концентраций, согласно уравнениям (VI.2) и (VI.3), можно записать

$$\frac{G_{N+1}}{\sum G_j} Y_j = K_j \frac{L_0}{\sum L_j} X_j$$

или

$$\frac{\sum L_j}{K_j \sum G_j} Y_j = \frac{L_0}{G_{N+1}} X_j.$$

Входящий в это уравнение комплекс величин

$$\frac{\sum L_j}{K_j \sum G_j} = A_j \quad (\text{VI.4})$$

называется *фактором абсорбции*, а отношение

$$\frac{L_0}{G_{N+1}} = I$$

— *удельным расходом абсорбента*.

Тогда уравнение равновесия можно записать в виде

$$A_j Y_j = I X_j. \quad (\text{VI.5})$$

В приведенных концентрациях уравнение материального баланса абсорбера запишется в виде (см. рис. VI-2):

$$G_{N+1}(Y_{N+1} - Y_1) = L_0(X_N - X_0)$$

или

$$Y_{N+1} - Y_1 = I(X_N - X_0). \quad (\text{VI.6})$$

Отсюда можно определить удельный расход абсорбента

$$I = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{X_N - X_0}. \quad (\text{VI.7})$$

Анализ уравнения (VI.7) показывает, что с увеличением содержания извлекаемых компонентов в исходном газе  $Y_{N+1}$  и в поступающем в аппарат абсорбенте  $X_0$  удельный расход абсорбента возрастает. Поэтому для снижения расхода абсорбента необходимо так организовать работу десорбера, чтобы  $X_0 \rightarrow 0$ .

Уравнение (VI.7) можно несколько преобразовать, заменив концентрации  $X_0$  и  $X_N$  их выражениями через концентрации равновесной газовой фазы  $Y_0$  и  $Y_N$ :

$$Y_N = \frac{Y_{N+1} - Y_1 + A_0 Y_0}{A_N}. \quad (\text{VI.8})$$

Материальный баланс для нижней части абсорбера (рис. VI-4):

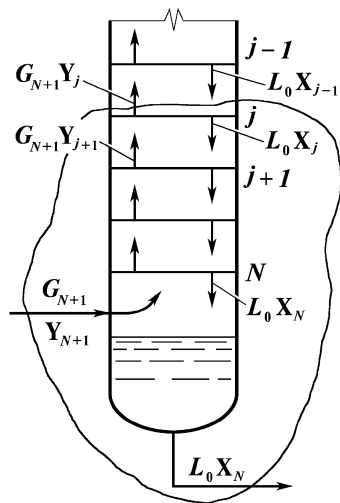
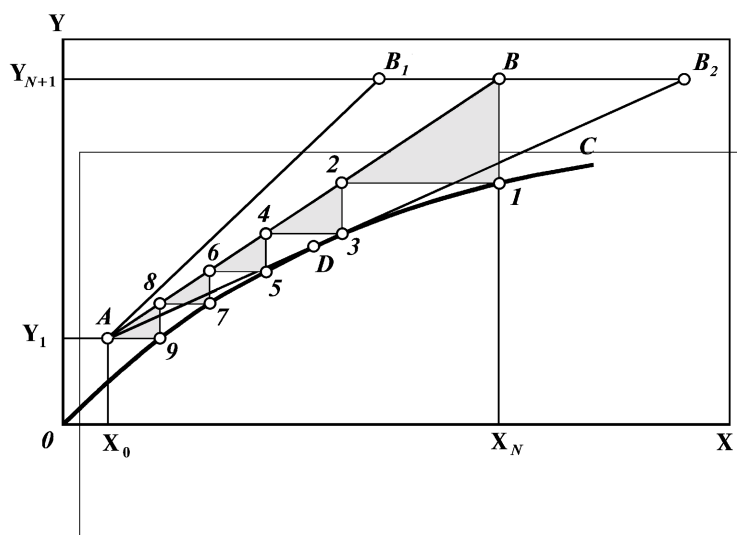


Рис. VI-4. Схема потоков в произвольном сечении абсорбера

Рис. VI-5. Графический расчет числа теоретических тарелок в абсорбере:  
AB — рабочая линия; OC — кривая равновесная фаз



$$G_{N+1}Y_j + L_0X_N = G_{N+1}Y_{N+1} + L_0X_{j-1}$$

или

$$Y_j = \frac{L_0}{G_{N+1}} X_{j-1} + Y_{N+1} - \frac{L_0}{G_{N+1}} X_N = lX_{j-1} + Y_{N+1} - lX_N \quad (\text{VI.9})$$

Уравнение (VI.9) связывает концентрации газа и абсорбента в любом сечении абсорбера и называется уравнением его *рабочей линии*. В системе координат X–Y уравнению (VI.9) соответствует прямая, проходящая через точки с координатами A ( $X_0, Y_1$ ) и B ( $X_N, Y_{N+1}$ ) (рис. VI-5). Тангенс угла наклона рабочей линии к оси абсцисс равен удельному расходу абсорбента  $l$ . С увеличением удельного расхода абсорбента  $l$  наклон рабочей линии



увеличивается (прямая  $AB_i$ ). При  $l = 1$  из уравнения рабочей линии получим уравнение (VI.6) общего материального баланса абсорбера.

Материальный баланс для произвольной  $j$ -й тарелки абсорбера можно записать следующим образом (см. рис. VI-4):

$$L_0(X_j - X_{j-1}) = G_{N+1}(Y_{j+1} - Y_j)$$

или

$$Y_{j+1} - Y_j = l(X_j - X_{j-1}).$$

Заменив концентрации  $X_j$  и  $X_{j-1}$  их выражениями через  $Y_j$  и  $Y_{j-1}$ , согласно уравнению (VI.5), после преобразований получим

$$Y_j = \frac{Y_{j+1} + A_{j-1}Y_{j-1}}{1 + A_j}. \quad (\text{VI.10})$$

Это соотношение дает связь составов газа на двух смежных тарелках абсорбера, позволяя вести расчет от тарелки к тарелке.

Чтобы проанализировать влияние основных факторов на работу абсорбера, рассмотрим однотарельчатый абсорбер ( $N = 1$ ).

Для однотарельчатого абсорбера из уравнения (VI.10) получим

$$Y_1 = \frac{Y_2 + A_0Y_0}{1 + A_1}. \quad (\text{VI.11})$$

Из анализа уравнения (VI.11) следует, что на выходе из абсорбера содержание извлекаемого компонента  $Y_1$  тем меньше, чем больше фактор абсорбции  $A$  и чем меньше содержание извлекаемого компонента в потоке абсорбента на входе в абсорбер  $X_0$  или соответственно в потоке газа при его равновесии с абсорбентом на входе  $Y_0$ . В идеальном случае следует стремиться к тому, чтобы  $X_0$  и соответственно  $Y_0$  были по возможности меньшими.

Кроме того, как следует из выражения (VI.4), фактор абсорбции тем больше, чем больше расход абсорбента  $L$  и меньше константа равновесия  $K$ . Откуда вытекает, что понижение температуры и повышение давления благоприятствуют процессу абсорбции.

Рассмотренные закономерности будут справедливы и для многотарельчатого аппарата.

В дальнейшем для характеристики процесса абсорбции введем понятия о *коэффициенте извлечения компонента*  $\varphi$  и *эффективности извлечения компонента*  $\epsilon$ .

Под коэффициентом извлечения  $\varphi$  при абсорбции понимают отношение количества поглощенного компонента к его содержанию в исходной газовой смеси. В соответствии с этим определением

$$\varphi = \frac{G_{N+1}Y_{N+1} - G_{N+1}Y_1}{G_{N+1}Y_{N+1}} = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1}}.$$

Очевидно, что при полном извлечении компонента  $Y_1 = 0$  и  $\varphi = 1$ . Во всех остальных случаях  $\varphi < 1$ .

Под эффективностью извлечения  $\epsilon$  при абсорбции понимают отношение количества поглощенного компонента к теоретическому, достигаемому в условиях равновесия между уходящим из абсорбера газом и вводимым абсорбентом. Следовательно

$$\varepsilon = \frac{G_{N+1}Y_{N+1} - G_{N+1}Y_1}{G_{N+1}Y_{N+1} - G_{N+1}Y_0} = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - Y_0}. \quad (\text{VI.12})$$

Разделив числитель и знаменатель правой части уравнения (VI.12) на  $Y_{N+1}$ , получим

$$\varepsilon = \frac{\varphi}{1 - \frac{Y_0}{Y_{N+1}}}.$$

Отсюда следует, что  $\varepsilon > \varphi$  и  $\varepsilon \rightarrow \varphi$  только при  $Y_0 \rightarrow 0$ . При достижении равновесия на выходе из абсорбера:  $Y_1 = Y_0$  и  $\varepsilon = 1$ . Во всех остальных случаях  $0 < \varepsilon < 1$ .

