

ПЕРЕОХЛАЖДЕНИЕ КРИОГЕННЫХ ЖИДКОСТЕЙ

I. Способы переохлаждения криогенных жидкостей

При переохлаждении криогенной жидкости давление ее насыщенного пара становится ниже атмосферного. Поэтому необходимо производить переохлаждение в герметически закрытой системе во избежание засасывания в систему воздуха, приводящего к загрязнению переохлаждаемой жидкости компонентами воздуха, а в случае горючей жидкости создающего опасность взрыва.

В закрытом сосуде криогенная жидкость находится под давлением своих насыщенных паров, соответствующим ее температуре. При этом жидкость и ее пар составляют равновесную двухфазную термодинамическую систему. Понижение температуры этой системы может быть осуществлено внешним воздействием на любую из двух равновесных фаз, выводящим систему из равновесия таким образом, чтобы ее температура понижалась в процессе последующего естественного перехода системы к новому равновесному состоянию. В процессах переохлаждения криогенных жидкостей такими внешними воздействиями служат искусственное понижение давления паров над жидкостью или отнятие тепла у жидкости или пара.

Применяемые способы переохлаждения криогенных жидкостей по принципу действия можно подразделить на холодильные и испарительные.

Холодильные способы основаны на отнятии у переохлаждаемой жидкости или у ее пара тепла с помощью установок глубокого охлаждения или путем расходования в качестве хладагента нижекипящей криогенной жидкости. Так, жидкий кислород и жидкий фтор могут быть переохлаждены с помощью жидкого азота. Холодильные способы позволяют осуществлять переохлаждение без потерь переохлаждаемой жидкости.

Испарительные способы дают возможность переохлаждать криогенные жидкости без применения установок глубокого охлаждения или жидких низкотемпературных хладагентов. Они основаны на отнятии у переохлаждаемой жидкости тепла в процессе интенсивного парообразования, вызываемого принудительным удалением образующихся паров с помощью вакуумной установки или продувкой через жидкость охлажденного газообразного гелия. Проходя через жидкость, гелий на-

сыщается парами жидкости и уносит их. Недостатком испарительных способов является потеря части жидкости от парособразования в процессе её переохлаждения.

Кроме того, получил широкое применение комбинированный способ, в котором холодильное воздействие на пар переохлаждаемой жидкости сочетается с испарительным эффектом. Применение этого способа не вызывает потерь переохлаждаемой жидкости.

Имеют применение следующие способы переохлаждения криогенных жидкостей:

- 1) вакуумирование парового пространства над жидкостью;
- 2) конденсационное вакуумирование парового пространства над жидкостью;
- 3) непосредственное охлаждение жидкости с помощью внешнего источника холода;
- 4) барботаж через жидкость охлажденного гелия.

2. Вакуумирование парового пространства над жидкостью

Испарительный способ переохлаждения криогенных жидкостей посредством вакуумирования парового пространства сосуда, содержащего жидкость, осуществляется чрезвычайно просто: пары, образуемые переохлаждаемой жидкостью, откачиваются вакуумной установкой и выбрасываются в атмосферу.

Этот способ нашел широкое применение благодаря возможности переохлаждать криогенные жидкости с помощью простых низковакуумных насосов.

Рассмотрим с помощью фазовой диаграммы $p-T$ системы пар-жидкость процесс переохлаждения криогенной жидкости вакуумированием (рис. 8) и, чтобы при этом исключить влияние теплопритока, примем, что процесс осуществляется в адиабатных условиях.

В начальный момент процесса жидкость имеет температуру кипения при атмосферном давлении T_n и находится в закрытом сосуде под давлением своего насыщенного пара. Этому состоянию системы пар-жидкость на рис. 8 отвечает точка I.

Работа вакуумного насоса создаст регулярный отвод паров из сосуда и понижает давление паров над жидкостью ниже величины давления насыщенного пара, отвечающего её температуре,

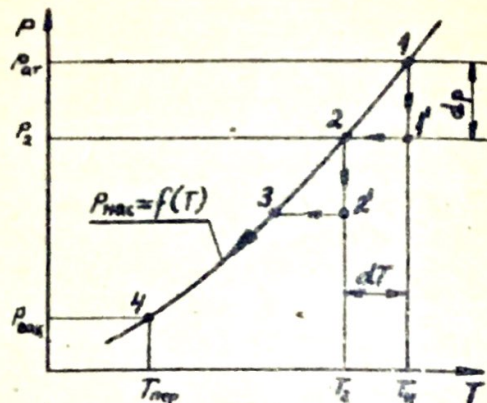


Рис. 8. Переохлаждение криогенной жидкости вакуумированием парового пространства над жидкостью.

