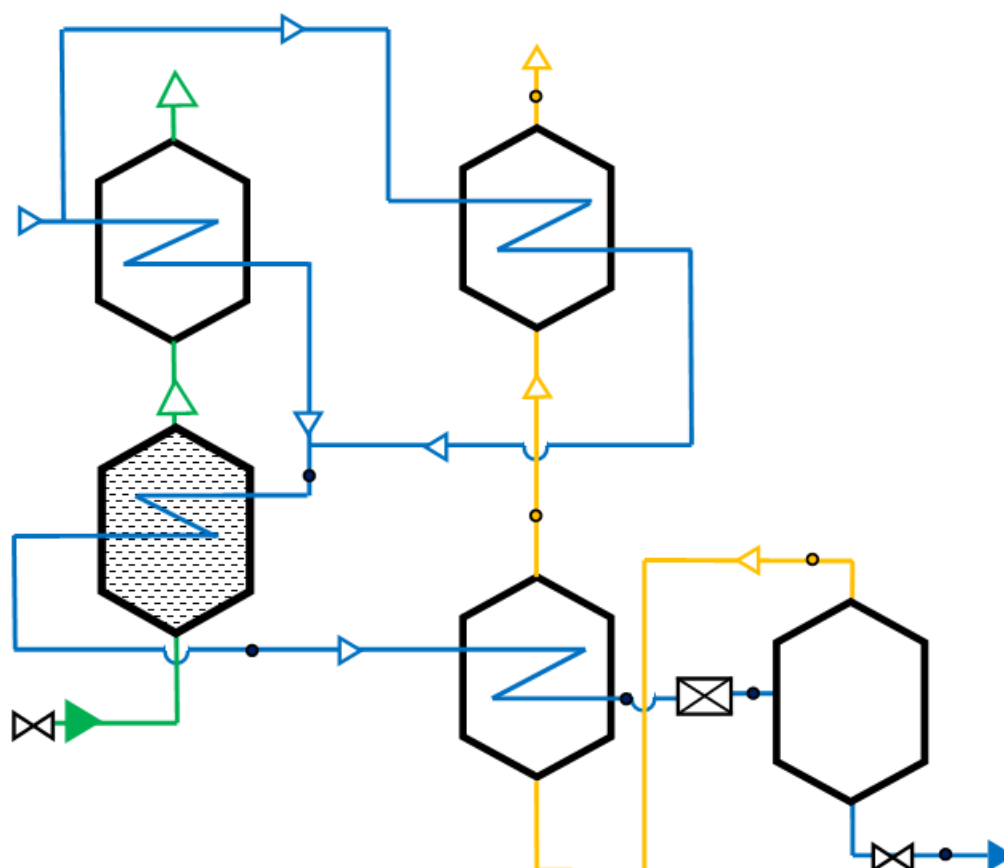


Е.В. Соколова

**ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ
НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ ТЕХНИКИ**



Санкт-Петербург

2022

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

УНИВЕРСИТЕТ ИТМО

Е.В. Соколова
ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ
НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОЙ ТЕХНИКИ

УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКОЕ ПОСОБИЕ

РЕКОМЕНДОВАНО К ИСПОЛЬЗОВАНИЮ В УНИВЕРСИТЕТЕ
ИТМО

по направлению подготовки 16.04.03 Холодильная, криогенная
техника и системы жизнеобеспечения
в качестве Учебно-методического пособия для реализации основных
профессиональных образовательных программ высшего образования
магистратуры



УНИВЕРСИТЕТ ИТМО

Санкт-Петербург

2022

Соколова Е.В., Основы проектирования низкотемпературной техники—
СПб: Университет ИТМО, 2022. – 43 с.

Рецензент(ы):

Зайцев Андрей Викторович, кандидат технических наук, доцент, доцент (квалификационная категория "ординарный доцент") факультета энергетики и экотехнологий, Университета ИТМО.

В пособие показаны основные схемы ожижительных и воздухоразделительных установок, основные элементы проектирования таких установок, аппараты криогенных установок



Университет ИТМО – национальный исследовательский университет, ведущий вуз России в области информационных, фотонных и биохимических технологий. Альма-матер победителей международных соревнований по программированию – ICPC (единственный в мире семикратный чемпион), Google Code Jam, Facebook Hacker Cup, Яндекс.Алгоритм, Russian Code Cup, Topcoder Open и др. Приоритетные направления: IT, фотоника, робототехника, квантовые коммуникации, трансляционная медицина, Life Sciences, Art&Science, Science Communication. Входит в ТОП-100 по направлению «Автоматизация и управление» Шанхайского предметного рейтинга (ARWU) и занимает 74 место в мире в британском предметном рейтинге QS по компьютерным наукам (Computer Science and Information Systems). С 2013 по 2020 гг. – лидер Проекта 5–100.

© Университет ИТМО, 2022

© Соколова Е.В., 2022

Содержание

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1. ОЖИЖЕНИЕ ВОДОРОДА.....	5
1.1 Основные трудности, связанные с ожижением водорода.....	5
1.2 Конверсия водорода.....	5
1.3 Основные циклы, предназначенные для ожижения водорода...	7
2. ОЖИЖЕНИЕ ГЕЛИЯ.....	16
2.1 Основные трудности, связанные с ожижением гелия.....	16
2.2 Основные циклы, предназначенные для ожижения гелия.....	16
3. РАЗДЕЛЕНИЕ ВОЗДУХА.....	26
3.1 Ректификация воздуха.....	26
3.2 Расчет процесса ректификации на ЭВМ.....	30
3.3 Воздухоразделительные установки	34
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	43

ВВЕДЕНИЕ

В рамках изучения дисциплины «Основы проектирования низкотемпературной техники» студенты изучают вопросы, связанные получением криогенных газов путем разделения, а также ожижения водорода и гелия. Криогенные установки можно разделить на 4 группы:

- ожижительные (водород, гелий, природный газ);
- рефрижераторные;
- смешанные (ожижительно-рефрижераторные);
- газоразделительные (разделение воздуха на компоненты).

В данном пособии рассматриваются только вопросы схемного проектирования и расчета низкотемпературных установок, а конструирование узлов и аппаратов низкотемпературной техники рассматриваются в рамках последующих дисциплин и освещаются в соответствующей литературе .

Первый раздел пособия посвящен водородным ожижителям, рассмотрены основные свойства водорода, которые вызывают ряд трудностей при его ожижении и хранении, показаны некоторые циклы, предназначенные для получения жидкого водорода.

Во втором разделе рассмотрены гелиевые установки. Показаны не только циклы ожижительных установок, но и рефрижераторных.

Третий раздел содержит в себе основы разделения воздуха, аппараты, предназначенные для этого, и циклы воздухоразделительных установок.

Таким образом, в данном пособии охвачен весь спектр основных установок низкотемпературной техники.

1. ОЖИЖЕНИЕ ВОДОРОДА

1.1 Основные трудности, связанные с охлаждением водорода

- Взрыво- и пожароопасен: особо взрывоопасен в диапазоне 18-65% для смеси с воздухом. Воспламеняется при концентрации в воздухе от 4 до 75 %. В жидком водороде могут образовываться детонирующие конденсированные смеси: жидкий водород и твердый кислород или жидкий водород и твердый воздух, обогащенный кислородом.

- Температура инверсии водорода ниже температуры окружающей среды (204,6 К), а значит, для его охлаждения всегда необходимо использовать предварительное охлаждение (обычно используют жидкий азот).

- Водород – самый легкий газ: его теплопроводность в 7 раз выше, чем у воздуха; поэтому он имеет большую скорость диффузии (поглощается металлами); невозможно использование турбокомпрессора.

- Требуется высокая степень очистки.

- Конструкционные материалы должны устойчиво работать при температурах жидкого водорода, то есть при температуре около 20 К.

- Орто-параконверсия.

1.2 Конверсия водорода

Нормальный водород – это смесь, которая на 75 % состоит из ортоводорода (о-Н₂) и 25% параводорода (п-Н₂). Отличаются эти модификации водорода направлением вращения атомного ядра или ядерными спинами, в молекуле о-Н₂ ядерные спины сонаправлены, а в п-Н₂ – спины имеют противоположное направление. Состав смеси зависит от температуры, при уменьшении температуры увеличивается доля параводорода [1] (таблица 1.1).

Таблица 1.1

Состав водорода в зависимости от температуры

Температура Т, К	20,39	30	40	70	120	200	250	300
Доля о-Н ₂	99,8	97,2	88,7	55,9	32,96	25,97	25,26	25,07
Доля п-Н ₂	0,2	2,98	11,3	44,1	67,04	74,03	74,74	74,93

Процесс превращения ортоводорода в параводород называется орто-параконверсией. Если водород находится в газообразном состоянии, то такое превращение возможно только в присутствии катализаторов, но в состоянии жидкости этот процесс проходит самопроизвольно, причем с выделением большого количества теплоты, которое зависит от температуры и состава смеси (таблица 2.1). При

низких температурах количество теплоты конверсии водорода оказывается выше его теплоты испарения, при увеличении температуры теплота конверсии уменьшается, после температуры 50 К стремительно уменьшается, а при температурах выше 273 К стремится к нулю.

Таблица 1.2

Теплота орто-параконверсии водорода

Температура Т, К	Содержание п-Н ₂ , %	Теплота ортопараконверсии, Дж/моль
20	99,82	1059
30	97,2	1017
50	76,9	733
100	38,5	180
150	28,5	30,6
273	25,13	0,3

Изменение состава водорода в течение некоторого времени τ описывается уравнением:

$$x = \frac{1}{\frac{1}{x_0} + C \cdot \tau}, \quad (1.1)$$

где x – доля ортоводорода,

x_0 – первоначальная доля ортоводорода,

τ – время превращения,

$C = 0,0126$.

Для уменьшения потерь водорода в процессе хранения и ожижения вследствие орто-парапревращения необходимо осуществлять ускоренную конверсию с помощью катализаторов. В роли катализаторов могут выступать твердые вещества: активированный уголь, никель, хром, марганец, гидроокиси железа и др. Процесс конверсии осуществляется на поверхности катализатора, происходит процесс адсорбции, при котором молекула ортоводорода, столкнувшись с поверхностью катализатора, покидает её в состоянии параводорода. Для увеличения адсорбционной способности катализатору придают зернистую структуру.

Количество катализатора, необходимого для проведения конверсии, зависит от производительности установки ожижения водорода и описывается уравнением:

$$V_k = \frac{V_{H_2}^{жс}}{44,7 \cdot k} \cdot \lg \frac{1 - \frac{C_0}{C_p}}{1 - \frac{C}{C_p}}, \quad (1.2)$$

где V_k – количество катализатора, см³;

$V_{H_2}^{жс}$ – производительность установки ожижения водорода, л/ч;

C – содержание параводорода в получаемом продукте;

C_0 – исходная концентрация параводорода;
 C_0 – равновесная концентрация параводорода при рабочей температуре в реакторе;
 k – константа скорости реакции на данном катализаторе (см.таблицу 1.3).

Таблица 1.3

Константы скорости реакции орто-параконверсии водорода			
Катализатор	Константы скорости конверсии $k \cdot 10^3$, моль·см ³ /с		
	78 К	64 К	22 К
Хромоникелевый	1,5-1,7	1,4-1,5	1,6-2,1
Cr(OH) ₂	0,56-0,74	0,53-0,68	0,6-0,9
Mn(OH) ₄	0,73-1,2	0,15-0,6	0,6-2,1
Fe(OH) ₃	1-2,3	0,7-1,67	0,9-2,1
Co(OH) ₃	0,24-0,28	0,2-0,25	0,32-0,34
Ni(OH) ₂	0,44-0,69	0,35-0,65	0,5-0,8

Через определенный промежуток времени катализатор необходимо восстанавливать, восстановление проводят с помощью отогрева катализатора с последующей продувкой водородом (для хромоникелевого катализатора) или откачкой до давления 10^{-3} мм рт.ст. (для остальных).

1.3 Основные циклы, предназначенные для ожижения водорода

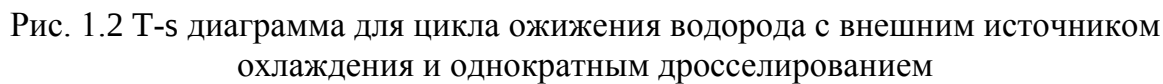
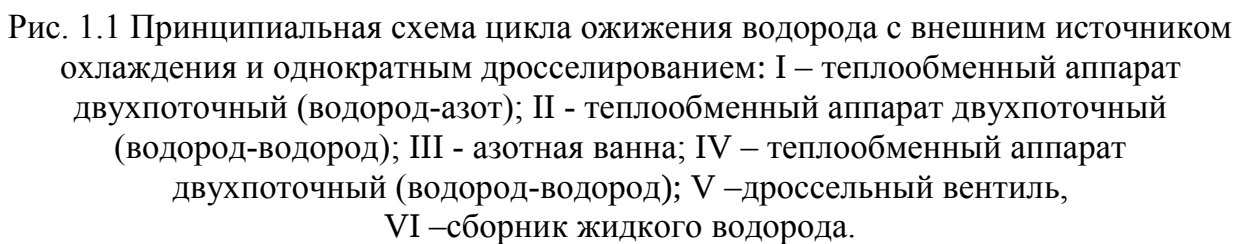
1. Дроссельные: с однократным и двукратным дросселированием;
 2. Детандерные;
 3. Водородно-гелиевый конденсационный цикл (поток водорода полностью ожижается за счет циркуляционного цикла гелия).
- Рассмотрим некоторые из них.