Из приведенных уравнений вытекает, что обеспечение возможно полной десорбции извлекаемых компонентов из насыщенного адсорбента ( $X_0 \rightarrow 0$ ) и снижение содержания извлекаемого компонента на выходе из аппарата ( $Y_1$ ) увеличивают коэффициент извлечения и эффективность при абсорбции.

### АНАЛИЗ РАБОЧЕЙ ЛИНИИ ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ

Как следует из общей теории массообменных процессов, абсорбция может осуществляться в том случае, если рабочая концентрация компонента в газовой фазе больше равновесной. Поэтому на диаграмме  $X-Y$  рабочая линия процесса абсорбции должна располагаться выше равновесной кривой (см. рис. VI-5).

При заданном расходе абсорбента число теоретических тарелок в абсорбере определяется построением ступенчатой линии между кривой равновесия и рабочей линией.

Рассмотрим последовательность такого построения.

Входящий в абсорбер поток газа  $G_{N+1}$  состава  $Y_{N+1}$  в нижнем сечении встречается с потоком насыщенного абсорбента  $L_N$ , состав которого равен  $X_N$ . Очевидно, что составы этих потоков должны удовлетворять уравнению рабочей линии (точка  $B$ ). При контактировании потоков газа и жидкости на нижней тарелке абсорбера образуются потоки газа и жидкости, которые покидают нижнюю тарелку в состоянии равновесия. Составы этих потоков определяются точкой  $1$  на равновесной кривой. Проведя из точки  $1$  горизонталь до пересечения в точке  $2$  с рабочей линией, получим состав жидкости, стекающей с вышележащей тарелки.

Проводя аналогичные построения, приходим к точке  $A$ , которая находится на рабочей линии и координаты которой определяются составами уходящего из абсорбера газа  $Y_1$  и поступающего в аппарат абсорбента  $X_0$ . Очевидно, что число горизонтальных или вертикальных отрезков между рабочей и равновесной линиями соответствует числу теоретических тарелок  $N$ , необходимых для заданного извлечения компонента. В рассмотренном примере  $N = 5$ .

Нетрудно видеть, что увеличение удельного расхода абсорбента  $l$  приводит к росту угла наклона рабочей линии и уменьшению числа тарелок в

абсорбере. При уменьшении расхода абсорбента и неизменном составе уходящего из абсорбера газа  $Y_1$  рабочая линия приближается к кривой равновесия фаз, поворачиваясь вокруг точки  $A$ . При некотором расходе абсорбента рабочая линия займет положение  $ADB_2$  — касательной к линии равновесия в точке  $D$ . В этом случае заданное извлечение компонента может быть обеспечено только при бесконечно большом числе теоретических тарелок ( $N \rightarrow \infty$ ), а соответствующий расход абсорбента будет минимальным.

При повышении давления в абсорбере кривая равновесия фаз становится более полой, что позволяет обеспечить заданное извлечение компонента при меньшем числе тарелок. С увеличением температуры равновесная кривая становится более крутой и приближается к рабочей линии, что связано с необходимостью увеличивать число тарелок в аппарате.

Варьируя в определенных пределах давление, температуру и удельный расход абсорбента, можно выбрать оптимальные размеры абсорбера.

## 0ÀÏ ÈÏ ÂÏ É ÂÄÈÁÏ Ñ ÂÄÑÏ ÐÁÄÐÀ

Поглощение компонентов газовой смеси при абсорбции сопровождается выделением тепла, величина которого пропорциональна массе и теплоте растворения  $q_A$  поглощаемых компонентов, которая в первом приближении может быть принята равной теплоте конденсации соответствующего компонента. Если считать, что все выделившееся при абсорбции тепло пошло на увеличение температуры абсорбента, т.е. не учитывать некоторое повышение температуры газа и тепловые потери в окружающую среду, то такое допущение дает некоторый запас в расчетах. Общее количество тепла, выделяющееся при абсорбции, равно

$$Q_A = G_{N+1} \sum (Y_{N+1} - Y_1) q_A = L_0 \sum (X_N - X_0) q_A.$$

Выделяющееся в процессе абсорбции тепло  $Q_A$  повышает температуру абсорбента, что приводит к ухудшению поглощения компонентов газовой смеси.

Если выделенное при абсорбции тепло не отводить, то температура абсорбента на выходе из аппарата без учета нагревания газа и теплопотерь в окружающую среду будет равна

$$t'_N = t_0 + \frac{Q_A}{LC},$$

где  $C$  — средняя теплоемкость абсорбента в интервале температур от  $t_0$  до  $t'_N$ ;  $L$  — средний расход абсорбента в абсорбере.

Средняя температура в абсорбере

$$t_{cp} = \frac{t_0 + t'_N}{2}.$$

При абсорбции жирных газов, когда поглощается значительная масса газа, тепло, выделенное при абсорбции, окажется большим и приведет к недопустимому повышению температуры, что потребует увеличения расхо-

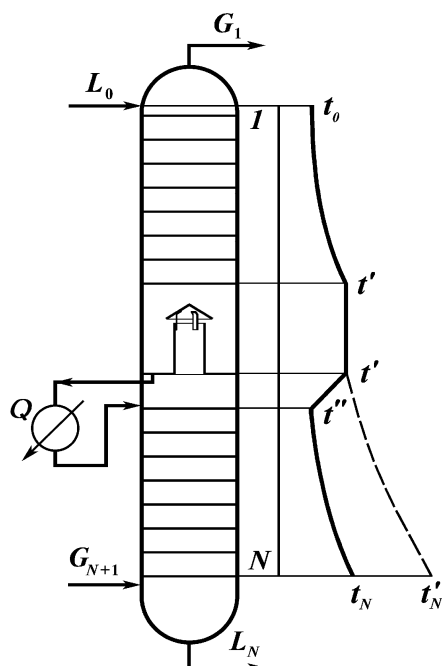


Рис. VI-6. Схема абсорбера с промежуточным отводом тепла и изменение температуры по высоте аппарата

да абсорбента или числа тарелок в абсорбере. Чтобы избежать этого, в одном-двух сечениях аппарата проводят промежуточный отвод тепла  $Q$ , обеспечивая тем самым на выходе из абсорбера необходимую температуру  $t_N$ . При промежуточном отводе тепла (рис. VI-6) температура абсорбента на выходе из абсорбера будет равна

$$t_N = t_0 + \frac{Q_A - Q}{LC}.$$

Применение промежуточного охлаждения обеспечивает более равномерное распределение температур по высоте аппарата и более благоприятные условия протекания процесса абсорбции.

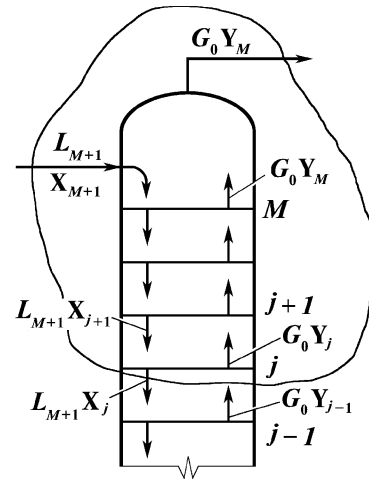
Материальный баланс для верхней части десорбера, расположенной выше тарелки с номером  $j-1$  (рис. VI-7), запишется в виде

$$G_0(Y_M - Y_{j-1}) = L_{M+1}(X_{M+1} - X_j).$$

Обозначив отношение  $G_0/L_{M+1} = g$ , которое называют *удельным расходом отпаривающего агента*, получим

$$Y_{j-1} = \frac{1}{g}X_j + Y_M - \frac{1}{g}X_{M+1}. \quad (\text{VI.13})$$

Рис. VI-7. Схема потоков в произвольном сечении верхней части десорбера



Уравнение (VI.13) связывает неравновесные концентрации газа и жидкости в произвольном сечении десорбера и называется уравнением его *рабочей линии*. В системе координат  $X-Y$  ему соответствует прямая (см. прямую  $AB$  на рис. VI-8), тангенс угла наклона которой к оси абсцисс равен  $1/g$ .

При увеличении расхода десорбирующего агента рабочая линия (прямая  $AB_1$ ) удаляется от равновесной кривой.

Из уравнения (VI.13) при  $j = 1$  получаем уравнение материального баланса десорбера:

$$g(Y_M - Y_0) = X_{M+1} - X_1,$$

откуда удельный расход отпаривающего агента

$$g = \frac{X_{M+1} - X_1}{Y_M - Y_0}.$$

Чем меньше остаточное содержание компонента в отпаренном абсорбенте  $X_1$ , тем больше удельный расход отпаривающего агента. Аналогичным образом на расход отпаривающего агента влияет присутствие в нем извлекаемых компонентов ( $Y_0 \neq 0$ ).