Пусть в результате откачки начальное давление паров понизится на бесконечно малую величину dP без изменения начальной температуры жидкости. Тогда состоянию жидкости будет отвечать точка 1', находящаяся в области газообразного состояния. Это означает, что снижением давления система пар-жидкость выведена из равновесия, так как новому пониженному давлению P_2 отвечает более низкая равновесная температура жидкости, т.е. жидкость оказалась в перегретом состоянии.

Благодаря созданным неравновесным условиям возникает процесс вскипания, происходящий за счет избыточного тепла, отдаваемого переохлаждаемой жидкостью. В результате температура жидкости понижается на величину dT и система приходит к новому состоянию равновесия в точке 2 при пониженной температуре.

Повторение подобных элементарных процессов понижения температуры жидкост будет переводить ее состояние из точки 2 в точку 3 и т.д. Происходящий при этом процесс парообразования подобен процессу вскипания, но при вакуумировании процесс понижения давления в сосуде и температуры переохлаждаемой жидкости практически всегда достаточно длителен и происходит с бесконечно малыми отклонениями от состояния равновесия; поэто-

му в пределе мы можем считать, что процесс понижения температуры вакуумируемой криогенной жидкости протекает вдоль кривой равновесия. При достаточно длительной откачке паров система может быть приведена в точку 4 к необходимой температуре переохлаждения $T_{пер}$ при равновесном вакуумном давлении паров $P_{вак}$.

Переохлаждение криогенной жидкости посредством вакуумирования сопровождается потерей части жидкости, откачиваемой насосом в виде паров. Количество жидкости, теряемое в процессе переохлаждения, может быть подсчитано по методике, предложенной В.М. Бродяским и А.Б. Грачёвым [2], в которой рассматривается процесс, происходящий в адиабатных условиях.

Пусть в адиабатном сосуде в начальный момент процесса переохлаждения находится G кг криогенной жидкости, имеющей нормальную температуру кипения и находящейся в равновесии со своим паром. Если понизить давление в паровом пространстве сосуда, откачав из него бесконечно малое количество паров dG , то, как было показано выше, некоторое количество жидкости перейдёт в паровую фазу. При этом необходимое для парообразования количество тепла будет отдано самой жидкостью, в результате чего её температура понизится на величину dT .

Для описанного процесса может быть дано уравнение энергетического баланса

$$G_s dT = z dG, \quad (5)$$

где G_s — теплоёмкость жидкости под давлением насыщенных паров;

z — теплота парообразования.

Разделив переменные из уравнения (5), получим

$$\frac{dG}{G} = \frac{c_s dT}{z}. \quad (6)$$

В интервале температур от нормальной точки кипения до тройной точки зависимость теплоёмкостей криогенных жидкостей от температуры с достаточной для технических расчётов точностью можно считать линейной и выразить уравнением

$$c_s = a + bT. \quad (7)$$

Значения коэффициентов α и β в уравнении (7) вычисляются по экспериментальным данным зависимости величин теплоёмкости от температуры.

Зависимость теплоты парообразования z от температуры достаточно точно выражается уравнением Ватсона*

$$z = z_1 \left(\frac{1-\tau}{1-\tau_1} \right)^{0,38}, \quad (8)$$

где z_1 - теплота парообразования при нормальной температуре кипения;

$$\tau = \frac{T}{T_{кр}} \text{ и } \tau_1 = \frac{T_1}{T_{кр}};$$

T - температура жидкости;

T_1 - нормальная температура кипения жидкости;

$T_{кр}$ - критическая температура.

Подставляя значения τ , τ_1 , c_p и z из уравнений (7) и (8) в уравнение (6), получаем

$$\frac{dG}{G} = \frac{(\alpha + \beta T) dT}{z_1 \left(\frac{1-\tau}{1-\tau_1} \right)^{0,38}} = \frac{\alpha(1-\tau_1)^{0,38} dT}{z_1 \left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,38}} + \frac{\beta(1-\tau_1)^{0,38} T dT}{z_1 \left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,38}}. \quad (9)$$

