

621.5
У-838

И. П. УСЮНИН

УСТАНОВКИ, МАШИНЫ И АППАРАТЫ КРИОГЕННОЙ ТЕХНИКИ

Часть I

Допущено Министерством высшего и среднего специального образования РСФСР в качестве учебного пособия для студентов высших учебных заведений

*

М ВТУ
им. Н. С. Баумана
БИБЛИОТЕКА

ВЫДАЧА
НА ДОМ

МОСКВА
ПИЩЕВАЯ ПРОМЫШЛЕННОСТЬ
1976

17298481

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	3
-------------------	---

Глава I

Состояние и перспективы развития криогенной техники	5
Производство и использование продуктов разделения воздуха (кислорода, азота и редких газов)	5
Получение газообразного водорода или азото-водородной смеси	9
Производство этилена, пропилена и других углеводородов	9
Ожижение природного газа	11
Производство и использование жидкого водорода, дейтерия и тяжелой воды ..	12
Производство и применение жидкого и газообразного гелия	13

Глава II

Термодинамические и теплофизические свойства веществ	16
Термодинамическая характеристика реальных газов	16
Теплофизические свойства веществ и равновесие фаз при низких температурах ..	25

Глава III

Промышленные установки для разделения воздуха	44
Технологические схемы установок технического, или чистого, кислорода	44
Технологические схемы установок жидкого кислорода и жидкого азота	54
Технологические схемы установок технологического, технического кислорода и чистого азота	71

Глава IV

Воздухоразделительные аппараты	106
Основные принципы термодинамики разделения воздуха	106
Типы ректификационных аппаратов и дефлегматоров	112
Конструкции ректификационных колонн с ситчатыми тарелками	113
Конструкции дефлегматоров	116
Основы расчета процессов массообмена	118
Основы гидравлического расчета ректификационных колонн с ситчатыми тарелками	124
Примеры расчета воздухоразделительных аппаратов	129

Глава V

Теплообменные аппараты	138
Классификация теплообменных аппаратов и требования к ним	138
Основы расчета теплообменных аппаратов	139
Трубчатые теплообменники	145
Основы расчета трубчатых теплообменников	152
Пластинчато-ребристые теплообменники	166
Основы расчета пластинчато-ребристых теплообменников	170
Сетчатые теплообменники	182
Теплообменные аппараты для переключающихся потоков	184
Конденсаторы-испарители воздухоразделительных установок	191

Глава VI

Установки для разделения смесей углеводородных и редких газов и ожижения природного газа	216
Технологические схемы установок для получения этилена	216
Технологические схемы установок для получения азото-водородной смеси	224
Технологические схемы установок для получения водорода	231
Технологические схемы установок для получения редких газов: аргона, криптона, ксенона, неона и гелия	236
Технологические схемы установок для ожижения природного газа	248

Глава VII

Установки для ожижения водорода и получения дейтерия и тяжелой воды. Гелиевые ожижительные и рефрижераторные установки	267
Технологические схемы установок для ожижения водорода	267
Технологические схемы установок для получения дейтерия и тяжелой воды из жидкого водорода	275
Технологические схемы гелиевых ожижительных и рефрижераторных установок	280
Приложения	327
Список использованной литературы	332
Предметный указатель	339

синтеза аммиака. Техническая характеристика установки зависит от производительности установок синтеза аммиака и содержания гелия в используемом природном газе.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ СХЕМЫ УСТАНОВОК ДЛЯ ОЖИЖЕНИЯ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Эти установки предназначены для ожижения больших количеств природного газа.

Холод, необходимый для ожижения природного газа, получают в холодильных циклах: внешнем (классическом) каскадном, внутреннем каскадном и азотном каскадном.

Эксплуатация установок с классическим каскадным циклом выявила его недостатки: большое количество компрессоров и трудность регулирования рабочего процесса; значительные площади поверхности теплообмена конденсаторов-испарителей и теплообменников; необходимость поддержания высокой чистоты холодильных агентов.

Однако, несмотря на указанные недостатки, этот способ применяется в промышленности. Если классический каскадный цикл сжижения газов и производства холода, предложенный Пикте много лет назад как наиболее экономичный, не применялся ввиду своей сложности, то именно в установках сжижения природного газа при значительной производительности установок он впервые получил реализацию. Оригинальный эффективный цикл, предложенный А. П. Клименко, позволяет использовать всего один компрессор, что заметно облегчает обслуживание установки.

Установка с внешним каскадным циклом

Схема установки (вариант А) изображена на листе 176.

Природный газ, свободный от бензиновых фракций, при давлении 4 МПа охлаждается в теплообменниках 1, 2 и 3 с помощью пропанового холодильного цикла, принцип работы которого сводится к следующему. Пропан, сжатый до 1,5 МПа в компрессоре 25, охлаждается водой в холодильнике 20, где конденсируется при 300 К и затем собирается в отделителе 13. После отделителя 13 дросселируется до 0,55 МПа, поступает в отделитель 10 и затем испаряется в теплообменнике 1 при 280 К, охлаждая природный газ до 285 К. Испарившийся пропан сжимается в третьей ступени компрессора 25. Остаток жидкости из отделителя 10 дросселируется до давления 0,3 МПа в отделитель 14, из которого часть жидкости и пары направляются на охлаждение природного газа до 265 К в теплообменник 2 и далее в теплообменник 1. В последнем пропан нагревается и сжимается далее во второй ступени компрессора 25. Оставшаяся жидкость из отделителя 14 дросселируется в отделитель 21 до давления 0,13 МПа, после чего часть жидкости подается в теплообменник 3, где испаряется, охлаждая природный газ до 241 К, другая часть испаряется в испарителе 24, где ожижается этилен. Испарившийся в теплообменнике 3 пропан подогревается в теплообменниках 2 и 1 и сжимается в первой ступени компрессора 25, куда также поступает на всасывание пропан, испарившийся в испарителе 24. Таким образом замыкается пропановый холодильный цикл с тремя температурами испарителя: 280 К, 260 К, 236 К.

Далее природный газ охлаждается в теплообменниках 4, 5, 6 холодильного цикла этилена. Этилен сжимается в компрессоре 27 до давления 2 МПа, ожижается в испарителе пропана 24 и поступает в отделитель 15. Из этого отделителя этилен дросселируется до давления 0,55 МПа при температуре 201 К и подается в отделитель 11, откуда часть жидкости направляется для охлаждения природного газа в теплообменник 4, после которого газообразный этилен сжимается в третьей ступени компрессора 27. Другая часть жидкого этилена из отделителя 11 дросселируется в отделитель 16 до давления 0,2 МПа при 182 К и частично поступает на охлажде-

ние природного газа в теплообменник 5, в котором испаряется и затем сжимается во второй ступени компрессора 27.

Жидкий этилен из отделителя 16 дросселируется до давления 0,15 МПа при 176 К в отделитель 22, из которого одна часть этилена поступает на охлаждение природного газа в теплообменник 6 и другая часть — в испаритель-конденсатор 26, в котором конденсируется метан, поступающий из компрессора 28. Испарившийся в теплообменнике 6 этилен нагревается в теплообменниках 5 и 4, смешивается с этиленом из испарителя-конденсатора 26 и поступает на сжатие в первую ступень компрессора 27. Таким образом замыкается этиленовый холодильный цикл при температурах испарения: 201 К, 182 К, 176 К.

Последующее охлаждение и ожижение природного газа осуществляется в теплообменниках 7, 8 и 9 с помощью метанового холодильного цикла.

Сжатый в компрессоре 28 до давления 4 МПа метан конденсируется при 187 К и поступает в отделитель 17, из которого он дросселируется до давления 1,5 МПа и при температуре 159 К направляется в отделитель 12. Часть метана из отделителя 12 нагревается в теплообменнике 7, охлаждая природный газ до температуры 164 К.

Испарившийся в теплообменнике 7 метан сжимается во второй ступени компрессора 28, а жидкость из отделителя 12 дросселируется в отделитель 18 до давления 0,6 МПа и температуры 139 К. Из отделителя 18 часть жидкости поступает на охлаждение природного газа в теплообменники 8 и 7, после которых сжимается во второй ступени компрессора 28. Остаток жидкости из отделителя 18 дросселируется до давления 0,2 МПа и температуры 120 К в отделитель 23, после которого испаряется и нагревается в теплообменниках 9, 8 и 7, замыкая метановый цикл при температурах испарения: 159 К, 139 К и 120 К.

Сжиженный природный газ из теплообменника 9 дросселируется до давления, близкого к атмосферному, в хранилище жидкого метана 19, откуда испарившаяся часть поступает на сжигание, а жидкость — к потребителю. Таким образом с помощью классического каскадного цикла природный газ, сжатый до давления 4 МПа, превращается в жидкость.

Как видно, при этом используется достаточно сложное оборудование: девять многосекционных теплообменников, три многоступенчатых поршневых компрессора или турбокомпрессора и двенадцать отделителей. Естественно, что регулировать столь громоздкую систему весьма затруднительно.

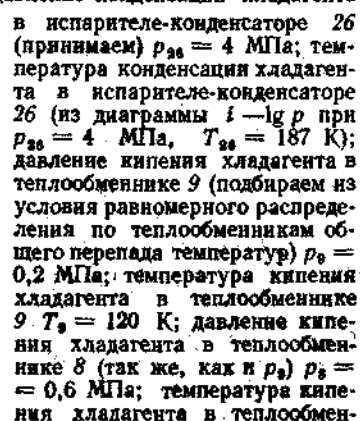
Каскадный цикл (вариант Б) представлен на листе 177. В этом варианте принципиальная часть схемы ожижения природного газа не изменена и повторяет предыдущую. Многосекционные теплообменники заменены на односекционные. В верхней части теплообменников 8, 9 испаряется пропан и конденсируется этилен. В средней части теплообменников 11—15 испаряются пропан и этилен, охлаждается и конденсируется метан. В нижней части соответственно испаряются пропан, этилен, метан, а охлаждается и конденсируется продукционный природный газ.

Ниже приведен пример расчета схемы по варианту А (лист 176).

Расчет ведем на один килограмм сжижаемого природного газа, который условно принят за чистый метан.