Графический расчет числа теоретических тарелок в десорбере производится построением ступенчатой линии между равновесной кривой и рабочей линией (см. рис. VI-8). Точка  $B$ , находящаяся на рабочей линии, определяет состав газа на выходе из десорбера. Этот состав газа определяет концентрацию жидкости  $X_M$  (абсцисса точки  $1$ ), стекающей с верхней тарелки десорбера. При пересечении с рабочей линией в точке  $2$  абсцисса  $X_M$  дает состав газа  $Y_{M-1}$ , поднимающегося с нижележащей тарелки.

Проведя аналогичные построения, придем в точку  $A$ , лежащую на рабочей линии, координаты которой определяют составы десорбирующего агента  $Y_0$  и покидающего десорбер тощего абсорбента  $X_1$ . Число горизонтальных или вертикальных отрезков ступенчатой линии между равновесной и рабочей линиями определяет число теоретических тарелок в десорбере, которое в данном случае равно 5. Чем меньше  $X_1$ , тем лучше работа

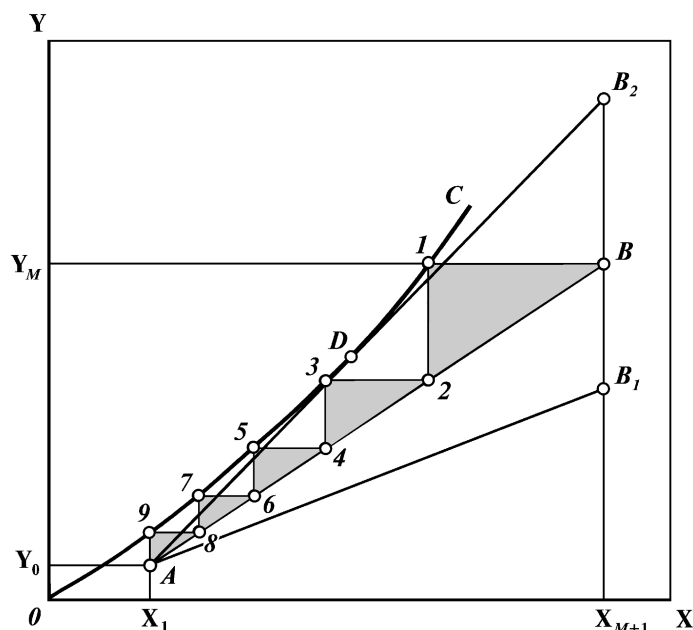


Рис. VI-8. Графический расчет числа теоретических тарелок в десорбере:  $AB$  — рабочая линия;  $OC$  — кривая равновесная фаз

десорбера. На практике минимальное значение  $X_1$  отвечает условиям равновесия на нижней тарелке десорбера, а при подводе тепла в низ десорбера — условиям равновесия в кипятильнике.

Увеличение расхода десорбирующего агента приводит к уменьшению тангенса угла наклона рабочей линии (прямая  $AB_1$ ) и числа теоретических тарелок в аппарате. При уменьшении удельного расхода отпаривающего агента рабочая линия перемещается ближе к линии равновесия, что приводит к увеличению числа теоретических тарелок. При минимальном расходе десорбирующего агента рабочая линия займет предельное положение  $ADB_2$  касательной в точке  $D$  к линии равновесия и для обеспечения заданного извлечения потребуется бесконечно большое число тарелок.

Понижение давления или повышение температуры увеличивает наклон кривой равновесия и приводит к уменьшению числа тарелок в десорбере.

Проведя ряд расчетов при изменении рабочих параметров процесса, можно определить оптимальные размеры абсорбера.

## 0ÄÏ ÊÎ ÂÎ É ÁÄËÄÎ Ñ ÄÄÑÎ ÐÄÄÐÄ

Как было выявлено ранее, повышение температуры благоприятствует протеканию процесса десорбции. Тепло подводят в низ десорбера в количестве  $Q_B$  с потоком водяного пара  $G_0$  и с потоком насыщенного абсорбента, нагреваемого в подогревателе 3 до температуры  $t_F$  (см. рис. VI-2). Это тепло (без учета теплотерь в окружающую среду, которыми для крупных промышленных установок можно пренебречь), отводится потоками регенерированного абсорбента и десорбированных компонентов.

Тепловой баланс десорбера

$$Q_B + G_0 H_{t_0} + L_{M+1} h_F = G_0 H_{t_M} + G_M H_{t_M} + L_0 h_{t_W}.$$

Отсюда, например, можно определить количество подводимого в кипятильник тепла

$$Q_B = G_M H_{t_M} - G_0 (H_{t_0} - H_{t_M}) + L_0 h_{t_W} - L_{M+1} h_F.$$

В десорбер насыщенный абсорбент может быть введен также в виде парожидкостной смеси. В этом случае необходимо выполнить расчет процесса однократного испарения абсорбента (см. гл. III), а десорбер снабдить ректифицирующей верхней частью (см. гл. IV).

ÐÀC×ÀÐ Ì ÐÎ ÖËÑÑÀ ÅÅÑÎ ÐÀÀÖÈÈ  
Ì Í Î ÑÎ ËÎ Ì Í Î ÑÎ ËÎ Ì Í Î ÑÎ ËÎ

**Абсорбция сухих газов.** В случае абсорбции так называемых "сухих" газов количество извлекаемых компонентов невелико, что позволяет в расчетах пользоваться усредненным абсорбционным фактором  $A$ , который рассчитывают как среднее геометрическое между абсорбционными факторами для низа и верха абсорбера:

$$A = \sqrt{A_1 A_N}.$$

В этом случае уравнение (VI.10) запишется в виде

$$Y_{j+1} - Y_j = A(Y_j - Y_{j-1}). \quad (\text{VI.14})$$

Варьируя номер тарелки  $j$  от 1 до  $N$ , получим систему равенств:

$$\left. \begin{aligned} Y_2 - Y_1 &= A(Y_1 - Y_0); \\ Y_3 - Y_2 &= A(Y_2 - Y_1); \\ Y_4 - Y_3 &= A(Y_3 - Y_2); \\ &\dots\dots\dots \\ Y_N - Y_{N-1} &= A(Y_{N-1} - Y_{N-2}); \\ Y_{N+1} - Y_N &= A(Y_N - Y_{N-1}). \end{aligned} \right\}$$

После соответствующих подстановок и преобразований получим выражение

$$Y_{N+1} - Y_N = A^N(Y_1 - Y_0). \quad (\text{VI.15})$$

Используя уравнение (IV.8), исключим  $Y_N$  из уравнения (VI.15). Получим

$$(A - 1)Y_{N+1} = (A^{N+1} - 1)Y_1 - (A^{N+1} - A)Y_0.$$

Это уравнение можно привести к виду уравнения (VI.12), если в левой

части последнего прибавить и отнять  $A^{N+1}Y_{N+1}$ . После преобразований получим

$$\varepsilon = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - Y_0} = \frac{A^{N+1} - A}{A^{N+1} - 1}. \quad (\text{VI.16})$$

При заданных эффективности извлечения  $\varepsilon$  и абсорбционном факторе  $A$  из уравнения (VI.16) можно определить  $N$  — число теоретических тарелок в абсорбере. Выражение (VI.16) известно в литературе как уравнение Кремсе.

При идеальном отделении абсорбента от извлеченных компонентов, когда  $Y_0 = 0$ , получим уравнение для расчета коэффициента извлечения через фактор абсорбции.