Выделив в уравнении (9) переменные величины, интегрируем его в пределах от температуры кипящей жидкости T_1 до конечной температуры переохлажденной жидкости T_2

$$\int_{G_1}^{G_2} \frac{dG}{G} = \frac{\alpha(1-\tau_1)^{0,38}}{z_1} \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{\left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,38}} + \frac{\beta(1-\tau_1)^{0,38}}{z_1} \int_{T_1}^{T_2} \frac{T dT}{\left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,38}}. \quad (10)$$

Решая первый интеграл правой части уравнения (10), находим

$$\int \frac{dT}{\left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,38}} = -\frac{1}{0,62} \left[\left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{0,62} \right].$$

Решая второй интеграл правой части уравнения (10), находим

$$\int \frac{T dT}{\left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,38}} = -\frac{T_{кр}}{0,62} \left[\left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{0,62} \right] + \frac{1}{1,62} \left[\left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{1,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{1,62} \right].$$

После подстановки полученных решений интегралов в уравнение

* См. Б.Ф.Додж. Химическая термодинамика. М., Изд. иностран. лит., 1950, стр.441.

(10) получаем

$$\ln \frac{G_2}{G_1} = -\frac{\alpha(1-\tau_1)^{0,38}}{0,62 z_1} \left[\left(1 - \frac{T_2}{T_{кр}} \right)^{0,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{0,62} \right] - \frac{\beta(1-\tau_1)^{0,38}}{z_1} \left\{ \frac{T_{кр}}{0,62} \left[\left(1 - \frac{T_2}{T_{кр}} \right)^{0,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{0,62} \right] - \frac{1}{1,62} \left[\left(1 - \frac{T_2}{T_{кр}} \right)^{1,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{1,62} \right] \right\}.$$

Преобразуя полученное уравнение, приводим его к окончательному виду:

$$\ln \frac{G_2}{G_1} = -\frac{(\alpha + \beta T_{кр})(1-\tau_1)^{0,38}}{0,62 z_1} \left[\left(1 - \frac{T_2}{T_{кр}} \right)^{0,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{0,62} \right] + \frac{\beta(1-\tau_1)^{0,38}}{1,62 z_1} \left[\left(1 - \frac{T_2}{T_{кр}} \right)^{1,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{1,62} \right]. \quad (11)$$

Полученное уравнение (11) даёт для процесса вакуумирования криогенной жидкости соотношение между конечным G_2 и начальным G_1 , её количествами в зависимости от конечной температуры переохлаждения T_2 .

Величина теплоёмкости жидкого кислорода между нормальной температурой кипения и тройной точкой изменяется очень мало, и в технических расчётах может применяться средняя её величина \bar{c}_p .

Тогда из уравнения (6) с учётом зависимости (8) получим для кислорода более простое уравнение

$$\frac{dG}{G} = \frac{\bar{c}_p(1-\tau_1)^{0,38}}{z_1} \cdot \frac{dT}{\left(1 - \frac{T}{T_{кр}} \right)^{0,38}}, \quad (12)$$

которое после интегрирования даёт

$$\ln \frac{G_2}{G_1} = -\frac{\bar{c}_p(1-\tau_1)^{0,38}}{0,62 z_1} \left[\left(1 - \frac{T_2}{T_{кр}} \right)^{0,62} - \left(1 - \frac{T_1}{T_{кр}} \right)^{0,62} \right]. \quad (13)$$

Подставив из табл. I в уравнение (13) численные величины констант $T_{кр}$, z и T_1 и численную величину $c_p = 1,675 \text{ кДж/(кг.К)} = 0,4 \text{ ккал/(кг.К)}$, получаем для кислорода простое расчётное уравнение

$$\ln \frac{G_2}{G_1} = 0,81835 - 0,06175(154,78 - T_2)^{0,62}. \quad (14)$$

Значения коэффициентов α и β в уравнении (7) для азота, нормального водорода и метана приведены в табл. 2.

Таблица 2

Значения коэффициентов α и β

Криогенная жидкость	Размерность теплоёмкости	α	β
Азот	кДж/(кг·К)	1,716	0,00435
	ккал/(кг·К)	0,41	0,00104
Нормальный водород	кДж/(кг·К)	0,712	0,435
	ккал/(кг·К)	0,17	0,104
Метан *	кДж/(кг·К)	2,512	0,009
	ккал/(кг·К)	0,6	0,00215

Уравнение (II) является общим для криогенных жидкостей.

