



Министерство образования Республики Беларусь

Учреждение образования
«Гомельский государственный технический
университет имени П. О. Сухого»

Кафедра «Промышленная теплоэнергетика и экология»

СИСТЕМЫ ПРОИЗВОДСТВА И РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ЭНЕРГОНОСИТЕЛЕЙ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ

КУРС ЛЕКЦИЙ

для студентов специальности 1-43 01 05

«Промышленная теплоэнергетика»

Электронный аналог печатного издания

Гомель 2007

УДК 621.311(075.8)
ББК 31.19я73
С40

*Рекомендовано к изданию научно-методическим советом
энергетического факультета ГГТУ им. П. О. Сухого
(протокол № 1 от 15.07.2005 г.)*

Автор-составитель: *Е. М. Звёздкина*

Рецензент: канд. техн. наук, доц. каф. «Электроснабжение» ГГТУ им. П. О. Сухого
Т. В. Алферова

Системы производства и распределения энергоносителей промышленных предприятий : курс лекций для студентов специальности 1-43 01 05 «Промышленная теплоэнергетика» / авт.-сост. Е. М. Звёздкина. – Гомель : ГГТУ им. П. О. Сухого, 2007. – 37 с. – Систем. требования: PC не ниже Intel Celeron 300 МГц ; 32 Mb RAM ; свободное место на HDD 16 Mb ; Windows 98 и выше ; Adobe Acrobat Reader. – Режим доступа: <http://gstu.local/lib>. – Загл. с титул. экрана.

ISBN 978-985-420-548-9.

Рассматриваются вопросы производства и распределения продуктов низкотемпературного разделения воздуха, теоретические вопросы ректификации и основные схемы, применяемые на промышленных предприятиях.

Для студентов специальности 1-43 01 05 «Промышленная теплоэнергетика»

**УДК 621.311(075.8)
ББК 31.19я73**

ISBN 978-985-420-548-9

© Звёздкина Е. М., составление, 2007
© Учреждение образования «Гомельский государственный технический университет имени П. О. Сухого», 2007

ТЕМА 1. СИСТЕМЫ ПРОИЗВОДСТВА И РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ПРОДУКТОВ РАЗДЕЛЕНИЯ ГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ

1.1. Особенности систем ожижения, замораживания и низкотемпературного разделения

Технические системы класса L предназначены для получения при $T \ll T_{o.c}$ конденсированных (ожиженных, замороженных и шугообразных) веществ, газообразных при температуре окружающей среды.

Системы класса D предназначены для низкотемпературного разделения смесей на чистые компоненты или фракции, отличающиеся по составу от исходной смеси. Продукты разделения, получаемые в таких системах, могут быть как в конденсированном состоянии при $T \ll T_{o.c}$ (класс LD), так и газообразном при $T = T_{o.c}$ (класс D). Все они имеют много общих черт с трансформаторами тепла классов R , H и HR . Вместе с тем системы классов L , D , LD характеризуются многими специфическими признаками. Большинство из них определяется тем, что они обязательно включают либо простой разомкнутый процесс, либо квазицикл (либо и то и другое). Другими словами, установки классов L , D и LD – всегда открытые термодинамические системы.

Все эти особенности, определяющие как их сходство с трансформаторами тепла R , H и HR , так и отличия, связаны с тем, что все системы L , D и LD представляют собой не что иное, как сочетание («гибрид») двух подсистем. Первая из них – трансформатор тепла того или иного вида, вторая – технологическая часть установки, в которой совершается либо перевод вещества в конденсированное состояние (в L -системах), либо разделение смеси (в D -системах), либо, наконец, и то и другое (в LD -системах).

Назначение трансформатора тепла в L -системах состоит в том, чтобы отводить тепло в окружающую среду от газа (или от нескольких газов одновременно) во всем интервале температур при его переходе от $T_{o.c}$ до конечного конденсированного состояния с $T \ll T_{o.c}$. В LD - и D -системах трансформатор тепла, как будет показано ниже, должен выполнять более сложную задачу: наряду с отводом тепла в окружающую среду подводить некоторое количество тепла при $T < T_{o.c}$ к испарительной технологической части системы.

Характер связи подсистемы – трансформатора тепла с технологической подсистемой – может быть самым различным. Существуют технические системы D , L и LD -системы, в которых трансформатор тепла полностью отделен от технологической части, и связь между ними осуществляется только посредством теплообмена (внешнее крио- или хладообеспечение). В других случаях, напротив, цикл (или квазицикл) трансформатора тепла органически входит в технологическую часть, а в качестве рабочего тела в нем используется конденсируемый газ, разделяемая смесь или продукты ее разделения (внутреннее крио – или хладообеспечение). Существуют и системы, в кото-

рых сочетаются оба варианта. Выбор того или иного решения в каждом случае определяется технико-экономическими соображениями.

Структура каждой из систем (L , D и LD) обуславливается, прежде всего, тем, какую роль в ней играет подсистема трансформатора тепла. В установках L она наибольшая; поэтому они по структуре очень близки к R_S -системам. Аналогичны также методы их расчета и оптимизации. В установках D и DL , как правило, определяющую роль играет технологическая (разделительная) подсистема; поэтому их структура в целом сложнее и больше отличается от трансформаторов тепла, особенно в СОО. Однако и в этом случае структура подсистемы крио- и хладообеспечения аналогична структуре R_S -систем.

ТЕМА 2. ИДЕАЛЬНЫЕ ПРОЦЕССЫ ОЖИЖЕНИЯ И ЗАМОРАЖИВАНИЯ (КОНДЕНСИРОВАНИЯ) ГАЗОВ

Рассмотрим с помощью T, s -диаграммы процессы перевода газа в жидкое и твердое состояние (рис. 2.1). Начальное состояние газа соответствует условиям окружающей среды $T_{o.c}$, $p_{o.c}$. Будем рассматривать только те случаи, когда $T_{o.c} > T_{кр}$, т. е. условия, при которых начальная температура газа выше критической. При $T_{o.c} < T_{кр}$ ожижение газа не представляет существенных трудностей, так как может быть достигнуто изотермическим сжатием, без применения других процессов.

Начальное давление $p_{o.c} = 0,1$ МПа для всех газов, применяемых в технике низких температур, ниже критического давления $p_{кр}$. Поэтому на рис. 2.1 рассматривается случай, когда в начальной точке 1 давление $p_{o.c} < p_{кр}$.

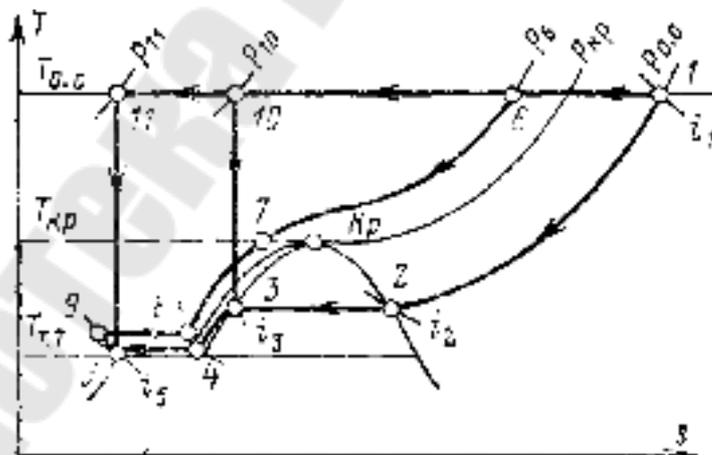


Рис. 2.1. Процессы перевода газа в жидкое и твердое состояние в T, s -диаграмме

Если охлаждать газ при постоянном давлении $p_{o.c}$, отводя тепло в окружающую среду с помощью какой-либо вспомогательной холодильной или криогенной установки R , то температура газа будет понижаться до тех

пор, пока не будет достигнута точка 2. При дальнейшем отводе тепла, проходящем в области влажного пара, температура не будет понижаться, а будет уменьшаться энтальпия до тех пор, пока весь пар не перейдет в жидкость (точка 3). Таким образом, газ будет переведен в жидкость при том же давлении. Количество тепла, которое необходимо отвести от вещества в процессе ожижения, $q_{ож} = i_1 - i_3$. Минимальная работа, необходимая для обратимого проведения этого процесса, равна разности эксергий в конечном и начальном состояниях $l_{ож} = e_3 - e_1$. Если необходимо получить вещество в твердом состоянии, процесс отвода тепла нужно продолжить. Понижение температуры жидкости приведет к началу ее затвердевания (точка 4). При дальнейшем отводе тепла вещество перейдет при постоянной температуре $T = T_4$ сначала в состояние двухфазной смеси (жидкость + твердое тело, т. е. шуга), а затем в твердое, отображаемое на диаграмме точкой 5. Тепло, которое необходимо отвести для перевода единицы массы из точки 1 в точку 5, будет больше, чем при ожижении, и равно $q_{замор} = i_1 - i_5$, а минимальная работа $l_{замор} = e_5 - e_1 > l_{ож}$.

Перевод газа в жидкое и твердое состояния может быть осуществлен и при давлении, превышающем $p_{о.с.}$. Для этого вещество нужно сжать при $T_{о.с.}$ до соответствующего давления. Если это давление $p < p_{кр}$, то процесс будет идти аналогично описанному с той лишь разницей, что конденсация будет начинаться и проходить при более высокой температуре, а тепло конденсации r будет меньше $i_2 - i_3$. При дальнейшем повышении начального давления температура конденсации будет повышаться, а значение r — уменьшаться, пока при $p_{кр}$ температура конденсации не сравняется с $T_{кр}$, а r будет равно 0. При сверхкритическом давлении $p_6 > p_{кр}$ газ переходит в жидкое состояние также при $T_{кр}$ (точка 7), но без постепенной конденсации. Дальнейший переход в шугу, а затем и в твердое состояние (процесс 7–8–9) проходит так же, как и при других давлениях. (Практически при давлениях, применяемых в трансформаторах тепла, изобары в областях, лежащих левее пограничной кривой жидкости, расположены настолько близко одна к другой, что в некоторых T, s - и i, s -диаграммах почти сливаются.) Если сравнить процесс перевода вещества в конденсированное состояние, проходящий при $p_{о.с.}$, с процессами, проводимыми при более высоких давлениях $p > p_{о.с.}$, то можно заметить, что первый принципиально отличается от остальных. В первом случае переход в жидкое или твердое состояние достигается только путем отвода тепла от вещества во всем интервале температур — от $T_{о.с.}$ до конечной. В остальных случаях вещество подвергалось еще предварительному изотермическому сжатию; при этом часть тепла отводилась в процессе сжатия при $T = T_{о.с.}$, а не при $T < T_{о.с.}$.

Чем выше давление предварительного сжатия, тем больше доля тепла, отводимая при $T = T_{о.с.}$. Можно представить себе такой процесс ожижения или замораживания, при котором все тепло отводится только в процессе сжатия при $T = T_{о.с.}$. Для этого газ нужно сжать изотермически до такого давления, чтобы можно было его охладить до нужной температуры адиабатно без отвода тепла. Так как в координатах T, s -адиабата проходит вертикально,

точка, соответствующая концу сжатия, должна находиться на одной вертикали с конечной точкой процесса. Поэтому, чтобы получить в конце расширения жидкость в состоянии 3, нужно сжать газ до давления p_{10} , а затем адиабатно расширить до давления $p_{0,c}$ (процесс 1–10–3). Аналогично, чтобы получить твердое тело в состоянии 5, нужно сжать газ до давления p_{11} , чтобы при адиабатном расширении попасть в точку 5 (процесс 1–11–5).

Таким образом, идеальный процесс конденсирования газа может быть проведен тремя способами:

1) отводом тепла при неизменном давлении $p_{0,c}$ и температурах, изменяющихся от $T_{0,c}$ до температуры фазового превращения;

2) отводом части тепла при $T_{0,c}$ в процессе изотермического сжатия с последующим изобарным охлаждением при понижающихся температурах;

3) изотермическим сжатием газа с отводом тепла при $T_{0,c}$ с последующим адиабатным расширением до конечного состояния при $p_{0,c}$.

В первом процессе для конденсирования газа необходима какая-либо система R , работающая за счет затраты работы.

Во втором процессе работа, необходимая для конденсирования, частично затрачивается на предварительное сжатие и частично на систему R .

В третьем процессе переход в конденсированное состояние совершается только в результате сжатия и расширения самого конденсирующегося вещества. Необходимая для этого работа затрачивается только на сжатие (часть работы, затраченной на сжатие, возвращается при последующем расширении). Этот процесс не применяется в технике, так как для его осуществления необходимы давления в сотни тысяч мегапаскалей.

Во всех трех случаях при обратимом проведении процессов суммарная работа должна быть одинаковой при одних и тех же начальных и конечных параметрах и равна разности эксергий.

ТЕМА 3. ТЕХНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ ОЖИЖЕНИЯ И ЗАМОРАЖИВАНИЯ ГАЗОВ

Ожиженные и замороженные газы (O_2 , N_2 , CO_2 , CH_4 , H_2 , He_4 , Ne) находят широкое применение в качестве хладагентов как в промышленности, так и для научно-исследовательских работ. Некоторые из них используются в технике как горючее и окислители в реактивных двигателях (жидкие кислород, водород, фтор и др.). Большое количество газов ожижается для транспортировки, так как перевозка и хранение промышленных газов в жидком и твердом состоянии в большинстве случаев более выгодны, чем в газообразном.