Цикл ожижения водорода с внешним источником охлаждения и однократным дросселированием

Установки, работающие по этому циклу (рис.1.1), имеют производительность 10–1000 л/ч. Температура жидкого азота в ступени предварительного охлаждения $T_{N_2}=64–80$ К. Давление цикла: $p_n=10–14$ МПа, оптимальным давлением является давление около 13 МПа, в этом случае коэффициент ожижения максимален. Рекомендуются разности температур из-за неполной рекуперации теплоты в теплообменных аппаратах цикла:

$$\Delta T^I = 10 - 15 \text{ К},$$

$$\Delta T^{II} < 3 \text{ К}.$$



В установке, представленной на рисунке 1.1, газообразный очищенный водород объемом V_{H_2} , сжатый в компрессоре, делится на два потока. Первый поток охлаждается в теплообменном аппарате I потоком азота $A_{жс}$, второй – в теплообменном аппарате II обратным потоком водорода объемом $(V_{H_2} - V_{H_2}^{жс})$. Иногда эти два теплообменных аппарата выполняют в виде одного трехпоточного теплообменника. Затем поток V_{H_2} охлаждается в азотной ванне III до температуры 64–80 К. Эта температура напрямую зависит от температуры и давления жидкого азота, так при понижении давления в азотной ванне с помощью вакуумного насоса температура жидкого азота может достигать 64 К. Коэффициент ожижения водорода сильно зависит от температуры азота в ванне III (см.таблицу 1.4). Затем V_{H_2} охлаждается в теплообменнике IV, после которого дросселируется вентилем V до атмосферного давления и направляется в сборник жидкости. Из сборника жидкость объемом $V_{H_2}^{жс}$ может быть направлена потребителю, а оставшая часть (пар $V_{H_2} - V_{H_2}^{жс}$) направляется на охлаждение прямого потока водорода в теплообменные аппараты IV и II.

Таблица 1.4

Зависимость коэффициента ожижения водорода от температуры жидкого азота в ступени предварительного охлаждения (данные получены при анализе цикла с $p_H=13,3$ МПа)

Температура жидкого азота T_{N_2} , К	Коэффициент ожижения водорода $V_{H_2}^{жс}$
80	0,18
75	0,20
69	0,24
64	0,275

Выполнение расчета данного цикла сводиться к определению основных материальных потоков цикла V_{H_2} , $V_{H_2}^{жс}$, $A_{жс}$, удельных затрат энергии и определению параметров состояния во всех характерных точках цикла. Для простоты расчета сначала выполняют расчет для $V_{H_2}=1$ м³, тогда величины остальных потоков определяют в долях.

При расчете таких циклов применяют метод энергетических балансов, в основе которого лежит принцип сохранения массы и энергии замкнутой системы [2]:

$$\sum L_i + \sum G_i h_i + \sum Q_i = 0, \quad (1.3)$$

где $\sum L_i$ – механическая работа, затраченная или полученная системой; G_i – масса газа i -го потока, поступающего в систему или покидающего ее; h_i – удельная энтальпия i -го потока; $\sum Q_i$ – теплота, получаемая или теряемая системой.

Расход жидкого азота определяют из энергетического баланса ступени предварительного охлаждения (I ступени). Эта ступень состоит из теплообменных аппаратов I и II, азотной ванны III. В левую часть уравнения энергетического баланса записывают слагаемые, которые описывают потоки и их энергетическое состояние, которые входят в ступень, а также величину теплопритока к ступени, в правую часть записывают потоки и их энергетические состояния, которые выходят из ступени:

$$\begin{aligned} V_{H2} \cdot h_{1H2} + A_{ж} \cdot h_{1a} + V_{H2} \cdot q_c^I + (V_{H2} - V_{H2}^{жс}) \cdot h_{7H2} = \\ = A_{ж} \cdot h_{3a} + V_{H2} \cdot h_{3H2} + (V_{H2} - V_{H2}^{жс}) \cdot h_{8H2} \end{aligned} \quad (1.4)$$

где h_{1H2} , h_{7H2} , h_{3H2} , h_{8H2} – значения энтальпии водорода в соответствующих точках цикла;

h_{1a} , h_{3a} – значения энтальпии азота соответствующих точек цикла;

q_c^I – теплоприток к I ступени (задают по рекомендациям в зависимости от производительности установки[3]).

Из этого уравнения необходимо выразить $A_{ж}$, получаем:

$$A_{ж} = \frac{V_{H2} \cdot [(h_{7H2} - h_{3H2}) - (h_{8H2} - h_{1H2}) + q_c^I] + V_{H2}^{жс} (h_{8H2} - h_{7H2})}{h_{1a} - h_{3a}}. \quad (1.5)$$

Если учесть, что $h_{8H2} = h_{8'H2} - c_{pH2} \cdot \Delta T^I$ и $h_{7H2} = h_{7'H2} - c_{pH2} \cdot \Delta T^{II}$, то

$$A_{ж} = \frac{V_{H2} \cdot [(\Delta h_m^I - \Delta h_m^{II}) + c_{pH2} (\Delta T^I + \Delta T^{II}) + q_c^I] + V_{H2}^{жс} (h_{8H2} - h_{7H2})}{h_{1a} - h_{3a}}, \quad (1.6)$$

где $\Delta h_m^I = h_{8'H2} - h_{1H2}$ и $\Delta h_m^{II} = h_{7'H2} - h_{3H2}$ – изотермический эффект дросселирования;

c_{pH2} – изобарная теплоемкость газообразного водорода при нормальных условиях.

Записав аналогично баланс второй ступени (состоит из теплообменного аппарата IV и сборника жидкости VI), можно узнать коэффициент ожижения цикла:

$$V_{H2} \cdot h_{3H2} + V_{H2} \cdot q_c^{II} = V_{H2}^{жс} \cdot h_{fH2} + (V_{H2} - V_{H2}^{жс}) \cdot h_{7H2}, \quad (1.7)$$

тогда

$$V_{H2}^{жс} = \frac{V_{H2} [(h_{7H2} - h_{3H2}) - q_c^{II}]}{h_{7H2} - h_{fH2}} \quad (1.8)$$

или

$$V_{H2}^{жс} = \frac{V_{H2} [(h_{7'H2} - h_{3H2}) - c_{pH2} \cdot \Delta T^{II} - q_c^{II}]}{h_{7H2} - h_{fH2}}. \quad (1.9)$$

Удельные затраты энергии в цикле:

$$l_{y\partial} = l_k + l_a = \frac{V_{H2} \cdot \ln\left(\frac{p_H}{p_K}\right) \cdot R_{H2} \cdot T_{1H2}}{V_{H2}^{жс} \cdot \eta_{из}} + \frac{A_{ж} \cdot l'_a}{V_{H2}^{жс}}, \quad (1.10)$$

где R_{H_2} – газовая постоянная водорода, $R_{H_2} = R_y / M_{H_2}$,

$R_y = 8314$ Дж/(кмоль·К) и $M_{H_2} = 2$ кг/кмоль;

$\eta_{из}$ – изотермический КПД компрессора, обычно равен 0,7–0,85;

l'_a – удельные энергозатраты на получение 1 кг жидкого азота, $l'_a = 4–5$ МДж/кг.

В ходе расчета необходимо определить параметры во всех характерных точках цикла. После вычисления $A_{жс}$, $V_{H_2}^{жс}$ необходимо определить материальные потоки, исходя из производительности установки.

Цикл ожижения водорода с внешним источником охлаждения, детандером и концевой дроссельной ступенью

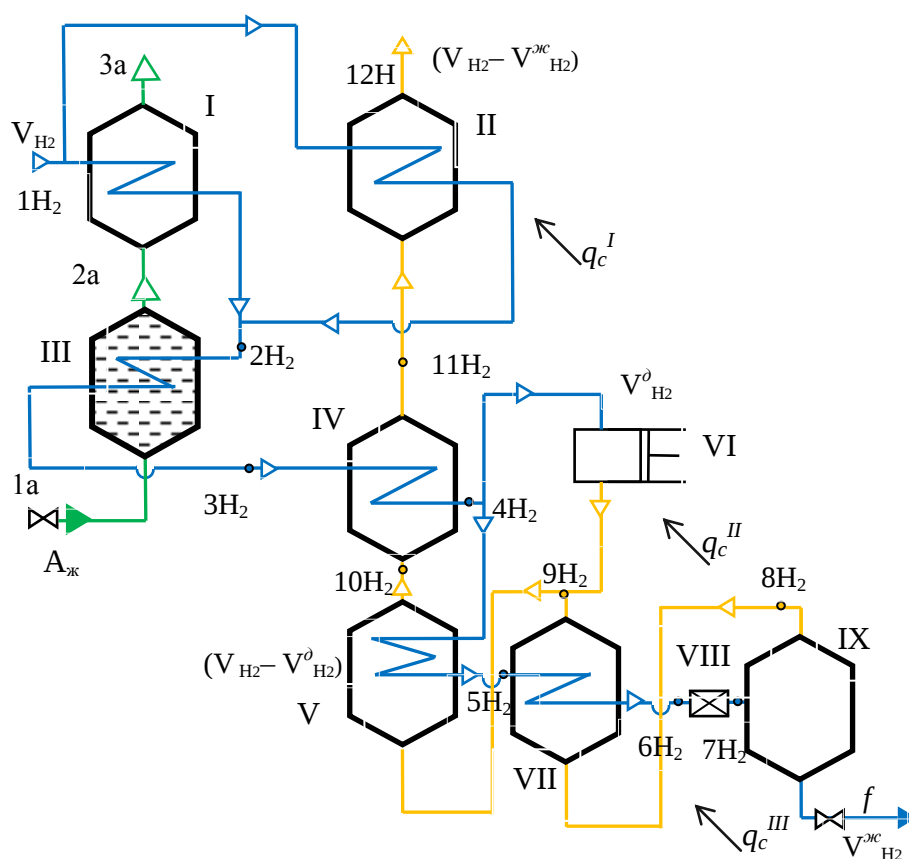


Рис. 1.3 Принципиальная схема цикла ожижения водорода с внешним охлаждением, детандерной ступенью и концевой дроссельной ступенью:
 I – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-азот); II – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-водород); III – азотная ванна;
 IV – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-водород); V – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-водород); VI – детандер;
 VII – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-водород); VIII – дроссельный вентиль, IX – сборник жидкого водорода

Данный цикл (рис.1.3) является трехступенчатым, состоит из ступени предварительного охлаждения (I), детандерной ступени (II) и дроссельной (III). Отличается этот цикл от рассмотренного выше тем, что после теплообменного аппарата IV поток водорода V_{H_2} делится на два потока, первый $V_{H_2}^{\partial}$ направляется на расширение в детандер VI, второй – $(V_{H_2} - V_{H_2}^{\partial})$ на охлаждение в V. Теплообменные аппараты IV и V образуют детандерную ступень.

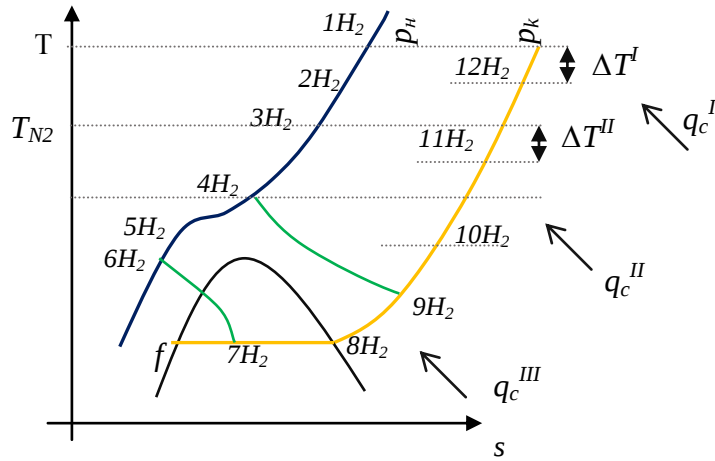


Рис. 1.4 T-s диаграмма для цикла ожижения водорода с внешним охлаждением, детандерной ступенью и концевой дроссельной

I и III ступени уже были подробно рассмотрены выше, поэтому сразу запишем для них уравнения энергетического баланса, выражая коэффициент ожижения $V_{H_2}^{жс}$ и $A_{жс}$:

$$V_{H_2}^{жс} = \frac{(V_{H_2} - V_{H_2}^{\partial})(h_{9H_2} - h_{5H_2}) - V_{H_2} \cdot q_c^{III}}{h_{9H_2} - h_{fH_2}}, \quad (1.11)$$

$$A_{жс} = \frac{V_{H_2} \cdot [(h_{11H_2} - h_{3H_2}) - (h_{12H_2} - h_{1H_2}) + q_c^I] + V_{H_2}^{жс} (h_{12H_2} - h_{11H_2})}{h_{1a} - h_{3a}}. \quad (1.12)$$

Для определения потока $V_{H_2}^{\partial}$, который направляется на детандер, запишем уравнение энергетического баланса II ступени:

$$V_{H_2} \cdot h_{3H_2} + V_{H_2}^{\partial} \cdot h_{9H_2} + V_{H_2} \cdot q_c^{II} + (V_{H_2} - V_{H_2}^{\partial} - V_{H_2}^{жс}) \cdot h_{9H_2} = V_{H_2}^{\partial} \cdot h_{4H_2} + (V_{H_2} - V_{H_2}^{\partial}) \cdot h_{5H_2} + (V_{H_2} - V_{H_2}^{жс}) \cdot h_{11H_2}. \quad (1.13)$$

Тогда:

$$V_{H_2}^{\partial} = \frac{V_{H_2} \cdot (h_{3H_2} + h_{9H_2} - h_{11H_2} - h_{5H_2} + q_c^{II}) + V_{H_2}^{жс} (h_{9H_2} - h_{11H_2})}{h_{4H_2} - h_{5H_2}}. \quad (1.14)$$

При расчете данного цикла неизвестными являются $V_{H_2}^{жс}$, $V_{H_2}^{\partial}$, давление цикла p_n и температура перед детандером T_{4H_2} . При правильном выборе этих параметров (p_n , T_{4H_2}) доля $V_{H_2}^{\partial}$ должна быть такой, чтобы в теплообменном аппарате V обеспечить оптимальные условия теплообмена между прямым и обратным потоком. В этом

случае минимальная разность температур ΔT_{min} между потоками по высоте теплообменного аппарата должна быть на уровне 3–5 К.

В некоторых случаях теплообменный аппарат IV отсутствует, и поток водорода, идущий на детандер, имеет температуру, равную температуре после первой ступени охлаждения T_{3H_2} .

Удельные затраты энергии в цикле:

$$l_{y\partial} = l_k + l_a - l_{\partial} = \frac{V_{H_2} \cdot \ln(p_H/p_K) \cdot R_{H_2} \cdot T_{1H_2}}{V_{H_2}^{жс} \cdot \eta_{из}} + \frac{A_{жс} \cdot l'_a}{V_{H_2}^{жс}} - \frac{V_{H_2}^{\partial} \cdot h_0 \cdot \eta_{a\partial} \cdot \eta_{мех}}{V_{H_2}^{жс}}, \quad (1.15)$$

$\eta_{a\partial}$ – адиабатический КПД детандера, обычно равен 0,75-0,85;

$\eta_{мех}$ – механический КПД детандера, обычно равен 0,9;

$h_0 = h_{4H_2} - h_{9H_2S}$, где h_{9H_2S} – энтальпия, которая определяется по справочнику [4], при условии равенства энтропий $s_{4H_2} = s_{9H_2S}$.