Условные обозначения:

- q_n, q'_n — тепловые нагрузки в соответствующих теплообменниках, кДж/кг (n — номер позиции на схеме, лист 176, рис. 140, 142, 144);
- r_n — теплота парообразования хладагентов при соответствующих давлениях испарения, кДж/кг;
- x_n — паросодержание хладагента после дросселирования в отделитель;
- y_n — количество жидкого хладагента, поступающего в соответствующий теплообменник, кг/кг;
- z_n — количество жидкого хладагента, поступающего на дросселирование в соответствующий отделитель, кг/кг;
- δ_n — количество пара, образующегося после дросселирования, кг/кг;

$$Q_9 =$$


250

Энтальпии потоков хладагента (метана) для соответствующих точек цикла (см. рис. 141) получаем из i - lg p -диаграммы по заданным давлениям:

$$i_1 = 527,5 \text{ кДж/кг}; \quad i_2 = 548,4 \text{ кДж/кг}; \quad i_3 = 556,8 \text{ кДж/кг};$$

$$i_4 = 519 \text{ кДж/кг}; \quad i_5 = 327,6 \text{ кДж/кг}; \quad i_6 = 176,7 \text{ кДж/кг};$$

$$i_7 = 100,9 \text{ кДж/кг}; \quad i_8 = 32,4 \text{ кДж/кг};$$

$$i'_1 = 565 \text{ кДж/кг (температура в точке 1' равна } T_8 \text{ (принимаем); давление } p_9);$$

$$i'_1 = 615,4 \text{ кДж/кг (} T_7, p_9); \quad i'_2 = 594,5 \text{ кДж/кг (} T_7, p_8); \quad i'_4 = 732,6 \text{ кДж/кг.}$$

Тепловые нагрузки на теплообменники 7, 8, 9 (по природному газу):

$$q_9 = i_9^{\text{вх}} - i_9^{\text{вых}} = 67,8 \text{ кДж/кг (} T_9^{\text{вх}}, T_9^{\text{вых}}, p = 4,0 \text{ МПа — давление природного газа);}$$

$$q_8 = i_8^{\text{вх}} - i_8^{\text{вых}} = 75,8 \text{ кДж/кг};$$

$$q_7 = i_7^{\text{вх}} - i_7^{\text{вых}} = 84,6 \text{ кДж/кг.}$$

Теплоты парообразования хладагента:

$$r_9 = i_1 - i_2 = 527,5 - 32,4 = 495,1 \text{ кДж/кг};$$

$$r_8 = i_2 - i_7 = 548,4 - 100,9 = 447,5 \text{ кДж/кг};$$

$$r_7 = i_3 - i_4 = 556,8 - 176,7 = 380,1 \text{ кДж/кг.}$$

Количество жидкого хладагента, поступающего в теплообменник 9,

$$y_9 = \frac{q_9}{r_9} = \frac{67,8}{495,1} = 0,137 \text{ кг/кг.}$$

Паросодержание в потоке хладагента после дросселирования в отделитель 23:

$$x_{23} = \frac{i_7 - i_8}{r_9} = \frac{100,9 - 32,4}{495,1} = 0,138.$$

Количество жидкого хладагента, поступающего на дросселирование в отделитель 23

$$z_{23} = \frac{y_9}{1 - x_{23}} = \frac{0,137}{1 - 0,138} = 0,159 \text{ кг/кг.}$$

Количество пара, образующегося после дросселирования в отделителе 23,

$$\delta_{23} = z_{23} x_{23} = 0,159 \cdot 0,138 = 0,022 \text{ кг/кг.}$$

Теплота нагрева обратного потока хладагента в теплообменнике 8 (при давлении p_9)

$$q_8 = (i'_1 - i_1) z_{23} = (565 - 527,5) \cdot 0,159 = 5,986 \text{ кДж/кг.}$$

Количество жидкого хладагента, поступающего в теплообменник 8,

$$y_8 = \frac{q_8 - q_8}{r_8} = \frac{75,8 - 5,986}{447,5} = 0,167 \text{ кг/кг.}$$

Паросодержание в потоке хладагента после дросселирования в отделитель 18

$$x_{18} = \frac{i_6 - i_7}{r_8} = \frac{176,7 - 100,9}{447,5} = 0,17.$$

Количество жидкого хладагента, поступающего на дросселирование в отделитель 18,

$$z_{18} = \frac{y_8 + z_{23}}{1 - x_{18}} = \frac{0,167 + 0,159}{1 - 0,17} = 0,393 \text{ кг/кг.}$$

Количество пара, образующегося после дросселирования в отделителе 18,

$$\delta_{18} = z_{18} x_{18} = 0,393 \cdot 0,17 = 0,0666 \text{ кг/кг.}$$

Теплота нагрева обратных потоков хладагента в теплообменнике 7 (при давлениях p_8 и p_9)

$$q'_7 = (i'_2 - i_2) (y_8 + \delta_{18}) + (i'_1 - i'_1) z_{23} = (594,5 - 548,4) (0,167 + 0,0666) + (615,4 - 565) 0,159 = 18,67 \text{ кДж/кг.}$$

Количество жидкого хладагента, поступающего в теплообменник 7,

$$y_7 = \frac{q_7 - q'_7}{r_7} = \frac{84,6 - 18,67}{380,1} = 0,173 \text{ кг/кг.}$$

Паросодержание в потоке хладагента после дросселирования в отделитель 12

$$x_{12} = \frac{i_5 - i_8}{r_7} = \frac{327,6 - 176,7}{380,1} = 0,39.$$

Количество жидкого хладагента, поступающего на дросселирование в отделитель 12,

$$z_{12} = \frac{y_7 + z_{18}}{1 - x_{12}} = \frac{0,173 + 0,393}{1 - 0,39} = 0,94 \text{ кг/кг.}$$

Количество пара, образующегося после дросселирования,

$$\delta_{12} = z_{12} x_{12} = 0,94 \cdot 0,39 = 0,373 \text{ кг/кг.}$$

Таким образом, 1 кг природного газа, охлаждаемого в теплообменниках 7, 8, 9 от температуры 181 К до температуры 125 К, в нижней ступени каскада (метановый цикл) должен соответствовать 0,94 кг циркулирующего хладагента (CH_4).

Вычисляем работу сжатия в компрессоре 28. Процесс сжатия считаем адиабатическим ($S = \text{const}$). Энтальпия в точке 2'' (см. рис. 141) конца сжатия в первой ступени (от p_9 до p_8)

$$i_2'' = 711,7 \text{ кДж/кг.}$$

Считаем, что на стороне всасывания газа во второй ступени компрессора смешиваются два потока с разными энтальпиями. Результирующая энтальпия газа (точка 2'', см. рис. 141)

$$i_2'' = \frac{i_2'(\delta_{18} + y_8) + i_2''(\delta_{23} + y_9)}{\delta_{18} + y_8 + \delta_{23} + y_9} = \frac{594,5(0,0666 + 0,167) + 711,7(0,022 + 0,137)}{0,0666 + 0,167 + 0,022 + 0,137} = 640,5 \text{ кДж/кг.}$$

Аналогично энтальпия в точке 3'

$$i_3' = 734,7 \text{ кДж/кг;}$$

энтальпия в точке 3''

$$i_3'' = \frac{i_3(y_7 + \delta_{12}) + i_3'z_{18}}{z_{12}} = \frac{556,8(0,173 + 0,373) + 734,7 \cdot 0,393}{0,94} = 632 \text{ кДж/кг;}$$

энтальпия в точке 4'

$$i_4' = 732,6 \text{ кДж/кг.}$$

Работа сжатия в первой ступени метанового компрессора

$$L_I = (i_2'' - i_1') z_{23} = (711,7 - 615,4) 0,159 = 15,3 \text{ кДж/кг.}$$

Аналогично:

во второй ступени метанового компрессора

$$L_{II} = (i_3'' - i_2'') z_{18} = (734,7 - 640,5) 0,393 = 37 \text{ кДж/кг;}$$

в третьей ступени метанового компрессора

$$L_{III} = (i_4' - i_3'') z_{12} = (732,6 - 632) 0,94 = 94,5 \text{ кДж/кг.}$$

Суммарная работа сжатия в компрессоре метанового цикла

$$L_{\text{CH}_4} = L_I + L_{II} + L_{III} = 15,3 + 37 + 94,5 = 146,8 \text{ кДж/кг.}$$

Расчет этиленового цикла (рис. 142, 143). Исходные данные (принцип разделения этиленового цикла на ступени тот же, что и для метанового): $p_{24} = 2 \text{ МПа}$; $p_4 = 0,55 \text{ МПа}$; $p_5 = 0,2 \text{ МПа}$; $p_6 = 0,15 \text{ МПа}$; $T_{24} = 244 \text{ К}$; $T_4 = 201 \text{ К}$; $T_5 = 182 \text{ К}$; $T_6 = 176 \text{ К}$.

Значения температур потока природного газа в точках входа в теплообменники 4, 5, 6 и выхода из них получаем, приняв ΔT равной 5 К.

Значения энтальпии в точках цикла (см. рис. 143) получаем по заданным параметрам из i -lg p -диаграммы для этилена. Расчет тепловых нагрузок и материальных потоков аналогичен тому же для метанового цикла.

Теплота паробразования этилена: $r_6 = 475,14 \text{ кДж/кг}$; $r_5 = 462,59 \text{ кДж/кг}$; $r_4 = 412,34 \text{ кДж/кг}$; $r_{24} = 297,2 \text{ кДж/кг}$.

В теплообменнике 6 в отличие от других конденсируется природный газ с последующим переохлаждением жидкости. Поэтому тепловую нагрузку в нем определяем по выражению

$$q_6 = r_{п.г} + \Delta i = 244,69 \text{ кДж/кг,}$$

где $r_{п.г} = 190,48$ кДж/кг — теплота парообразования природного газа при $p = 4$ МПа;
 $\Delta i = 54,2$ кДж/кг — тепло, выделяющееся при переохлаждении 1 кг природного газа с $T = 187$ К до $T = 181$ К при $p = 4$ МПа;

$$q_3 = 100,47 \text{ кДж/кг при } T_3^{вх} = 206 \text{ К и } T_3^{вых} = 187 \text{ К;}$$

$$q_4 = 108,84 \text{ кДж/кг при } T_4^{вх} = 241 \text{ К и } T_4^{вых} = 206 \text{ К.}$$

Принимаем, что понижение температуры газа после компрессора 28 (см. рис. 140) происходит в конденсаторе-испарителе 26, поэтому следует учесть тепло охлаждения:

$$q_{26} = i_{4CH_4} - i_{4CH_4} = 213,5 \text{ кДж/кг,}$$

где i_{4CH_4} и i_{4CH_4} — значения энтальпий в точках метанового цикла (рис. 141). Тепловая нагрузка на конденсатор-испаритель 26

$$q_{26} = (q_{26} + r_{26}^{CH_4}) z_{12} = 380,9 \text{ кДж/кг,}$$

где $r_{26}^{CH_4}$ — теплота конденсации метана при давлении p_{26} .