Из уравнения (VI.16) может быть получено следующее уравнение для расчета числа теоретических тарелок в абсорбере:

$$N = \frac{\lg \frac{A - \varepsilon}{1 - \varepsilon}}{\lg A} - 1. \quad (\text{VI.17})$$

Для компонента, у которого абсорбционный фактор  $A = 1$ , из уравнения (VI.17) после раскрытия неопределенности получим

$$N = \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon}.$$

Зависимость между эффективностью абсорбции, абсорбционным

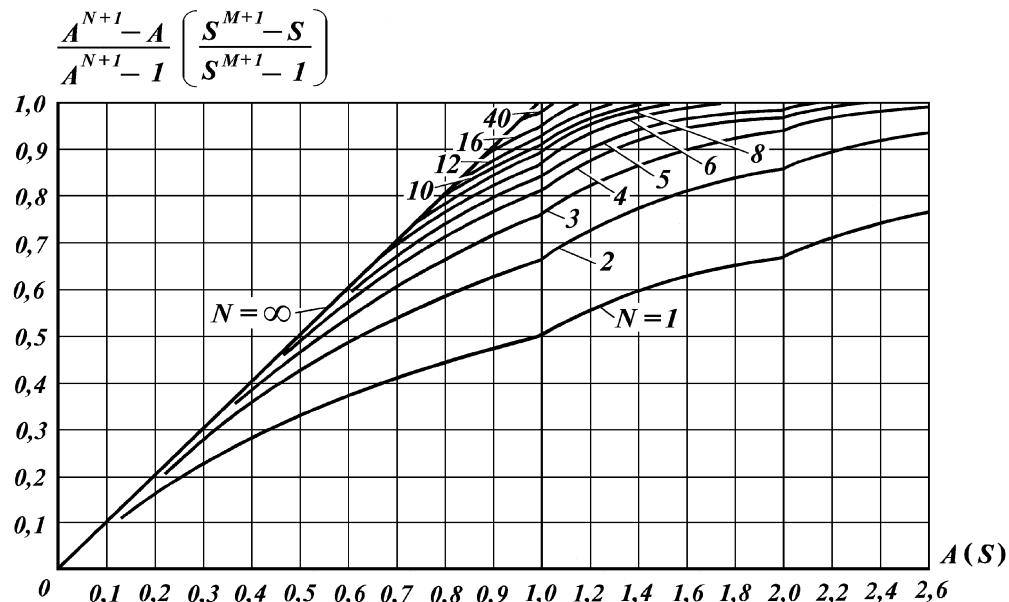


Рис. VI-9. График для расчета процесса абсорбции (десорбции) многокомпонентной смеси



фактором и числом теоретических тарелок, определяемая уравнением (VI.16), представлена графически на рис. VI-9. Этот же график, как будет показано далее, может быть использован и для расчета процесса десорбции.

**Абсорбция жирных газов.** При абсорбции жирных газов количество извлекаемых компонентов относительно велико, что обуславливает более значительное изменение потоков и температур по высоте аппарата, приводит к изменению абсорбционных факторов и степени извлечения компонентов. В этой связи расчет абсорбции жирных газов должен проводиться с учетом изменения основных параметров процесса.

При расчете процесса абсорбции в качестве исходного уравнения используем уравнение (VI.10). Для однотарельчатого абсорбера ( $N = 1$ ) получим уравнение (VI.11). При  $N = 2$  из уравнения (VI.10) находим

$$Y_2 = \frac{Y_3 + A_1 Y_1}{1 + A_2}.$$

Подставив в это уравнение выражение для  $Y_1$  из уравнения (VI.15), получим

$$Y_2 = \frac{(A_1 + 1)Y_3 + A_1 A_0 Y_0}{A_2 A_1 + A_1 + 1}. \quad (\text{VI.18})$$

Для абсорбера с тремя теоретическими тарелками ( $N = 3$ ) из уравнения (VI.10) получим

$$Y_3 = \frac{Y_4 + A_2 Y_2}{1 + A_3}.$$

Заменив в этом уравнении  $Y_2$  его выражением из уравнения (VI.18), после преобразований получим

$$Y_3 = \frac{(A_2 A_1 + A_2 + 1)Y_4 + A_2 A_1 A_0 Y_0}{A_3 A_2 A_1 + A_3 A_2 + A_3 + 1}.$$

Продолжив процесс получения аналогичных уравнений при дальнейшем варьировании числа тарелок в абсорбере, находим следующее уравнение для  $N$ -тарельчатого абсорбера:

$$Y_N = \frac{(A_{N-1} A_{N-2} \cdots A_1 + A_{N-1} A_{N-2} \cdots A_2 + \cdots + A_{N-1} + 1)Y_{N+1} + (A_{N-1} A_{N-2} \cdots A_1 A_0)Y_0}{A_N A_{N-1} \cdots A_1 + A_N A_{N-1} \cdots A_2 + \cdots + A_N + 1}. \quad (\text{VI.19})$$

Чтобы исключить из уравнения (VI.19) концентрацию газа, покидающего  $N$ -ю тарелку абсорбера, используем уравнение (VI.8) общего материального баланса

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1 + A_0 Y_0}{A_N} =$$

$$= \frac{(A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_1 + A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_2 + \cdots + A_{N-1} + 1)Y_{N+1} + (A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_1 A_0)Y_0}{A_N \cdots A_2 A_1 + A_N \cdots A_2 + \cdots + A_N + 1},$$

откуда получим выражение для коэффициента извлечения

$$\varphi = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1}} = \frac{A_N A_{N-1} \cdots A_1 + A_N A_{N-1} \cdots A_2 + \cdots + A_N}{A_N A_{N-1} \cdots A_1 + A_N A_{N-1} \cdots A_2 + \cdots + A_N + 1} - \frac{L_0 Y_0}{G_{N+1} Y_{N+1}} \cdot \frac{A_N A_{N-1} \cdots A_2 + A_N A_{N-1} \cdots A_3 + \cdots + A_N + 1}{A_N A_{N-1} \cdots A_1 + A_N A_{N-1} \cdots A_2 + \cdots + A_N + 1}. \quad (\text{VI.20})$$

Второй член в правой части уравнения (VI.20) отражает влияние качества подготовки абсорбента на значение коэффициента извлечения. При  $Y_0 = 0$ , т.е. в случае отсутствия в абсорбенте извлекаемых компонентов, получаем максимальный коэффициент извлечения  $\varphi$ , который при  $Y_1 \rightarrow 0$  стремится к единице.

При  $A_j = A$  из уравнения (VI.20) можно получить уравнение (VI.16).

Для использования уравнения (VI.20) необходимо знать значения факторов абсорбции  $A_j$  на каждой тарелке абсорбера, которые зависят от характеристик газа и абсорбента в соответствующих сечениях аппарата и могут быть получены в результате расчета процесса абсорбции. Для инженерных расчетов Хортон и Франклин предложили долю поглощения принимать постоянной на всех тарелках абсорбера, а изменение температуры по высоте аппарата — пропорциональным сокращению массы газового потока. Эти допущения сводятся к уравнениям

$$\left( \frac{G_1}{G_{N+1}} \right)^{\frac{1}{N}} = \left( \frac{G_j}{G_{j+1}} \right)$$

и

$$\frac{t_N - t_j}{t_N - t_0} = \frac{G_{N+1} - G_{j+1}}{G_{N+1} - G_1},$$

где  $t_N$  и  $t_0$  — температуры абсорбента соответственно на выходе и входе в абсорбер.

Эти уравнения, имеющие приближенный характер, позволяют при соответствующих температурах и давлении в аппарате рассчитать потоки газа и жидкости, а также константы равновесия по сечению аппарата. Используя их, можно определить факторы абсорбции  $A_j$  на каждой тарелке абсорбера и для каждого компонента газовой смеси, состав газа на выходе из аппарата и общее извлечение соответствующих компонентов газовой смеси.

Для предварительных расчетов можно пользоваться уравнением (VI.16), в котором среднюю величину фактора абсорбции определяют из выражения

$$A = \sqrt{A_N (A_1 + 1)} + 0,25 - 0,5.$$

При расчете процесса абсорбции обычно задаются коэффициентом извлечения этана или пропана, а затем определяют другие параметры процесса и извлечение остальных компонентов газовой смеси.

$$\frac{A_j}{K_j} = \frac{\sum L}{\sum G}$$

Поглощенные при абсорбции компоненты газовой смеси выделяют из абсорбента путем десорбции.

Для расчета многокомпонентной десорбции используют уравнения, аналогичные тем, которые получены для абсорбции, заменяя фактор абсорбции

$$A_j = \frac{\sum L}{K_j \sum G}$$

на фактор десорбции

$$S_j = \frac{K_j \sum G}{L_j} = \frac{1}{A_j}. \quad (\text{VI.21})$$

Нетрудно установить (см. рис. VI-2), что в этом случае основные расчетные уравнения для абсорбции, включая график, приведенный на рис. VI-9, могут быть использованы и для расчета десорбции. Так, в случае обработки сухого газа *эффективность десорбции*

$$\epsilon' = \frac{X_{M+1} - X_1}{X_{M+1} - X_0} = \frac{S^{M+1} - S}{S^{M+1} - 1}, \quad (\text{VI.22})$$

а *коэффициент извлечения при десорбции*

$$\varphi' = \epsilon' \left( 1 - \frac{X_0}{X_{M+1}} \right) = \frac{S^{M+1} - S}{S^{M+1} - 1} \left( 1 - \frac{X_0}{X_{M+1}} \right). \quad (\text{VI.23})$$

Усредненный фактор десорбции

$$S = \sqrt{S_M S_1}.$$

График, отвечающий уравнению (VI.22), приведен на рис. VI-9; вместо  $A$  следует подставлять  $S$ , а вместо  $\epsilon$  использовать  $\epsilon'$ .