Цикл ожижения водорода с внешним источником охлаждения и детандером на всем потоке сжатого водорода

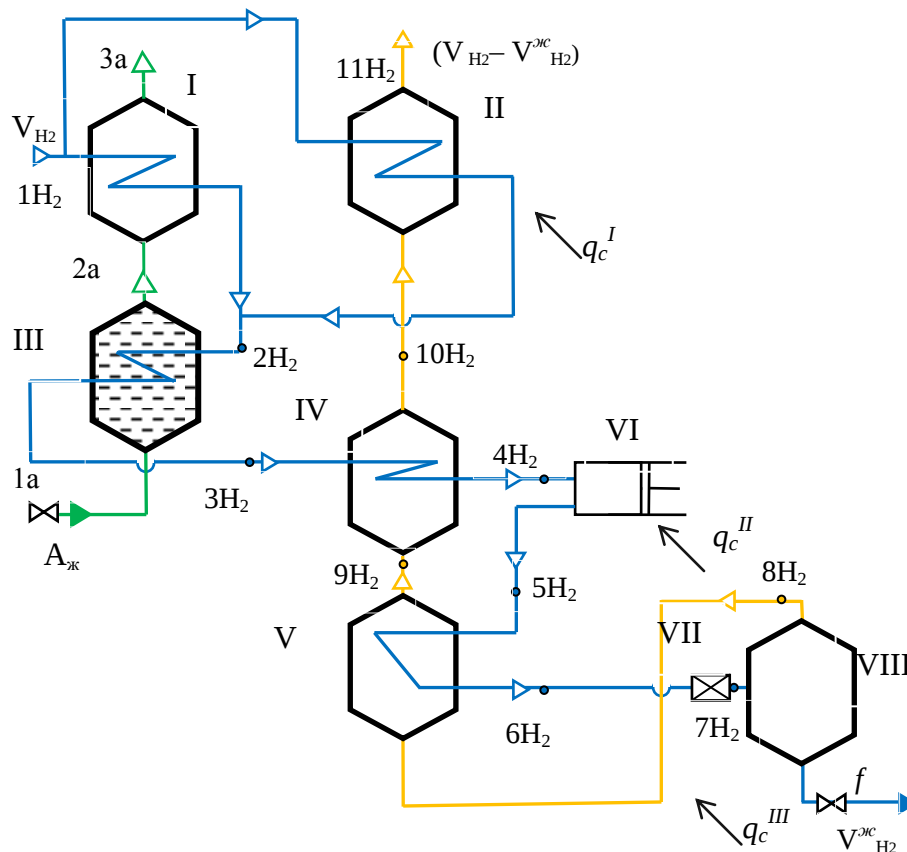


Рис. 1.5 Принципиальная схема цикла ожижения водорода с внешним охлаждением, детандером на всем потоке: I – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-азот); II – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-водород); III – азотная ванна; IV – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-водород); V – теплообменный аппарат двухпоточный (водород-водород); VI – детандер; VII – дроссельный клапан, VIII – сборник жидкого водорода

Расчетные характеристики установки, работающей по схеме (рис.1.5) с производительностью по параводороду $V_{H_2}^{жс}=250$ л/ч (р- H_2): производительность компрессора $V_{H_2}=710$ нм³/ч; давление после компрессора $p_n=13,4$ МПа, давление после детандера $p_{nd}=1,5$ МПа, коэффициент ожижения $V_{H_2}^{жс}=0,265$, температуры до и после детандера $T_{4H_2}=43,4$ К и $T_{5H_2}=34,3$ К.

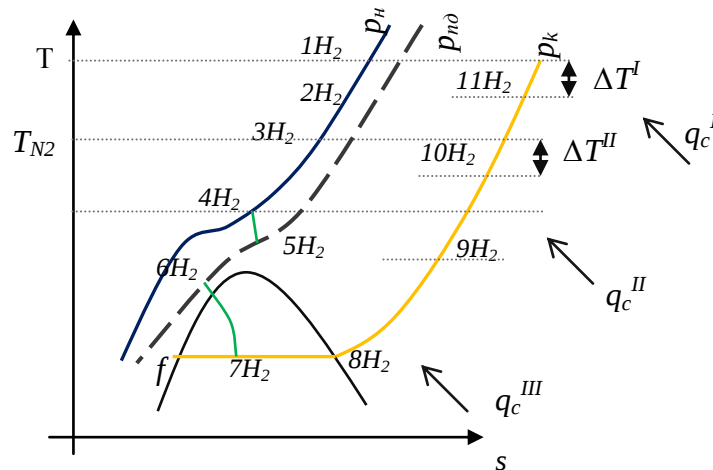


Рис. 1.6 T-s диаграмма для цикла ожижения водорода с внешним охлаждением, детандером на всем потоке

Расчет цикла выполняется аналогично рассмотренному выше. Преимущества данного цикла:

1. использование детандера, в котором не требуется регулирование производительности;
2. детандер может быть встроен в любой ожижитель, работающий по дроссельному циклу;
3. габариты цилиндра детандера малы, так как имеет место относительно небольшая степень расширения водорода в детандере в сравнении с циклом, рассмотренным выше.

Ожижитель, работающий по циклу с водородно-гелиевым конденсационным циклом

Особенности такого цикла:

- используется меньше водорода;
- оба цикла могут осуществляться при низких температурах;
- наличие низких температур позволяет использовать более эффективные пластинчато-ребристые теплообменные аппараты;
- может быть применен любой рефрижераторный гелиевый цикл.

Вопросы для самоконтроля

1. Почему в ожижительных установках требуется предварительно охлаждать водород с помощью жидкого азота?
2. Почему для сжатия водорода не применяются турбокомпрессоры?
3. Состав нормального водорода и что такое орто-параконверсия водорода?
4. Какие катализаторы используют в конвекторах водорода?
5. Какие преимущества установок ожижения водорода, работающих по циклу с внешним источником охлаждения и детандером на всем потоке сжатого водорода?

2. ОЖИЖЕНИЕ ГЕЛИЯ

2.1 Основные трудности, связанные с ожижением гелия

- Температура инверсии гелия 43 К, а значит, всегда необходимо использовать предварительное охлаждение до температуры ниже 40 К.
- Низкие значения критических параметров ($p_{кр} = 0,226$ МПа, $T_{кр} = 5,2$ К).
- Сложность хранения, так как температура кипения гелия при атмосферном давлении $T_{кип} = 4,2$ К;
- Быстро испаряется из сосудов, емкостей и т.д., нужна высокоэффективная теплоизоляция, так как $r = 20,8$ кДж/кг, $\rho = 0,071$ кг/л $\rightarrow r = 1,47$ кДж/л.
- Требуется высокая степень очистки гелия от примесей.
- Конструкционные материалы должны устойчиво работать при температурах жидкого гелия.

2.2 Основные криогенные циклы, предназначенные для ожижения гелия

- Дроссельные: с азотным, водородным охлаждением и концевой дроссельной ступенью;
- детандерные: с параллельным или последовательным включением нескольких детандеров; с предварительным охлаждением, детандерной ступенью и концевой дроссельной;
- различные модификации ожижителей и рефрижераторов, у которых в последних ступенях используются парожидкостные детандеры, низкотемпературные нагнетатели и эжекторы;
- экспансионные ожижители гелия.

Цикл ожижения гелия с внешним охлаждением, промежуточной детандерной ступенью и концевой дроссельной

По этому циклу работают следующие установки: установка Г-8 (производительность 8 л/ч жидкого гелия); Г-3 (3 л/ч жидкого гелия); КГУ -150/4,5 (производительность 8 л/ч жидкого гелия; либо отвод $Q_0 = 150$ Вт при $T_0 = 4,5$ К).

Записав уравнения энергетического баланса I и III ступеней, можно записать уравнения для расчета коэффициента ожижения цикла $V_{He}^{жс}$ и $A_{жс}$:

$$V_{He}^{жс} = \frac{(V_{He} - V_{He}^0)(h_{9He} - h_{5He}) - V_{He} \cdot q_c^{III}}{h_{9He} - h_{fHe}}, \quad (2.1)$$

$$A_{жс} = \frac{V_{He}[(h_{11He} - h_{3He}) - (h_{12He} - h_{1He}) + q_c^I] + V_{He}^{жс}(h_{12He} - h_{11He})}{h_{1a} - h_{3a}}. \quad (2.2)$$

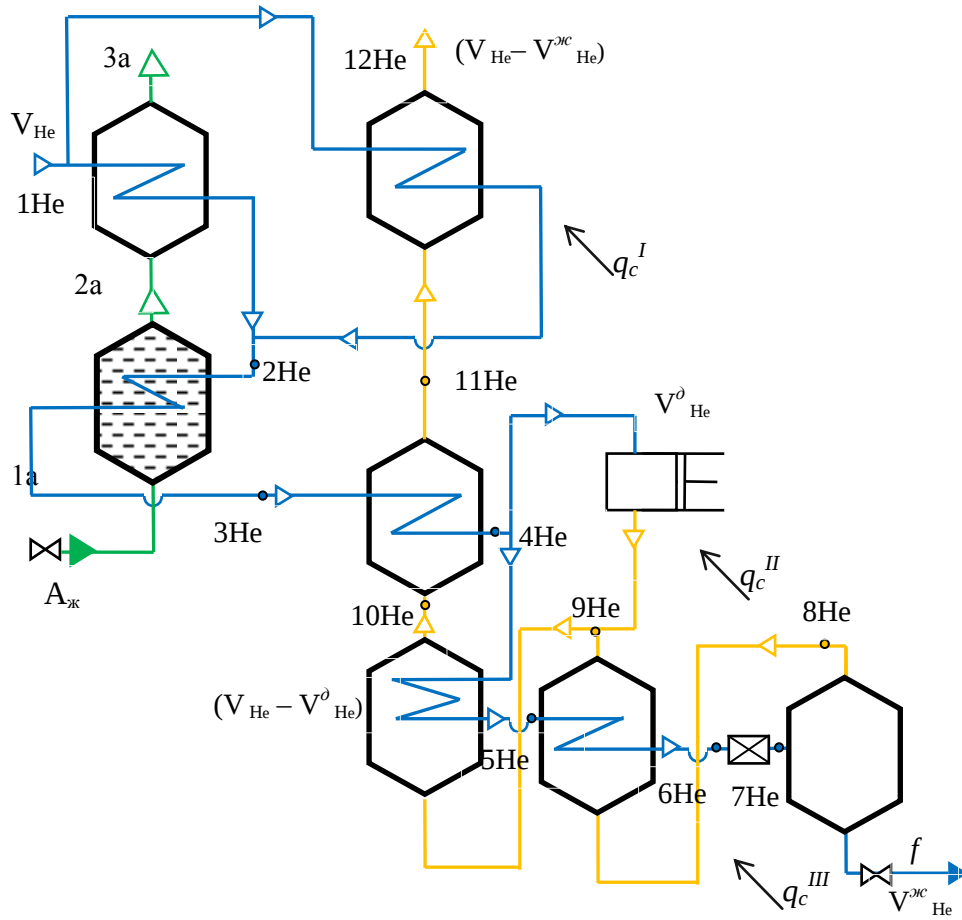


Рис.2.1 Принципиальная схема цикла ожижения гелия с внешним охлаждением, промежуточной детандерной степенью и концевой дроссельной

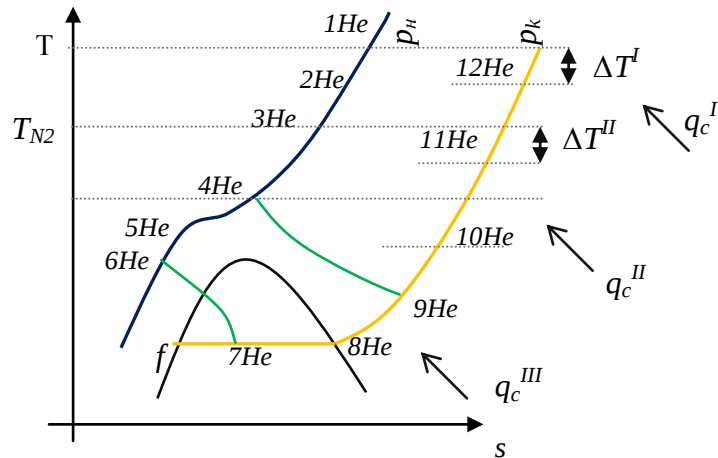


Рис.2.2 T-s диаграмма для цикла ожижения гелия с внешним охлаждением, промежуточной детандерной степенью и концевой дроссельной

Для определения потока гелия $V_{He}^д$, который направляется на детандер, запишем уравнение энергетического баланса II ступени и выразим $V_{He}^д$:

$$V_{He}^{\partial} = \frac{V_{He} \cdot [h_{3He} - h_{11He}] + (h_{5He} - h_{9He}) + q_c^{II} + V_{He}^{жс} (h_{11He} - h_{9He})}{h_{4He} - h_{5He}}. \quad (2.3)$$

Давление после компрессора p_n в таких циклах обычно составляет 2–2,5 МПа. Поэтому в установках этого типа, ввиду малой величины изотермического эффекта Джоуля-Томпсона, значение разности температур, определяющее холодопотери от недорекуперации теплоты, принимается не более 1К, т.е. $T_{5He} - T_{9He} = \Delta T^{III} < 1 \text{ К}$.