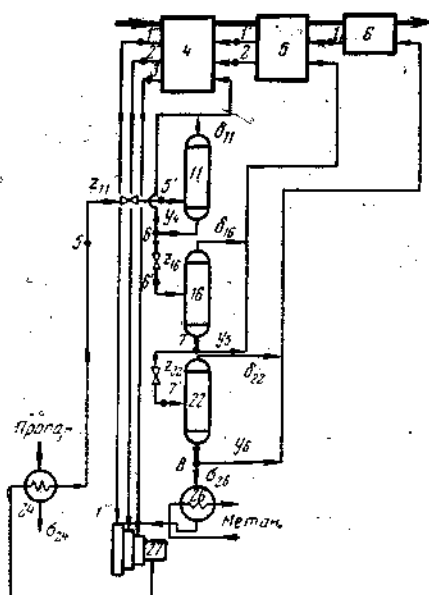


Рис. 142. Схема этиленового цикла.

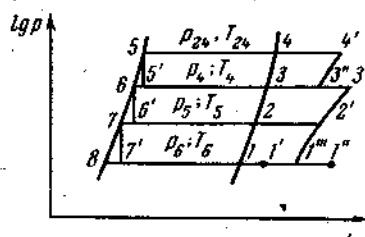


Рис. 143. Изображение этиленового цикла в координатах i — $\lg p$.

Определяем количество хладагента (этилена), циркулирующего в каскаде при охлаждении 1 кг природного газа:

$$y_6 = \frac{q_6}{r_6} = 0,514 \text{ кг/кг;}$$

$$\sigma_{26} = \frac{q_{26}}{r_6} = 0,8 \text{ кг/кг;}$$

$$x_{22} = \frac{i_7 - i_8}{r_6} = 0,035;$$

$$z_{22} = \frac{y_6 + \sigma_{26}}{1 - x_{22}} = 1,36 \text{ кг/кг;}$$

$$\delta_{22} = z_{22} x_{22} = 0,0475 \text{ кг/кг.}$$

Теплота нагрева обратного потока хладагента в теплообменнике 5 (при давлении p_6)

$$q'_5 = (i'_1 - i_1) (\delta_{22} + y_6) = 4,7 \text{ кДж/кг.}$$

Рассчитываем материальные потоки в соответствующих точках цикла:

$$y_6 = \frac{q_5 - q'_5}{r_6} = 0,207 \text{ кг/кг;}$$

$$x_{16} = \frac{i'_6 - i_7}{i_3 - i_7} = 0,145;$$

$$z_{16} = \frac{z_{22} + y_6}{1 - x_{16}} = 1,835 \text{ кг/кг;}$$

$$\delta_{16} = z_{16} x_{16} = 0,266 \text{ кг/кг.}$$

Теплота нагрева обратного потока хладагента в теплообменнике 4 (при давлениях p_6 и p_8)

$$\dot{q}_4 = (i'_1 - i_1)(y_6 + \delta_{22}) + (i'_2 - i_2)(y_5 + \delta_{16}) = 24,87 \text{ кДж/кг.}$$

Рассчитываем материальные потоки в соответствующих точках цикла:

$$y_4 = \frac{q_4 - q'_4}{r_4} = 0,22 \text{ кг/кг;}$$

$$x_{11} = \frac{i_6 - i_8}{r_4} = 0,31;$$

$$z_{11} = \frac{y_4 + z_{16}}{1 - x_{11}} = 2,97 \text{ кг/кг;}$$

$$\delta_{11} = z_{11}x_{11} = 0,92 \text{ кг/кг.}$$

Таким образом, 1 кг природного газа, охлаждаемого в теплообменниках 4, 5, 6 от температуры 241 К до температуры 181 К во второй ступени каскада (этиленовый цикл), должен соответствовать 2,97 кг циркулирующего хладагента (C_2H_4).

Подсчитываем работу сжатия в компрессоре 27.

Энтальпия в точке 1'' (см. рис. 143);

$$i_1'' = \frac{i_1'(y_6 + \delta_{22}) + i_1 z_{16}}{z_{11}} = 506,54 \text{ кДж/кг.}$$

При смешении потоков газа на всасывании во второй ступени компрессора энтальпия практически не изменяется, т. е. энтальпия точки 3''

$$i_3'' = \frac{i_3(y_4 + \delta_{11}) + i_3' z_{16}}{z_{11}} = 560,95 \text{ кДж/кг.}$$

Работа сжатия в первой ступени этиленового компрессора

$$L_I = (i'_2 - i_1'') z_{22} = 23,2 \text{ кДж/кг.}$$

Аналогично во второй ступени компрессора

$$L_{II} = (i'_3 - i_2') z_{16} = 123 \text{ кДж/кг;}$$

в третьей ступени компрессора

$$L_{III} = (i'_4 - i_3'') z_{11} = 284,7 \text{ кДж/кг.}$$

Суммарная работа

$$L_{C_2H_4} = L_I + L_{II} + L_{III} = 430,87 \text{ кДж/кг.}$$

Расчет пропанового цикла (рис. 144; 145). Исходные данные: $p_3 = 0,13 \text{ МПа}$; $p_2 = 0,3 \text{ МПа}$; $p_1 = 0,55 \text{ МПа}$; $p_{20} = 1,5 \text{ МПа}$; $T_3 = 236 \text{ К}$; $T_2 = 260 \text{ К}$; $T_1 = 280 \text{ К}$; $T_{20} = 317 \text{ К}$.

Значение энтальпий в точках цикла (см. рис. 145) находим по заданным параметрам из i -lg p -диаграммы для пропана.

Расчет тепловых и материальных потоков аналогичен тому же для предыдущих циклов.

Теплота парособразования: $r_3 = 418,63 \text{ кДж/кг}$; $r_2 = 381,15 \text{ кДж/кг}$; $r_1 = 371,3 \text{ кДж/кг}$.

Тепловые нагрузки на теплообменники 1, 2, 3 и конденсатор-испаритель 24 (см. рис. 144): $q_3 = 67,0 \text{ кДж/кг}$; $q_2 = 50,26 \text{ кДж/кг}$; $q_1 = 46,04 \text{ кДж/кг}$.

Для определения тепловой нагрузки на конденсатор-испаритель 24 берем данные из этиленового цикла

$$q_{24} = [r_{24} + (i'_4 + i_4)] z_{11} = 1264,26 \text{ кДж/кг.}$$

Рассчитываем материальные потоки в соответствующих точках цикла:

$$y_3 = \frac{q_3}{r_3} = 0,16 \text{ кг/кг;}$$

$$\sigma_{24} = \frac{q_{24}}{r_3} = 3,02 \text{ кг/кг;}$$

$$x_{21} = \frac{i_7 - i_8}{i_1 - i_8} = 0,12 \text{ кг/кг;}$$

$$z_{21} = \frac{y_3 + \sigma_{24}}{1 - x_{21}} = 3,62 \text{ кг/кг;}$$

$$\delta_{21} = x_{21} z_{21} = 0,434 \text{ кг/кг.}$$

Теплота нагрева обратного потока хладагента в теплообменнике 2 (при давлении p_3)

$$q_2' = (i_1' - i_1) (y_3 + \delta_{21}) = 22,396 \text{ кДж/кг.}$$

Рассчитываем материальные потоки:

$$y_2 = \frac{q_2 - q_2'}{r_2} = 0,075 \text{ кг/кг;}$$

$$x_{14} = \frac{i_6 - i_7}{i_3 - i_7} = 0,118;$$

$$z_{14} = \frac{y_2 + z_{21}}{1 - x_{14}} = 4,17 \text{ кг/кг;}$$

$$\delta_{14} = z_{14} x_{14} = 0,492 \text{ кг/кг.}$$

Теплота нагрева обратного потока хладагента в теплообменнике 1 (при давлении p_3 и p_2)

$$q_1' = (i_1'' - i_1') (y_3 + \delta_{21}) + (i_2' - i_2) (y_2 + \delta_{14}) = 21,55 \text{ кДж/кг.}$$

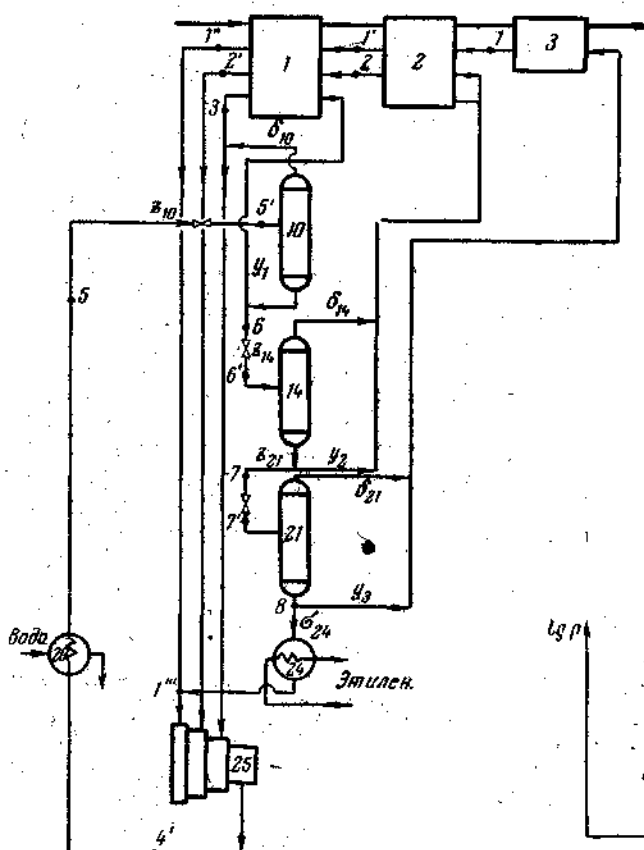


Рис. 144. Схема пропанового цикла.

Рассчитываем материальные потоки:

$$y_1 = \frac{q_1 - q_1'}{r_1} = 0,061 \text{ кг/кг;}$$

$$x_{10} = \frac{i_5 - i_6}{i_1 - i_6} = 0,22;$$

$$z_{10} = \frac{y_1 + z_{14}}{1 - x_{10}} = 5,4 \text{ кг/кг;}$$

$$\delta_{10} = z_{10} x_{10} = 1,19 \text{ кг/кг.}$$

Таким образом, на 1 кг природного газа, охлаждаемого в теплообменниках 1, 2, 3 от температуры $T = 303 \text{ К}$ до $T = 241 \text{ К}$ в верхней ступени каскада (пропановый цикл) должно циркулировать 5,4 кг холодильного агента (C_3H_8).