Технические процессы ожижения и замораживания газов в подавляющем большинстве случаев основаны на процессах, сводящихся ко второму виду идеального процесса ожижения (как и замораживания), т. е. к сочетанию внешнего и внутреннего охлаждения конденсируемого газа. В некоторых случаях используются системы, основанные на первом идеальном процессе, т. е. целиком на внешнем охлаждении.

Идеальные процессы третьего вида не нашли применения в криогенной технике, как уже указывалось, из-за того, что необходимые давления настолько высоки, что нереализуемы либо технически, либо по технико-экономическим соображениям. При ожижении газов в области холодильной техники, где параметры рабочих тел иные ($T_{кр}$ близка к $T_{о.с}$), процессы третьего вида широко используются.

При реализации в технике процессов второго вида нельзя, естественно, строить криогенный цикл по линиям 2–3–4–2 (рис. 3.1), исходя из тех же соображений, по которым практически не используется процесс третьего вида. В реальных условиях применяются известные способы уменьшения интервалов рабочих давлений – каскад и регенерация. Холодильный и криогенный циклы, обеспечивающие внешнее охлаждение, могут осуществляться как самим конденсирующимся хладагентом, так и другим (другими) рабочим телом.

Во всех случаях, как уже указывалось выше, структура R -подсистемы, входящей в L -систему, определяет и структуру L -системы, состоящей из тех же ступеней: СПТ, СПО, СОО и СИО. В зависимости от вида СОО L -системы, как газожидкостные R -системы, разделяются на два вида. В первом из них окончательное охлаждение осуществляется посредством дросселирования, во втором – в детандере. (Для L -систем, предназначенных для получения шуги и замороженных криоагентов, второй вариант не применяется, хотя в принципе использование детандера в СОО для этой цели не исключается.)

Ожижители с дроссельной СОО (Линде). Схема квазицикла ожижителя Линде и процесс на T, s -диаграмме изображены на рис. 3.1. В СОО вместо испарителя используется сепаратор, в котором ожиженная часть газа у отделяется и выводится из контура. Это приводит к еще двум важным отличиям L -системы от R_S -системы:

1) система становится открытой; в ней вместо цикла осуществляется квазицикл;

2) в СПО прямой m и обратный n потоки становятся неравными; прямой поток (если производительность компрессора принять за единицу) $G_m = 1$, а обратный $G_n = 1 - y$.

При $y = 0$, когда жидкость из системы не выводится, установка превращается в рефрижератор, вся холодопроизводительность которого тратится на компенсацию теплопритоков через изоляцию; с $q_o = 0$. Схема ожижителя Линде с Д-Э ступенью показана на рис. 3.2. Замена дроссельной ступени дроссельно-эжекторной несколько снижает $d_{др}$, но часть выигрыша не используется, так как возникают потери $d_{эж}$. Значение $d_{тепл}$ незначительно снижается, так как в режиме p вследствие роста p_n до p'_n увеличивается $\bar{e}_{p,n}$.

На рис. 3.3 показаны эксергетические диаграммы потоков для L -систем Линде с дроссельной СОО, предназначенных для ожижения азота и метана (рис. 3.3, а). Для азота наряду с дроссельным рассмотрен и вариант системы с дроссельно-эжекторной СОО (рис. 3.3, б).

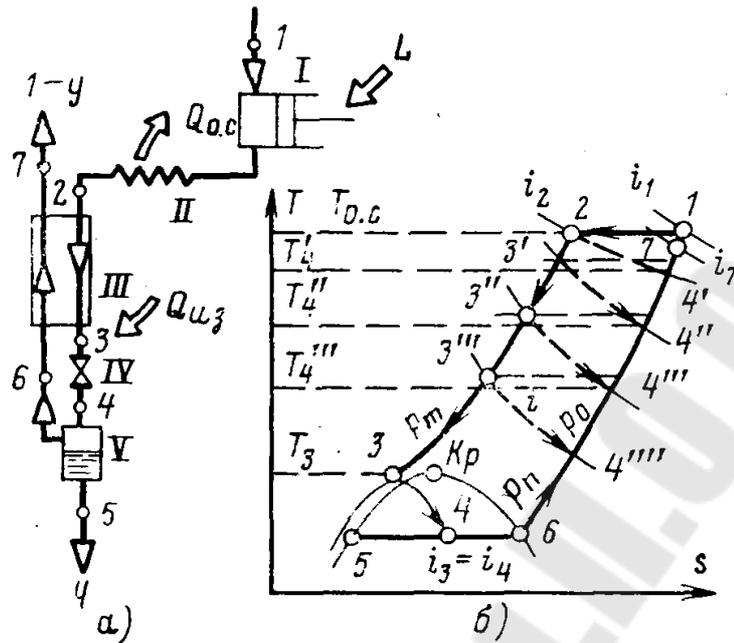


Рис. 3.1. Схема (а) и T, s -диаграмма квазицикла Линде (б):
 I – компрессор; II – холодильник; III – регенеративный теплообменник; IV – дроссель; V – отделитель жидкости

Однако основной выигрыш определяется не уменьшением $\sum d_i$ в криоблоке, а снижением необходимой работы компрессора ($e_2 - e_1$), так как степень повышения давления в нем $p_m / p'_n < p_m / p_n$.

Как видно из диаграммы, основная часть потерь эксергии относится к СПТ (компрессор + холодильник) – около 40 %. Из 60 % эксергии сжижаемого криоагента используется от 6,5 % (азот) до 10,5 % (метан). Наибольшие потери в криоблоке во всех случаях связаны с дросселированием в СОО. Замена дроссельной СОО дроссельно-эжекторной несколько снижает эти потери; для азота, например, η_e возрастает с 6,5 до 9,1 %.

Большая часть потерь (более 90 %) на всех участках системы относится к циркулирующей части рабочего тела (1 - y) и меньшая (менее 10 %) – к конденсируемой (y). Представляет интерес сопоставление энергетического и эксергетического балансов L -системы Линде.

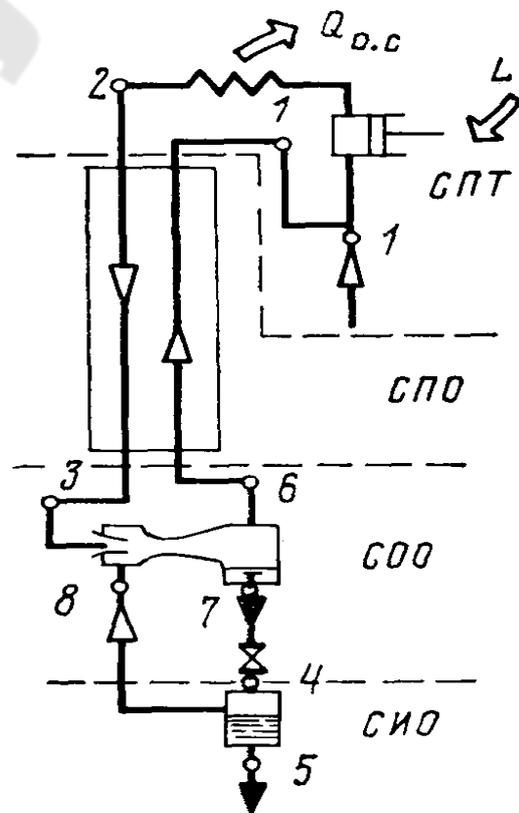


Рис. 3.2. Схема ожижителя Линде с дроссельно-эжекторной ступенью

Потери внутри цикла отсутствуют; единственная потеря – от недорекуперации – довольно велика – 14,6 %. Эффективность процесса – 85,4 %. Коэффициент полезного действия, отражающий термодинамическую эффективность процесса η_e , как видно из эксергетического баланса, намного ниже – всего 11 %; потеря от недорекуперации, как было уже показано выше, ничтожна. Все потери связаны с $\sum Di$, отражающей необратимость процессов в теплообменнике и дросселе. Как и в R -системах, в L -системах Линде КПД существенно зависит от давления p_n (как уже указывалось, давления p_n или p'_n в случае использования эжектора в L -системах не могут варьироваться, так как давление сливаемой жидкости в точке 5 обычно близко к атмосферному). В остальном здесь действуют те же законы, что и в R -системе Линде; КПД определяется одновременным влиянием изменения Δi_T и работы сжатия $L_k = (e_2 - e_1) / (\eta_{из.к} \eta_{эм.к})$ в зависимости от p_m .

Обычно бывают заданы: количество получаемого жидкого продукта $G_{ож}$; температура окружающей среды – теплоприемника $T_{о.с.}$. Давление p_n близко к атмосферному $p_{о.с.}$; давление p_m выбирается в области ниже инверсионной по тем же соображениям, что и в рефрижераторах Линде; так же выбираются значения ΔT_H и $q_{из.}$.

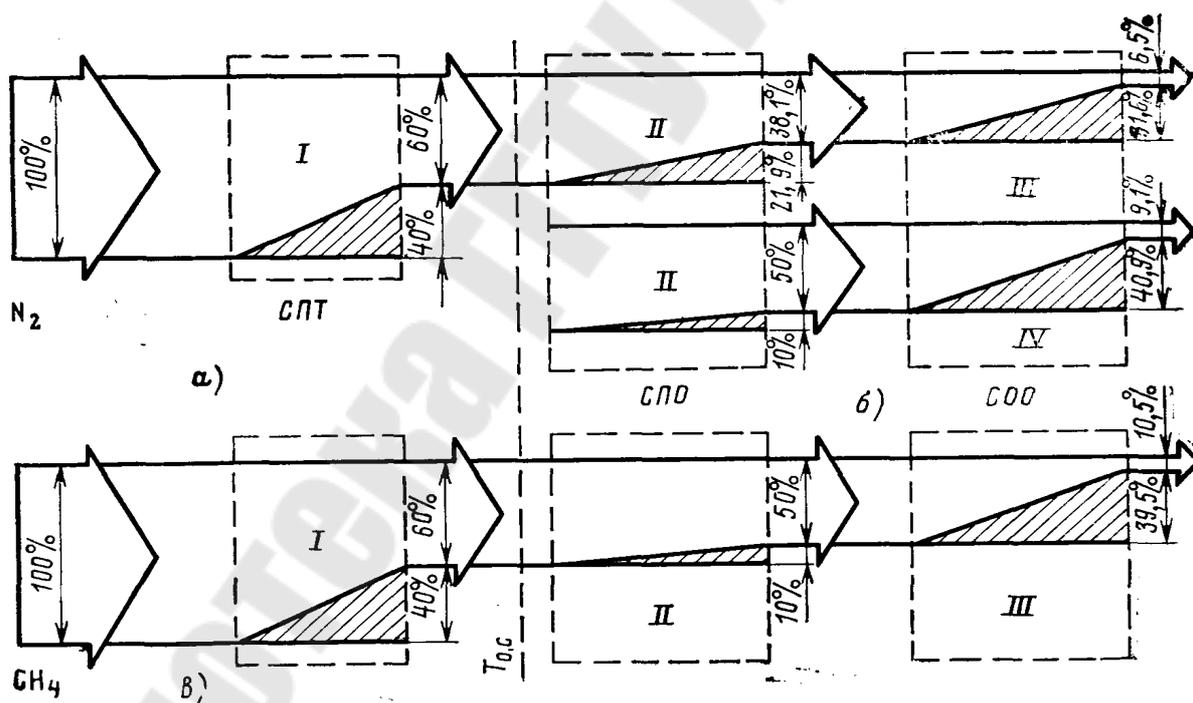


Рис. 3.3. Эксергетические диаграммы потоков L -систем Линде: а, б – ожижение азота; в – ожижение метана: I – компрессор; II – теплообменник; III – дроссель; IV – дроссель + эжектор

На основе этой информации можно нанести на диаграмму состояния охлаждаемого криоагента точки 7, 1, 2, 5 и 6 (рис. 3.2). Чтобы определить положение точек 3 и 4, нужно найти y .

В этом уравнении все величины, кроме i_3 , известны (доля β потерь через изоляцию, относящаяся к теплообменнику, обычно также известна; она составляет 0,6–0,8).

Найденное значение $i_3 = i_4$ наносится на диаграмму.

Переход с дроссельной СПО на дроссельно-эжекторную позволяет повысить η_e примерно на 20 %.

Характерно, что значения η_e L -систем существенно ниже, чем аналогичных рефрижераторов, работающих при тех же условиях (в некоторых случаях более чем в 2 раза). Это объясняется прежде всего большой ΔT_{m-n} на холодном конце теплообменника L -системы. Соответственно вырастают значения d_T и $d_{др}$ (и снижаются $\eta_{e,т}$, η_e и др.).

Существенное влияние на η_e L -системы Линде оказывают и теплофизические характеристики самого конденсируемого криоагента.

Идеализированные процессы выбраны для того, чтобы исключить влияние всех других факторов, кроме природы рабочего тела.

Возможности повышения η_e L -системы Линде без введения существенных изменений в СПО ограничены, если не считать некоторого снижения технических потерь (резервы здесь, если не считать компрессор, невелики). Непосредственное использование многокомпонентных смесей, дающее большой эффект в дроссельных R_s -системах, в ожижителях Линде исключено, так как состав рабочего тела не может отличаться от состава ожижаемого криоагента.