Температура после детандера: $T_{9He} = 10\text{--}12 \text{ К}$. Температуру перед детандером T_{4He} определяют с помощью адиабатического КПД детандера:

$$\eta_{ад} = \frac{h_{4He} - h_{9He}}{h_{4He} - h_{9He_s}}.$$

Удельные затраты энергии в цикле определяют по формуле:

$$l_{y\partial} = l_k + l_a - l_{\partial} = \frac{V_{He} \cdot \ln(p_n/p_k) \cdot R_{He} \cdot T_{1He}}{V_{He}^{жс} \cdot \eta_{из}} + \frac{A_{жс} \cdot l'_a}{V_{He}^{жс}} - \frac{V_{He}^{\partial} \cdot h_0 \cdot \eta_{ад} \cdot \eta_{мех}}{V_{He}^{жс}}. \quad (2.4)$$

Цикл ожижения гелия с параллельным подключением детандеров, внешним охлаждением и концевой дроссельной ступенью

Температура гелия после 2 детандера T_{11He} должна быть 10-12 К. Для определения промежуточного температурного уровня, т.е. температуры после 1 детандера T_{13He} , используют методику академика П.Л. Капицы [1]:

$$T_i = \sqrt[n]{T_o^i \cdot T_1^{n-i}}, \quad (2.5)$$

где n – число ступеней в цикле;

i – номер ступени;

T_o – температурный уровень последней ступени;

T_1 – температурный уровень первой ступени.

Уравнение справедливо, если адиабатические КПД детандеров $\eta_{ад}$ равны и степени расширения ($p_{вх}/p_{вых}$) в них одинаковы.

Из энергетического баланса I ступени (см. уравнение 2.2) определяют значение потока азота $A_{жс}$. Потoki $V_{He}^{\partial 1}$, $V_{He}^{\partial 2}$ и $V_{He}^{жс}$ определяют из уравнений энергетического баланса II, III и IV ступени соответственно:

$$V_{He}^{\partial 1} = \frac{[V_{He}(h_{13He} - h_{5He}) - (h_{15He} - h_{3He}) + q_c^{II}] + V_{He}^{жс} \cdot (h_{15He} - h_{13He})}{(h_{11He} - h_{13He}) + (h_{13He} - h_{5He})}, \quad (2.6)$$

$$V_{He}^{\partial 2} = \frac{(V_{He} - V_{He}^{\partial 1})[(h_{11He} - h_{7He}) - (h_{13He} - h_{5He})] + V_{He} \cdot q_c^{III} + V_{He}^{жс} \cdot (h_{13He} - h_{11He})}{(h_{6He} - h_{11He}) + (h_{11He} - h_{7He})}, \quad (2.7)$$

(2.8)

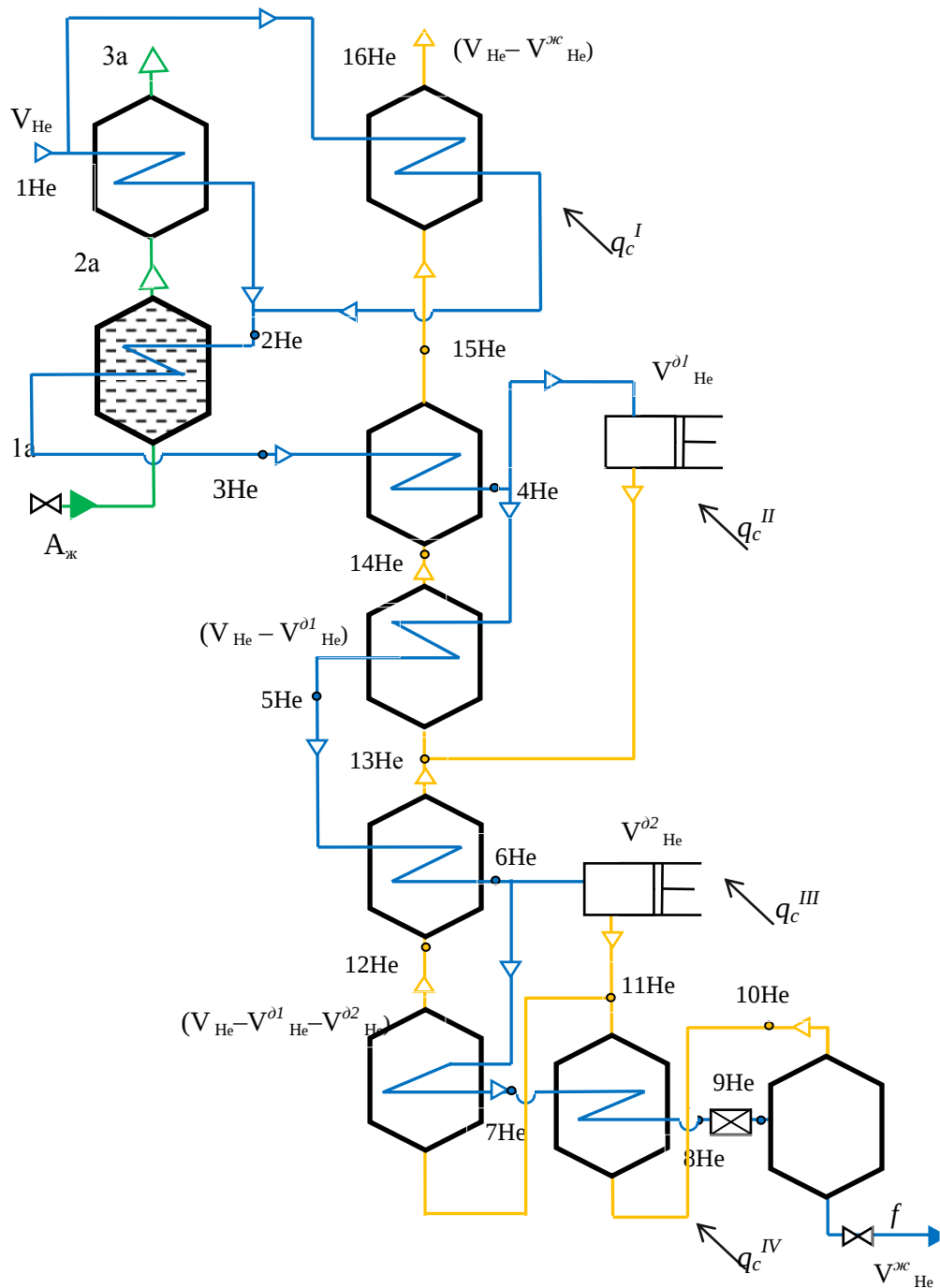


Рис.2.3 Принципиальная схема цикла ожижения гелия с параллельным подключением детандеров

Удельные затраты энергии в цикле определяются аналогично рассмотренному выше (см. формулу 2.4).

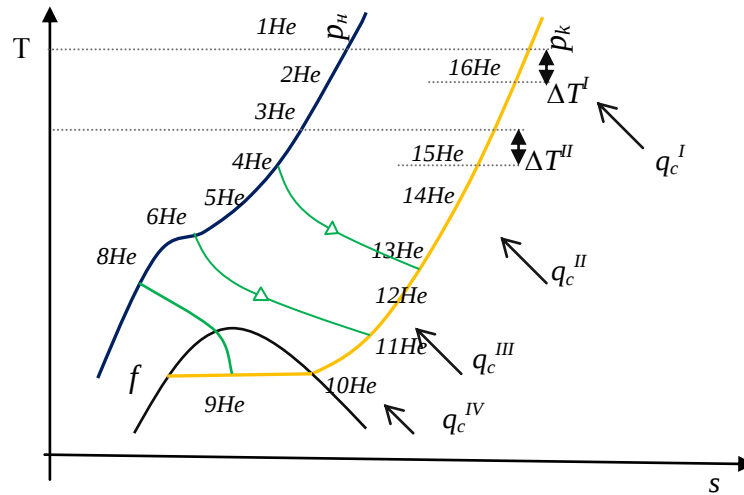


Рис.2.4 T-s диаграмма для цикла ожижения гелия с параллельным подключением детандеров

Цикл ожижения гелия с последовательным подключением детандеров

Установка (рис.2.5) может работать в трех режимах:

1. с выдачей потребителю газожидкостной смеси при давлении 0,15 МПа и возвратом газа в криогенный блок при давлении 0,13 МПа;
2. с выдачей жидкого гелия из приемной емкости;
3. с выдачей переохлажденного гелия при давлении 0,5–0,6 МПа и температурой 4,6 К.

По сравнению со схемой ожижителя, в котором используется один детандер, в данной схеме в конечную дроссельную ступень поступает несколько больший поток гелия, что приводит к некоторому увеличению коэффициента ожижения $V_{He}^{ж}$.

Установка может работать в рефрижераторном и ожижительном режиме. В рефрижераторном режиме 65 % потока гелия при температуре около 70 К направляется на расширение в первый детандер, где давление снижается до 0,7 МПа от начального давления 1,6 МПа, температура гелия при этом снижется до 60 К. После охлаждения детандерного потока гелия до 15–16 К поток идет на второй детандер, где его температура понижается до примерно 10 К.

Уравнения для определения величин детандерного потока и коэффициента ожижения цикла:

$$V_{He}^{\partial} = \frac{V_{He}[(h_{11He}-h_{7He})-(h_{16He}-h_{3He})+q_c^{II}+q_c^{III}]+V_{He}^{жс} \cdot (h_{16He}-h_{11He})}{(h_{4He}-h_{13He})+(h_{18He}-h_{11He})+(h_{11He}-h_{7He})}, \quad (2.9)$$

$$V_{He}^{жс} = \frac{(V_{He}-V_{He}^{\partial})(h_{11He}-h_{7He})-V_{He} \cdot q_c^{IV}}{h_{11He}-h_{fHe}}. \quad (2.10)$$

Для определения потока азота и удельных затрат энергии в цикле можно использовать формулы 2.2 и 2.4 соответственно.

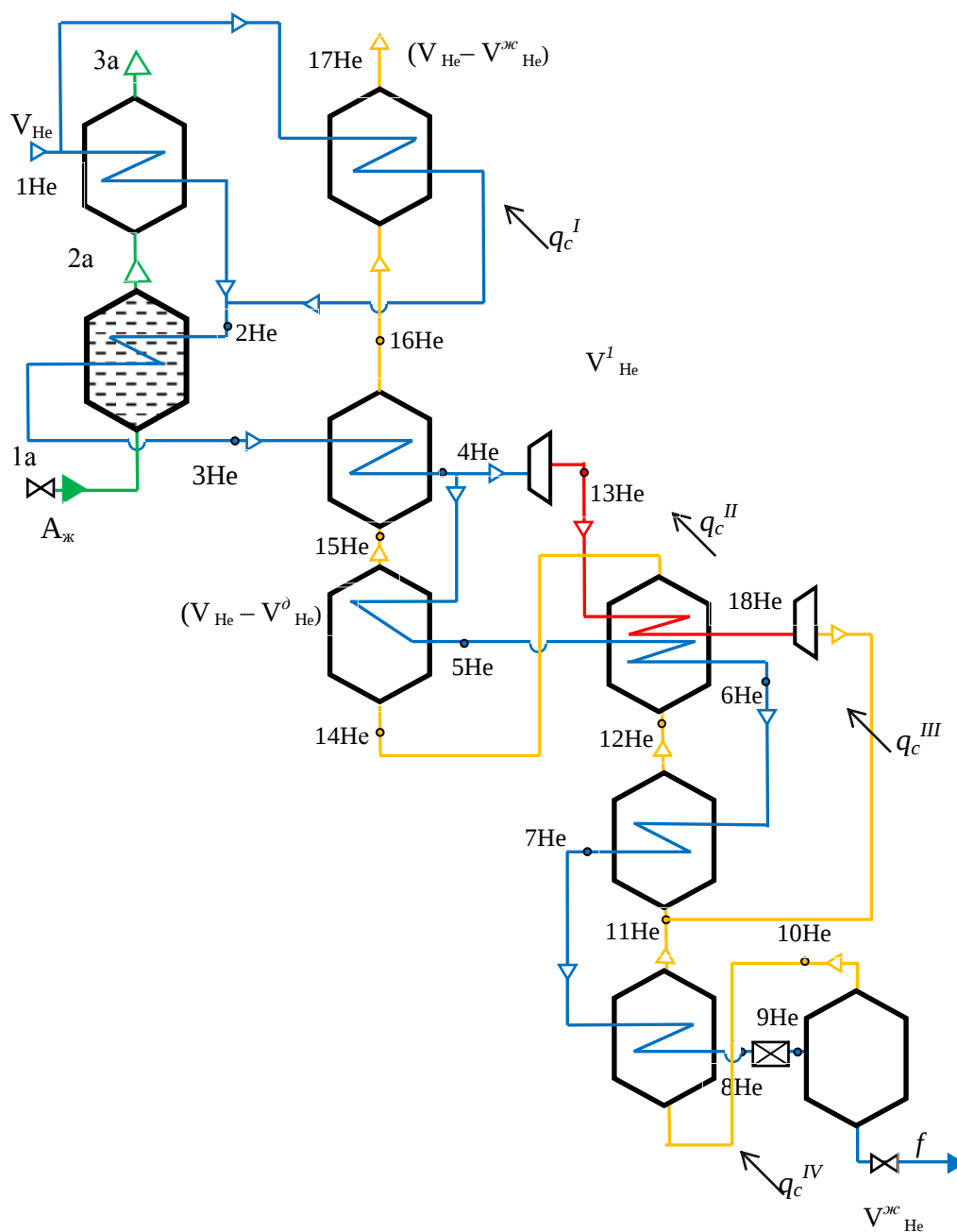


Рис.2.5 Принципиальная схема цикла ожижения гелия с последовательным подключением детандеров

Иногда в концевой ступени используется два последовательно установленных теплообменных аппарата. После первого теплообменного аппарата гелий дросселируется до давления 0,4–0,7 МПа. При этом температура гелия достигает 7 К. Во втором теплообменном аппарате гелий охлаждается до температуры 4,8–5 К. Далее в зависимости от режима гелий либо дросселируется до 0,15 МПа, либо при давлении 0,7 МПа охлаждается до 4,5 К и идет к потребителю.

В ожижительном режиме на турбодетандер поступает 75% гелия с температурой 45 К, после расширения температура гелия понижается до 35–39 К. На второй турбодетандер гелий поступает при температуре 16 К.