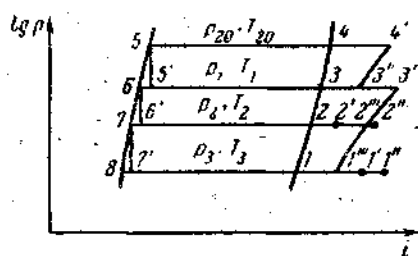


Рис. 145. Изображение пропанового цикла в координатах $i - \lg p$.

Работа сжатия в первой ступени пропанового компрессора

$$L_I = (i_2' - i_1') z_{21} = 141,08 \text{ кДж/кг.}$$

Аналогично

$$L_{II} = (i_3' - i_2') z_{14} = 113,87 \text{ кДж/кг;}$$

$$L_{III} = (i_4' - i_3') z_{10} = 278,4 \text{ кДж/кг.}$$

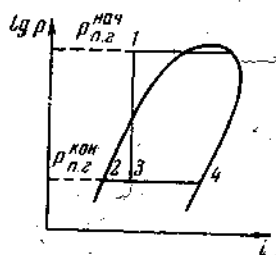
Суммарная работа сжатия в компрессоре

$$L_{\text{С.Н.}} = L_I + L_{II} + L_{III} = 533,35 \text{ кДж/кг.}$$

Количество работы, затраченной на охлаждение природного газа, по данной схеме с $T = 303 \text{ К}$ до $T = 125 \text{ К}$ при $p = 4 \text{ МПа}$

$$L = L_{\text{CH}_4} + L_{\text{C}_2\text{H}_6} + L_{\text{C}_3\text{H}_8} = 1111,12 \text{ кДж/кг.}$$

После дросселирования охлажденного природного газа (рис. 146) в сборнике 19 (см. лист 176) получаем:



$$p_{\text{п.г}}^{\text{нач}} = 4,0 \text{ МПа; } T_{\text{п.г}}^{\text{нач}} = 125 \text{ К;}$$

$$p_{\text{п.г}}^{\text{кон}} = 0,1 \text{ МПа; } T_{\text{п.г}}^{\text{кон}} = 117,6 \text{ К;}$$

$$i_2 = 0; i_3 = 54,4 \text{ кДж/кг; } i_4 = 509 \text{ кДж/кг.}$$

Количество жидкого природного газа после дросселирования

$$y = \frac{i_4 - i_2}{i_4 - i_3} = 0,89 \text{ кг/кг.}$$

Рис. 146. Изображение процесса дросселирования охлажденного природного газа в координатах $i - \lg p$.

Удельный расход энергии на 1 кг охлажденного природного газа

$$l = \frac{L}{y \eta_{\text{из}} \cdot 3600} = 0,52 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

или на 1 м^3

$$l = 0,37 \text{ кВт} \cdot \text{ч,}$$

где $\eta_{\text{из}} = 0,65$ — к. п. д. компрессора.

Установка с внутренним каскадным циклом

Схема установки показана на листе 178. Способ действия установки с внутренним каскадным циклом, разработанным советским ученым А. П. Клименко, сводится к следующему.

В качестве хладагента используется циркулирующий газ, представляющий собой смесь азота, метана, этилена, пропана. Смесь сжимается в турбокомпрессоре 1 до давления 3,0—3,5 МПа и охлаждается водой в холодильнике 2. В результате охлаждения конденсируется часть смеси. Образовавшаяся жидкость, содержащая в основном пропан, отделяется от газа в отделителе 3, охлаждается в теплообменнике 4, дросселируется, испаряется в межтрубном пространстве и вместе с обратным потоком газа охлаждает газ прямого потока, который направляется по змеевику из отделителя 3, и природный газ, поступающий на охлаждение. Испарившаяся жидкость и обратный поток газа после нагрева снова сжимаются в турбокомпрессоре 1. Из циркулирующей смеси, охлажденной в змеевике теплообменника 4, частично конденсируются этан и пропан и поступают в отделитель 5, в котором от газа отделяется жидкость.

Жидкость из этиленового отделителя 5 переохлаждается в этиленовом теплообменнике 6, дросселируется и испаряется в межтрубном пространстве, где вместе с обратным потоком газа охлаждает циркулирующий и природный газы.

После этиленового холодильника из циркулирующего газа конденсируется этилен и частично метан, которые отделяются в отделителе 7. Жидкость из отделителя 7 переохлаждается в метановом теплообменнике 8, дросселируется и испаряется в межтрубном пространстве. Благодаря испарению жидкости в межтрубном пространстве метанового теплообменника 8 и обратного потока газа из циркулирующего потока конденсируются метан и остаток этилена. Образовавшаяся жидкость охлаждается в азото-метановом теплообменнике 9, после выхода из которого дросселируется, поступает в межтрубное пространство азото-метанового теплообменника и охлаждает циркулирующий и природный газы.

Затем смесь поступает в межтрубное пространство метанового теплообменника 8. Далее циркулирующий газ смешивается с газообразным этиленом из теплообменника 6, с пропаном из теплообменника 4 и засасывается

вается компрессором; при этом замыкается циркуляционный холодильный цикл. Природный газ, последовательно охлажденный в теплообменниках 4, 6, 8 и 9, дросселируется до атмосферного давления и накапливается в сборнике жидкого природного газа 10; газ из сборника направляется на сжигание, а жидкость — к потребителю.

Таким образом, внутренний каскадный цикл ожижения природного газа при меньшем количестве компрессоров и теплообменников может заменить классический каскадный. Однако в этом цикле расход энергии будет несколько выше, чем в классическом, вследствие затраты работы на разделение газовой смеси в циркулирующем газе холодильного цикла.

Ниже приведен пример расчета схемы ожижения природного газа с внутренним каскадным циклом (см. лист 178).

- I. Температура смеси (хладагента) при входе в теплообменники ориентировочно принята равной температуре кипения чистого компонента при атмосферном давлении, преобладающего в смеси для данного теплообменника.
- II. Состав исходной смеси, используемой для охлаждения природного газа, определяется следующим образом:

1. Находим тепловую нагрузку при охлаждении природного газа в данном теплообменнике по параметрам соответствующих точек (величина недорекуперации $\Delta T = 5$ К).

2. Определяем количество i -го компонента в исходной смеси, равное частному от деления тепловой нагрузки при охлаждении природного газа на теплоту парообразования компонента, преобладающего в смеси для данного теплообменника.

- III. Расчет состава отдельных фракций при конденсации многокомпонентной смеси (хладагента). Метод расчета основан на применении констант равновесия:

1. Условные обозначения:

$m_i^{II}, m_i^{IV}, m_i^{VI}, m_i^{VIII}$ — количество i -го компонента в смеси, поступающей в соответствующий теплообменник, моль;

$n_i^{II}, n_i^{IV}, n_i^{VI}, n_i^{VIII}$ — количество i -го компонента в жидкости соответствующего теплообменника, моль;

$N^{II}, N^{IV}, N^{VI}, N^{VIII}$ — количество жидкости при температуре T в соответствующем теплообменнике, моль;

$B^{II}, B^{IV}, B^{VI}, B^{VIII}$ — количество смеси, поступающей в соответствующий теплообменник, моль;

K_i — константа фазового равновесия i -го компонента;

x_i — концентрация i -го компонента в жидкости, моль/моль;

y_i — концентрация i -го компонента в паре, моль/моль;

G_{pi} — массовое количество i -го компонента в жидкости, кг;

G_{pi} — массовое количество i -го компонента в паре, кг.

2. Общее уравнение материального баланса

$$\sum_{i=1}^n m_i = B.$$

3. Количество конденсата (представляет собой сумму количеств сконденсировавшихся компонентов)

$$\sum_{i=1}^n n_i = N.$$

4. Количество i -го компонента в конденсате

$$n_i = \frac{m_i}{1 + K_i \frac{B - N}{N}}.$$

5. Решаем систему двух последних уравнений методом подбора.

Задаваясь N несколько превышающим 0, вычисляем значение n_i и добиваемся условия $\sum_{i=1}^n n_i = N$. Значения констант равновесия K_i берем из соответствующих диаграмм или таблиц.

В данном примере расчет производится из условия поступления в холодильник 2 количества смеси $B^{II} = 1$ моль.

6. Количество смеси, поступающей в следующий теплообменник (например, в теплообменник 4), рассчитываем:

$$m_i^{IV} = m_i^{II} - n_i^{II};$$

$$B^{IV} = \sum_{i=1}^n m_i^{IV}.$$

7. Концентрации отдельных компонентов в газовой фазе после конденсации

$$y_i = \frac{m_i - n_i}{B - N}.$$

8. Концентрация компонентов в жидкой фазе

$$x_i = \frac{n_i}{N}.$$

9. Масса i -го компонента в паровой и жидкой фазах, соответственно

$$G_{п_i} = m_i M_i;$$

$$G_{ж_i} = n_i M_i,$$

где M_i — молекулярная масса i -го компонента.

Результаты расчета даны в табл. 38 и 39.

IV. Определение количества охлаждаемого природного газа (условно принят за чистый метан) из тепловых балансов теплообменников в расчете на 1 моль исходной холодильной смеси.

1. Теплообменник 4:

а) Тепловая нагрузка при охлаждении природного газа

$$q_{CH_4} = i_{28} - i_{14} = 873,5 - 708,17 = 165,36 \text{ кДж/кг.}$$

б) Тепловая нагрузка при охлаждении жидкой смеси состава точки 18

$$q_{ж} = \sum_{i=1}^3 c_{p_i} \Delta T G_{i,18};$$

$$q_{ж} = 3,3362 \cdot 0,497 + 2,6 \cdot 62 \cdot 0,742 + 2,2 \cdot 62 \cdot 12,33 = 1915,14 \text{ кДж/кг,}$$

где c_{p_i} — теплоемкость i -го компонента, кДж/(кг·К);

ΔT — разность температур на входе и выходе жидкой смеси из теплообменника, К;

$$\Delta T = T_{18} - T_{16}.$$

G_i — масса компонента в жидкой смеси, кг.