В вышеприведенных уравнениях для расчета десорбции  $X_0$  отвечает концентрации извлекаемого при десорбции компонента в отпаривающем агенте, находящемся в состоянии равновесия. При применении водяного пара используют значения  $X_0 = 0$  и  $\epsilon' = \varphi'$ .

При заданных давлении, температуре и расходе отпаривающего агента из уравнения (VI.22) можно определить число теоретических тарелок в десорбере:

$$M = \frac{\lg \frac{S - \varepsilon'}{1 - \varepsilon'}}{\lg S} - 1.$$

Для компонента, имеющего  $S = 1$ , после раскрытия неопределенности получим

$$M = \frac{\varepsilon'}{1 - \varepsilon'}.$$

При расчете задаются извлечением какого-нибудь компонента (обычно  $n$ -пентана) остальные параметры процесса десорбции определяют расчетом. Имея величину  $\varphi_{C_5}$ , и задавшись числом теоретических тарелок в десорбере  $M$ , находят фактор десорбции для нормального пентана  $S_{C_5}$ , по уравнению (VI.22) или по графику (см. рис. VI-9); затем определяют удельный расход отпаривающего агента

$$g = \frac{G_0}{L_{M+1}} = \frac{S_{C_5}}{K_{C_5}}. \quad (\text{VI.24})$$

Константу равновесия  $n$ -пентана  $K_{C_5}$ , определяют при средних температуре и давлении в десорбере.

Факторы десорбции остальных компонентов определяют из уравнения (VI.21) при удельном расходе отпаривающего агента согласно уравнению (VI.24):

$$S = \frac{G_0 K}{L_{M+1}}.$$

На основании выполненных расчетов составляют материальный покомпонентный баланс десорбера.

В случае переработки жирных газов факторы десорбции  $S_j$  будут меняться при переходе от тарелки к тарелке. Поэтому в общем случае коэффициент извлечения каждого компонента  $\varphi$  может быть определен по уравнению

$$\varphi' = \frac{X_{M+1} - X_1}{X_{M+1}} = \frac{S_M S_{M-1} \cdots S_1 + S_M S_{M-1} \cdots S_2 + \cdots + S_M}{S_M S_{M-1} \cdots S_1 + S_M S_{M-1} \cdots S_2 + \cdots + S_M + 1} -$$

$$- \frac{G_0 Y_0}{L_{M+1} Y_{N+1}} \cdot \frac{S_M S_{M-1} \cdots S_2 + S_M S_{M-1} \cdots S_3 + \cdots + S_M + 1}{S_M S_{M-1} \cdots S_1 + S_M S_{M-1} \cdots S_2 + \cdots + S_M + 1},$$

где  $X_1$  — приведенная мольная концентрация извлекаемого компонента в отпаренном (тощем) абсорбенте, покидающем десорбер. Остальные обозначения показаны на рис. VI-2.

При использовании в качестве десорбирующего агента водяного пара  $Y_0 = 0$ .

В первом приближении для расчета десорбции жирных газов можно использовать также уравнение (VI.22), приняв следующее значение усредненного фактора десорбции

$$S = \sqrt{S_M(S_1 + 1)} + 0,25 - 0,5.$$

## И СОСЪЕЛЪ И ДЕНЪІ АІ УЌ ААЌІ А

Все природные и попутные нефтяные газы в пластовых условиях насыщены водяными парами. При добыче газа в технологических схемах промысловой обработки происходит изменение термодинамических условий (давление, температура), при которых конденсируются пары влаги. Выпавшая капельная влага вызывает серьезные осложнения как в работе технологических аппаратов установок промысловой подготовки газа, так и при транспортировании его по магистральным газопроводам.

Абсорбционная осушка имеет ряд преимуществ по сравнению с адсорбционной: низкие перепады давления в системе; меньшие капитальные и эксплуатационные затраты; возможность осушки газов, содержащих вещества, отравляющие твердые сорбенты. Однако следует отметить, что использование твердых поглотителей позволяет достичь более глубокой степени осушки, причем осушке можно подвергнуть газ, имеющий любую температуру, даже отрицательную.

**Влагосодержание природных и попутных нефтяных газов.** Влагосодержанием газа называется отношение массового количества влаги, содержащейся во влажном газе, к массовому количеству сухого газа.

Различают абсолютную и относительную влажность газа. Под *абсолютной влажностью* (влагосодержанием) понимают массу водяных паров, находящихся в единице объема или в единице массы газа. Абсолютную влажность газа можно определить также величиной парциального давления водяного пара во влажном газе.

*Относительной влажностью* газа называется отношение массы водяного пара, фактически находящегося в газовой смеси, к массе насыщенного водяного пара, который мог бы быть в данном объеме при той же температуре. Относительная влажность газа может быть также выражена отношением парциального давления водяных паров в газе к давлению насыщенных водяных паров при той же температуре.

Температура, при которой происходит конденсация водяных паров, содержащихся в газе или воздухе, называется *точкой росы*.

При определении влажности природных газов с относительной (по воздуху) плотностью 0,6 при различных сочетаниях температур и давлений можно пользоваться уравнением Р.Ф. Бюкачека:

$$W_{0,6} = \frac{A}{P} + B, \quad (\text{VI.24})$$

где  $A$  — коэффициент, равный влагосодержанию идеального газа;  $P$  — абсолютное давление газа, МПа;  $B$  — коэффициент, учитывающий отклонение реального газа от идеального.

В уравнении (VI.24) значения коэффициентов  $A$  и  $B$  для различных температур найдены по экспериментальным данным и приводятся в специальной литературе. На основе использования уравнения (VI.24) была составлена номограмма влагосодержания природных газов с относительной плотностью (по воздуху) 0,6, приведенная на рис. VI-10.

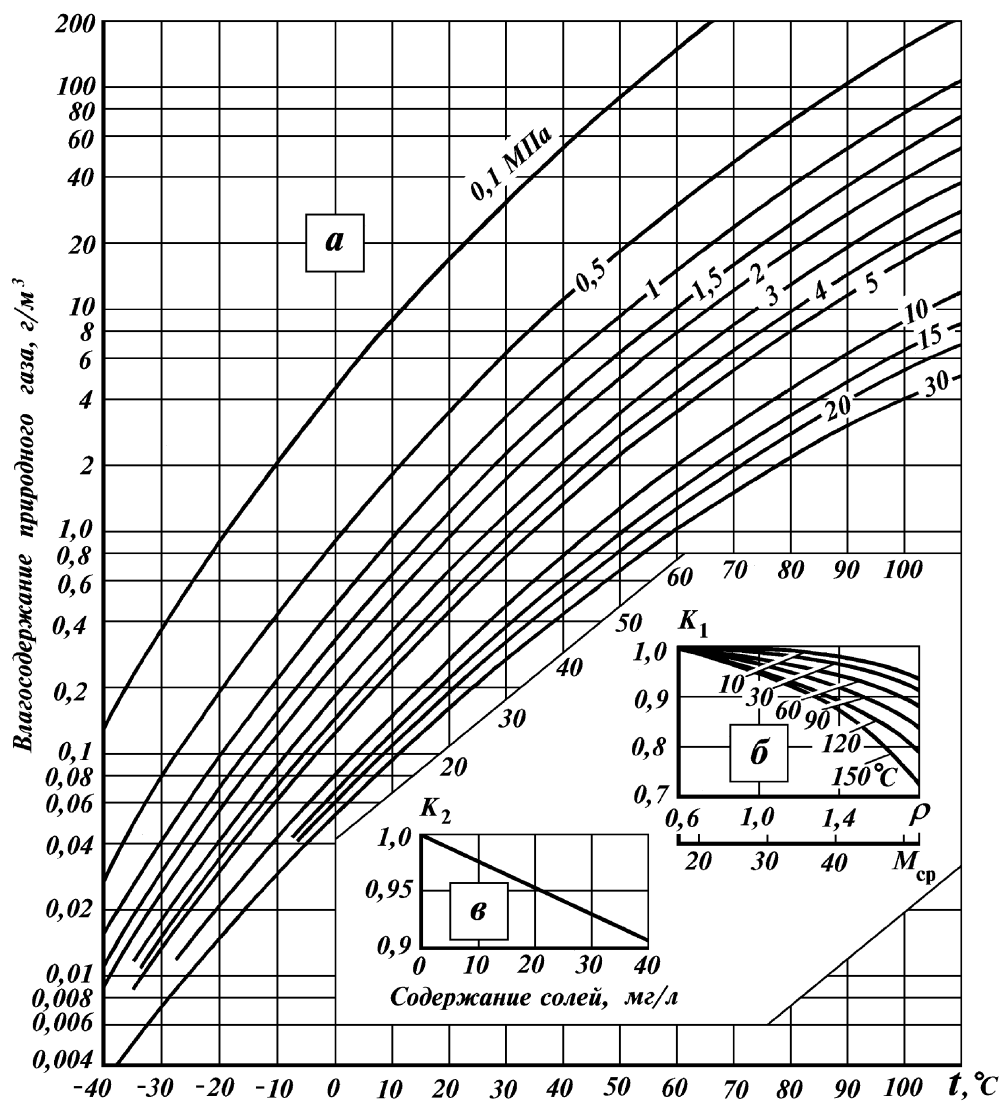


Рис. VI-10. Диаграмма к определению влагосодержания природного газа с относительной (по воздуху) плотностью 0,6:

$a$  — равновесное содержание паров воды в системе природный газ—вода;  $б$  — поправочный коэффициент  $K_1$  в уравнении (VI. 25);  $в$  — поправочный коэффициент  $K_2$  в уравнении (VI. 25)

Для определения влажности газа, относительная плотность которого отличается от 0,6, необходимо ввести поправку на плотность  $K_1$  (см. рис. VI-10, б):

$$K_1 = W/W_{0,6},$$

где  $W$  — абсолютная влажность исследуемого газа, г/м<sup>3</sup>;  $W_{0,6}$  — абсолютная влажность газа с относительной плотностью (по воздуху) 0,6, г/м<sup>3</sup>.

Наличие в воде растворенных солей ( $\text{NaCl}$ ,  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{MgCl}_2$  и др.) снижает парциальное давление паров воды над раствором, а следовательно, и влажность равновесного с ним газа. Поправочный коэффициент на солесность  $K_2$  (см. рис. VI-10, ) определяется соотношением

$$K_2 = W_c / W_{\text{п}},$$

где  $W_c$  — абсолютная влажность газа при его насыщении парами соленой воды,  $\text{г/м}^3$ ;  $W_{\text{п}}$  — абсолютная влажность газа при его насыщении парами пресной воды,  $\text{г/м}^3$ .

С учетом коэффициентов  $K_1$  и  $K_2$  для расчета используют обобщенное уравнение

$$W = \left( \frac{A}{P} + B \right) K_1 K_2, \quad (\text{VI.25})$$

с помощью которого можно определить влагосодержание природных газов различной плотности при любых температурах и давлениях с точностью  $\pm 4\%$ .

**Расчет осушки** осуществляют по изложенной выше методике при извлечении из газа одного компонента. Для расчета принимают, что температура абсорбции остается постоянной и равной температуре газа на входе в аппарат, так как массовая теплоемкость газа, поступающего в абсорбер, значительно превышает теплосодержание подаваемого гликоля. Влажность газа на входе и выходе абсорбера определяют по заданным давлению и температуре с использованием рис. VI-10 и по известному расходу газа, подлежащего осушке, находят количество извлекаемой влаги.

Задавшись требуемой точкой росы осушаемого газа и температурой контакта (температура газа), по рис. VI-11 определяют исходную

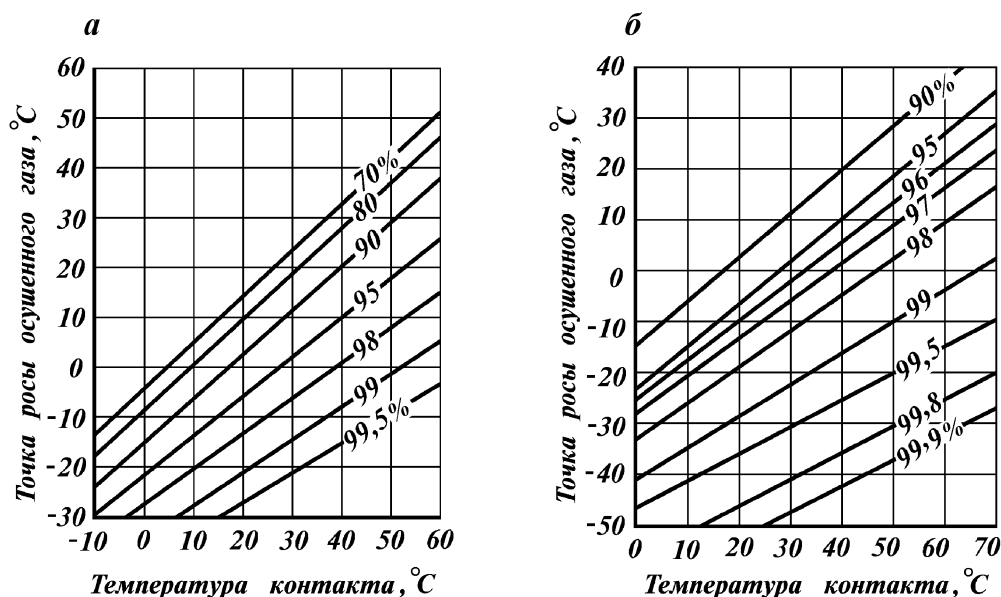


Рис. VI-11. Равновесная точка росы по воде над растворами ДЭГ (†) и ТЭГ (·) при различных температурах контакта.  
Цифры на прямых — содержание ДЭГ (ТЭГ) в растворе, % (масс.)

концентрацию гликоля, подаваемого на осушку и, приняв концентрацию насыщенного раствора, находят количество регенерированного раствора гликоля, необходимого для осушки газа до заданной точки росы.

Число теоретических тарелок в абсорбере определяют графическим методом. При построении кривой равновесия задаются различными концентрациями гликоля и при рабочей температуре контакта по рис. VI-11 определяют равновесную точку росы для принятых концентраций гликоля. Затем по графику влагосодержания (см. рис. VI-10) определяют содержание паров воды в газе для найденных равновесных точек росы. Влажность газа и гликоля пересчитывают в приведенные мольные концентрации и в координатах  $X-Y$  строят кривую равновесия фаз. Оперативную прямую строят по двум точкам, одна из которых соответствует концентрации влаги во входящем газе и выходящем гликоле, а другая — концентрации влаги в выходящем газе и входящем гликоле.

Î ÑÎ Î ÁÎ Û Å ÔÀÊÒÎ ÐÛ, ÂËËËÛ Û ÈÀ  
 Í À Î ÐÎ ÔÃÑÑÛ ÅÃÎ ÐÃÃËËË  
 È ÅÃÎ ÐÃÃËËË

Технико-экономические показатели разделения газов путем абсорбции зависят от выбора рабочих параметров абсорбера и десорбера. Рассмотрим некоторые общие положения, которыми необходимо руководствоваться при выборе оптимальных рабочих режимов этих аппаратов, применительно к схеме установки, представленной на рис. VI-2.

Из приведенного ранее анализа следует, что в процессе абсорбции одна и та же степень извлечения может быть достигнута при изменении таких основных параметров процесса абсорбции, как давление, температура, число тарелок и удельный расход абсорбента.

Повышение давления благоприятно сказывается на процессе абсорбции. Оно приводит к увеличению растворимости газа в абсорбенте, позволяет снизить удельный расход абсорбента и уменьшить число тарелок в абсорбере. Однако в случае необходимости предварительного сжатия газа возрастает расход потребляемой энергии, что часто лимитирует величину выбранного давления в аппарате.

Понижение температуры процесса абсорбции позволяет снизить удельный расход абсорбента и уменьшить необходимое число тарелок. В промышленных условиях температура абсорбции зависит главным образом от применяемого охлаждающего агента. В современных абсорбционных установках, обеспечивающих извлечение практически всех компонентов газа, включая этан, экономически оправдано ведение процесса при пониженных температурах с использованием специальных хладагентов: испаряющихся аммиака, пропана и др. В этом случае затраты на сооружение и эксплуатацию специальных холодильных установок быстро окупаются за счет сокращения капитальных и эксплуатационных затрат на другое оборудование.

Число тарелок в абсорбере и удельный расход абсорбента взаимосвязаны. Увеличивая расход абсорбента, можно уменьшить число тарелок и наоборот. Увеличение числа тарелок приводит к увеличению высоты аппарата, обслуживающих металлоконструкций и затрат на транспортирование абсорбента в пределах установки.



Увеличение расхода абсорбента связано с дополнительными эксплуатационными расходами, обусловленными нагревом абсорбента перед подачей в десорбер, охлаждением абсорбента перед вводом его в абсорбер, увеличением расхода энергии на перекачку циркулирующего абсорбента. Кроме того, увеличиваются также капитальные затраты на подогреватели и холодильники.

Оптимальные рабочие условия для абсорбера определяют из технико-экономических расчетов установки. Как правило, более экономичным оказывается вариант работы с повышенным числом тарелок и сравнительно небольшим удельным расходом абсорбента, несколько превышающим минимальный его расход.