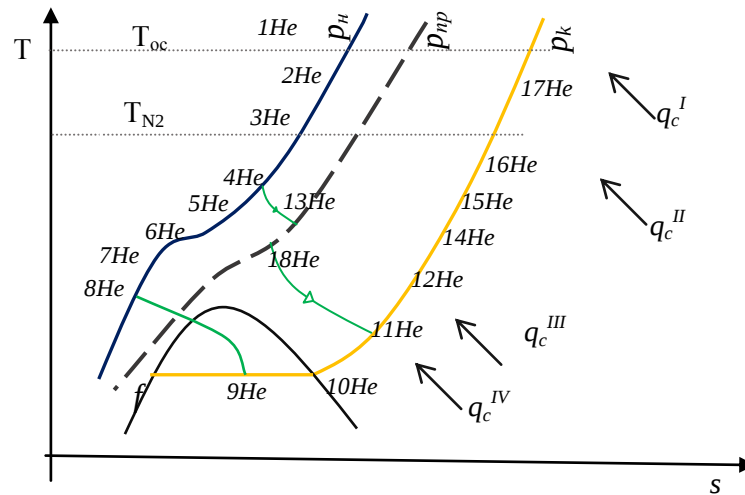


Рис.2.6 T-s диаграмма цикла ожижения гелия с последовательным подключением детандеров

Гелиевый рефрижераторный цикл с параллельным включением детандеров

Рефрижераторный режим работы установки подразумевает отвод теплоты Q_o на определенном температурном уровне T_o . По циклу (рис.2.7) с параллельным включением детандеров работает криогенная установка КГУ-150/4,2. Число 150 в обозначении установки – это значение Q_o в Вт, а число 4,2 – это температурный уровень T_o , то есть из названия установки становится понятно, что данная рефрижераторная установка может работать на температурном уровне 4,2 К и отводить теплоту равную 150 Вт.

Для определения Q_o запишем уравнения:

$$Q_o = (V_{He} - V_{He}^{\partial 1} - V_{He}^{\partial 2})(h_{9He} - h_{8He}); \quad (2.11)$$

$$Q_o = (V_{He} - V_{He}^{\partial 1} - V_{He}^{\partial 2})(h_{11He} - h_{4He}) - V_{He} \cdot q_c^{III}. \quad (2.12)$$

В концевой дроссельной ступени из-за особенности поведения гелия в области очень низких температур трудно добиться малой величины ΔT^{III} . Это связано с тем, что в рефрижераторной установке прямой и обратный потоки равны и теплоемкость прямого потока имеет более низкое значение, чем обратного. Чтобы прямой поток мог воспринять весь "холод", который несет обратный поток, обычно в концевой дроссельной ступени устанавливают два теплообменных аппарата. В первом поток охлаждается до 7–8 К, затем дросселируется

до 0,6–0,7 МПа. Поток поступает во второй теплообменный аппарат, где охлаждается до T_o , и давление доводится до p_k .

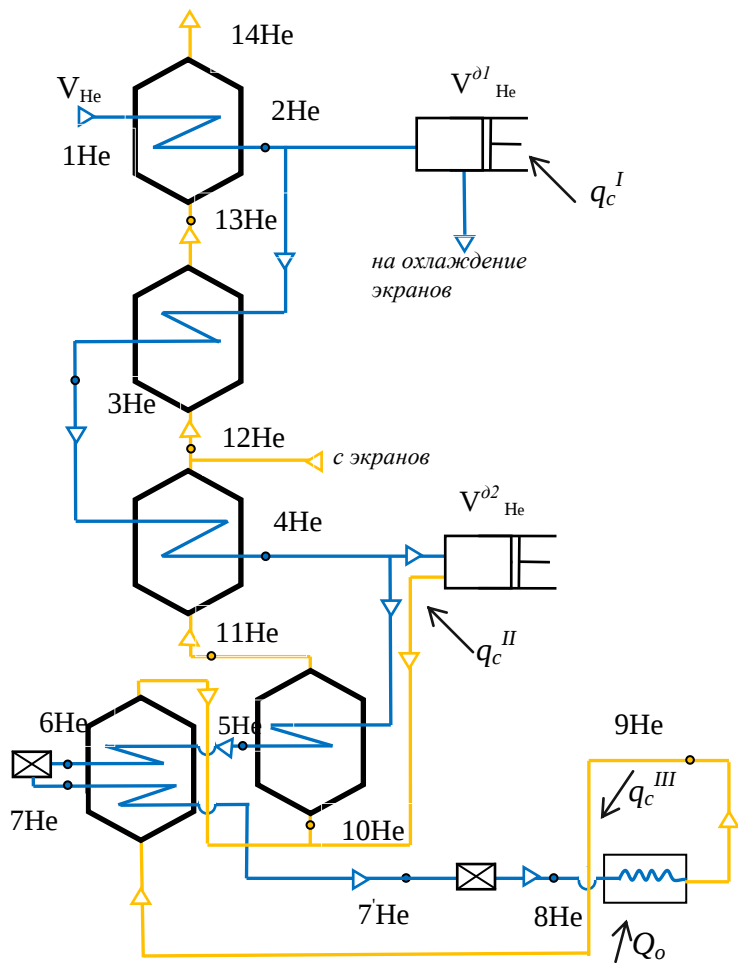


Рис.2.7 Приципиальная схема гелиевого рефрижераторного цикла с параллельным включением детандеров

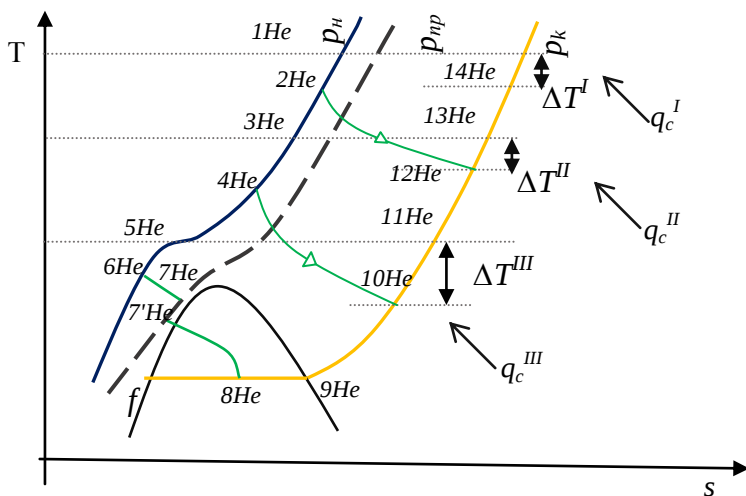


Рис.2.8 Т-s диаграмма для гелиевого рефрижераторного цикла с параллельным включением детандеров

Гелиевый рефрижераторный цикл на температурном уровне 20 К

По данному циклу (рис.2.9) работает криогенная установка КГУ-4000/20.

Величину теплового потока Q_o определяют из уравнения:

$$Q_o = V_{He}(h_{6He} - h_{5He}). \quad (2.13)$$

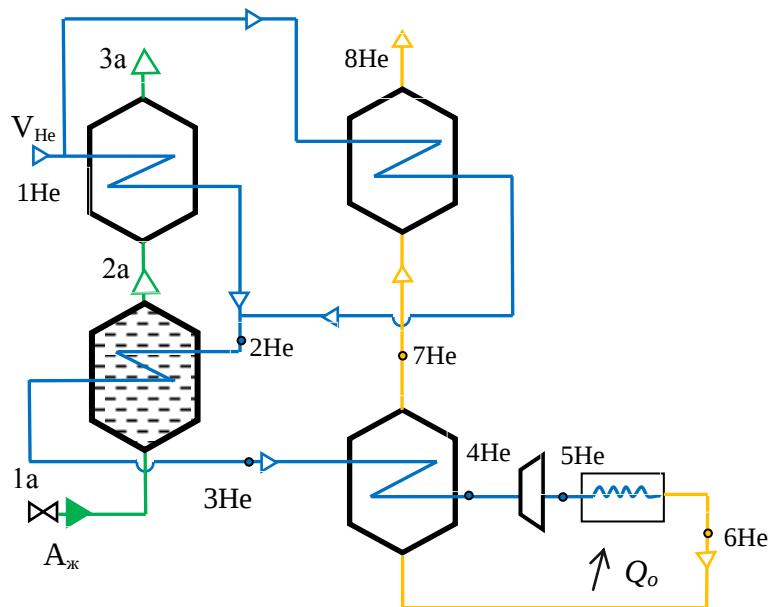


Рис.2.9 Принципиальная схема рефрижераторного цикла на температурном уровне 20 К

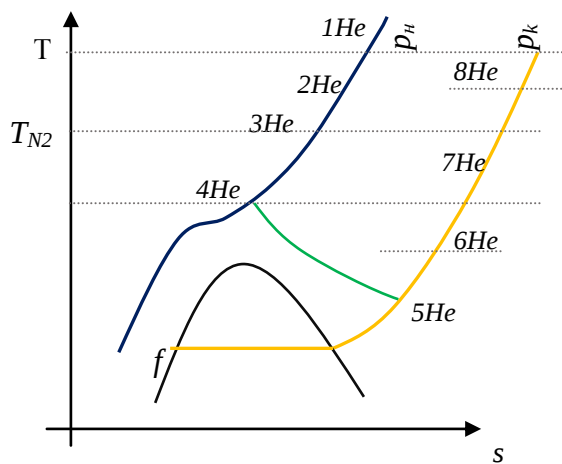


Рис.2.10 T-s диаграмма для рефрижераторного цикла на температурном уровне 20 К

Вопросы для самоконтроля

1. Какими способами можно осуществить предварительное охлаждение гелия?

2. В чем заключается основная сложность хранения жидкого гелия?

3. Какую методику используют для определения промежуточных температурных уровней в установке, работающей по циклу с параллельным включением детандеров?

4. В каких режимах может работать установка, работающая по циклу с внешним источником предварительного охлаждения, последовательным включением двух детандеров и концевой дроссельной ступенью?

5. Что обозначают цифры 4000 и 20 в названии установки КГУ-4000/20?

3. РАЗДЕЛЕНИЕ ВОЗДУХА

Воздух является сырьем для производства таких газов, как азот, кислород, аргон, криптон, ксенон, неон и другие. Если рассматривать воздух как трехкомпонентную смесь, то ее состав: азот – 78,1%, кислород – 20,95%, аргон – 0,93%. Но в воздухе содержатся в малых количествах и другие газы. Средний состав сухого атмосферного воздуха приведен в таблице 3.1.

Такие примеси, как влага и диоксид углерода, необходимо удалить из потока воздуха. Большая часть влаги удаляется при сжатии воздуха в компрессоре с помощью влагомаслоотделителей, которые устанавливают после каждой ступени сжатия, остатки влаги удаляются в адсорберах, которые, кроме этого, очищают воздух от диоксида углерода. Это делается для того, чтобы кристаллы воды и CO_2 не забивали трубопроводы, трубки теплообменников и других аппаратов, которые работают при температуре ниже температуры кристаллизации воды и CO_2 .

Таблица 3.1

Средний состав сухого атмосферного воздуха

Газ	Объемное содержание в воздухе, %	Молекулярная масса, кг/кмоль	Температура кипения при н.у.
Азот N_2	78,084	28	77,4
Кислород O_2	20,95	32	90,2
Аргон Ar	0,93	40	87,3
Диоксид углерода CO_2	0,03	44	194,6
Неон Ne	$18 \cdot 10^{-4}$	20	27
Гелий He	$5,24 \cdot 10^{-4}$	4	4,2
Криптон Kr	$1,4 \cdot 10^{-4}$	84	119
Ксенон Xe	$0,087 \cdot 10^{-4}$	131	165
Водород, метан, озон и др.	следы	-	-

3.1 Метод ректификации воздуха

Ректификация – разделение жидких смесей на практически чистые компоненты, различающиеся температурами кипения, путём многократного испарения жидкости и конденсации паров.

Для осуществления данного процесса необходимы аппараты с развитой поверхностью контакта между фазами – ректификационные колонны.

В криогенной технике используют колонны двух типов: тарельчатые и насадочные [5]. Насадочные колонны заполняют насадкой разного вида, обеспечивающей непрерывное изменение

состава потоков по высоте колонны. В тарельчатой колонне используют колпачковые, ситчатые, решетчатые и другие тарелки, обеспечивающие ступенчатое изменение состава потоков.

Воздухоразделительные колонны также различают по кратности ректификации, так, в установках малой производительности (от 5 до 15 м³/час кислорода) применяются колонны однократной ректификации, а в установках средней и большой производительности широкое распространение получила колонна двукратной ректификации.

Колонна однократной ректификации

Колонны однократной ректификации делятся на два вида: первый – это колонны, которые используют для получения кислорода (рис.3.1), и вторые – это колонны для получения азота (рис.3.2).

На рисунке 3.1 [5] изображена колонна, которая представляет собой вертикальную башню 1 с кубом 2. Поток воздуха V , предварительно охлажденный и сжатый, направляется в змеевик 3, где дополнительно охлаждается и затем дросселируется в вентиле 4. Жидкость, находящаяся в кубе колонны, испаряется из-за теплопритока от змеевика 3, а образовавшийся пар поднимается вверх по колонне и постепенно обогащается азотом.

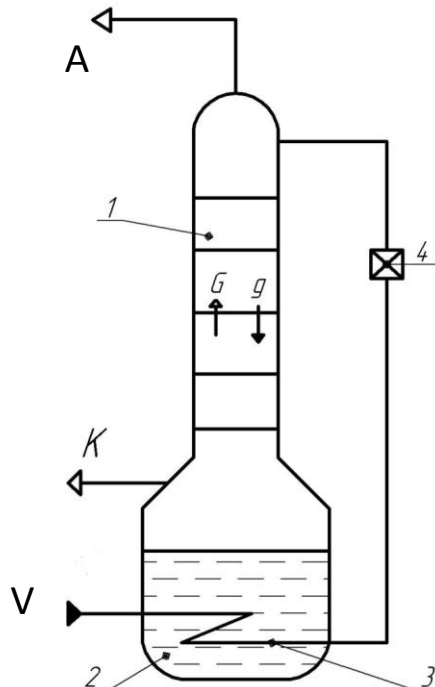


Рис.3.1 Схема колонны однократной ректификации для получения кислорода

1 – вертикальная башня, 2 – куб, 3 – змеевик, 4 – вентиль;

V – поток сжатого воздуха; A – поток пара, насыщенный азотом;

K – поток с высоким содержанием кислорода

После вентиля 4 поток воздуха направляется в верхнюю часть ректификационной колонны, где давление примерно 0,13–0,14 МПа. Жидкость, стекая вниз по тарелкам колонны, обогащается кислородом, взаимодействуя с потоком пара, который поднимается вверх, проходя через отверстия в тарелках.