в) Тепловая нагрузка при конденсации газовой смеси состава точки 27

$$q_k = \sum_{i=1}^4 G_{i,27} i_{i,27} - \sum_{i=1}^4 (G_{i,27} i_{i,18} + G_{i,27} i_{i,28});$$

$$q_k = (5,26 \cdot 891,5 + 2,62 \cdot 665,87 + 9,67 \cdot 820,5 + 0,56 \cdot 455,6) -$$

$$- (1,896 \cdot 762 + 3,37 \cdot 736,9 + 1,81 \cdot 668,5 + 0,8 \cdot 572,7 + 9,25 \cdot 334,4 +$$

$$+ 0,424 \cdot 756 + 0,56 \cdot 384,56) = 5579,154 \text{ кДж/кг.}$$

г) Тепловая нагрузка при кипении смеси состава точки 16

$$q_0 = \sum_{i=1}^3 G_{i,16} i_{i,16} - \sum_{i=1}^n G_{i,16} i_{i,18};$$

$$q_0 = (0,497 \cdot 898,7 + 0,742 \cdot 660,4 + 12,33 \cdot 851) - (0,497 \cdot 772,9 +$$

$$+ 0,742 \cdot 572,7 + 12,33 \cdot 334,4) = 6497,9 \text{ кДж/кг.}$$

д) Тепловая нагрузка по обратному потоку

$$q_{0,п} = \sum_{i=1}^4 c_{p_i} (T_{21} - T_{22}) G_{i,27};$$

$$q_{0,п} = 2,10 \cdot 62 \cdot 5,26 + 1,34 \cdot 62 \cdot 2,62 + 1,63 \cdot 62 \cdot 9,67 + 1,08 \cdot 62 \cdot 0,56 = 1935,8 \text{ кДж/кг}$$

е) Баланс по холоду

$$Q_0 = (q_0 + q_{0,п}) - (q_{ж} + q_k)$$

$$Q_0 = (6497,9 + 1935,8) - (1915,14 + 5579,154) = 939,4 \text{ кДж.}$$

Таблица 38

Компо- нент i	m_i	K_i	N	n_i	x_i	y_i	$Q_{ж,i}$	$Q_{п,i}$
--------------------	-------	-------	-----	-------	-------	-------	-----------	-----------

Холодильник 2, $T = 303$ К

C_2H_6 C_2H_4 C_2H_2 N_2 Σ	0,36 0,12 0,5 0,02 1,0	5,4 1,8 0,4 — —	—	0,3378 0,0265 0,2802 0 0,3378	0,091985 0,078443 0,829627 0 1,0000	0,4967 0,1419 0,3318 0,00302 1,0000	0,497 0,749 12,33 0 13,57	5,262 2,618 9,609 0,56 18,11
--	------------------------------------	-----------------------------	---	---	---	---	---------------------------------------	--

Теплообменник 4, $T = 238$ К

C_2H_6 C_2H_4 C_2H_2 N_2 Σ	0,3289 0,0935 0,2197 0,02 0,6622	2,6 0,65 0,067 — —	—	0,1185 0,0645 0,2102 0 0,3933	0,3013 0,1644 0,5344 0 1,000	0,7834 0,1068 0,0358 0,0739 1,0000	1,89 1,81 9,248 0 12,956	3,369 0,804 0,424 0,566 5,154
--	--	--------------------------------	---	---	--	--	--------------------------------------	---

Теплообменник 6, $T = 178$ К

C_2H_6 C_2H_4 C_2H_2 N_2 Σ	0,2106 0,0287 0,0096 0,0198 0,2668	0,8 0,09 0 — —	—	0,1712 0,0280 0,0096 0 0,2089	0,8195 0,1341 0,0463 0 1,000	0,6556 0,0121 0,3323 0,0000 1,0000	2,74 0,785 0,426 0 3,961	0,628 0,020 0,557 0 1,203
--	--	----------------------------	---	---	--	--	--------------------------------------	---------------------------------------

Теплообменник 8, $T = 120$ К

C_2H_6 C_2H_4 C_2H_2 N_2 Σ	0,0392 0,0007 0 0,0198 0,0598	0,1 0 0 0,75 —	—	0,0393 0,0007 0 0,0199 0,0599	0,6556 0,0120 0 0,3323 1,0000	0 0 0 0 —	0,628 0,020 0,557 0 1,205	0 0 0 0 —
--	---	----------------------------	---	---	---	-----------------------	---------------------------------------	-----------------------

Таблица 39

Номер расчетной точки цикла (см. лист 178)	Компоненты	Температура T , К	Общее давление p , МПа	Энтальпия природ- ного газа i , кДж/кг	Концентрация в па- ровой фазе y_i , моль/моль	Концентрация в жидкой фазе x_i , моль/моль	Парциальное давле- ние p_i , МПа	Весовое количество компонента в жид- кой фазе $Q_{ж,i}$, кг	Весовое количество компонента в па- ровой фазе $Q_{п,i}$, кг	Энтальпия (при парциальном давле- нии) i_i , кДж/кг
1	CH_4	100	4,0	-252	—	—	—	—	—	—
2	CH_4 C_2H_6 C_2H_2 N_2	100	3,0	—	—	0,656 0,012 — 0,33	1,968 0,036 — 0,099	0,63 0,02 — 0,56	—	-32,4 -152,8 — 50,2
4	CH_4	120	4,0	36,0	—	—	—	—	—	—
5	CH_4 C_2H_6 C_2H_2 N_2	120	3,0	—	—	0,656 0,012 — 0,33	1,968 0,036 — 0,99	0,63 0,02 — 0,56	—	32,4 -104,2 — 244,9

Продолжение табл. 39

Номер расчетной точки цикла (см. лист 178)	Компоненты	Температура T , К	Общее давление p , МПа	Энтальпия природного газа i , кДж/кг	Концентрация в паровой фазе y_i , моль/моль	Концентрация в жидкой фазе x_i , моль/моль	Парциальное давление p_i , МПа	Весовое количество компонента в жидкой фазе G_{ji} , кг	Весовое количество компонента в паровой фазе G_{pi} , кг	Энтальпия (при парциальном давлении) i_i , кДж/кг
24	CH_4 C_2H_6 N_2	115	0,14	—	0,656 0,012 0,33	— — —	0,092 0,0017 0,046	— — —	0,63 0,02 0,56	518,4 —126,7 251,0
9	CH_4	178	4,0	263,7	—	—	—	—	—	—
6	CH_4 C_2H_6 N_2	120	3,0	—	—	0,82 0,134 0,046	24,9 0,402 0,138	2,74 0,785 0,43	— — —	360 —104,2 —
8	CH_4 C_2H_6 N_2	178	3,0	—	— — —	0,82 0,134 0,046	2,49 0,401 0,138	2,74 0,785 0,43	—	576 20,5 198,8
23	CH_4 C_2H_6 N_2	173	1,2	—	0,783 0,107 0,036 0,074	— — — —	0,094 0,013 0,0043 0,009	— — — —	3,37 0,8 0,42 0,56	642,6 495,7 185,9 234,4
25	CH_4 C_2H_6 N_2	178	3,0	—	0,656 0,012 — 0,33	— — — —	1,968 0,036 — 0,99	— — — —	0,63 0,02 — 0,56	594,0 498 — 316,0
14	CH_4	238	4,0	709,2	—	—	—	—	—	—
11	CH_4 C_2H_6 N_2	178	3,0	—	— — — —	0,3 0,164 0,53 —	0,9 0,492 1,59 —	1,9 1,8 9,25 —	— — — —	623,7 19,0 198,8 —
13	CH_4 C_2H_6 N_2	238	3,0	—	— — — —	0,3 0,164 0,53 —	0,9 0,492 1,59 —	1,9 1,8 9,25 —	— — — —	763,0 570,0 334,9 —
22	CH_4 C_2H_6 N_2	233	1,1	—	0,497 0,141 0,332 0,03	— — — —	0,0547 0,0155 0,0365 0,0033	— — — —	5,26 2,62 9,67 0,56	770,4 570,0 751,4 380,9
26	CH_4 C_2H_6 N_2	238	3,0	—	0,763 0,167 0,036 0,074	— — — —	2,388 0,309 0,108 0,193	— — — —	3,37 0,8 0,42 0,56	738 573,8 757,3 385

г) Тепловая нагрузка при кипении смеси состава точки 11

$$q_0 = \sum_{i=1}^4 G_{i,11} i_{i,11} - \sum_{i=1}^4 G_{i,11} i_{i,11} = (1,896 \cdot 770,3 + 1,81 \cdot 570 + 9,25 \cdot 751,4) -$$

$$- (1,896 \cdot 623,7 + 1,81 \cdot 19 + 9,25 \cdot 198,4) = 6390,68 \text{ кДж.}$$

д) Тепловая нагрузка по обратному потоку

$$q_{o.п} = \sum_{i=1}^4 c_{p,i} (T_{23} - T_{22}) G_{i,23} = 2,16 \cdot 60 \cdot 3,37 + 1,14 \cdot 60 \cdot 0,8 +$$

$$+ 1,63 \cdot 60 \cdot 0,42 + 1,09 \cdot 60 \cdot 0,56 = 578,8 \text{ кДж.}$$

е) Баланс по холоду

$$Q_0 = (q_0 + q_{o.п}) - (q_{ж} + q_{к}) = 6969,5 - 3131,5 = 3838 \text{ кДж.}$$

Количество охлаждаемого природного газа

$$G_{CH_4} = \frac{Q_0}{q_{CH_4}} = \frac{3838}{445,5} = 8,6 \text{ кг.}$$

3. Теплообменник 8:

а) Тепловая нагрузка по природному газу

$$q_{CH_4} = i_9 - i_4 = 263,7 - 36 = 227,7 \text{ кДж/кг.}$$

б) Тепловая нагрузка по жидкой смеси состава точки 8

$$q_{ж} = \sum_{i=1}^4 c_{p,i} (T_8 - T_8) G_{i,8} = 3,3 \cdot 58 \cdot 2,74 + 2,6 \cdot 58 \cdot 0,785 + 2,2 \cdot 0,426 \cdot 58 = 699,47 \text{ кДж.}$$

в) Тепловая нагрузка при конденсации газовой смеси состава точки 25

$$q_{к} = \sum_{i=1}^4 G_{i,25} i_{i,25} - \sum_{i=1}^4 G_{i,25} i_{i,25} =$$

$$= (0,628 \cdot 594 + 0,02 \cdot 498 + 0,56 \cdot 316) - (0,628 \cdot 32,4 + 0,02 \cdot 104 + 0,56 \cdot 244,3) =$$

$$= 404,2 \text{ кДж.}$$

г) Тепловая нагрузка при кипении смеси состава точки 6;

$$q_0 = \sum_{i=1}^4 G_{i,6} i_{i,6} - \sum_{i=1}^4 G_{i,6} i_{i,6} =$$

$$= (2,74 \cdot 642,6 + 0,785 \cdot 495 + 0,42 \cdot 184) - (2,74 \cdot 33 + 0,785 \cdot 104,2) = 2211 \text{ кДж.}$$

д) Тепловая нагрузка по обратному потоку

$$q_{o.п} = \sum_{i=1}^4 c_{p,i} (T_{23} - T_{24}) G_{i,24} =$$

$$= 2,16 \cdot 53 \cdot 0,628 + 1,34 \cdot 53 \cdot 0,02 + 1,09 \cdot 53 \cdot 0,56 = 105,6 \text{ кДж.}$$