Существенное увеличение эффективности дроссельных ожижителей, как и обеспечение их работы при отрицательной Δi_T ожижаемого криоагента, достигается тем же методом, что и в R_s -системах, т. е. введением дополнительного внешнего или внутреннего охлаждения в СПО. Для этого над неохлаждаемой частью СПО нужно поместить другую, охлаждаемую дополнительно тем или иным методом. Первый вариант такого охлаждения (внешнее охлаждение), предложенный Линде, применительно к ожижению воздуха, показан на рис. 3.4. Там же на q, T -диаграмме изображено протекание температур в теплообменниках. Теплообменник СПО здесь разделен на две части. Охлаждаемая часть СПО выше сечения $a-a$ состоит из двух аппаратов. В предварительном теплообменнике III воздух охлаждается с 293 К (точка 2) до 255 К (точка 5), после чего поступает в испаритель холодильной установки IV, где охлаждается до 228 К. Благодаря дополнительному охлаждению разность температур в сечении $a-a$ уменьшается до $\Delta T_{9-10} = 5$ К). При дальнейшем охлаждении в неохлаждаемой извне части СПО (теплообменнике I) температура сжатого воздуха достигает $T_3 = 159$ К. Разность температур на холодном конце теплообменника $\Delta T_{3-6} = 77$ К.

Для сравнения на T, q -диаграмме нанесено штриховой линией изменение температуры сжатого воздуха в процессе Линде без предварительного охлаждения.

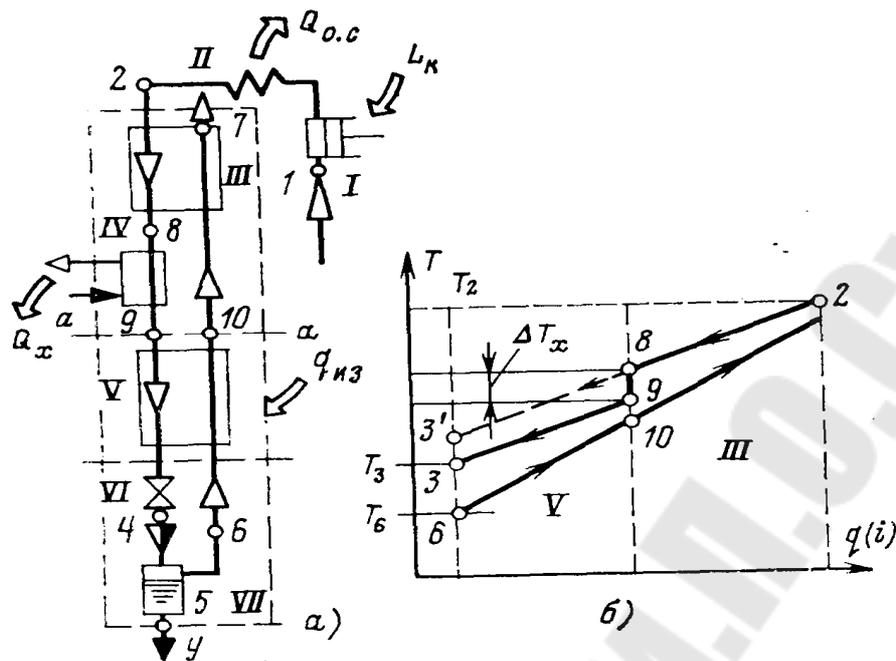


Рис. 3.4. L-система Линде с внешним отводом тепла в СПО:
 а – схема; б – протекание температур на $T, q(i)$ -диаграмме:
 I – компрессор; II – холодильник; III – предварительный теплообменник; IV – испаритель; V – теплообменник неохлаждаемой части СПО; VI – дроссель; VII – отделитель жидкости

Снижение потерь в теплообменнике, а также более низкая температура перед дросселем, приводят к значительному улучшению энергетических показателей процесса.

Для предварительного охлаждения до более низких температур может использоваться каскадный процесс с несколькими хладагентами. Предварительное охлаждение в этом случае служит не только средством снижения расхода энергии на ожижение газов. Для газов с температурой инверсии $T_{инв}$ ниже $T_{o.c}$ оно представляет собой необходимое условие осуществления ожижения посредством дроссельного эффекта. Так, водород при $T > 190$ К и гелий при $T > 40$ К имеют в области давлений, применяемых для ожижения, отрицательный дроссель-эффект, и дросселирование приводит к их нагреванию. Поэтому при ожижении по способу Линде предварительно охлаждают водород ниже 100–90 К, а гелий – ниже 30–20 К. В качестве хладагентов для предварительного охлаждения в таких процессах используют криоагенты с низкими температурами кипения T_3 (при ожижении водорода или неона используются азот или многокомпонентные смеси на его основе). При ожижении гелия используют также предварительно ожиженные водород или неон.

На рис. 3.5 показаны схема и T, s -диаграмма процесса ожижения водорода с предварительным охлаждением азотом, кипящим под вакуумом. Как видно из схемы, такой процесс ожижения водорода в принципе не отлича-

ется от процесса ожижения воздуха с предварительным охлаждением, показанного на рис. 3.4. Сжатый водород, проходя через змеевик, находящийся в жидком азоте, охлаждается до T_y . При $p_m = 15$ МПа и $T_9 = 80$ К изотермический дроссель-эффект $\Delta i_T = 188$ кДж/кг и $y = 0,17$. С дальнейшим понижением температуры Δi_T возрастает и соответственно увеличивается доля y ожижаемого водорода. При $T_9 = 70$ К (охлаждение жидким азотом под давлением около 29 кПа) y повышается до 0,3.

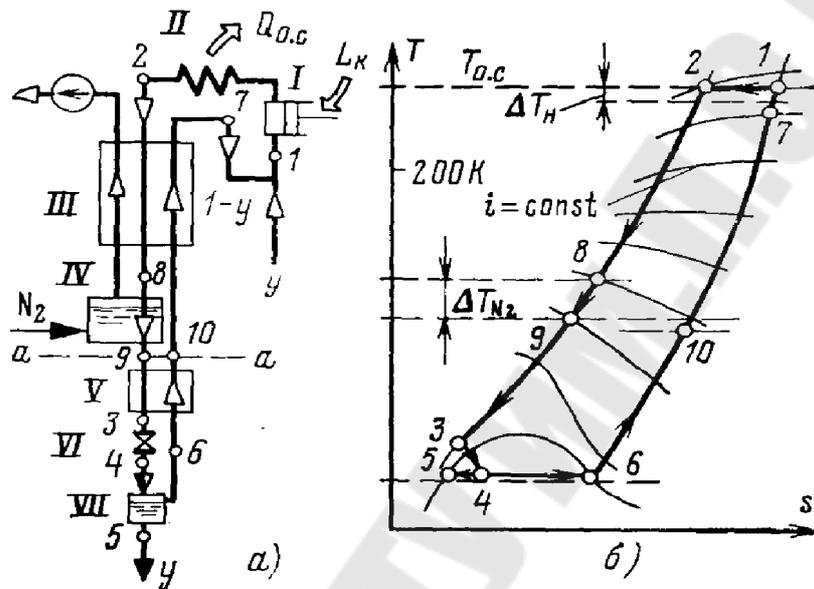


Рис. 3.5. Схема ожижения водорода с внешним охлаждением жидким азотом (а) и процесс на T, s -диаграмме (б):

I – компрессор; *II* – холодильник; *III* – предварительный теплообменник; *IV* – ванна с жидким азотом; *V* – теплообменник неохлаждаемой части СПО; *VI* – дроссель; *VII* – отделитель жидкости

Чтобы использовать и холодные пары азота для дополнительного охлаждения водорода, их пропускают через предварительный теплообменник.

Для ожижения гелия с использованием дроссель-эффекта охлаждения жидким азотом недостаточно. В этом случае кроме азотного применяется охлаждение жидким водородом (рис. 3.6). Как видно из схемы, дополнительное охлаждение производится на трех температурных уровнях. В верхней ступени СПО внешнее охлаждение до 70–62 К ведется азотом. В средней ступени сжатый гелий охлаждается водородом, кипящим при атмосферном давлении (~20 К); в нижней ступени – водородом, кипящим под вакуумом (~15 К). Таким образом, неохлаждаемая часть СПО (сечение $a-a$) заканчивается на уровне около 16 К. Жидкий водород получается в этой же установке по методу, описанному выше.

Внешнее охлаждение в L -системах, как и в R_8 -системах, можно осуществлять рефрижераторами R_n .

Процесс Клода. Дополнительное охлаждение ожижаемого газа в СПО можно проводить, не только с использованием внешнего охлаждения, но и по второму варианту с применением внутреннего охлаждения при помощи детандеров. Преимущество таких процессов в том, что в них может использоваться в качестве рабочего тела часть ожижаемого газа; отсутствие дополнительных хладагентов позволяет значительно упростить установку. Первый процесс ожижения газа с использованием детандера был разработан и осуществлен Ж. Клодом в 1902 г. Принципиальная схема и изображение на T, s -диаграмме L -системы Клода показаны на рис. 3.7.

Сжатый газ после компрессора I и холодильника II (точка 2) поступает в предварительный теплообменник III , где охлаждается обратным потоком расширенного газа до T_8 ; после этого газ разделяется на два потока. Часть газа $(1-M)$ проходит через промежуточный теплообменник IV , основной V и после охлаждения дросселируется до конечного давления. Полученная после дросселирования доля жидкости u выводится из отделителя жидкости VI . Отвод некоторой части $M > 0$ потока m в детандер приводит к тому, что оставшееся $(1-M)$ количество сжатого газа удаётся охладить в теплообменниках IV и V до более низких температур, чем в процессе Линде, что приводит к уменьшению разностей температур в этих теплообменниках. Дальнейшее увеличение M может осуществляться только до тех пор, пока T_m в какой-либо точке не приблизится вплотную к T_n .

При расчетах долю M направляемого на детандер газа принимают возможно большей, но при условии, чтобы минимальная разность температур ΔT_{m-n} была не менее 3–4 К. В этом случае значение u будет наибольшим. Попытка дальнейшего увеличения M приводит к тому, что газ потока n выходит недостаточно нагретым (точка 7). Потери от недорекуперации $\Delta i_n = c_{p,n} \Delta T_{2-7}$ возрастают настолько, что u уменьшается, несмотря на возрастание $M \Delta i_d$. Поэтому в каждом случае увеличение доли газа, пропускаемого через детандер, имеет предел, после которого увеличение M приводит к уменьшению u .

Так, при ожижении воздуха давлению $p_T = 4$ МПа соответствует наилучшая температура $T_8 = 191$ К, при которой M составит 0,8. При $p_m = 10$ Па выгоднее поддерживать $T_8 = 243$ К и $M = 0,73$. При $p_m = 20$ МПа и выше в детандер нужно отводить воздух с температурой $T_8 \geq 273$ К, а M снижать до 0,5 и менее. Преимущество последнего процесса, введенного в

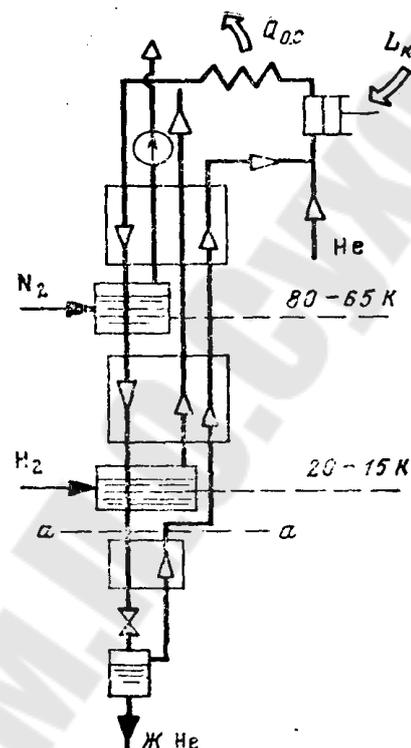


Рис. 3.6. Квазицикл ожижения гелия с внешним охлаждением азотом и водородом

технику П. Гейландтом, в том, что детандер работает при сравнительно высоких температурах, а это позволяет обойтись без тепловой изоляции и упростить конструкцию машины. При уменьшении давления температуру T_8 можно снижать до тех пор, пока газ на выходе из детандера не достигнет состояния сухого насыщенного пара. В этих условиях оптимальное давление сжатия воздуха снижается до 0,6–0,8 МПа, что дает возможность использовать турбомашину для сжатия и расширения газа. Однако осуществление этого процесса стало возможным только после того, как академик П. Л. Капица разработал турбодетандер нового типа, позволяющий получить и в области, близкой к кривой насыщения, КПД $\eta_{ад} = 0,8–0,86$.