Так как в верхнее сечение колонны подается жидкий воздух, поток пара А (отбросной азот) содержит значительное количество кислорода. Поэтому в такой колонне можно получить чистым (99,2–99,5 %) только высококипящий продукт (производственный кислород) как в жидком, так и в газообразном виде.

Основной недостаток такой колонны в том, что концентрация азота в потоке А составляет 91–91,5%, то есть в этом случае с отходящим из колонны потоком теряется значительная часть кислорода, что позволяет добиться в этой колонне коэффициента извлечения не больше 60–65%.

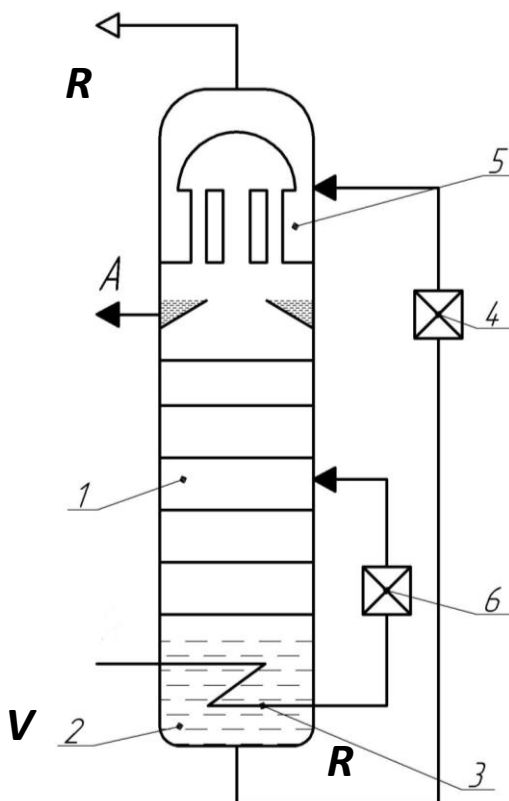


Рис.3.2 Схема колонны однократной ректификации для получения азота:

1 – вертикальная башня, 2 – куб, 3 – змеевик, 4, – вентиль,
5 – конденсатор-испаритель;

V – поток сжатого воздуха; A – поток жидкого азота;

R – поток кубовой жидкости (обогащен кислородом).

Колонна, показанная на рисунке 3.2 [5], содержит куб 2 и змеевик 3, но кроме этого имеется конденсатор-испаритель 5. Конденсатор-испаритель – это кожухотрубный теплообменный

аппарат, в его трубках конденсируется азот, а в межтрубном пространстве кипит кислород.

Сжатый и охлажденный поток воздуха V направляется в змеевик и потом дросселируется в вентиле 6, после чего подается в середину ректификационной колонны. Кубовая жидкость R (содержит 67–69 % азота) из куба 2 через дроссельный вентиль 4 подается в межтрубное пространство конденсатора-испарителя 5 (в испаритель), где она кипит при давлении около 0,13 МПа. Образовавшийся пар в количестве R отводится из колонны.

Из-за разности давлений в конденсаторе-испарителе создается достаточный температурный напор ΔT , поэтому азот в трубках конденсируется; а теплота конденсации передается жидкости, кипящей в трубном пространстве конденсатора-испарителя. Жидкий азот собирается в карманах колонны и направляется потребителю.

Колонна двукратной ректификации

В колоннах такого типа возможно практически полное разделение бинарной смеси. Такой аппарат состоит из двух колонн 1 и 2 и конденсатора-испарителя 3. Процесс ректификации в нижней колонне (или колонне высокого давления) происходит при давлении 0,55–0,58 МПа, в верхней колонне 2 (или колонне низкого давления) при давлении 0,13–0,14 МПа. При этом в конденсаторе испарителе создается достаточный температурный напор (обычно $\Delta T = 2\text{--}3$ К).

Колонна двукратной ректификации показана на рисунке 3.3 [5]. Поток воздуха V подается через дроссельный вентиль 8 в нижнюю колонну; в нижней части колонны 1 получается жидкость (кубовая) R , которая обогащена кислородом. Она испаряется из-за теплоты потока воздуха V , который проходит по змеевику. Этот пар поднимается навстречу стекающей по тарелкам жидкости и обогащается нижекипящим компонентом. Вверху этой колонны находится практически чистый азот, который конденсируется в конденсаторе-испарителе 3 (в трубках). Часть образовавшейся жидкости стекает навстречу поднимающемуся пару и обогащается кислородом, другая часть D_a из азотных карманов 5 через дроссельный вентиль 7 подается в верхнюю колонну. Кубовая жидкость R подается также в колонну 2 после дроссельного вентиля 6. В установках большой производительности для охлаждения потоков кубовой жидкости R и флегмы D_a устанавливается аппарат 4, который называется переохладителем флегмы. Из верхней колонны отводятся продукты разделения – поток азота A и поток кислорода K .

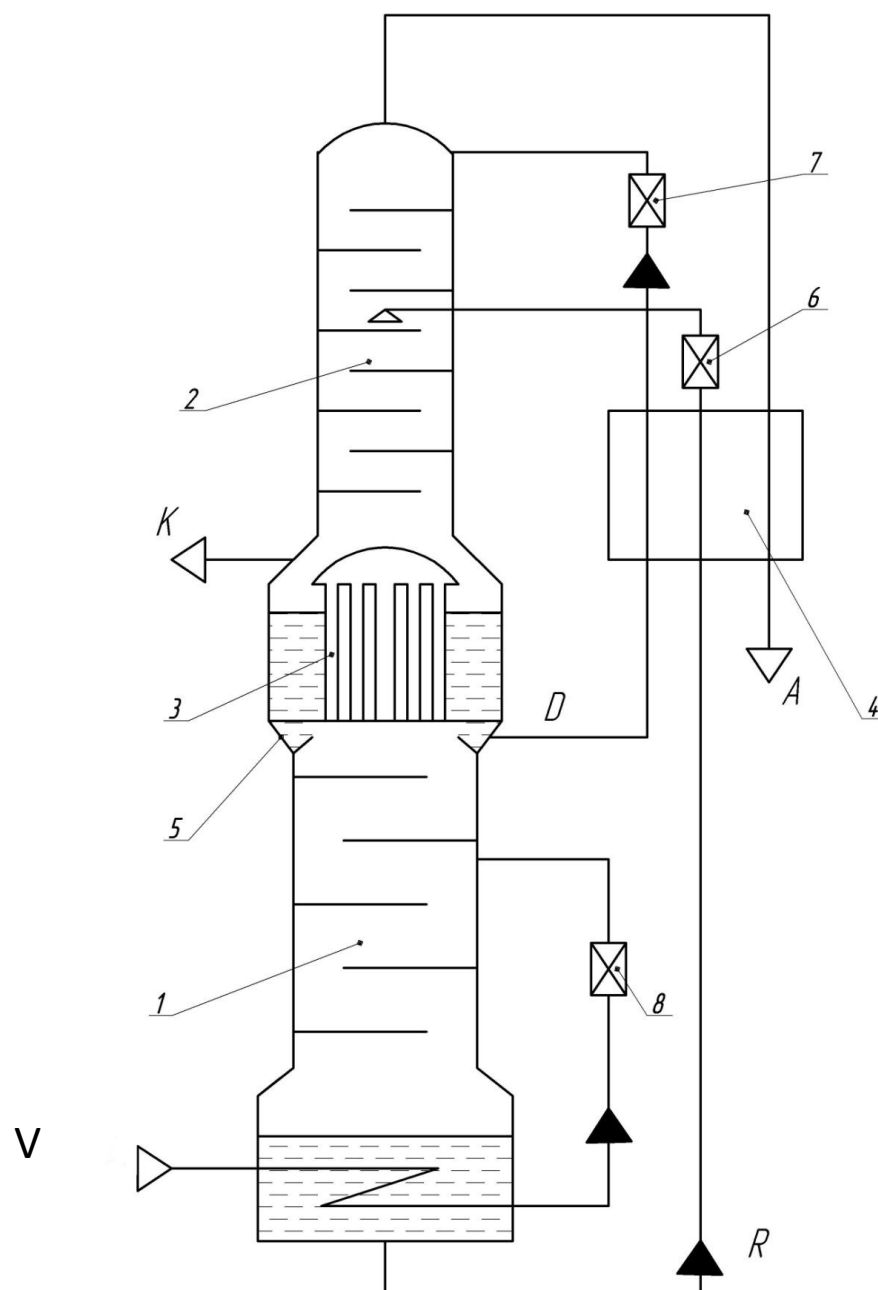


Рис.3.3 Схема колонны двукратной ректификации
 1 – нижняя колонна, 2 – верхняя колонна, 3 – конденсатор-испаритель, 4 –
 переохладитель; 5 – карманы; 6, 7, 8 – дроссельные вентили;
 V – поток сжатого воздуха; A – поток пара, насыщенный азотом;
 K – поток с высоким содержанием кислорода; R – кубовая жидкость; D –
 азотная флегма

3.2 Расчет процесса ректификации на ЭВМ

Расчет процесса ректификации выполняется с помощью программного обеспечения, описанного в [6]. Алгоритм такого расчета приведен на рисунке 3.4.

При подготовке к расчету необходимо определить давление в колонне [7].

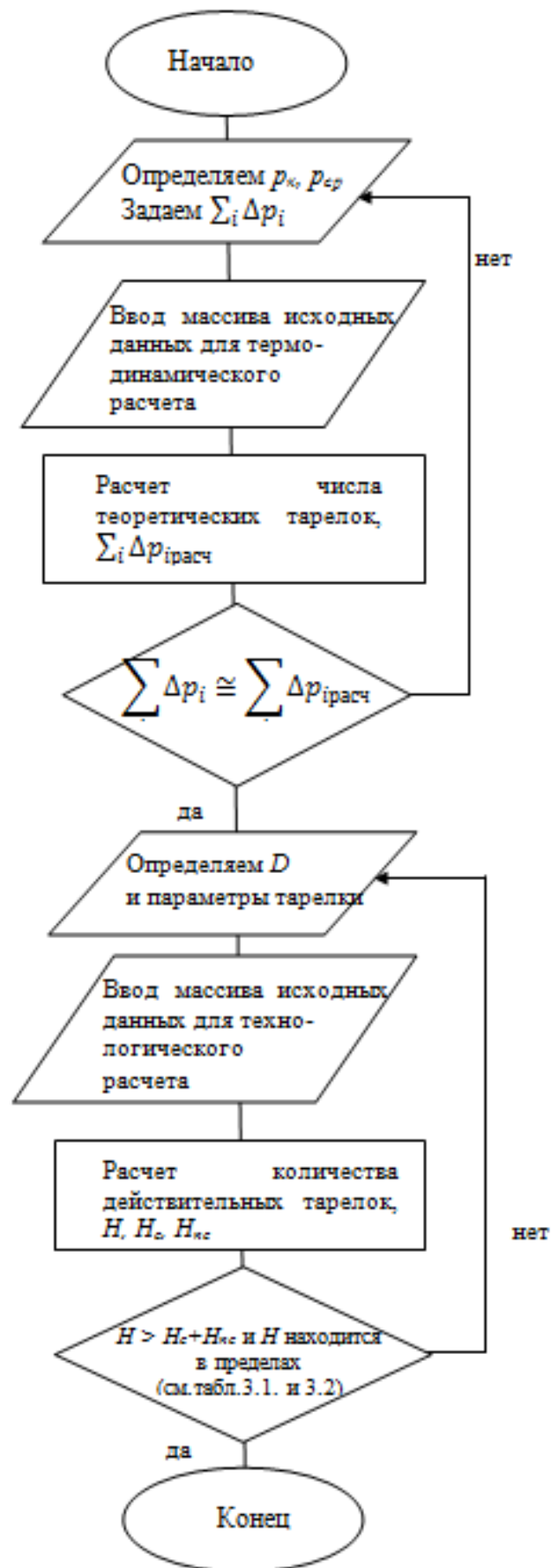


Рис.3.4 Алгоритм расчета процесса ректификации на ЭВМ

Для получения среднего давления, при котором кипит жидкий кислород в межтрубном пространстве конденсатора, необходимо учесть давление гидростатического столба жидкости $p_{ср.к.}$:

$$p_{ср.к.} = p + \frac{H \cdot \rho_{O_2}}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^4},$$

где H – высота гидростатического столба жидкости в конденсаторе, $H = 1$ м;

ρ_{O_2} – плотность жидкого кислорода при его состоянии в конденсаторе-испарителе, $\rho_{O_2} = 1120,278$ кг/м³;

$p = 0,155$ МПа (величина, которую задаем таким образом, исходя из гидравлических потерь на обратном потоке).

Далее по концентрации кислорода и среднему давлению с помощью номограмм T - i - p - x -у для смеси азот-кислород [8] определяется температура кипения кислорода T_{O_2} .

Принимаем средний температурный напор в конденсаторе-испарителе равным $\Delta T_{к-и} = 2-3$ К и определяем температуру и конденсацию паров азота: $T_{O_2} = T_{O_2} + \Delta T_{к-и}$.

С помощью номограмм по температуре конденсации азота и его составу определяется давление в колонне.

Потери давления по прямому потоку не учитываются.

Для проверки реализация процесса ректификации при заданных параметрах для колонны производится термодинамический расчет процесса ректификации, при котором коэффициент эффективности тарелки задается в виде определенного числового значения (для теоретической тарелки равен 1).

Далее проводится технологический расчет, при котором значение коэффициента эффективности определяется с учетом реальных условий тепломассообмена на тарелках.

Предварительно рассчитывается среднее давление в колонне $p_{ср.}$:

$$p_{ср.} = \frac{2 \cdot p_{к1} + \sum_i \Delta p_i}{2},$$

где $\sum_i \Delta p_i$ – предполагаемые гидравлические потери давления на тарелках колонны: для колонн низкого давления задаются в пределах 12-20 кПа, высокого давления – 10-15 кПа.

В связи с тем, что давление в колонне в сильной степени влияет на параметры фазового равновесия, термические и калорические свойства и другие факторы процесса ректификации, принятую величину $\sum_i \Delta p_i$ необходимо сопоставить с расчетной.