е) Баланс по холоду

$$Q_0 = (q_0 + q_{o.п}) - (q_{ж} + q_{к}) = 2316,57 - 1103,67 = 1212,9 \text{ кДж.}$$

ж) Количество охлаждаемого природного газа

$$G_{CH_4} = \frac{Q_0}{q_{CH_4}} = 5,326 \text{ кг.}$$

4. Теплообменник 9:

а) Тепловая нагрузка по природному газу

$$q_{CH_4} = i_4 - i_1 = 36 + 25,2 = 61,2 \text{ кДж/кг.}$$

б) Тепловая нагрузка по жидкости состава точки 5

$$q_{ж} = \sum_{i=1}^3 c_{p,i} (T_5 - T_2) G_{i,5} =$$

$$= 0,3 \cdot 20 \cdot 0,628 + 2,6 \cdot 20 \cdot 0,02 + 2,4 \cdot 20 \cdot 0,56 = 69,6 \text{ кДж.}$$

в) Тепловая нагрузка по кипению

$$q_0 = \sum_{i=1}^3 G_{i, i_{1,1}} - \sum_{i=1}^3 G_{i, i_{1,2}} =$$

$$= (0,628 \cdot 518,4 - 0,02 \cdot 126,7 + 0,56 \cdot 251) -$$

$$- (0,628 \cdot 32,4 - 0,02 \cdot 152,7 + 0,56 \cdot 75,4) = 444,9 \text{ кДж.}$$

г) Баланс по холоду

$$Q_0 = q_0 - q_{ж} = 444,9 - 69,6 = 375,0 \text{ кДж.}$$

д) Количество охлаждаемого природного газа

$$G_{CH_4} = \frac{Q_0}{q_{CH_4}} = 6,13 \text{ кг.}$$

Поскольку очевидно, что количество охлаждаемого природного газа, проходящего через всю установку, одно и то же, то добиваемся близких значений всех четырех G_{CH_4} , подбирая новый: остав исходной смеси, и повторяем расчет. Для дальнейшего расчета определяем среднеарифметическое значение

$$G_{CH_4}^{ср} = \frac{5,68 + 8,6 + 5,326 + 6,133}{4} = 6,435 \text{ кг.}$$

V. Определение удельного расхода энергии.

1. Количество холодильной смеси, сжимаемой в компрессоре, на 1 кг охлаждаемого природного газа

$$W = \frac{\sum_{i=1}^4 M_{iY_i}}{G_{CH_4}^{ср}} = 4,9 \text{ кг,}$$

где $\sum_{i=1}^4 M_{iY_i}$ — молекулярная масса исходной смеси.

$$l = \frac{2,303 R_{cm} T \lg p_2/p_1}{427 \cdot 860 \eta_{из}} = 0,57 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг,}$$

где $\eta_{из} = 0,65$ — изотермический к. п. д. компрессора;

$p_2 = 3,0 \text{ МПа;}$

$T = 300 \text{ К;}$

$p_1 = 0,1 \text{ МПа.}$

Расход энергии на 1 м³ охлаждаемого природного газа 0,405 кВт·ч.

Установка с внутренним каскадным циклом и очисткой от азота

В природном газе некоторых месторождений содержание азота достигает 10—15%. Поэтому вместе с охлаждением такого природного газа необходимо освободить его от негорючих составляющих. Этому условию удовлетворяет схема установки фирмы «Мессер Грисхейм» (ФРГ), представленная на листе 179.

Природный газ из магистрального трубопровода с давлением около 3 МПа очищается в адсорберах 1 от водяного пара и двуокиси углерода и сжимается в компрессоре 2 до давления 4 МПа. Сжатый природный и циркулирующий газы охлаждаются в первом (по ходу газа) теплообменнике 3—1 в результате нагрева циркулирующего газа, азота и испарения тяжелых углеводородов. После охлаждения жидкая фракция C_3H_8 отделяется от газа в первом (по ходу газа) отделителе 4, дросселируется до давления в магистральном газопроводе, испаряется в теплообменнике 3—1 и снова сжимается в компрессоре 2.

Газ из верхнего сепаратора охлаждается циркулирующими фракциями и азотом в теплообменнике 3—2, в результате чего конденсируется этилен, который отделяется от газа во втором сверху отделителе 4 и затем

переохлаждается в теплообменниках 3—3 и 3—4 и дросселируется до давления, близкого к атмосферному, испаряется и нагревается в теплообменниках 3 и снова сжимается в компрессоре 1. Газ из второго сверху отделителя 4 охлаждается в третьем сверху теплообменнике 3—3, в результате конденсируется метан, который переохлаждается в теплообменнике 3—4 и змеевике азотно-метановой колонны 5. Жидкий метан дросселируется до давления, близкого к атмосферному, и орошает колонну 5.

Газообразная смесь метана и азота из нижнего отделителя 4 конденсируется в змеевике колонны 5, переохлаждается в азотном переохладителе 6, дросселируется и орошает колонну. В результате сверху из колонны выходит азот, который нагревается в теплообменниках 3, очищает насадку адсорберов 1 и отводится в атмосферу. Снизу из колонны 5 жидкий метан частично выводится в циркуляционный холодильный цикл, а большая часть после дросселирования направляется в хранилище 13. Из хранилища газообразный метан, сжатый компрессором 7, возвращается в цикл.

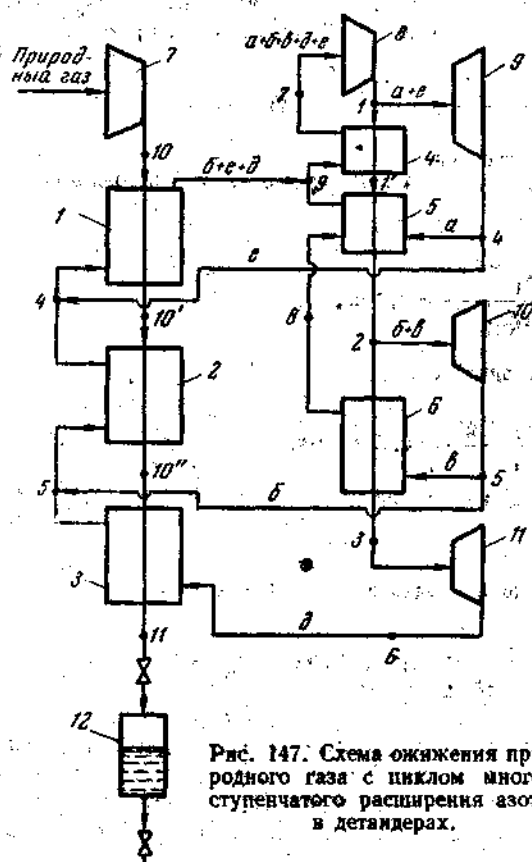


Рис. 147. Схема охлаждения природного газа с циклом многоступенчатого расширения азота в детандерах.

компрессоре 8 до 0,6 МПа, делится на два потока. Поток $(б + в + д)$ поступает последовательно в теплообменники 4, 5, поток $(а + е)$, расширяется в детандере 9. После детандера азот с давлением $p = 0,11$ МПа, и температурой $T = 201$ К делится на две части. Поток $а$ охлаждает азот высокого давления, а поток $е$ охлаждает природный газ в теплообменнике 1.

После охлаждения потока азота с давлением 0,6 МПа в теплообменниках 4 и 5 часть азота в количестве $(б + в)$ расширяется в детандере 10 до $p = 0,12$ МПа и при этом охлаждается до $T = 143$ К. Поток $в$ направляется в теплообменник 6 для охлаждения прямого потока, а поток $б$ — для охлаждения природного газа в теплообменник 2.

Оставшийся азот высокого давления (поток $д$), охлажденный до $T = 148$ К, расширяется в детандере 11 до 0,13 МПа и $T = 100$ К и подается

В предыдущей схеме метан сжимается в отдельных секциях теплообменников; в данной схеме метан, поступающий на ожижение, смешивается с циркулирующими газами холодильного цикла, а именно: с метаном, этиленом и пропаном, что еще более упрощает схему сжижения природного газа.

Установка, работающая по циклу с многоступенчатым расширением азота в турбодетандерах

Схема установки, разработанная в МИХМе, приведена на рис. 147.

Природный газ, свободный от бензиновых фракций, при давлении 4 МПа поступает в компрессор 7, сжимается до давления 10—15 МПа и охлаждается в теплообменниках 1, 2, 3 с помощью азотного холодильного цикла, принцип работы которого сводится к следующему. Азот, сжатый в ком-

В
по
см
в

=

О
я
га
хо
м
н
ш
1
(см

при
выб
полу
= 0
лич
теп
Тогд
ного
мето
устан
При
прин
точн
чени
межд
котор
грам

газа;
стый
мы по
азота
ведени

Т
б =
Т
е =

Т а б л

Точка

1
1'
2
3
4
5
6

в теплообменник 3 природного газа. Поток *a*, *в*, охлаждающие азот, и потоки *б*, *д* и *е*, охлаждающие природный газ в теплообменниках 1, 2 и 3, смешиваются в точке 9, проходят теплообменник 4 и поступают на сжатие в компрессор 8.

Природный газ, охлажденный до $T = 105$ К, дросселируется с $p = 15$ МПа до атмосферного давления в сборник 12.

Пример расчета схемы ожижения природного газа на основе азотного холодильного цикла с многоступенчатым расширением в детандерах (см. рис. 147).

Минимальная температура охлаждения природного газа высокого давления 15 МПа выбирается равной $T_{11} = 105$ К из условия получения после дросселирования $p = 0,1$ МПа чистой жидкости. Принимаем величину недорекуперации на холодном конце теплообменников 3, 4, 5, 6 равной $\Delta T = 5$ К. Тогда $T_6 = 100$ К. Параметры точек азотного холодильного цикла определяем тем же методом, что и для воздухоразделительных установок с таким циклом (см. главу III). При этом адиабатический к. п. д. детандеров принимаем равным $\eta_a = 0,85$. Температуры точек $10'$ и $10''$ определяем из условия обеспечения положительной разности температур между потоками в теплообменниках 1, 2, 3, которая выявляется при построении диаграммы энтальпия—температура (рис. 148).

Расчет схемы ведем на 1 кг природного газа; природный газ условно принят за чистый метан. Параметры потоков в точках схемы получены с помощью T — S диаграммы для азота и t — $\lg p$ диаграммы для метана и приведены в табл. 40.

Материальные потоки определяем из тепловых балансов теплообменников.