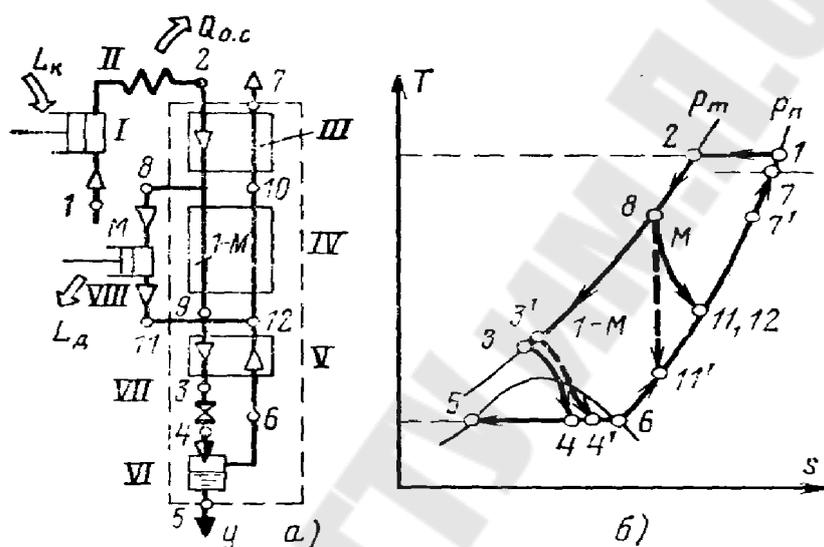


Рис. 3.7. Схема оживителя Клода (а) и изображение квазицикла на T, s -диаграмме (б): I – компрессор; II – холодильник; III, IV, V – теплообменники; VI – отделитель жидкости; VII – дроссель; VIII – детандер

Вторым преимуществом низкого давления является возможность применить вместо теплообменников-рекуператоров более выгодные аппараты-регенераторы, в которых одновременно с теплообменом происходят и процессы массообмена, т. е. осушка и очистка газа от конденсирующих примесей (CO_2 , H_2O).

Эти возможности были впервые реализованы П. Л. Капицей, который предложил и разработал процесс низкого давления для оживления воздуха.

Процессы Гейландта и Капицы. Рассмотрим более подробно характеристики L -систем Гейландта и Капицы. Квазицикл Гейландта показан на рис. 3.8. Как видно из схемы, сжатый примерно до 20 МПа воздух после холодильника сразу разделяется на две приблизительно равные части. Одна из них M поступает на детандер, другая – в теплообменник охлаждаемой части СПО. В системе Гейландта оптимальная разность температур ΔT_{2-7} обычно составляет около 10 К. В остальном квазицикл Гейландта не имеет никаких качественных отличий от системы Клода.

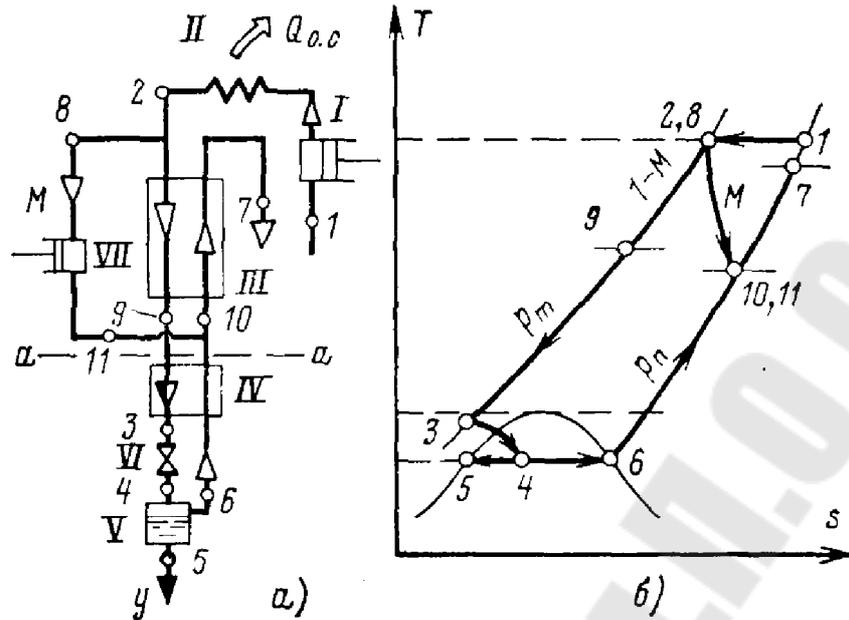


Рис. 3.8. Схема квазицикла Гейландта (а) и его изображение на T, s -диаграмме (б): I – компрессор; II – холодильник; III, IV – теплообменники СПО; V – отделитель жидкости; VI – дроссель; VII – детандер

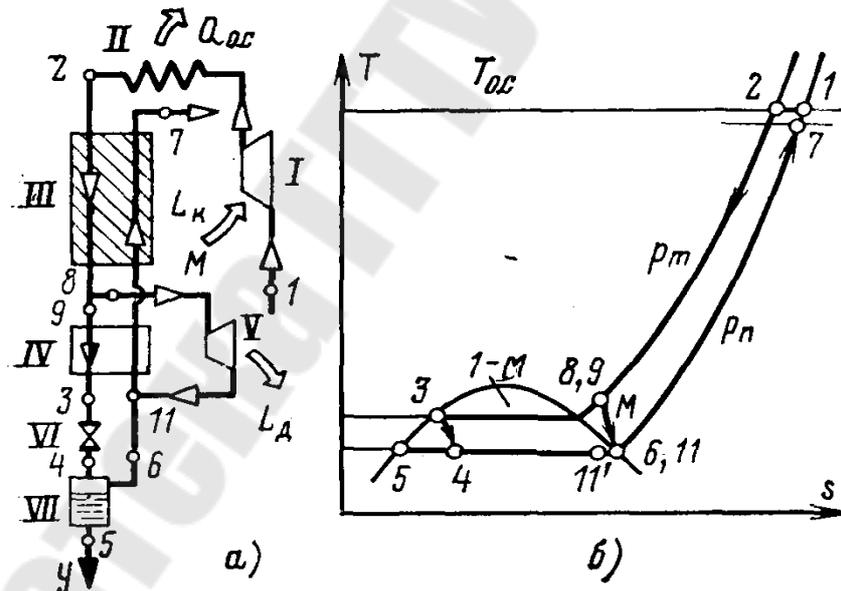


Рис. 3.9. Схема квазицикла L Капицы и его изображение на T, s -диаграмме: I – компрессор; II – холодильник; III – регенератор; IV – теплообменник-ожижитель; V – детандер; VI – дроссель; VII – отделитель жидкости

Схема квазицикла Капицы и его изображение в T, s -диаграмме показаны на рис. 3.9. Газ сжимается в турбокомпрессоре до 0,5–0,7 МПа и после охлаждения в состоянии, соответствующем точке 2, поступает в теплообменник III (регенератор). После охлаждения газом обратного потока до

температуры T_8 сжатый газ разделяется на две части. Первая в количестве около 90 % всего газа M подается на расширение в турбодетандер. Другая часть $(1-M)$ газа через теплообменник-ожижитель IV , где она конденсируется, поступает на дросселирование (точка 3).

Таким образом, неохлаждаемая часть СПО в этой системе вообще отсутствует. Полученная после дросселирования жидкость в количестве u отводится из отделителя, а оставшийся газ в состоянии сухого насыщенного пара вместе с газом, поступившим из турбодетандера, направляется в теплообменники IV и III и после нагревания до температуры T_7 выводится в атмосферу.

Сопоставление систем Клода, Гейландта и Капицы показывает, что все они представляют собой модификации одного и того же процесса ожижения газа с внутренним охлаждением посредством детандера. Процесс Гейландта характеризуется наиболее высоким давлением сжатия газа (воздуха) и наиболее высокой температурой входа части газа в детандер. Оптимальная доля M газа, направляемого в детандер, составляет около 0,5. Процесс Капицы, напротив, характеризуется наиболее низким давлением сжатия и наиболее низкой температурой перед детандером; доля газа, отводимого из детандера, составляет 0,92–0,95. Процесс Клода занимает промежуточное положение.

При определении расхода энергии на ожижение во всех случаях следует учитывать работу, возвращаемую детандером. Эта работа, отнесенная к 1 кг полученной жидкости, может быть вычислена по формуле

$$L_{\text{дет}} = M \Delta I'_{\text{д}} \eta_{\text{ад,д}} \eta_{\text{эм,д}} / Y,$$

где $\Delta I'_{\text{д}} \eta_{\text{ад}}$ – изоэнтальпное изменение энтальпии в детандере.

При $p_m = 0,6$ МПа в цикле перерабатывается почти в 6 раз больше воздуха, чем при $p_m = 20$ МПа. В связи с этим при одних и тех же (или близких) значениях $\eta_{e,i}$ и соответственно удельном значении d_i полное значение D_i каждого элемента, равное kd_i , увеличивается в k раз. Именно поэтому, несмотря на относительно высокие КПД $\eta_{e,i}$ отдельных машин и аппаратов, $\sum D_i$ при низких p_m больше.

На практике при выборе между процессами Гейландта, Клода и Капицы необходимо учитывать ряд дополнительных соображений. Прежде всего достижимые КПД $\eta_{e,i}$ отдельных машин (компрессоров и детандеров) и теплообменных аппаратов не одинаковы при разных давлениях p_m . При низких и средних давлениях резервы их повышения больше, чем при высоких (можно применять более эффективные турбомашин и теплообменники с развитой поверхностью и малыми гидравлическими сопротивлениями). Благодаря этому можно уменьшить технические потери в машинах и аппаратах, в результате снижение η при переходе к низким давлениям менее выражено. Процесс низкого давления имеет также ряд технологических достоинств (облегчение очистки газов, снижение эксплуатационных расходов, уменьшение в ряде случаев массы оборудования).

Важно также учитывать производительность установки – чем она больше, тем сильнее сказываются преимущества низких p_m , напротив, чем

меньше, тем выгоднее высокое давление. Процесс Капицы нашел широкое применение в технике для крупных и средних криогенных систем, особенно при разделении воздуха.

Для ожижения криоагентов с $\Delta i_T > 0$ при $T_{o.c}$ (воздух, кислород, азот, аргон, метан) разрабатываются системы с внешним криогенным циклом, в частности, на азоте и многокомпонентных смесях.

Системы L с охлаждаемыми детандерами СПО и ступенью Линде для веществ с $\Delta i_T < 0$ при $T_{o.c}$ (неона, водорода и гелия) отличаются от описанных выше только одной принципиальной особенностью, состоящей в том, что температура инверсии лежит на уровне, входящем в интервал предварительного охлаждения (а не выше его, как в системах Клода, Гейландта и Капицы). Поэтому граница между охлаждаемой и неохлаждаемой частями СПО (линия $a-a$ на рис. 3.11) должна быть ниже инверсионной температуры.

Число ступеней внутреннего охлаждения (детандеров), расположенных выше сечения $a-a$, может быть и больше одной.

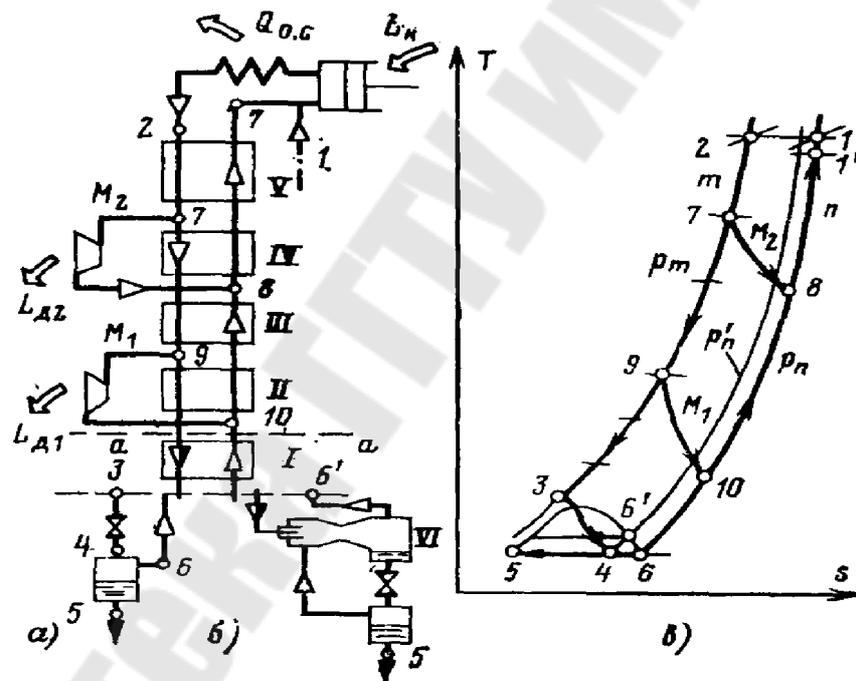


Рис. 3.10. Схема установки для ожижения гелия по квазициклу Капицы–Коллинза: a – дроссельный вариант; b – дроссельно-эжекторный вариант; v – процесс на T, s -диаграмме: $I-V$ – теплообменники; VI – эжектор

На рис. 3.10 показана схема наиболее простой L -системы такого типа, предназначенной для ожижения гелия. (Она может быть использована также и для неона и водорода.) Это классическая L -система Капицы–Коллинза с параллельным включением детандеров. За исключением СИО ее схема аналогична схеме соответствующего рефрижератора. СОО показана в двух вариантах – дроссельном (рис. 3.10, a) и дроссельно-эжекторном (рис. 3.10, b).