Для проведения технологического расчета необходимо определить ориентировочный диаметр колонны, исходя из которого выбирается номер тарелки и её характерные геометрические параметры. Диаметр колонны определяется по принятой скорости пара, отнесенной к площади полного сечения колонны $w_n=0,1-1,5$ м/с:

$$D \approx 1,13 \cdot \sqrt{\frac{G_n}{w_n}},$$

где G_n – объемный расход пара в секции колонны, м³/с.

Проверка правильности расчетов проводится с помощью таблиц 3.1 и 3.2[3]. Например, рекомендуемое расстояние между тарелками для колонны диаметром $D_k=1$ м равно, судя по таблице 3.1, $H=0,090$ м. В технологическом расчете эта величина H равна 0,0432 м, а сумма высоты сепарации H_c и высоты пенного слоя H_{nc} – 0,0378 м, что не превышает данное значение; эффективность тарелки находится в нужных пределах.

Таблица 3.1

Рекомендуемые размеры ректификационных колонн высокого давления
(нижняя колонна)

Диаметр корпуса, мм	200	300	400	600	750	1100	1800	2000	2400	2800	3000	3700
Диаметр обечайки, мм	200	300	400	500	700	1000	1700	1800	2200	2600	2800	3600
Расстояние между тарелками, мм	60	60	80	80	80	90	100	100	100	120	120	160

Таблица 3.2

Рекомендуемые размеры ректификационных колонн низкого давления
(верхняя колонна)

Диаметр обечайки, мм	200	300	400	500	700	850	1000	1200	1400	1800	2200	2600
Расстояние между тарелками, мм	60	60	60	80	80	90	90	90	90	100	100	120

3.3 Воздухоразделительные установки

Все воздухоразделительные установки (ВРУ) состоят из нескольких основных узлов:

- узел сжатия (состоит из компрессора, фильтров, влагомаслоотделителей и холодильников);
- узел охлаждения (состоит не только из теплообменных аппаратов, но и блока комплексной очистки и осушки воздуха, а также детандерных агрегатов, их фильтров, может включать в себя ступень предварительного охлаждения, которое осуществляется с помощью КГМ, ХГМ и т.д.);
- узел ректификации (состоит из ректификационных колонн, переохладителей флегмы, конденсатора-испарителя и насосов жидких криопродуктов).

Общие положения составления материальных и энергетических балансов ВРУ

Если исходный объем разделяемой смеси $V_{см}$, а n – это число компонентов смеси, то общий материальный баланс установки можно записать следующим образом:

$$V_{см} = \sum_{i=1}^n V_i. \quad (3.1)$$

Материальный баланс по отдельным компонентам записывается через мольные или объемные концентрации компонентов смеси y_i, y_n :

$$V_{см} \cdot y_1 = \sum_{i=1}^n V_i \cdot y_i. \quad (3.2)$$

Общий энергетический баланс установки содержит в левой части холодопроизводительность установки, источниками которой являются компрессор, детандер и внешние источники холода, а в правой – холодопотери:

$$\sum_{i=1}^n Q_{хол} = \sum_{i=1}^n Q_{пот} \text{ или} \quad (3.3)$$

$$Q_{оп} + Q_{д} + Q_{вн} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7, \quad (3.4)$$

где Q_1 – потери с выводимыми из установки жидкими криопродуктами;

Q_2 – потери от недорекуперации;

Q_3 – потери за счет теплопритока через изоляцию;

Q_4 – потери, связанные с включением в криогенный блок жидкостного насоса;

Q_5 – потери, связанные с недоиспользованием эффекта Джоуля-Томпсона,

Q_6 – потери, связанные с выводом из криогенного блока предварительно охлажденного воздуха или другой смеси на

адсорбционный блок комплексной очистки и осушки воздуха с последующим возвратом;

Q_7 – дополнительные потери.

Холодопроизводительность компрессора Q_{dp} определяется изотермическим эффектом Джоуля-Томсона и равна

$$Q_{dp} = \Delta h_{TB} \cdot V, \quad (3.5)$$

где Δh_{TB} – изотермический эффект Джоуля-Томсона.

Холодопроизводительность детандера Q_d равна

$$Q_d = V_d h_o \eta_{ad}, \quad (3.6)$$

где h_o – адиабатный перепад энтальпий в детандере;

η_{ad} – адиабатный КПД детандера (для турбодетандеров 0,75–0,82; для поршневых детандеров 0,7–0,75).

Холодопроизводительность внешних источников охлаждения $Q_{вн}$ зависит от того, какой источник охлаждения входит в состав установки.

Потери Q_1 являются доминирующими и определяются по формуле:

$$Q_1 = V_{жс} (h_1 - h_f), \quad (3.7)$$

где h_1 – энтальпия воздуха, определяемая при атмосферном давлении и температуре окружающей среды;

h_f – энтальпия продукта, определяемая на линии кипения при атмосферном давлении.

Потери от недорекуперации Q_2 определяются по формуле:

$$Q_2 = \sum_{i=1}^n V_i \cdot \rho_i \cdot c_{pi} \cdot \Delta T_i, \quad (3.8)$$

где ρ_i и c_{pi} – плотность и изобарная теплоемкость потока V_i при нормальных условиях;

ΔT_i – разность температур на теплом конце теплообменного аппарата из-за неполной рекуперации теплоты.

Потери Q_3 определяются по формуле:

$$Q_3 = V_{см} q_c. \quad (3.9)$$

Потери в жидкостном насосе Q_4 определяются по формуле:

$$Q_4 = V_{жс} (l_n + q_c^H), \quad (3.10)$$

где l_n – работа насоса;

q_c^H – теплоприток к насосу ($q_c^H = 120$ кДж/моль O_2 или N_2).

$$l_n = \frac{p_{ср} \cdot V_{жс}}{\lambda_n},$$

где $p_{cp} = 9-10$ МПа – среднее интегральное значение давления за насосом при перекачке продукта;
 $\lambda_n = 0,65$ – коэффициент подачи насоса.

Потери Q_5 определяются по формуле:

$$Q_5 = V_i (h_1 - h_i^{cp}), \quad (3.11)$$

где h_i^{cp} – энтальпия, определяемая при температуре окружающей среды и среднем давлении p_{cp} .

Потери Q_6 возникают из-за нагрева потока воздуха в процессе адсорбции (примерно на 2 градуса) и определяются по формуле:

$$Q_6 = V (h_{3g} - h_{2g}). \quad (3.12)$$

ВРУ для получения газообразного кислорода под давлением

В настоящее время ВРУ малой производительности не выпускают, имеются в виду ВРУ производительностью менее $100 \text{ м}^3/\text{ч}$ газообразного кислорода. Все установки средней производительности, получающие газообразный кислород под давлением работают по циклу среднего давления с расширением в детандере части предварительно охлажденного воздуха. На рисунке 3.5 показана такая установка.

Воздух V , предварительно сжатый в компрессоре до давления p_n , поступает в теплообменный аппарат 1, который называется теплообменник-ожижитель, где охлаждается отбросным потоком азота до температуры около 290 К. После этого аппарата обычно устанавливают влагомаслоотделитель, так как воздух достигает точки росы при таком охлаждении, и из него выделяются капли влаги. После 1 поток воздуха V направляется на блок комплексной очистки и осушки воздуха, который обычно состоит из двух адсорберов, которые работают попеременно. Здесь воздух V нагревается на 2–3 градуса, так как процесс адсорбции проходит с выделением теплоты. Затем воздух охлаждается в основном теплообменнике 3, внутри которого происходит разделение потока V на две части: первая идет на дросселирование в 10, вторая – на детандер 4 для расширения и охлаждения. После дросселя 10 эти потоки смешиваются в один, который направляется в узел разделения. Этот поток содержит около 15 % жидкости в себе, остальное – пар.

В узле ректификации происходят процессы, описанные выше (см. пункт 3.1). Продукционный поток кислорода K после переохладителя 9 поступает в жидкостной насос 5, после которого давление в потоке жидкости равно около 15–20 МПа. В

теплообменниках 3 и 1 поток газифицируется и направляется для заправки в баллоны.

Запишем общий материальный баланс для данной ВРУ:

$$V = A + K, \quad (3.13)$$

где V – поток воздуха, обычно на стадии решения материальных и тепловых балансов установки расчет ведется для $V = 1 \text{ нм}^3$ или 1 моль;

A – отбросной поток азота;

K – продукционный поток кислорода.

Тогда баланс по нижекипящему компоненту:

$$V \cdot y_g = A \cdot y_a + K \cdot y_k, \quad (3.14)$$

где $y_g = 0,791$ – концентрация азота в потоке воздуха;

$y_a = f(y_k)$ – концентрация азота в отбросном потоке азота;

$y_k = 0,003 - 0,008$ – концентрация азота в потоке кислорода (при проектировании ВРУ это известная величина).

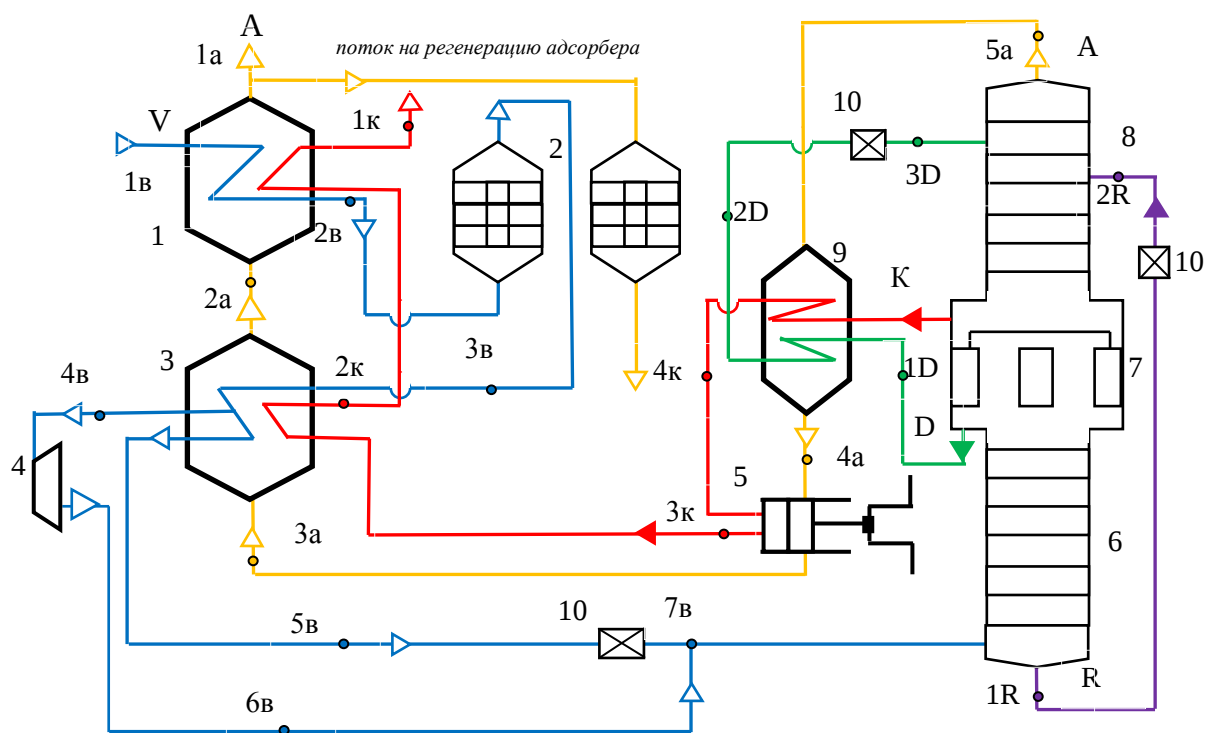


Рис.3.5 Принципиальная схема ВРУ, предназначенной для получения газообразного кислорода под давлением: 1 – предварительный теплообменный аппарат (теплообменник-ожижитель), 2 – блок комплексной очистки и осушки воздуха, 3 – основной теплообменный аппарат, 4 – турбодетандер, 5 – жидкостной насос, 6 – нижняя колонна (колонна высокого давления), 7 – конденсатор-испаритель, 8 – верхняя колонна (колонна низкого давления), 9 – переохладитель жидкого кислорода и азотной флегмы, 10 – дроссельные вентили

Решая систему из уравнений (3.13) и (3.14), получаем A и K .

Составляем уравнение общего энергетического баланса согласно уравнению 3.3:

$$V \cdot \rho_v \cdot \Delta i_{\text{ТВ}} + V_d \cdot \rho_v \cdot h_0 \cdot n_{ad} = K_{\text{жс}} \cdot \rho_k \cdot (i_{1k}^* - i_{1k}) + V \cdot q_c + A \cdot \rho_a \cdot C_{pa} \cdot \Delta T_a + V \cdot \rho_v \cdot (i_{3v} - i_{2v}). \quad (3.15)$$

Для оценки удельных затрат электрической энергии запишем уравнение:

$$l_{y\partial} = l_k - l_d = \frac{V \cdot R_v \cdot T_{16} \cdot \ln(p_k/p_n)}{K_{\text{жс}} \cdot n_{из}} - \frac{V_d \cdot h_0 \cdot n_{ad} \cdot n_{мех}}{K_{\text{жс}}}. \quad (3.16)$$

Данная ВРУ может работать в режиме одновременного получения жидкого и газообразного кислорода под давлением 15–16 МПа. В таком случае после переохладителя 9 поток кислорода делится на две части: первая часть $K_{\text{жс}}$ в виде целевого жидкого продукта отводится потребителю, вторая часть K (газообразный), как и на рисунке 3.4, поступает в насос, а затем газифицируется и подогревается в теплообменных аппаратах. Расчет производится для определения максимально возможной доли $K_{\text{жс}}$, либо $K_{\text{жс}}$ задана и проверяется возможность её получения на ВРУ.

Одновременное получение чистых кислорода и азота на ВРУ средней производительности

Обычно препятствием к получению на установках такого типа чистых кислорода и азота является наличие в воздухе аргона, содержание которого по объему 0,93%. Поэтому на установках такого типа обычно из верхней колонны отводится поток аргонной фракции (Φp), в которой содержится почти весь аргон, находящийся в ректификационной колонне (рис.3.6). Отвод этого потока позволяет обеспечить высокую чистоту продукционных азота и кислорода.

Обычно если $y_a \leq 99\%$, то поток $\Phi p = (0,08-0,12) \cdot V$, если $y_a > 99\%$, то $\Phi p = 0,2 \cdot V$.