Теплообменник 3:

$$d = \frac{i_{10}'' - i_{11}}{i_5 - i_6} = \frac{146,5 - 9}{147 - 102,6} = 3,08 \text{ кг/кг.}$$

Теплообменник 2:

$$b = \frac{(i_{10}' - i_{10}'') - d(i_4 - i_5)}{i_4 - i_6} = \frac{(364 - 146,5) - 3,08(206,4 - 147)}{206,4 - 147} = 0,59 \text{ кг/кг.}$$

Теплообменник 1:

$$e = \frac{(i_{10} - i_{10}') - (b + d)(i_9 - i_4)}{i_9 - i_4} = \frac{(778,6 - 364) - (3,08 + 0,59) \times (299,3 - 206,4)}{(299,3 - 206,4)} = 0,79 \text{ кг/кг.}$$

Таблица 40

Точка	T , К	p , МПа	i , кДж/кг	Точка	T , К	p , МПа	i , кДж/кг
1	300	0,6	310,7	7	295	0,1	306,7
1'	293	0,6	303,5	8	201	0,1	206,4
2	205,6	0,6	211,0	9	288	0,1	299,3
3	148	0,6	148,3	10	303	15,0	778,6
4	201	0,1	206,4	10'	206	15,0	364,0
5	143	0,12	147,0	10''	148	15,0	146,5
6	100	0,13	102,6	11	105	15,0	9,0

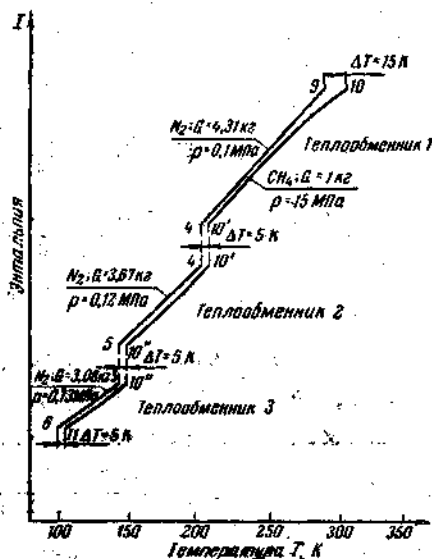


Рис. 148. Диаграмма энтальпия—температура для теплообменников 1, 2 и 3 (к расчету цикла с многоступенчатым расширением азота в детандерах).

Теплообменник 6:

$$\epsilon = \frac{\partial (i_2 - i_3)}{i_8 - i_5} = \frac{3,08 (211 - 148,3)}{206,4 - 147} = 3,2 \text{ кг/кг.}$$

Теплообменник 5:

$$\alpha = \frac{(\delta + \epsilon + \partial) (i_{1'} - i_2) - \epsilon (i_9 - i_8)}{i_9 - i_6} =$$

$$= \frac{(0,59 + 3,20 + 3,08) (303,5 - 211) - 3,20 (299,3 - 206,4)}{299,3 - 206,4} = 3,64 \text{ кг/кг.}$$

Теплообменник 4:

$$i_7 = \frac{(\delta + \epsilon + \partial) (i_1 - i_{1'}) + (\alpha + \epsilon + \delta + \epsilon + \partial) i_9}{\alpha + \epsilon + \delta + \epsilon + \partial} =$$

$$= \frac{(0,59 + 3,2 + 3,08) (310,7 - 303,5) + (3,64 + 3,2 + 0,59 + 0,79 + 3,08) 299,3}{3,64 + 3,2 + 0,59 + 0,79 + 3,08} =$$

$$= 306,7 \text{ кДж/кг.}$$

$$T_7 = 295 \text{ K}$$

Суммарное количество азота, поступающего на сжатие:

$$G_{N_2} = \alpha + \delta + \epsilon + \partial + \epsilon = 3,64 + 0,59 + 3,26 + 0,79 + 3,08 = 11,36 \text{ кг/кг.}$$

2. Работа изотермического сжатия азота

$$L_{из} = \frac{2,303 \cdot RT \cdot G_{N_2} \lg p_2/p_1}{360000 \eta_{из}} = 0,72 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг,}$$

где R — удельная газовая постоянная, Дж/(кг·К);
 T — температура конца сжатия; $T = 300 \text{ K}$;
 p_1 — начальное давление; $p_1 = 0,1 \text{ МПа}$;
 p_2 — конечное давление сжатия; $p_2 = 0,6 \text{ МПа}$;
 $\eta_{из}$ — изотермический к. п. д. компрессора, равный 0,7.

$$L_{из} = \frac{2,303 \cdot 8,31 \cdot 10^3 \cdot 300 \cdot 11,36 \cdot 0,778}{28 \cdot 360000 \cdot 0,7} = 0,72 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг.}$$

3. Работа, затрачиваемая на дожатие сетевого природного газа с давления 4 МПа до давления 15 МПа

$$L_{дож} = \frac{2,303 \cdot 8,31 \cdot 10^3 \cdot 303 \cdot 0,574}{16 \cdot 360000 \cdot 0,7} = 0,082 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг.}$$

4. Работа адиабатического расширения в детандерах

$$L_{ад} = \frac{(\alpha + \epsilon) (i_1 - i_4) + (\epsilon + \delta) (i_2 - i_5) + \partial (i_3 - i_6)}{860} =$$

$$= \frac{(3,64 + 0,79) (310,7 - 206,4) + (3,2 + 0,59) (211 - 147) + 3,08 (148,3 - 102,6)}{860} =$$

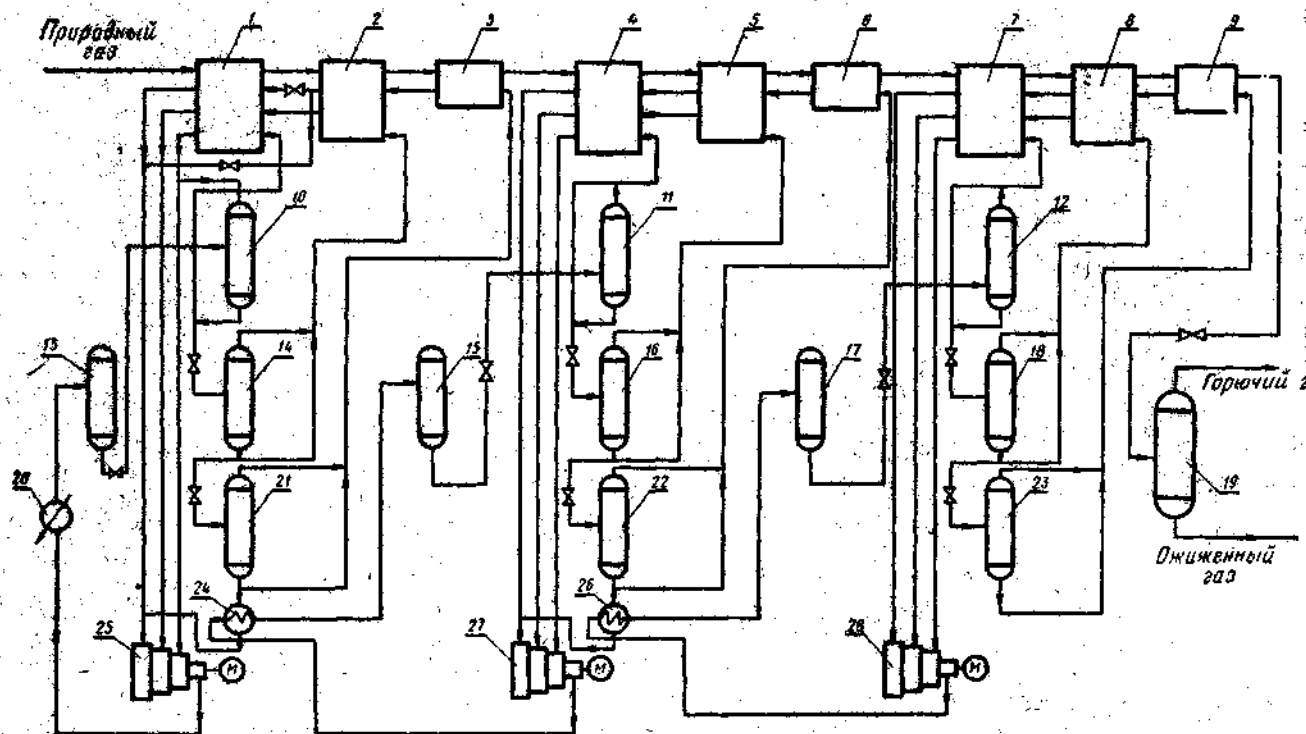
$$= 0,2359 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг.}$$

5. Удельный расход энергии на охлаждение природного газа

$$L = L_{из} + L_{дож} - L_{ад};$$

$$L = 0,72 + 0,082 - 0,2359 = 0,566 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг, или } 0,4 \text{ кВт} \cdot \text{ч/м}^3.$$

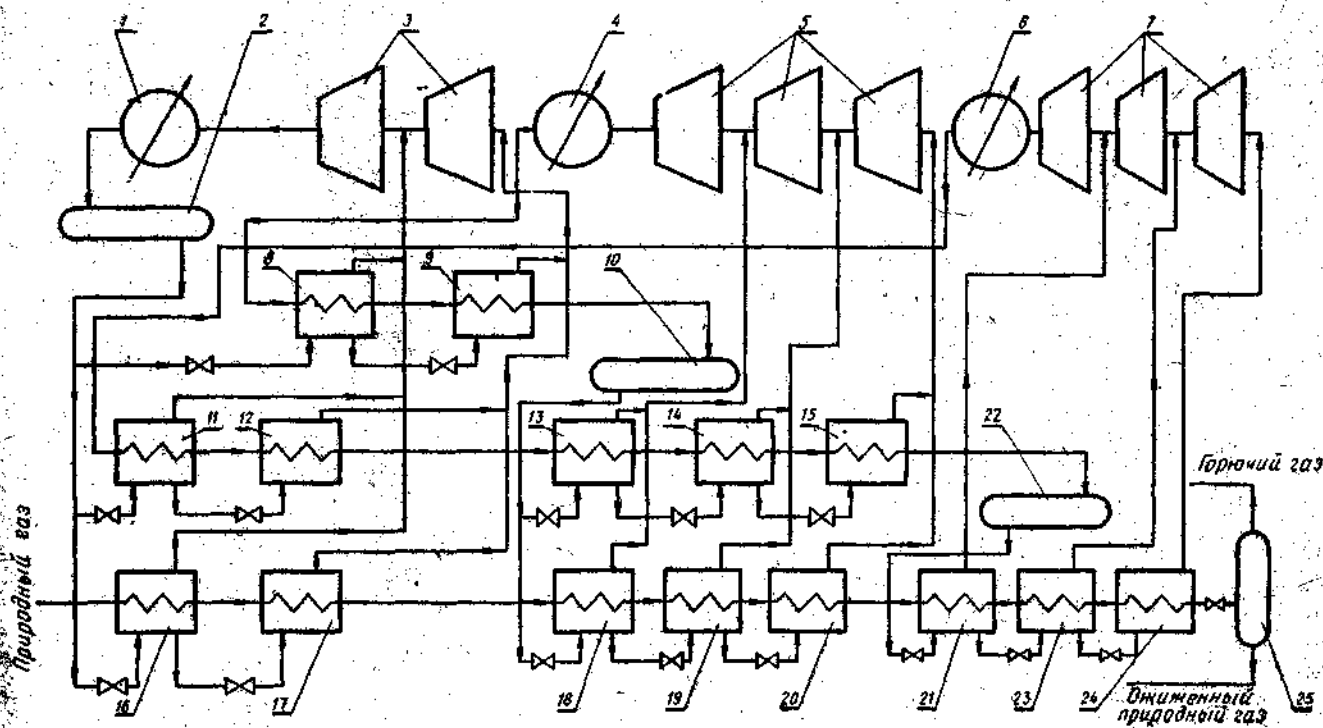
В настоящее время, помимо изложенных, разработаны новые способы охлаждения природного газа, которые позволяют сократить расход энергии в 1,3—1,4 раза и сделать менее сложным действующее оборудование.