В последнем случае давление обратного потока возрастает до $p'_n > p_n$ (точка b переходит в положение b' , как показано на T, s -диаграмме). Соответственно работа компрессора l_k несколько снижается, что приводит при прочих равных условиях к росту КПД на 15–20 %. Соотношение потоков Т и П в СПО здесь не такое, как в H -системах; отличие определяется, как уже указывалось, условием $\sum G_m > \sum G_n$.

Для ожижения природного газа широкое распространение получили так называемые однопоточные дроссельные установки на смесях, предложенные А. П. Клименко. Схема такой системы показана на рис. 3.11. В компрессоре сжимается смесь сжижаемого газа (метана) с более тяжелыми углеводородами (C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} и др.). По мере охлаждения прямого потока m конденсирующиеся в нем тяжелокипящие компоненты сепарируются и после дросселирования возвращаются в обратный поток. К последнему дросселю (СОО) подходит почти чистый метан. Сепарация и промежуточное дросселирование в СПО обеспечивают внутреннее охлаждение на промежуточных уровнях и нужное соотношение $G_n/G_m < 1$. Коэффициент полезного действия таких ожижительных установок достигает значений > 35 –40 %, и они не содержат ни одной низкотемпературной машины.

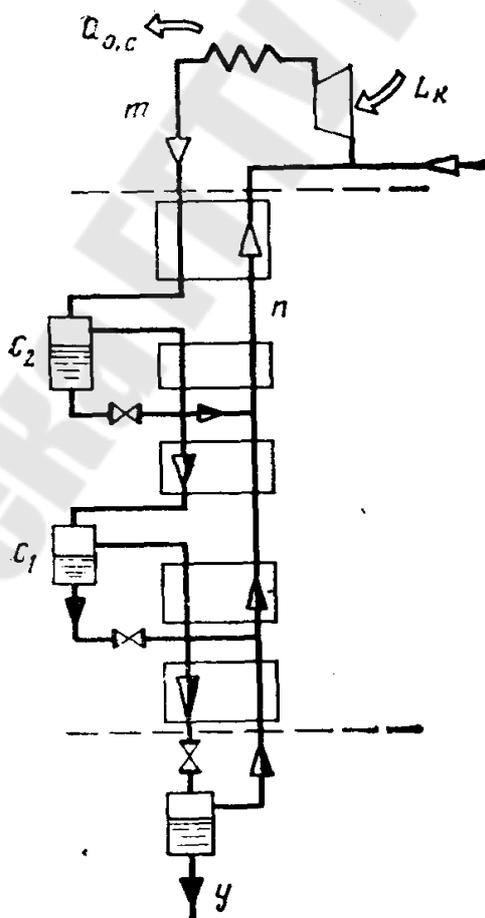


Рис. 3.11. Схема однопоточного дроссельного цикла ожижения природного газа с промежуточной сепарацией по А. П. Клименко

Ожижители с детандерной СОО (Сименса). В последние годы находят применение ожижители, в которых используется СОО с детандером, работающим в двухфазной области, т. е. L -системы с охлаждаемыми СПО и ступенями Сименса.

В наибольшей степени они разрабатываются применительно к ожижению гелия, поскольку условия работы детандеров с жидкой фазой в этом случае наиболее благоприятны. Замена ступени L Линде ступенью L' Сименса сводится по существу только к замене дроссельной или дроссельно-эжекторной СОО на СОО с детандером. На рис. 3.12 показана схема ожижителя водорода со ступенью Сименса и предварительным внешним охлаждением на двух уровнях кипящим жидким азотом. Замена в СОО дросселя детандером всегда повышает термодинамическую эффективность L -системы, как и R -системы.

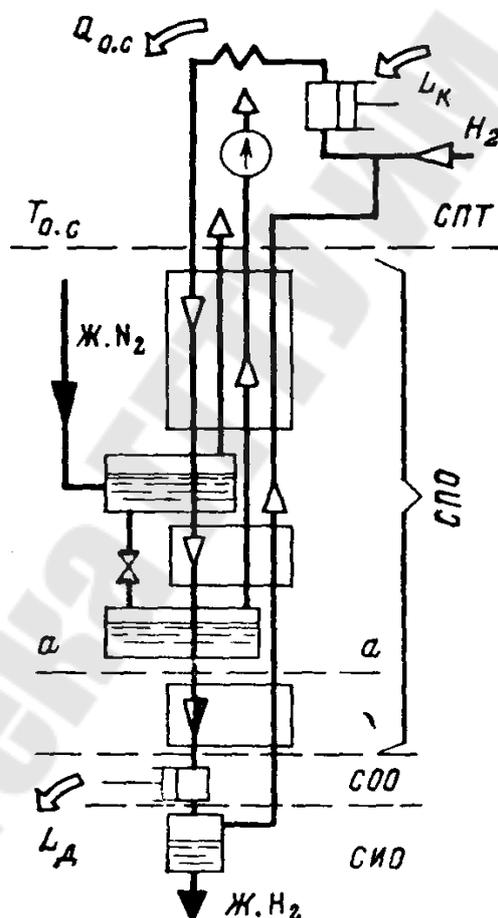


Рис. 3.12. Схема L -системы Сименса для ожижения водорода с внешним охлаждением в СПО

ТЕМА 4. СВОЙСТВА ГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ И ХАРАКТЕРИСТИКА МЕТОДОВ ИХ РАЗДЕЛЕНИЯ

Широкое использование различных газов и их смесей в народном хозяйстве вызывает необходимость их получения в достаточных количествах с нужными параметрами (составами, температурами, давлениями и агрегатными состояниями) и при возможно низких затратах.

Как правило, ни в природе, ни в технологических процессах газы при нужных параметрах не встречаются. Поэтому их получение неизбежно связано с процессами разделения исходных смесей. Эти процессы осуществляются в крупном масштабе; количество производимых в промышленно развитых странах таких газов, как кислород или азот, измеряется миллиардами кубических метров в год.

Большинство получаемых при разделении газов (за исключением углеводородов от CO_2 и выше и углекислого газа) представляют собой криоагенты, т. е. имеют нормальные температуры конденсации в широком интервале температур ниже 120 К. Это обстоятельство определяет возможность использования для разделения смесей этих газов низкотемпературных методов, которые в большинстве случаев оказываются экономически наиболее выгодными.

Многочисленные методы разделения газовых смесей, применяемые в технике, основаны на использовании тех или иных отличий в свойствах веществ, входящих в смесь.

Некоторые из них (гравитационный, основанный на использовании разницы в молекулярных массах газов, термодиффузионный, при котором используется диффузия в противоположных направлениях тяжелых и легких молекул под действием температурного градиента, и химический, при котором используется связывание некоторых из составных частей смеси путем химических реакций) непригодны или экономически неконкурентоспособны при больших масштабах производства.

Сорбционные способы – адсорбционный и абсорбционный – применяются в технике разделения газов и, как правило, оказываются более выгодными при относительно малых количествах разделяемой смеси.

Диффузионный способ, основанный на различной проницаемости тонких перегородок для тех или иных составляющих газовой смеси, в последнее время интенсивно разрабатывается.

В качестве примеров селективных мембран можно назвать платину (при нагреве пропускает водород), кварцевое стекло (пропускает гелий), некоторые полимеры (пропускают кислород лучше, чем азот) и др. Однако пока диффузионный метод находит ограниченное применение вследствие как технических трудностей (главная из них – необходимость иметь в ограниченном объеме очень большую поверхность тонких мембран, измеряемую тысячами квадратных метров), так и относительно больших удельных энергетических затрат на проталкивание газа через мембраны.

Наконец, нужно упомянуть магнитный метод разделения, применимый в принципе только для выделения из смеси газов, обладающих заметными парамагнитными свойствами. Таких газов только два – кислород и закись азота; попытки создать технически приемлемый магнитный способ выделения кислорода из воздуха пока не дали результата вследствие сравнительно малой магнитной проницаемости кислорода.

Доминирующее место в промышленности занимают различные варианты конденсационно-испарительного метода разделения, основанного на использовании разницы в составах равновесных паровой и жидкой фаз разделяемой смеси.

В технике низкотемпературного разделения используются три вида конденсационно-испарительного метода: непрерывное испарение смеси, непрерывная конденсация и ректификация. Во всех случаях для проведения этих процессов при $T < T_{o.c}$ требуется отвод тепла при конденсации на уровне T_k и его подвод при испарении на уровне $T_i > T_k$, которое при $T < T_{o.c}$ осуществляется только посредством трансформаторов тепла.

Для анализа и оценки энергетических характеристик процессов разделения необходимо, как и в других случаях, прежде всего рассмотреть идеальные процессы.

ТЕМА 5. ИДЕАЛЬНЫЕ ПРОЦЕССЫ РАЗДЕЛЕНИЯ ГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ

Общие положения. Для оценки термодинамического совершенства любого процесса разделения необходимо провести сравнение его с идеальным. Идеальный процесс проходит при термодинамическом минимуме работы, который определяется ее затратой на обратимое проведение процесса разделения смеси (минимальная работа разделения).

Компонент смеси – входящее в смесь вещество определенного химического состава, содержание которого не зависит от наличия других веществ в смеси. Число компонентов в смеси может быть $n \geq 2$. Во многих случаях при $n > 3$ смесь в первом приближении можно представить как бинарную, рассматривая две группы компонентов, содержащих вещества, близкие по температурам кипения, как два компонента.

Фракция – смесь, полученная в процессе разделения и отличающаяся от исходной повышенным содержанием одного или нескольких компонентов. В пределе фракция может состоять из одного чистого компонента.

При разделении n -компонентной смеси можно получить n чистых компонентов, но неограниченное число фракций самого разнообразного состава.

Процесс разделения – это процесс получения из смеси компонентов или фракций, имеющих температуры и давления исходной смеси. Обычно при термодинамическом анализе температура смеси, как и продуктов разделения, принимается равной температуре окружающей среды:

$$T_{\text{см}} = T_i = T_{\text{о.с}} = 293 \text{ К.}$$

Для определения в общем виде минимальной работы разделения рассмотрим многокомпонентную смесь, имеющую объем $V_{\text{см}}$. Ее состояние характеризуется термодинамическими параметрами $p_{\text{см}}, T_{\text{см}}, s_{\text{см}}, i_{\text{см}}, e_{\text{см}}$.

Парциальное давление каждого компонента равно общему давлению, умноженному на мольную долю N_i компонента в смеси. Чтобы получить чистые компоненты при $P_{\text{см}}$ и $T_{\text{см}}$, необходимо изотермически повысить давление каждого из компонентов с p_i до $p_{\text{см}}$ при одновременном уменьшении объема с $V_i = V_{\text{см}}$ до парциального $V_k = N_i V_{\text{см}}$. Определим для этих условий затрату работы и изменение параметров i, s, e в идеальной модели процесса разделения.

Такую модель можно представить в виде системы, состоящей из камеры с полупроницаемыми перегородками и компрессоров K_1, K_2, \dots, K_i для сжатия компонентов (рис. 5.1).

Смесь поступает в камеру, где давление равно $p_{\text{см}}$ и температура $T_{\text{см}}$. Каждый компонент проходит через соответствующую полупроницаемую перегородку, которая пропускает только один компонент, и поступает в компрессор с парциальным давлением p_i .

Таким образом, после камеры компоненты смеси разделены и находятся под парциальными давлениями. Эта первая стадия процесса разделения не вызывает затраты работы, так как параметры компонентов смеси остаются неизменными.

На второй стадии проводится сжатие каждого из компонентов с p_i до $p_{\text{см}}$ при $T = T_{\text{см}}$. При этом необходимо в каждом компрессоре затратить работу изотермического сжатия. Общая затрата работы $L_{\text{мин}}$ на n компонентов – минимальная работа разделения смеси – равна сумме работ изотермического сжатия всех ее компонентов. Таким образом, минимальная (или идеальная) работа полного разделения идеальной газовой смеси равна суммарной работе изотермического сжатия всех ее компонентов от парциального давления до давления смеси.

Рассмотренная модель процесса разделения применима для оценки любого способа разделения, так как затраты работы в обратимом процессе определяются только начальным и конечным состояниями и не зависят от пути процесса.

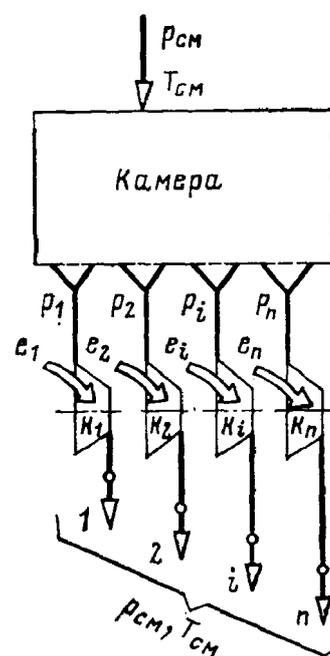


Рис. 5.1. Схема модели обратимого разделения многокомпонентной смеси

Разделение смеси. В этом случае обратимая работа $l_{\text{мин}}$ определяется простым построением на e, ξ -диаграмме.