Технико-экономические показатели работы десорбера также зависят от температуры процесса, числа тарелок, расхода десорбирующего агента и давления в аппарате.

Повышение температуры при десорбции позволяет сократить расход десорбирующего агента, уменьшить число тарелок в аппарате. Однако с повышением температуры возрастает расход тепла на нагрев абсорбента и хладагента и на его охлаждение перед подачей в абсорбер, увеличиваются также размеры нагревателей, теплообменников и холодильников, требует проведения процесса при более высоком давлении.

При выборе давления в десорбере необходимо иметь в виду, что снижение давления благоприятно сказывается на процессе десорбции, позволяя сократить расход десорбирующего агента и уменьшить число тарелок в десорбере. Однако возможная степень понижения давления в десорбере обусловлена возможностью конденсации десорбированных компонентов без дополнительного их сжатия.

Оптимальный вариант работы десорбера определяется на основе сопоставительных технико-экономических расчетов.

## ЕІ І СÒÐÓÊÕÈÈ ÀÃÎÎ ÐÀÂÎÎ Â

Абсорберы разделяют по способу контактирования взаимодействующих фаз на три группы: *поверхностные, барботажные и распыливающие*.

В поверхностных абсорберах поверхностью контакта фаз является зеркало жидкости или поверхность стекающей пленки (пленочные абсорберы). К этой группе относятся аппараты со свободной поверхностью; насадочные с насыпной и регулярной насадкой; пленочные, в которых пленка образуется при гравитационном стекании жидкости внутри вертикальных труб или на поверхности листов; механические пленочные с пленкой, формирующейся под действием центробежных сил.

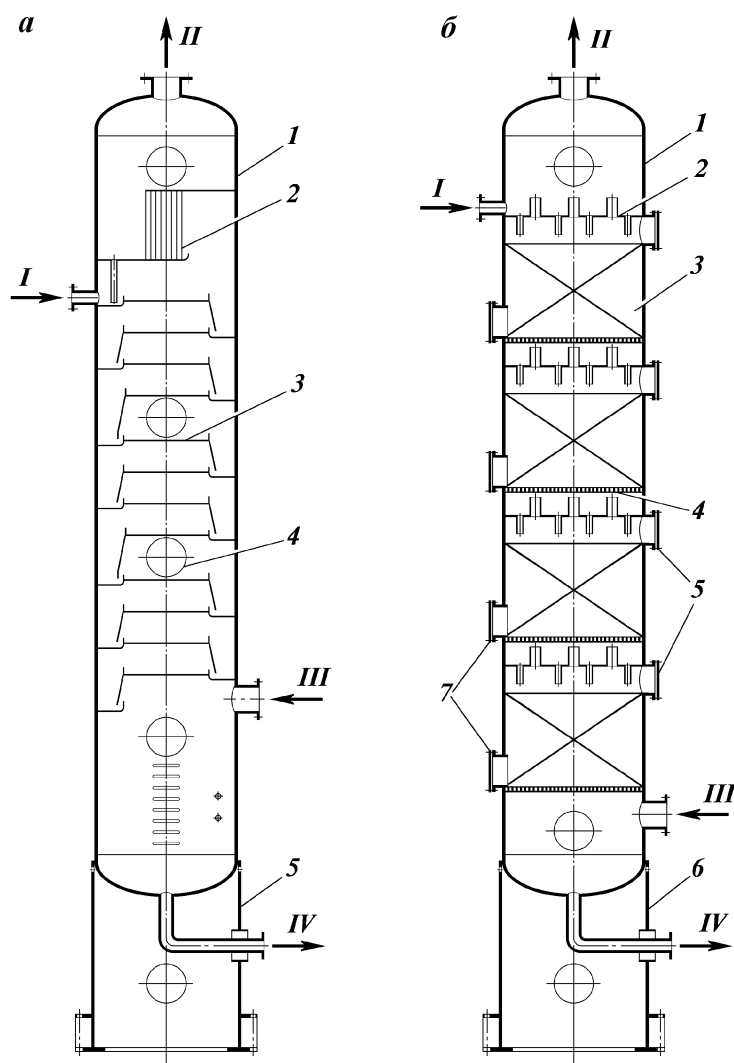
В барботажных абсорберах поверхность контакта развивается потоками газа, распределяющегося в жидкости в виде пузырей и струй. К этой группе относятся аппараты со сплошным барботажным слоем с непрерывным контактом между фазами, тарельчатого типа, с подвижной (плавающей) насадкой, с механическим перемешиванием жидкости.

В распыливающих абсорберах поверхность контакта образуется путем распыления жидкости на мелкие капли. К этой группе относятся аппараты полые форсуночные, с распылением за счет энергии жидкости, скоростные прямоточные с распылением абсорбента за счет кинетической энергии движущегося с большой скоростью газового потока, механические с распылением жидкости быстро вращающимися элементами.

Отдельные типы аппаратов в зависимости от режима работы могут быть отнесены к одной или другой группе, например, насадочные абсорберы при инверсии фаз становятся барботажными аппаратами, а тарельчатые при работе в струйном режиме являются распыливающими.

Важными характеристиками, которые необходимо учитывать при выборе конструкции абсорбера, также являются гидравлическое сопротивление, диапазон возможного изменения нагрузок по газу и жидкости, время пребывания жидкости, чувствительность и склонность к загрязнениям.

В нефтегазовых производствах наиболее распространены *тарельчатые и насадочные* абсорберы. Тарельчатый абсорбер (рис. VI-12, а) представляет собой вертикальный аппарат, в верхней части корпуса 1 которого установлен каплеотбойник 2, предотвращающий унос абсорбента потоком газа. Контактное взаимодействие газового потока и абсорбента осуществляется на контактных тарелках 3 той или иной конструкции. Для ремонта и монтажа внутренних устройств абсорбера через 4–5 тарелок установлены люки-лазы 4 условным диаметром не менее 450 мм. В нижней части корпус аппарата приварен к опорной обечайке 5. Насадочный абсорбер (рис. VI-12, б)



**Рис. VI-12. Абсорберы:**

а — тарельчатый: 1 — корпус; 2 — каплеотбойник; 3 — тарелка; 4 — люк; 5 — опорная обечайка; б — насадочный: 1 — корпус; 2 — распределительная тарелка; 3 — насадка; 4 — опорная решетка; 5 — загрузочные люки; 6 — опора; 7 — люки выгрузки насадки. Потоки: I — ненасыщенный абсорбент; II — сухой газ; III — сырой газ; IV — насыщенный абсорбент

б) в верхней части оснащен распределителем 2 регенерированного абсорбента. Слой насыпной или регулярной насадки опирается на опорную решетку 4. Для загрузки и выгрузки насадки служат люки 5 и 7.

Обычно давление в абсорберах при разделении нефтяных попутных газов составляет 1,6–2,0 МПа, а при извлечении компонентов природного газа, имеющего большее устьевое давление, 4,0–7,5 МПа. Температура зависит от применяемого *хладагента* и может составлять при извлечении пропана минус 40 °С, этана минус 80–100 °С. Диаметр промышленных абсорберов зависит от производительности и достигает 3 м, число тарелок составляет 30–40.