Так как основной компонент во фракции – кислород, то её отвод уменьшает степень извлечения газообразного кислорода.

В этом случае общий материальный баланс выглядит следующим образом:

$$V = A + K + \Phi p, \quad (3.17)$$

баланс по нижекипящему компоненту:

$$V \cdot y_v = A \cdot y_a + K \cdot y_k + \Phi p \cdot y_{\Phi p}. \quad (3.18)$$

При составлении общего энергетического баланса в правой части уравнения появляется дополнительное слагаемое в виде холодопотерь от недорекуперации с потоком Φ_p :

$$\Phi_p \cdot \rho_{\Phi_p} \cdot C_{p\Phi_p} \cdot \Delta T_{\Phi_p}.$$

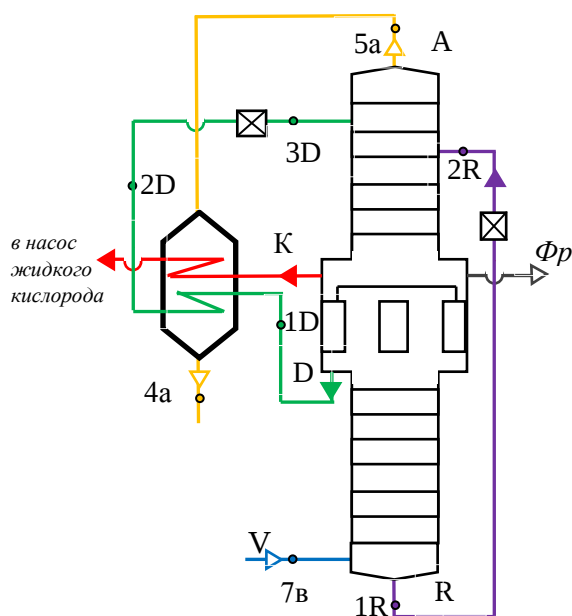


Рис.3.6 Схема узла ректификации для установки одновременного получения чистых кислорода и азота на ВРУ средней производительности

Для подогрева фракции в установку встраивается дополнительный теплообменный аппарат, куда в качестве прямого потока направляют часть воздуха, прошедшего блок комплексной очистки и осушки. В ряде случаев в теплообменный аппарат направляют дополнительно обратный поток кислорода после насоса, тогда через основной теплообменник проходит только поток производственного азота.

После выхода из криогенного блока поток фракции обычно используют для регенерации блока комплексной очистки и осушки воздуха, после прохождения которого фракция выбрасывается в атмосферу.

ВРУ для получения жидкого кислорода

Для таких ВРУ (рис.3.7) в пределах производительности от нескольких десятков килограмм до нескольких тонн жидкого кислорода в час в основном используется цикл высокого давления с расширением в детандере части воздуха (цикл Гейландта).

При получении кислорода из воздуха в процессе ректификации извлекается около 19% кислорода, а коэффициент ожижения в цикле

Гейландта составляет 18-18,5%, значит, увеличение холодопроизводительности цикла в данном случае не требуется.

Общий материальный баланс:

$$V = A + K_{жс}, \quad (3.19)$$

баланс по нижекипящему компоненту:

$$V \cdot y_v = A \cdot y_a + K_{жс} \cdot x_k. \quad (3.20)$$

На начальной стадии расчетов концентрация y_a выбирается так же, как в установке для получения газообразного азота: $y_a = f(x_k)$.

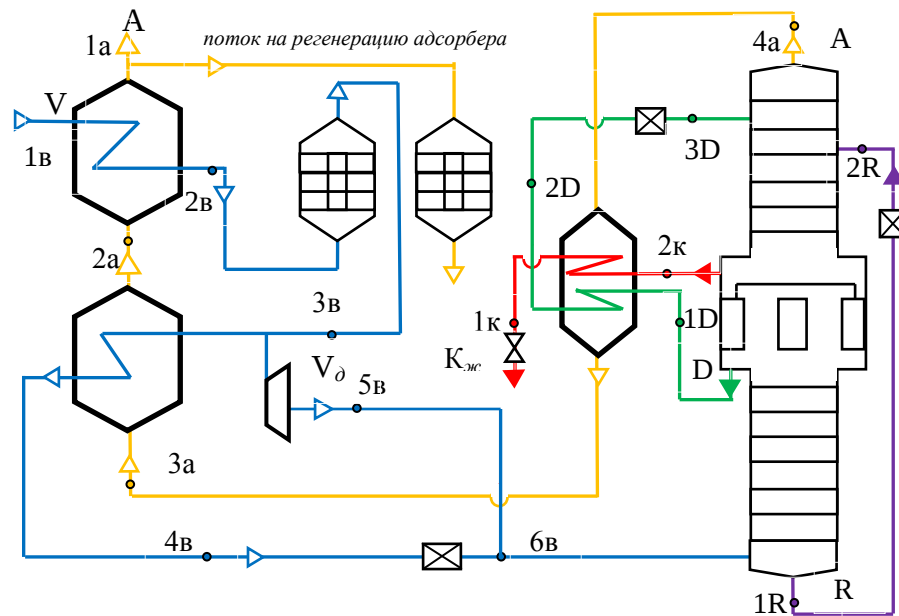


Рис. 3.7 Принципиальная схема установки для получения жидкого кислорода:
 1 – предварительный теплообменный аппарат (теплообменник-ожижитель),
 2 – блок комплексной очистки и осушки воздуха, 3 – основной теплообменный аппарат, 4 – турбодетандер, 5 – нижняя колонна (колонна высокого давления),
 6 – конденсатор-испаритель, 7 – верхняя колонна (колонна низкого давления),
 8 – переохладитель жидкого кислорода и азотной флегмы,
 10 – дроссельные вентили

Уравнение общего энергетического баланса:

$$V \cdot \rho_v \cdot \Delta i_{ТВ} + V_d \cdot \rho_v \cdot h_0 \cdot n_{ад} = K_{жс} \cdot \rho_k \cdot (i_{1к*} - i_{1к}) + V \cdot q_c + \\ + A \cdot \rho_a \cdot C_{pa} \cdot \Delta T_a + V \cdot \rho_v \cdot (i_{3в} - i_{2в}). \quad (3.21)$$

Оценка удельных затрат электрической энергии:

$$l_{yд} = l_k - l_d = \frac{V \cdot R_e \cdot T_{1в} \cdot \ln(p_k/p_n)}{K_{жс} \cdot n_{из}} - \frac{V_d \cdot h_0 \cdot n_{ад} \cdot n_{мех}}{K_{жс}}. \quad (3.22)$$

ВРУ, предназначенные для получения азота

При разработке технологической схемы получения жидкого азота целесообразно использовать дополнительные источники получения холодопроизводительности (ПХМ, КГМ, сторонний циркуляционный цикл, как в установке КжАж-6), что значительно повышает коэффициент извлечения азота (рис.3.8).

В настоящее время для получения жидкого азота отдельные установки не строят, а получают его на установках жидкого кислорода путем перевода установки на режим получения жидкого азота. При этом установки зачастую комплектуются паровой холодильной машиной (ПХМ), которая при работе в режиме получения жидкого кислорода отключается.

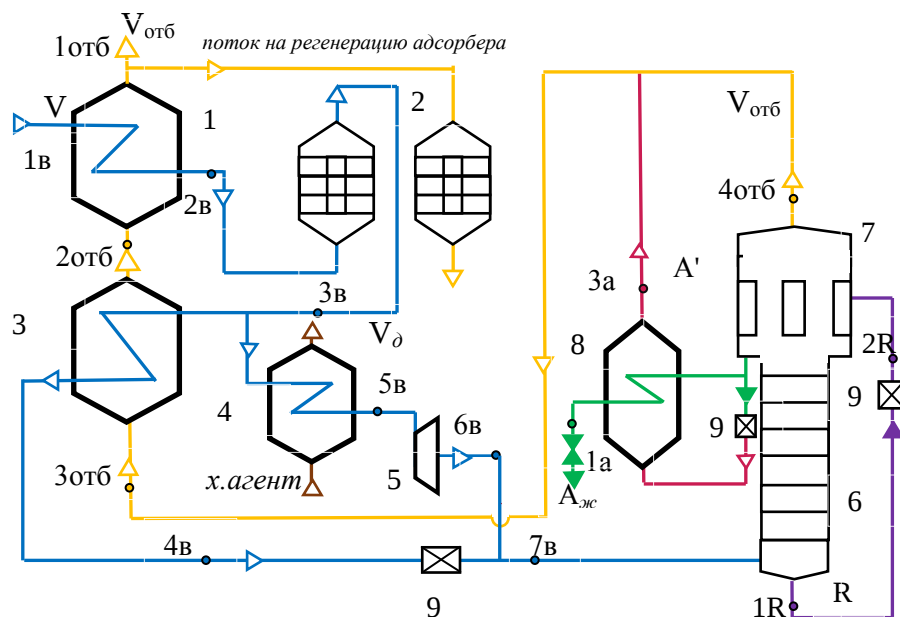


Рис. 3.8 Принципиальная схема ВРУ, предназначенной для получения азота:
 1 – предварительный теплообменный аппарат (теплообменник-ожижитель),
 2 – блок комплексной очистки и осушки воздуха, 3 – основной теплообменный аппарат, 4 – испаритель холодильной машины, 5 – турбодетандер, 6 – нижняя колонна, 7 – конденсатор-испаритель, 8 – переохладитель жидкого азота, 9 – дроссельные вентили

Общий материальный баланс:

$$V = A_{жс} + V_{отб}, \quad (3.23)$$

баланс по нижекипящему компоненту:

$$V \cdot y_v = A_{жс} \cdot x_a + V_{отб} \cdot y_{отб}. \quad (3.24)$$

Уравнение общего энергетического баланса:

$$V \cdot \rho_v \cdot \Delta i_{mv} + V_d \cdot \rho_v \cdot h_0 \cdot n_{ad} + V_d \cdot \rho_v \cdot (i_{3в} - i_{5в}) = A_{жс} \cdot \rho_a \cdot (i_{1*} - i_{1a}) + V \cdot q_c + V_{отб} \cdot \rho_{отб} \cdot C_{потб} \cdot \Delta T_{отб} + V \cdot \rho_v \cdot (i_{3в} - i_{2в}). \quad (3.25)$$

Оценка удельных затрат электрической энергии:

$$\begin{aligned} l_{y\partial} &= l_k - l_{\partial} + l_{ПХМ} = \\ &= \frac{V \cdot R_{\partial} \cdot T_{1\partial} \cdot \ln(P_k/P_n)}{K_{жс} \cdot n_{из}} - \frac{V_{\partial} \cdot h_0 \cdot n_{ад} \cdot n_{мех}}{K_{жс}} + (i_{3\partial} - i_{5\partial}) \cdot \frac{(T_{3\partial} - T_{5\partial})}{T_{3\partial}}. \end{aligned} \quad (3.26)$$

В некоторых случаях через испаритель холодильной машины пропускается весь поток сжатого воздуха, после чего происходит разделение потока, часть идет в основной теплообменник, другая часть – на расширение в детандер.

Проектирование ВРУ включает в себя также расчет всех основных узлов и аппаратов. Вопросы расчета теплообменных аппаратов и блока комплексной очистки и осушки воздуха рассмотрены в учебниках и учебных пособиях [1,3,9–11].

Вопросы для самоконтроля

1. Почему в колонне однократной ректификации невозможно получить кислород с концентрацией выше 99,5% по кислороду?
2. Что такое температурный напор конденсатора-испарителя и чему он обычно равен?
3. Почему в воздухоразделительных установках предварительный теплообменный аппарат ещё называют теплообменник-ожижитель?
4. Сколько аргона содержится в сухом воздухе?
5. В каких аппаратах происходит удаление большей части влаги из потока воздуха?

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Криогенные системы. Том 2. Основы проектирования аппаратов, установок и систем. Под общей редакцией А.М. Архарова и А.И. Смородина. М.: Машиностроение, 1999. - 720с.
2. Короткий И.А. Научные основы криологии: учебное пособие/Кемеровский технологический институт пищевой промышленности. - Кемерово, 2005. - 104 с.]
3. Акулов Л.А., Борзенко Е.И., Будневич С.С., Головкин Г.А. Расчет криогенных установок. Учебное пособие для холодильных и технологических ВУЗов. – Л. – Машиностроение, 1979.
4. Акулов Л.А., Борзенко Е.И., Зайцев А.В. Теплофизические свойства и фазовое равновесие криогенных продуктов: справочник/ Санкт-Петербург: Государственный университет низких температур и пищевых технологий, 2009- 567 с.
5. Борзенко Е.И., Логвиненко Е.В. Расчет колонны двукратной ректификации воздуха с помощью i -х диаграмм: Учеб.-метод. пособие. – СПб.: Университет ИТМО; ИХиБТ, 2015. – 35 с.
6. Акулов Л.А., Борзенко Е.И., Новотельнов В.Н. Расчет на ЭВМ ректификационных колонн узла разделения воздуха: Методические указания. – СПб.: ЛТИХП, 1991.
7. Акулов Л.А., Холодковский С.В. Методические указания к курсовому проектированию криогенных установок по курсам «Воздухоразделительные установки». – СПб.: СПбГУНиПТ, 2008.
8. Холодковский С.В. Термодинамические диаграммы криогенных продуктов. 2-е изд., испр. - СПб.: СПбГУНиПТ, 2011. – 40 с.
9. Баранов А.Ю., Соколова Е.В. Хранение и транспортировка криогенных жидкостей. Часть 1: Учебное пособие.– СПб: Университет ИТМО, 2017. – 95 с.
10. Баранов А.Ю., Соколова Е.В. Хранение и транспортировка криогенных жидкостей. Часть 2: учебно-методическое пособие.– СПб: Университет ИТМО, 2018. – 60 с.
11. Справочник по физико-техническим основам криогеники. Под ред. Малкова М.П. М.: Энергия, 1973

Соколова Екатерина Владимировна

**Основы проектирования низкотемпературной
техники**

Учебно-методическое пособие

В авторской редакции

Редакционно-издательский отдел Университета ИТМО

Зав. РИО

Н.Ф. Гусарова

Подписано к печати

Заказ №

Тираж

Отпечатано на ризографе

Редакционно-издательский отдел

Университета ИТМО

197101, Санкт-Петербург, Кронверкский пр., 49, литер А