Суммарная эксергия продуктов разделения находится по правилу, используемому для расчета количества тепла в i, ξ -диаграмме, т. е. как ордината точки пересечения прямой, соединяющей точки, соответствующие состояниям продуктов разделения, с вертикальной прямой $\xi = \text{const}$ заданной концентрации смеси. Расстояние по ординате $\xi_{\text{см}}$ от точки пересечения до точки, соответствующей состоянию исходной смеси, равно l . Например, для разделения воздуха на чистые кислород и азот при $p = p_{0,c}$ и $T = T_{0,c}$ минимальная работа $e_{12} - e_0 = 1242$ кДж/кмоль воздуха, а при $p = 0,5$ МПа и той же температуре $\Delta e = e_3 - e_{14}$. Таким же способом определяется минимальная работа и для случаев, когда продукты разделения имеют любые температуры и давления, отличные от параметров разделяемой смеси, или находятся в другом агрегатном состоянии. Например, работа, необходимая для разделения воздуха, находящегося при параметрах окружающей среды, на жидкий кислород ($\xi = 0,01$; точка K) и газообразный азот ($\xi = 0,98$; точка A), равна $e_m - e_0 = 8500$ кДж/кмоль исходного воздуха.

В приведенных примерах минимальная работа, которая определялась по e, ξ -диаграмме, относилась к единице расхода разделяемой смеси. Свойства e, ξ -диаграммы позволяют получить значение этой работы, отнесенное к единице расхода любого из получаемых продуктов. Необходимое для этого построение показано на рис. 5.2.

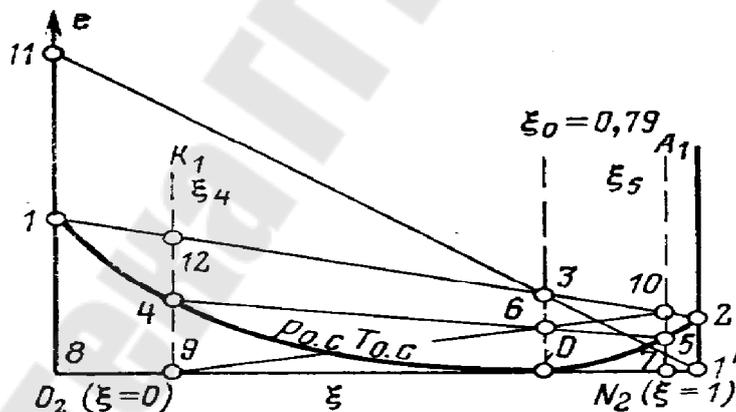


Рис. 5.2. Пересчет работы разделения на один из продуктов

Соответствующая изотерма $1-0-2$ показана на e, ξ -диаграмме (рис. 5.3). Рассмотрим два примера разделения смеси состава $\xi_{\text{см}}$ при давлении $p_{0,c}$ и температуре $T_{0,c}$:

1. Смесь разделяется на чистые кислород O_2 ($\xi = 0$) и азот N_2 ($\xi = 1$). Если нужно найти эту работу, отнесенную к 1 кг кислорода O_2 , то необходимо из любой точки, находящейся на ординате $\xi = 1$ (например, из точки $1'$), провести два луча, проходящих через точки 3 и 0 . Расстояние между точка-

ми пересечения этих лучей на ординате кислорода O_2 ($\xi = 0$) определит искомую работу на 1 кг кислорода.

В рассматриваемом примере показаны лучи $I'-II$ и $I'-8$. Искомое значение работы равно $e_{11} - e_8$.

2. Смесь при $p_{o,c}$ и $T_{o,c}$ разделяется на продукты K_1 и A_1 (точки 4 и 5). Минимальная работа на 1 кг разделяемой смеси равна $e_6 - e_0$. Работа, отнесенная к 1 кг продукта K_1 , определяется посредством такого же построения, как в предыдущем примере, и равна $e_{12} - e_9$.

Особенности e, ξ -диаграммы воздуха. Для воздуха e, ξ -диаграмма имеет некоторые особенности. Они связаны с тем, что воздух является окружающей средой и его нулевая эксергия $e_0 = 0$.

Рассмотрим нижнюю часть e, ξ -диаграммы для воздуха. Как было показано выше, при понижении давления изотерма частично или полностью опускается ниже горизонтали $e = 0$. Это означает, что при соответствующем давлении эксергия одного из компонентов может быть равной нулю. Так, изотерма 3-4 на рис. 5.3 соответствует давлению, при котором эксергия азота равна нулю, а изотерма 5-6 – давлению, при котором нулю равна эксергия кислорода.

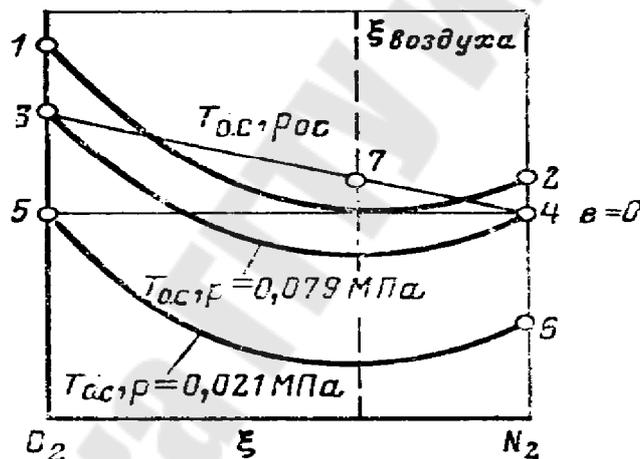


Рис 5.3. Подсчет работы выделения компонента по e, ξ -диаграмме

Если эксергия или равная ей минимальная работа получения одного из компонентов равна нулю, то работа разделения будет определяться только эксергией другого компонента.

Таким образом, как уже указывалось, принципиально возможно выделить из воздуха любой компонент с затратой работы, равной его нулевой эксергии, оставляя смесь других компонентов при парциальном давлении. При полном разделении смеси, напротив, все получаемые компоненты доводятся до давления $p_{o,c}$ и минимальная работа равна сумме нулевых эксергий получаемых компонентов.

Необходимо еще раз подчеркнуть, что обратимое выделение компонентов или их смесей без получения других продуктов разделения принци-

пимально возможно только в том случае, если сырьем служит атмосферный воздух (или другая смесь, количество которой практически не ограничено по сравнению с количеством извлекаемого продукта).

ТЕМА 6. ТЕХНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОГО РАЗДЕЛЕНИЯ ГАЗОВЫХ СМЕСЕЙ

Условия проведения процесса ректификации. Среди технических методов конденсационно-испарительного (КИ) низкотемпературного разделения господствующее место занимает ректификация. Чтобы проанализировать ее особенности применительно к низким температурам и роль трансформации тепла в этом процессе, необходимо рассмотреть некоторые условия его проведения и энергетический баланс.

Схема ректификационной колонны показана на рис. 6.1. Разделяемая смесь в количестве B поступает в среднюю часть колонны в виде сухого насыщенного или влажного пара или в виде жидкости.

В испарителе, расположенном в нижней части колонны, к жидкой смеси подводится тепло $Q_{\text{и}}$ при $T_{\text{и}}$. В результате часть жидкости, стекающей сверху, испаряется, а образовавшийся пар Π поднимается по колонне. В установленном наверху конденсаторе отводится тепло $Q_{\text{к}}$ при $T_{\text{к}} < T_{\text{н}}$, в результате чего часть поднимающегося из колонны пара конденсируется и жидкость стекает обратно в колонну.

Таким образом, в колонне образуются непрерывно движущиеся в противоположных направлениях потоки пара Π и жидкости \mathcal{J} . Так как в испарителе больше переходит в пар легкокипящего компонента, находящаяся в нем жидкость обогащается труднокипящим компонентом и ее температура $T_{\text{и}}$ повышается. В конденсаторе, напротив, в жидкость, стекающую в колонну, переходит больше труднокипящего компонента, а несконденсировавшийся пар обогащается легкокипящим компонентом и температура конденсации понижается. Верхняя часть колонны оказывается холоднее, а нижняя – теплее. В результате на каждом уровне колонны температура идущего снизу пара Π несколько выше температуры движущейся навстречу жидкости \mathcal{J} и, следовательно, пар содержит большее количество труднокипящего компонента, чем то, которое соответствует состоянию равновесия с жидкостью. Таким образом, за счет подвода тепла в испарителе и отвода в конденсаторе по всей высоте колонны создается разность температур $\Delta T = T_{\text{п}} - T_{\text{ж}}$ и разность концентраций, под действием которых возникает тепломассообмен между паром и жидкостью.

Через x , y , ξ обозначена концентрация легкокипящего продукта в смеси, x – концентрация в жидкости, y – в паре, ξ – в любой фазе.

Продукты разделения – легкокипящий D и труднокипящий R , как показано на рис. 6.1, могут выводиться из колонны как в парообразном (D , y_D , R , y_R), так и в жидком виде (D , x_D , R , x_R).

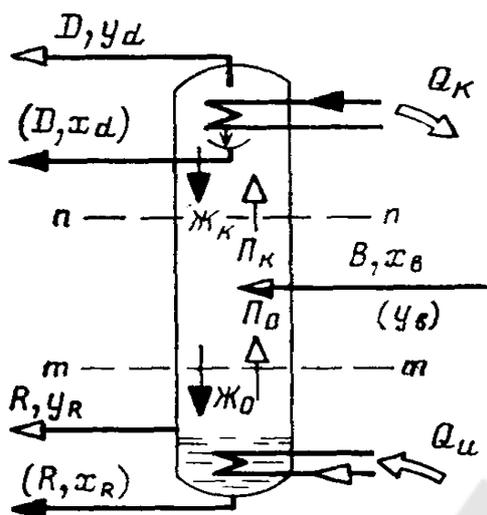


Рис. 6.1. Схема ректификационной колонны

Все процессы тепломассопередачи в колонне (на тарелках или насадке, в испарителе и конденсаторе) проходят при некоторых конечных разностях температур и концентраций, что вызывает соответствующие потери от необратимости. Чем больше количества тепла передается в колонне, тем больше эти потери. По этим причинам при проведении процесса ректификации всегда стремятся к тому, чтобы значения $Q_{и}$ и $Q_{к}$ на единицу получаемого продукта были меньше. Чтобы определить минимальные количества $Q_{и}$ и $Q_{к}$ и, следовательно, минимальный расход энергии, необходимо рассмотреть соотношения между потоками пара и жидкости в сечениях колонны, их связь с числом идеальных тарелок и методы расчета этих величин.

Изложенные выше зависимости имеют универсальный характер и остаются в принципе неизменными независимо от температурного уровня проведения процесса. Поэтому переход от условий $T > T_{о.с}$ к $T < T_{о.с}$ вызывает только количественные изменения.

Иначе обстоит дело с внешними процессами, связанными с необходимостью подвода тепла $Q_{и}$ для испарения и отвода ($Q_{к}$ для конденсации). Здесь возникают не только количественные изменения, но и качественное различие в термодинамических характеристиках. Оно связано с принципиальным отличием всех процессов, протекающих при $T < T_{о.с}$, от тех, которые осуществляются при $T > T_{о.с}$.

Рассмотрим коротко особенности этих внешних процессов ректификации. На рис. 6.2 слева представлены колонны с потоками G , R и D совместно со схемами внешнего теплового обеспечения ректификации для $T > T_{о.с}$ (вверху) и криогенного при $T < T_{о.с}$ (внизу). Справа на T, s -диаграмме показаны энергетические характеристики обоих процессов. Уровни подвода и отвода тепла в обеих колоннах связаны штриховыми линиями с соответствующими температурами на оси ординат диаграммы. Все обозначения, относящиеся к процессам при $T > T_{о.с}$, отмечены одним штрихом, а при $T < T_{о.с}$ – двумя штрихами.

Примем для удобства рассмотрения, что величины $Q_{и}$ и $Q_{к}$ равны, а внешние процессы, обеспечивающие их подвод и отвод, обратимы.

При $T > T_{о.с}$ подвод тепла $Q'_{и}$ к колонне на уровне $T'_{и}$ может быть осуществлен двумя путями:

1. Проведением обратного цикла Карно (или любого другого эквивалентного цикла с двумя изотермами) $1'-2'-3'-4'$ между $T'_{и}$ и $T'_{к}$. При затрате работы $l'_{затр}$, изображаемой заштрихованной площадью цикла, к колонне будет подведено тепло $Q'_{и}$ (площадь $e'2'3'5'$). Система, осуществляющая этот цикл, будет работать как тепловой насос.

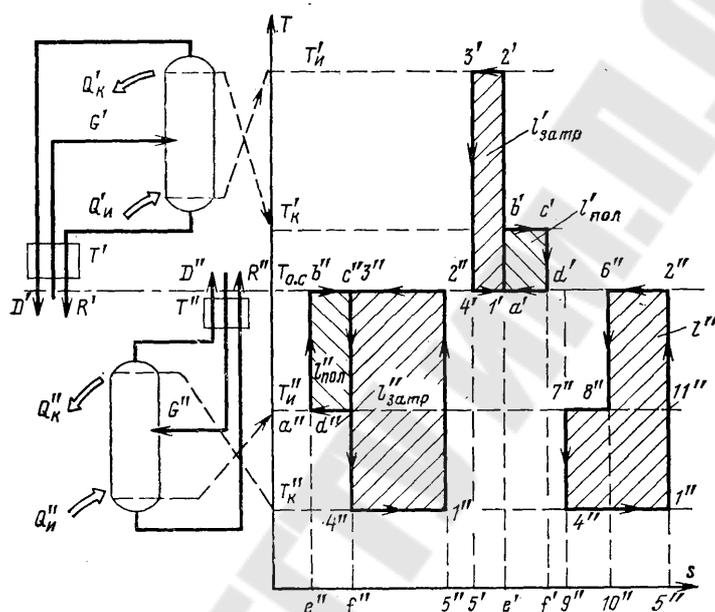


Рис. 6.2. Схемы и T, s -диаграммы криообеспечения процесса

Все дальнейшие выводы качественно останутся действительными как при условии обратимости, так и при необратимости процессов отвода и подвода тепла; изменятся только количественные значения работы.