Позиция	Наименование	Позиция	Наименование
1	Теплообменник	17	Отделитель
2	Теплообменник	18	Отделитель
3	Теплообменник	19	Хранилище жидкого метана
4	Теплообменник	20	Холодильник
5	Теплообменник	21	Отделитель
6	Теплообменник	22	Отделитель
7	Теплообменник	23	Отделитель
8	Теплообменник	24	Испаритель-конденсатор
9	Теплообменник	25	Компрессор
10	Отделитель	26	Испаритель-конденсатор
11	Отделитель	27	Компрессор этиленовый
12	Отделитель	28	Компрессор метановый
13	Отделитель		
14	Отделитель		
15	Отделитель		
16	Отделитель		

Схема установки для ожижения природного газа с внешним каскадным циклом (вариант А)

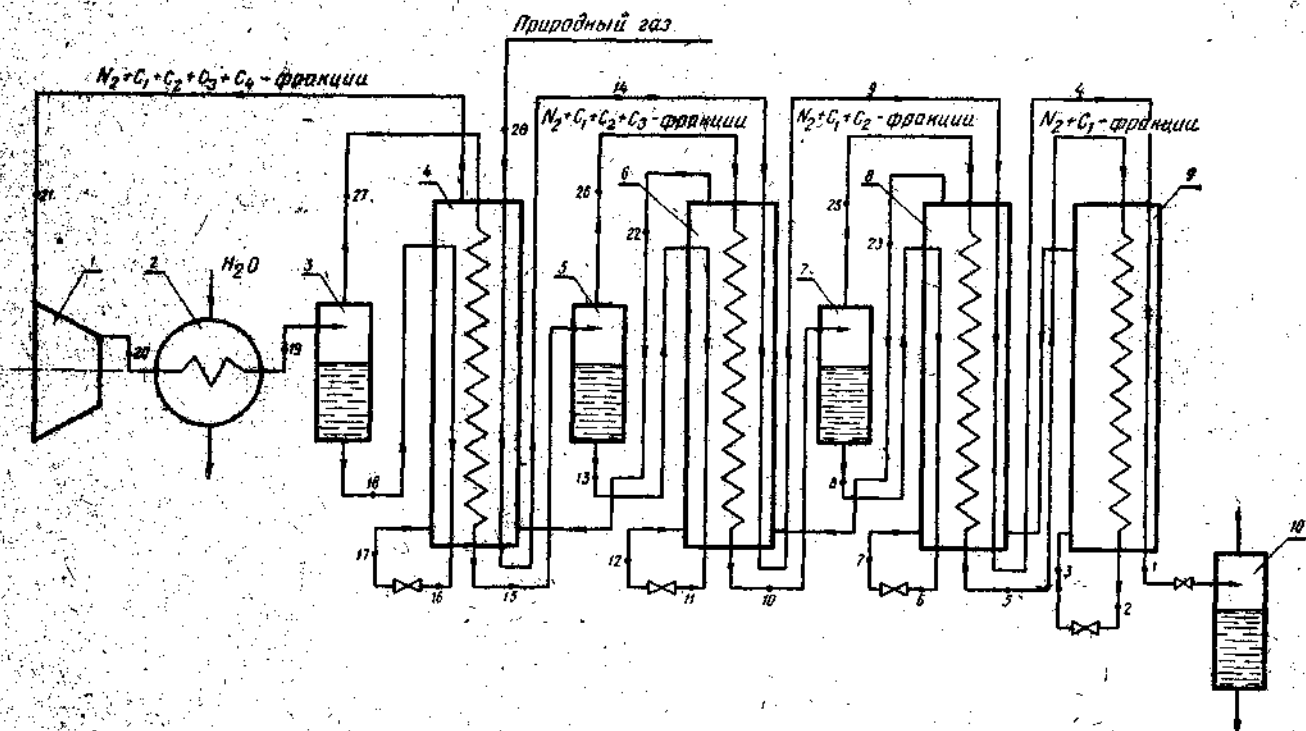
Лист 1



Позиция	Наименование	Позиция	Наименование
1	Конденсатор	11	Испаритель
2	Отделитель	12	Испаритель
3	Компрессоры пропано-вые	13	Испаритель
4	Конденсатор	14	Испаритель
5	Компрессоры этиленовые	15	Испаритель
6	Конденсатор	16	Испаритель
7	Компрессоры метановые	17	Испаритель
8	Испаритель-конденсатор	18	Испаритель
9	Испаритель-конденсатор	19	Испаритель
10	Отделитель	20	Испаритель
		21	Испаритель
		22	Отделитель
		23	Испаритель
		24	Испаритель
		25	Отделитель

Схема установки для ожижения природного газа с внешним каскадным циклом (вариант Б)

Лист 177

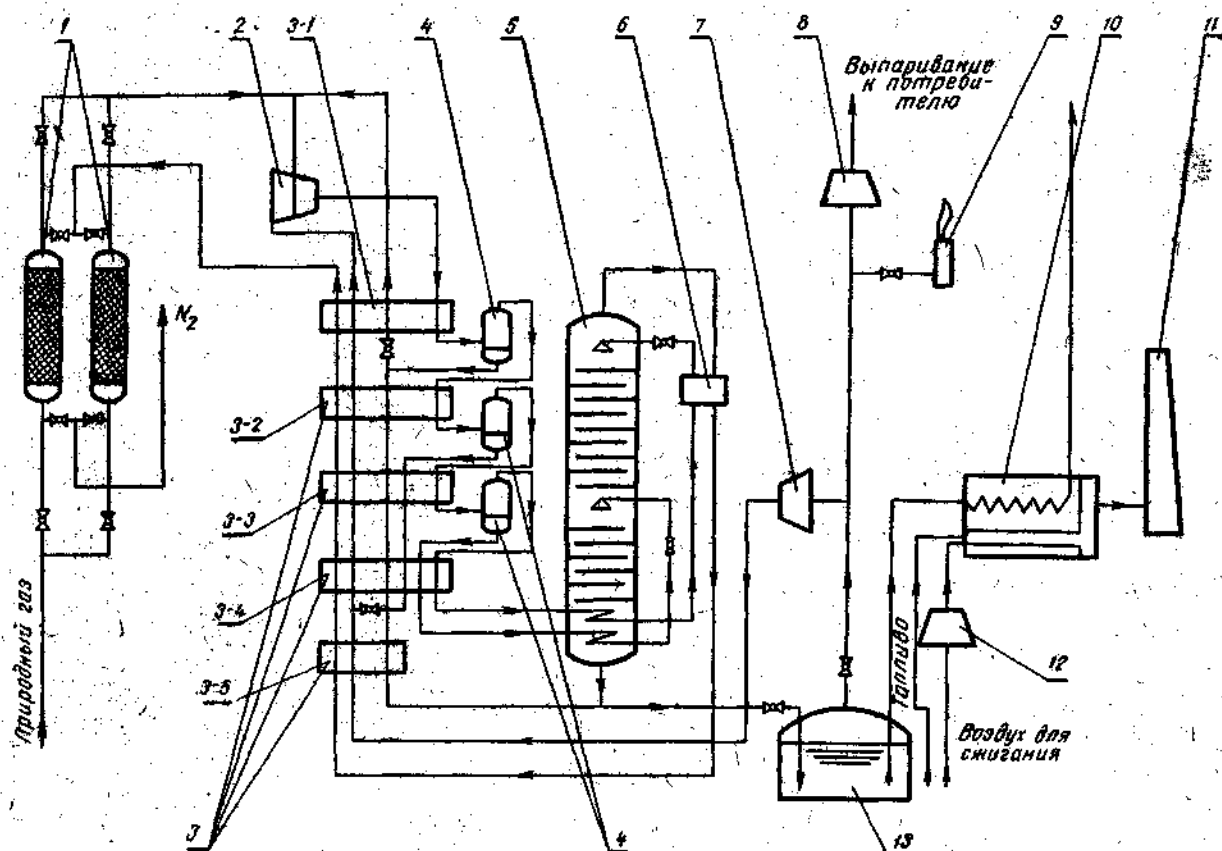


Позиция	Наименование	Позиция	Наименование
1	Турбокомпрессор	6	Теплообменник
2	Холодильник водяной	7	Отделитель
3	Отделитель	8	Теплообменник
4	Теплообменник	9	Холодильник
5	Отделитель	10	Сборник жидкого природного газа

Число при точке обозначает номер расчетной точки цикла.

Схема установки для ожижения
природного газа с внутренним каскадным
циклом

Лист 178



ТЕХНИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА

Коэффициент извлечения, % 98
 Потребляемая мощность, кВт/ч/м³ 0,95.

Позиция	Наименование	Позиция	Наименование
1	Адсорберы	8	Нагреватель горячего газа
2	Компрессор	9	Газовый фазовый испаритель
3	Теплообменники	10	Нагреватель воды
4	Отделители	11	Труба дымовая
5	Колонна азото-метановая	12	Нагреватель воздуха
6	Переохладитель азотный	13	Хранилище жидкого газа
7	Компрессор		

Схема установки фирмы
 „Мессер Грисхейм“ (ФРГ) для ожижения
 природного газа с внутренним каскадным
 циклом и очисткой от азота

Лист 179