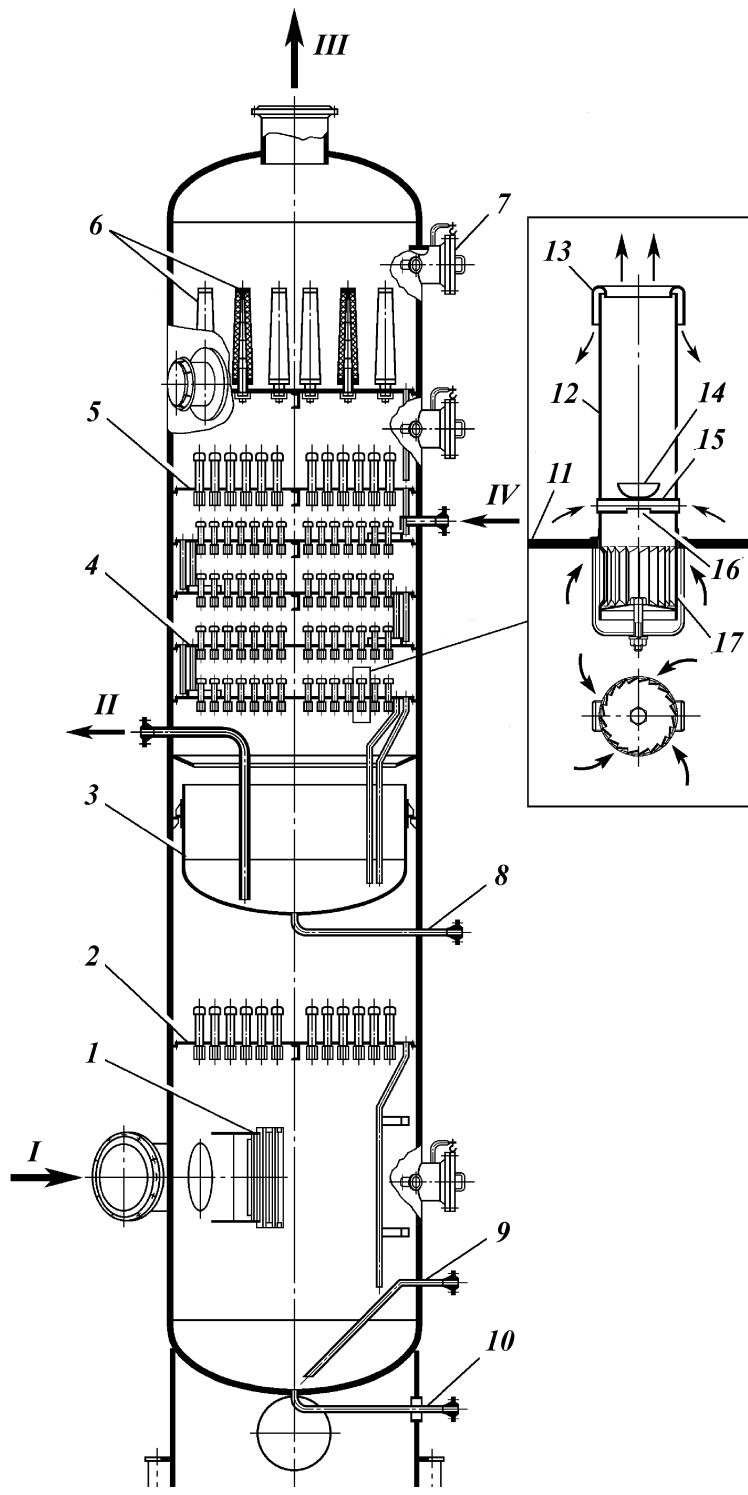
При промысловой очистке и осушке природного газа производительность по газу одного абсорбера достигает 10–35 млн. м<sup>3</sup>/сут. Для таких условий работы предназначены специальные конструкции абсорберов.

На рис VI-13 представлена конструкция многофункционального аппарата, состоящего из трех секций. Исходный газ по тангенциально расположенному штуцеру поступает в первую по ходу газа секцию сепарации. Отделение капельной жидкости в этой секции осуществляется при прохождении газа через сетчатый отбойник 1 и сепарационную тарелку 2, на которой установлены центробежные сепарирующие элементы. Вторая секция предназначена для осушки газа и включает четыре тарелки 4 с контактными элементами центробежного типа.

Каждый прямоточный центробежный элемент состоит из цилиндрического корпуса 12 диаметром 60–100 мм и оснащен в нижней части тангенциальным завихрителем 17. В различных модификациях таких элементов тангенциальный завихритель может быть заменен осевым или комбинированным. На небольшом расстоянии от полотна тарелки 11 центробежный элемент оснащен трубкой 15, служащей для подачи жидкости в центр элемента. Над трубкой в центральной части по оси элемента установлена коническая чашка 14, обеспечивающая сужение потока газа, что создает область пониженного давления. Благодаря уменьшению давления внутри элементов жидкость по трубке 15, имеющей отверстие 16 в нижней части, подается внутрь элемента. При контакте с закрученным потоком газа жидкость распределяется по стенке элемента и поднимается вверх. Для отделения пленки жидкости от потока газа служит отбойник 13 в форме полутора.

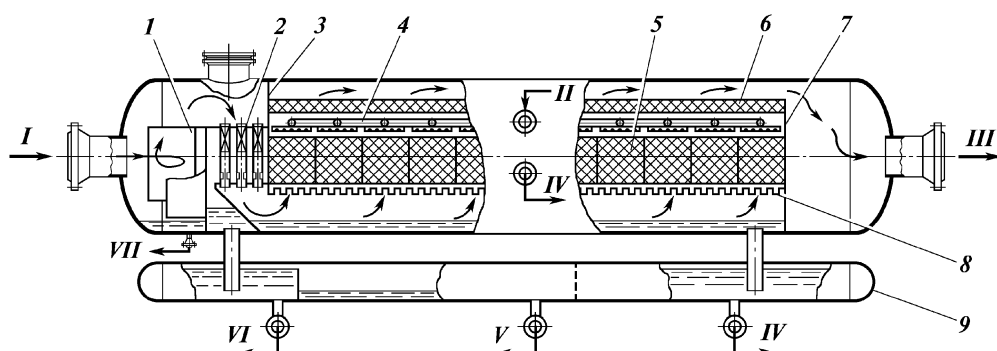
Насыщенный гликоль собирается во внутренней емкости 3, откуда он отводится на регенерацию. Последняя по ходу газа секция улавливания гликоля образована сепарационной тарелкой 5 и тарелкой, на которой установлены фильтр-патроны 6. Фильтр-патроны выполнены в виде перфорированного цилиндрического каркаса с намоткой 10–15 слоев стекловолокна. Изнутри и снаружи слой фильтрующего материала закреплен двумя-тремя слоями рукавной сетки.

В последние годы значительно возрос интерес к аппаратам, работающим в режиме затопленной насадки, что позволяет уменьшить высоту абсорбера. Так, для осушки газа до температуры точки росы –25 °С достаточно иметь слой насадки высотой 600–1200 мм. В этом случае выгодным оказывается использование не вертикальных а горизонтальных абсорберов. При постоянном диаметре абсорбера его производительность можно повышать, увеличивая длину. Применение горизонтальных аппаратов позволяет упростить конструкцию фундаментов и площадок обслуживания, сократить размер производственных площадей и уменьшить затраты на монтаж оборудования.



**Рис. VI-13. Конструкция многофункционального аппарата для очистки и осушки природного газа:**

1 — сетчатый отбойник; 2, 5 — сепарационная тарелка; 3 — внутренняя емкость насыщенного гликоля; 4 — тарелка с контактными элементами центробежного типа; 6 — фильтр-патроны; 7 — люк-лаз; 8, 10 — штуцер для дренажа; 9 — штуцер отвода жидкости; 11 — полотно тарелки; 12 — цилиндрический корпус центробежного элемента; 13 — отбойник; 14 — коническая чашка; 15 — трубка для подачи жидкости; 16 — отверстие; 17 — тангенциальный завихритель. Потоки: I — сырой газ; II — насыщенный раствор гликоля; III — сухой газ; IV — регенерированный раствор гликоля



**Рис. VI-14. Принципиальная схема горизонтального абсорбера для очистки и осушки природного газа:**

*1* — тангенциальные сепараторы; *2* — центробежные сепараторы; *3, 7* — сегментные перегородки; *4* — оросители; *5* — насадка; *6* — каплеотбойник; *8* — распределительная решетка; *9* — фазный разделитель. Потoki: *I* — сырой газ; *II* — регенерированный гликоль; *III* — сухой газ; *IV* — насыщенный гликоль; *V* — конденсат; *VI* — вода; *VII* — смесь пластовой воды и конденсата

Принципиальная схема горизонтального абсорбера для очистки и осушки природного газа показана на рис. VI-14. Абсорбер включает ступень предварительной и тонкой сепарации для отделения механических примесей, пластовой воды и конденсата; ступень осушки газа диэтиленгликолем; сепарационный отсек для улавливания гликоля.

Газ поступает в аппарат через осевой патрубок и подается в два тангенциальных сепаратора *1*, где отделяется основная масса пластовой воды и конденсат, а газ отводится в центробежные сепараторы *2* тонкой очистки, которые он проходит сверху вниз. Выделенная жидкая фаза отводится в фазный разделитель *9*, установленный под абсорбером.

Отсепарированный газ по сегментному каналу направляется под распределительную решетку *8*, проходит ее и контактирует с диэтиленгликолем, который с помощью оросителей *4* подается в слой насадки *5*. Абсорбер работает в режиме затопленной насадки. Осушенный газ проходит каплеотбойник *6* для улавливания капель унесенного диэтиленгликоля, отводится в выходную камеру и через осевой патрубок — в газопровод. Насыщенный абсорбент отводится на регенерацию частично из пространства, образованного между корпусом и боковыми вертикальными перегородками, а частично из фазного разделителя. Проведенные во ВНИИгазе опытно-промышленные испытания показали, что при диаметре горизонтального абсорбера 2,4 м и длине 26 м можно обработать до 35 млн. м<sup>3</sup>/сут газа при давлении 8 МПа.