2. Непосредственным нагревом – подводом тепла ($Q'_{и}$ от какого-либо теплоносителя (воды, пара, горячих газов, вторичных энергоресурсов), получаемого при сжигании топлива или из других источников.

Отвод тепла $Q'_{к}$ также можно вести двумя путями:

1. Посредством прямого цикла Карно $a'-b'-c'-d'$; отведенное тепло $Q_{к}$ (площадь $e'b'c'f'$) даст возможность вернуть часть работы, затраченной в цикле теплового насоса. Эта возвращенная работа $l'_{получ}$ эквивалентна заштрихованной площади цикла $a'-b'-c'-d'$;

2. Непосредственно водой, воздухом или другим веществом, которое может отвести $Q'_{к}$ в окружающую среду.

Таким образом, внешнее обеспечение ректификации (или другого процесса КИ-разделения) при $T > T_{о.с}$ возможно как при помощи специальных циклов, так и непосредственным нагревом и охлаждением. При $T < T_{о.с}$ непосредственный нагрев или охлаждение разделительного аппарата ис-

ключается. Отвод тепла $Q''_к$ при $T < T_{о.с}$ в принципе невозможно осуществить без совершения обратного цикла между $T_{о.с}$ и $T''_к$. Подвод тепла $Q''_и$ из окружающей среды на уровень $T''_и$ хотя и возможен в принципе, но в технической системе недопустим, так как приводит к очень большим потерям от необратимости при теплообмене в интервале температур $T_{о.с} - T''_и$; компенсация этих потерь потребует значительной затраты работы на отвод поступающего извне тепла в окружающую среду. Поэтому при $T < T_{о.с}$ остается только первый путь – осуществление соответствующих циклов в интервалах температур от $T''_и$ и $T''_к$ до $T_{о.с}$.

Подвод тепла $Q''_и$ (эквивалентного площади $e''a''d''f''$) к испарителю может быть осуществлен прямым циклом $a''-b''-c''-d''$; при этом получится работа $l''_{получ.}$. Отвод тепла ($Q''_к$ (площадь $f''4''1''5''$, равная площади $e''a''d''f''$, поскольку $Q''_и = Q''_к$) можно обеспечить обратным циклом $1''-2''-3''-4''$ с затратой работы $l''_{затр.}$ эквивалентной заштрихованной площади цикла. Общая затрата работы криогенного обеспечения КИ-разделения будет:

$$l'' = l''_{затр.} - l''_{получ.}$$

Из сказанного выше следует, что качественная разница внешних процессов КИ-разделения при $T > T_{о.с}$ и $T < T_{о.с}$ состоит в том, что непосредственный нагрев и охлаждение, возможные (и в большинстве случаев целесообразные) в первом случае, во втором – исключаются в принципе. При $T < T_{о.с}$ неизбежно создание специальных циклов (процессов) криогенного обеспечения.

Нужно отметить также существенную количественную разницу в затрате работы при $T > T_{о.с}$ и $T < T_{о.с}$ даже при обратимом проведении процессов (в реальных условиях разница еще больше, так как потери d при низких температурах выше).

Сочетание прямого и обратного циклов криогенного обеспечения при $T < T_{о.с}$ можно представить и несколько иначе (цикл справа внизу на рис. 6.3). Если совместить прямой и обратный циклы, то площадь $1''-2''-6''-8''-7''-4''$ будет соответствовать значению l'' . Ее можно представить как сочетание двух обратимых циклов: $1''-11''-7''-4''$ и $11''-2''-6''-8''$. Чтобы использовать тепло (площадь $1''4''9''5''$), отводимое от конденсатора для подогрева испарителя, необходимо повысить потенциал этого тепла, «перенести» его на более высокий температурный уровень $T''_и$. Для этого нужно затратить работу цикла, равную площади $1''11''7''4''$. Общее количество тепла, полученное на температурном уровне $T''_и$, эквивалентно площади $5''11''7''9''$. Для нагрева испарителя требуется только часть этого тепла, эквивалентная площади $10''8''7''9''$. В рассматриваемом случае площадь $5''1''4''9''$ равна площади $10''8''7''9''$. Остальное тепло, соответствующее площади $11''8''10''5''$ или площади $1''11''7''4''$, необходимо отвести в окружающую среду, что, в свою очередь, потребует затраты работы, равной работе цикла, – площадь $11''2''6''8''$.

Таким образом, криогенное обеспечение процесса КИ-разделения при $T < T_{о.с}$ сводится к работе обратного цикла, осуществляющего две задачи:

«перенос» тепла от конденсатора к испарителю и отвод избыточного тепла в окружающую среду.

На практике такой обратный цикл криогенного обеспечения может быть организован самыми разными путями. Однако все они в конечном счете сводятся к трем:

- а) внешний криогенный цикл (или квазицикл, если он разомкнут); в этом случае используется рабочее тело (или несколько тел), отличное от разделяемой смеси или ее компонентов;
- б) внутренний криогенный процесс, когда подогрев и охлаждение обеспечиваются самой разделяемой смесью, ее компонентами или фракциями;
- в) комбинированный криогенный процесс, в котором сочетаются пути «а» и «б».

Затрата работы в реальной системе криогенного обеспечения во всех случаях больше, чем в идеальной, на размер потерь $\sum D$. Прежде всего, это потери $\sum D_1$ в криогенном процессе, характерные для всех криогенных систем. Такую же природу имеют и потери $\sum D_2$, связанные с регенеративным теплообменом между охлаждаемой смесью G , поступающей в разделительный аппарат, и нагреваемыми продуктами разделения (в теплообменниках T' и T'' на рис. 6.2). Кроме перечисленных потерь $\sum D_1$, $\sum D_2$ и $\sum D_3$ существуют специфические внутренние потери D_k в колонне. Внутренние потери D_k при тепломассообмене между паром Π и жидкостью \mathcal{J} в адиабатной колонне определяются конечной разностью температур $\Delta T_{\Pi-\mathcal{J}}$ между паром и жидкостью, которая может составлять 10 К и более. Это приводит к значительным собственным потерям от необратимости D'_k . Значение D'_k нельзя в принципе уменьшить улучшением условий тепломассообмена без изменения условий работы колонны. Такое изменение связано с отказом от адиабатных условий проведения процесса, т. е. с подводом и отводом тепла на нескольких промежуточных уровнях (неадиабатная ректификация).

ТЕМА 7. СИСТЕМА ОДНОКРАТНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

При разделении воздуха часть процесса ожижения, протекающего в отделителе жидкости и дросселе (показанная штриховой линией), осуществляется совместно с процессом ректификации. Сжатый воздух после теплообменника (точка 3') (рис. 7.1) поступает на дросселирование через змеевик, расположенный в испарителе ректификационной колонны. В змеевике сжатый воздух дополнительно охлаждается и ожижается, так как температура его кипения выше температуры в испарителе, где давление над жидкостью лишь немного превышает атмосферное (на значение сопротивления теплообменника потокам, выходящим из колонны). Полученный жидкий воздух (точка 3) дросселируется до давления в колонне (точка 4) и в качестве разделяемой смеси и флегмы подается на верхнюю тарелку колонны.

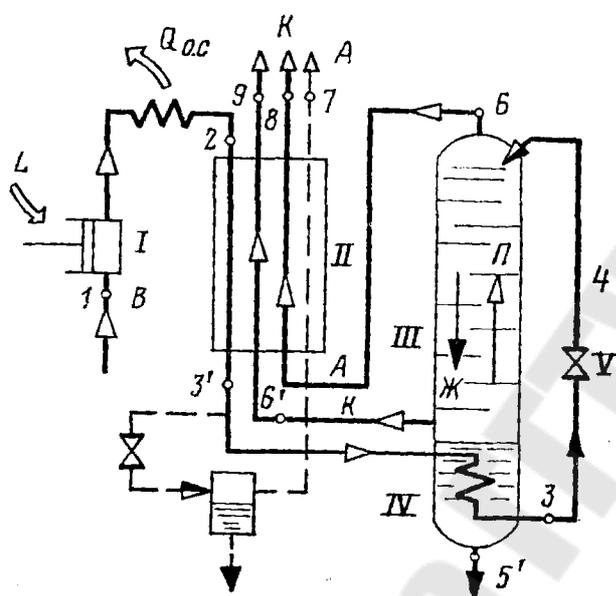


Рис. 7.1. Схема однократной ректификации воздуха:

- I* – компрессор; *II* – теплообменник;
- III* – ректификационная колонна;
- IV* – испаритель; *V* – дроссель

Таким образом, змеевик служит как бы продолжением теплообменника. Тепло испарения $Q_{и}$ передается жидкости в нижней части колонны от воздуха, который за счет этого ожижается. Испаритель, следовательно, играет и роль конденсатора для флегмы. При сравнении колонны однократной ректификации с колонной, показанной на рис. 7.1, видно, что первая представляет собой ее нижнюю часть (отгонную), расположенную под уровнем питания. Верхняя (концентрационная) часть, необходимая для получения технически чистого легкокипящего вещества (в данном случае азота), отсутствует. Поэтому из колонны в точке б отводится не чистый азот, а пар, равновесный жидкому воздуху в точке 4. Так как полное равновесие не достигается, то практически пар, отходящий из колонны, содержит около 10–12 % кислорода. Пары загрязненного азота отводят через теплообменник противотоком по отношению к поступающему воздуху аналогично тому, как отводят пары из отделителя жидкости при ожижении воздуха. В испарителе колонны собирается труднокипящее вещество (в данном случае кислород), которое может быть отведено либо в жидком (точка 5'), либо в газообразном виде (точка б'). В первом случае колонна играет также роль и отделителя жидкости, и количество отводимого кислорода будет определяться, как и количество жидкого воздуха.

В колонне однократной ректификации можно получить до $\frac{2}{3}$ кислорода от количества, содержащегося в воздухе, так как около $\frac{1}{3}$ его теряется с азотом. Если кислород отводят в газообразном виде, пропуская его, как и азот, через теплообменник, то жидкость из системы не выводится и, следовательно, в колонну необходимо подавать только такое ее количество, которое компенсировало бы потери от испарения в результате теплопритока из окружающей среды через изоляцию и от разности температур в точках 2, 9 и 8. Поэтому при получении газообразного кислорода не требуется такой затраты энергии, как при получении жидкости, что позволяет снизить рабочее давление сжатого воздуха. Следовательно, при получении газообразного кислорода процесс ожижения играет вспомогательную роль, обеспечивая необходимую разность температур испарителя и конденсатора и компенсируя потери жидкости от разности температур на теплом конце теплообменника и притока тепла через изоляцию; чем меньше эти потери, тем меньше затраты энергии на их компенсацию. Только в пусковой период необходима выработка жидкости в большем количестве, чтобы заполнить ею испаритель и тарелки колонны.

Энергетический баланс процесса разделения воздуха на газообразные кислород и азот аналогичен балансу процесса ожижения воздуха. Изотермический дроссель-эффект $\Delta_{\text{Г}}$ при разделении воздуха несколько изменяется, так как из теплообменника выходит не воздух – смесь кислорода и азота, а кислород и азот отдельно. Однако эта разница в значении $\Delta_{\text{Г}}$ настолько невелика (поскольку энтальпия при разделении идеальной смеси не меняется), что ею пренебрегают. Потери от недорекуперации $\Delta_{\text{Г}}$ при разделении воздуха на газообразные кислород и азот равны сумме двух величин: Δ_{iA} азота и $\Delta_{i_{н,к}}$ кислорода.

ТЕМА 8. ДВУКРАТНАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

Система Линде с колонной однократной ректификации (одноколонная система) имеет два серьезных недостатка: в ней можно получить только чистый кислород и большое количество кислорода теряется с не полностью очищенным отбросным азотом. Азот, выходящий из колонны, имеет состав 10 % кислорода и 90 % азота. Это недостаточно хороший уровень очистки азота при использовании его в качестве инертного газа при создании защитной атмосферы или других целей, когда даже небольшое количество кислорода нежелательно. Раньше азот в воздухоразделительных установках был ненужным (отбросным) продуктом и выбрасывался в атмосферу. Однако в настоящее время жидкий азот считается ионным продуктом. Следовательно, необходимо иметь системы, в которых можно получать относительно чистый азот так же, как и чистый кислород.

Второй недостаток весьма существен и с экономической точки зрения. Например, имеется система, производящая 100 т/сут чистого кислорода. Если

состав перерабатываемого воздуха 21 % кислорода и 79 % азота и если в колонне получают практически чистый кислород и азот с максимально возможной чистотой (что составляет 94 % азота и 6 % кислорода), можно рассчитать, что выход продукционного азота из системы 18191 кмоль/сут.

Каждый моль загрязненного азота, выходящего из системы, содержит 6 % кислорода.

Количество кислорода, теряемого в потоках загрязненного азота, составит $n_{O_2} = 0,06 \cdot 18191 = 1091$ кмоль/сут или 34,9 т/сут.

Это означает, что $34,9/(100 + 34,9) = 26$ % массы всего кислорода, поступающего в систему, теряется с отходящим азотом. Это весьма ощутимые потери, и необходимо найти пути на снижения.

Те, кто хорошо знают нефтяное производство, тут же заметят: имеется только одна половина колонны – исчерпывающая секция. Для того чтобы оба продукта получить чистыми, к одноколонной системе Линде необходимо добавить концентрационную секцию. Тогда, используя достаточное число теоретических тарелок в концентрационной секции, можно получить любой заданный уровень чистоты продукционного азота. В распоряжении всегда имеется охлаждающая вода из рек или градирен, однако для азота таких готовых источников нет. Как можно сделать охлаждение в конденсаторе экономически целесообразным?

Эта проблема была решена Карлом Линде в 1910 г., когда он разработал свою систему с колонной двукратной ректификации, показанную на рис. 8.1. Две ректификационные колонны установлены одна над другой (поэтому называются двойными). Нижняя колонна работает при давлениях от 500 до 600 кПа, а верхняя – при давлении приблизительно 100 кПа.

При давлении 507 кПа температура кипения чистого азота (94,2 К) выше, чем температура кипения чистого кислорода (90,2 К) при 101,3 кПа. Следовательно, необходимое охлаждение азота в вершине нижней колонны может быть обеспечено кипящим кислородом в испарителе верхней колонны, снабжающим к тому же верхнюю колонну восходящим потоком пара. Для получения жидкого продукта используется двухступенчатый теплообменник.

Действие колонны двукратной ректификации подобно работе колонны однократной ректификации, за исключением самоохлаждения. Воздух сжимается, и из него удаляются диоксид углерода и пары воды. Затем теплый воздух проходит через теплообменник и охлаждается. Теплообменник может быть трехпоточным, если кислород получают газообразным, и двухпоточным при получении жидкого кислорода. Затем воздух дополнительно охлаждается в теплообменнике, встроенном в куб нижней колонны.

Некоторая часть кубовой жидкости испаряется и снабжает восходящим потоком пара нижнюю колонну. Далее охлажденный воздух расширяется в дроссельном вентиле и парожидкостная смесь вводится в среднюю часть нижней колонны; жидкая фаза соединяется с нисходящим потоком жидкости в колонне и стекает по тарелкам в куб. Пар со-

единяется с восходящим потоком пара и барботирует через слои жидкости на тарелках, пока не достигнет конденсатора-испарителя в верхней части нижней колонны. Здесь пар конденсируется, часть жидкости извлекается для питания верхней колонны, а другая стекает по нижней колонне как флегмовая жидкость. Оставшийся жидкий азот может быть выведен из колонны, если производционный азот требуется в жидкой фазе. Часть жидкого азота (практически чистый азот), отбираемого из нижней колонны и вводимого в вершину верхней колонны, снабжает необходимым количеством флегмы верхнюю колонну.

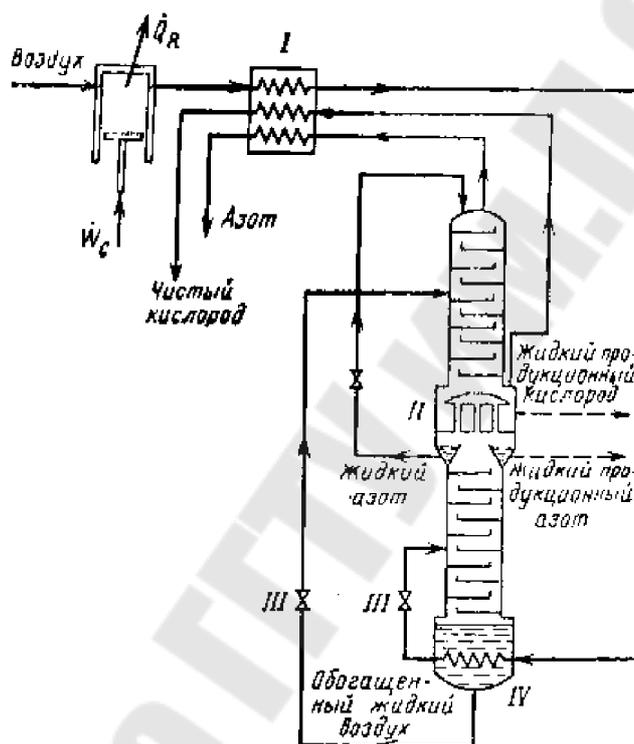


Рис. 8.1. Система разделения с двойной колонной:
 I – теплообменник, II – конденсатор-испаритель,
 III – дроссельный вентиль, IV – испаритель

Обогащенный воздух извлекается из куба нижней колонны, расширяется в дроссельном вентиле и вводится в среднюю часть верхней колонны.

При прохождении через дроссельный вентиль (дроссель Джоуля–Томсона) некоторая часть кубовой жидкости вскипает, превращаясь в пар. Этот пар, поднимающийся по верхней колонне, обогащается азотом, тогда как жидкость, стекающая вниз, обогащается кислородом. Из испарителя верхней колонны в качестве продукта может быть извлечен практически чистый газообразный или жидкий кислород. При использовании достаточного числа тарелок может быть получен практически любой уровень чистоты одного или обоих продуктов. Если требуется получить азот и кислород высокой чистоты, нельзя пренебрегать содержанием 0,934 % аргона в воздухе, и необходимо рассматривать воздух как тройную смесь.

ТЕМА 9. ИЗВЛЕЧЕНИЕ ДЕЙТЕРИЯ

Схема установки для получения концентрата, содержащего 8 % HD, из электротехнического водорода показана на рис. 9.1.

Разделяемая смесь (водород, полученный электролизом воды), содержащая 0,03–0,035 % HD, сжимается в компрессоре К-1 в количестве примерно 4000 м³/ч до 0,3–0,4 МПа. Сжатый газ последовательно проходит через теплообменники II–V и VII, где охлаждается кипящим аммиаком и обратным потоком водорода до 24–26 К, после чего подается в среднюю часть ректификационной колонны VIII. В адсорбере VI происходит поглощение примесей азота, содержащегося в водороде; в контактном аппарате I, заполненном катализатором, кислород, также содержащийся в исходном газе, переводится в воду.

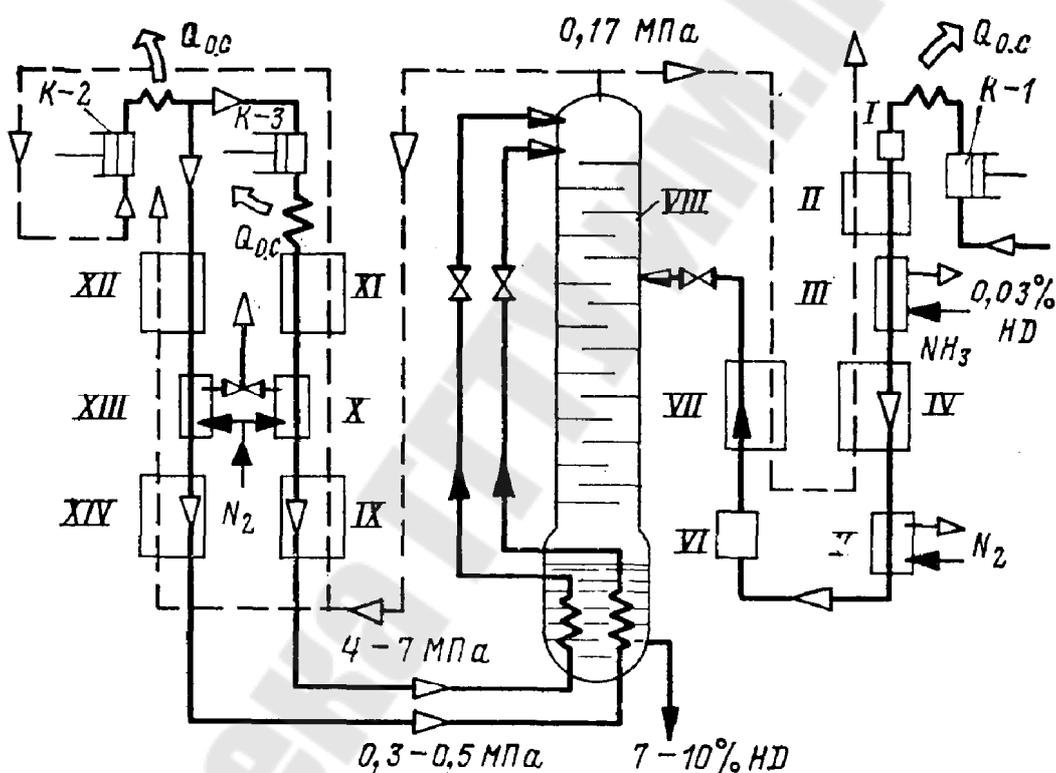


Рис. 9.1. Схема установки разделения смеси $H_2 - HD$:
 I – контактный аппарат; II–V, VII, IX–XIV – теплообменники;
 VI – адсорбер; VIII – ректификационная колонна;
 K-1, K-2, K-3 – компрессоры

Для создания флегмы, необходимой при ректификации, часть водорода циркулирует в установке при помощи компрессора К-2, сжимающего часть циркуляционного газа до 4–7 МПа. Большая часть водорода сжимается первыми ступенями этого же компрессора до 0,3–0,5 МПа, чтобы обеспечить температурный напор, нужный для конденсации флегмового водорода в змеевике колонны.

Этот флегмовый водород последовательно проходит теплообменники *XIII* и *XIV* и, сконденсированный в змеевике, дросселируется и подается на верх ректификационной колонны.

Водород высокого давления, дросселирование которого после предварительного охлаждения в теплообменниках *XI–IX* и змеевике колонны обеспечивает необходимую холодопроизводительность, также подается на верх колонны. Охлаждение водорода в теплообменниках *XIV* и *X* производится жидким азотом, подаваемым извне. Полученный концентрат, содержащий 7–9 % HD, отводится из испарителя колонны. Степень извлечения HD составляет 85–90 %. Расход энергии в перерасчете на 1 кг НО примерно равен 5000 кВт · ч.

ЛИТЕРАТУРА

1. Системы производства и распределения энергоносителей промышленных предприятий / под ред. А. П. Несенчука. – Минск : Выш. шк., 1989. – 279 с.
2. Разделение воздуха методом глубокого охлаждения / под ред. В. И. Епифанова, Л. С. Аксельрода. – 2-е изд. – Москва : Машиностроение, 1973. – Т. 1 : Технология и оборудование. – 472 с.
3. Установки разделения воздуха и оборудование для хранения, транспортировки и газификации низкотемпературных жидкостей : кат.-справ. ЦИНТИХимнефтемаш. – Москва : Энергия, 1978. – 115 с.
4. Беляков, В. П. Криогенная техника и технология / В. П. Беляков. – Москва : Энергоиздат, 1982. – 270 с.
5. Бродянский, В. М. Термодинамические основы криогенной техники / В. М. Бродянский. – Москва : Энергия, 1980. – 448 с.
6. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника : справочник / под общ. ред. В. А. Григорьева и В. М. Зорина. – Москва : Энергоатомиздат, 1986. – 552 с.

СОДЕРЖАНИЕ

Тема 1. Системы производства и распределения продуктов разделения газовых смесей.....	3
1.1. Особенности систем ожижения, замораживания и низкотемпературного разделения	3
Тема 2. Идеальные процессы ожижения и замораживания (конденсирования) газов	4
Тема 3. Технические процессы ожижения и замораживания газов	6
Тема 4. Свойства газовых смесей и характеристика методов их разделения	20
Тема 5. Идеальные процессы разделения газовых смесей	21
Тема 6. Технические процессы низкотемпературного разделения газовых смесей.....	25
Тема 7. Система однократной ректификации.....	30
Тема 8. Двукратная ректификация.....	31
Тема 9. Извлечение дейтерия	34
Литература.....	36

Учебное электронное издание комбинированного распространения

Учебное издание

СИСТЕМЫ ПРОИЗВОДСТВА И РАСПРЕДЕЛЕНИЯ ЭНЕРГОНОСИТЕЛЕЙ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ

**Курс лекций
для студентов специальности 1-43 01 05
«Промышленная теплоэнергетика»**

Электронный аналог печатного издания

Автор-составитель: **Звёздкина** Екатерина Марковна

Редактор *Н. Г. Мансурова*
Компьютерная верстка *М. В. Латицкий*

Подписано в печать 16.05.2007 г.

Формат 60x84/16. Бумага офсетная. Гарнитура Таймс.
Цифровая печать. Усл. печ. л. 2,32. Уч.-изд. л. 2,68.

Изд. № 24.

E-mail: ic@gstu.gomel.by
<http://www.gstu.gomel.by>

Издатель и полиграфическое исполнение:
Издательский центр учреждения образования
«Гомельский государственный технический университет
имени П. О. Сухого».

ЛИ № 02330/0131916 от 30.04.2004 г.
246746, г. Гомель, пр. Октября, 48.