Подставив в него численные величины констант T_{kr} , z и T_1 из табл. I и значения коэффициентов α и β из табл. 2, получаем более простые расчётные уравнения:

для азота

$$\ln \frac{G_2}{G_1} = 0,87369 - 0,08126(126,26 - T_2)^{0,62} + 0,00006(126,26 - T_2)^{1,62}; \quad (15)$$

для нормального водорода

$$\ln \frac{G_2}{G_1} = 0,59514 - 0,14227(33,24 - T_2)^{0,62} + 0,00156(33,24 - T_2)^{1,62}; \quad (16)$$

для метана

$$\ln \frac{G_2}{G_1} = 0,99163 - 0,07052(190,55 - T_2)^{0,62} + 0,000057(190,55 - T_2)^{1,62}. \quad (17)$$

Пример I. Необходимо получить 10 т жидкого метана с температурой 95 К. Переохлаждение кипящей жидкости производится путём вакуумирования. Найти необходимое начальное количество G_1 жидкости, находящейся при нормальной температуре кипения $T_1 = 111,42$ К.

Имеем: $G_2 = 10$ т и $T_2 = 95$ К.
Используем уравнение (17), откуда

* Коэффициенты для метана справедливы в области температур от 111,42 К до 95 К. Ближе к тройной точке погрешность уравнения (7) возрастает до 5% и более.

$$\ln \frac{10}{G_1} = 0,99163 - 0,07052(190,55 - 95)^{0,62} + 0,000057(190,55 - 95)^{1,62} = 0,99163 - 0,07052 \cdot 95,55^{0,62} + 0,000057 \cdot 95,55^{1,62}$$

Находим значения чисел, имеющих дробные степени.

$$\lg 95,55^{0,62} = 0,62 \lg 95,55 = 0,62 \cdot 1,98023 = 1,22774 = \lg 16,895$$

$$\lg 95,55^{1,62} = 1,62 \lg 95,55 = 1,62 \cdot 1,98023 = 3,20797 = \lg 1614,3$$

Подставив найденные значения в уравнение (17), получаем

$$\ln \frac{10}{G_1} = 0,99163 - 0,07052 \cdot 16,895 + 0,000057 \cdot 1614,3 = 0,99163 - 1,9143 + 0,0926 = -0,10712$$

Переходя к десятичному логарифму, получаем

$$\lg \frac{10}{G_1} = 0,4343 \ln \frac{10}{G_1} = -0,4343 \cdot 0,10712 = -0,04652 = \lg 0,89842$$

откуда имеем

$$\frac{10}{G_1} = 0,89842 \approx 0,898$$

Таким образом, начальное количество жидкости

$$G_1 = \frac{10}{0,898} = 11,15 \text{ т.}$$

В данном случае в процессе переохлаждения вакуумированием теряется 10,2% от начального количества жидкости, т.е. в среднем 0,62% на один градус переохлаждения.

Пример 2. Имеется 75 т жидкого кислорода с температурой 85 К. Необходимо путём вакуумирования понизить его температуру до 80 К. Найти количество жидкости после вакуумирования.

Поскольку расчётное уравнение (14) пригодно для расчёта процесса переохлаждения от начальной нормальной температуры кипения, поставленная задача решается в два приёма.

I. Определяется начальное количество кипящего жидкого кислорода, давшее после переохлаждения вакуумированием до 85 К в остатке 75 т жидкости.

Имеем: $G_2 = 75$ т и $T_2 = 85$ К.

Используя уравнение (14), получаем

$$\ln \frac{75}{G_1} = 0,81835 - 0,06175(154,78 - 85)^{0,62} = 0,81835 - 0,06175 \cdot 69,78^{0,62} =$$

$$= 0,81835 - 0,06175 \cdot 13,903 = 0,81835 - 0,85851 = -0,04016.$$

Переходя к десятичному логарифму, получаем

$$\lg \frac{75}{6_1} = 0,4343 \lg \frac{75}{6_1} = -0,4343 \cdot 0,04016 = -0,01744 = \\ = -1,98256 = \lg 0,96064,$$

откуда имеем

$$\frac{75}{6_1} = 0,96064 = \sim 0,96.$$

Таким образом, начальное количество жидкости составляет

$$G_1 = \frac{75}{0,96} = 78,2 \text{ г.}$$

2. Затем определяем конечное количество жидкости после переохлаждения вакуумированием 78,2 г кипящего кислорода до температуры 80 К.

Имеем: $G_1 = 78,2 \text{ г}$ и $T_2 = 80 \text{ К}$.

Используя уравнение (14), получаем

$$\lg \frac{G_2}{78,2} = 0,81835 - 0,06175 (154,78 - 80) = 0,81835 - 0,06175 \cdot 74,78 = \\ = 0,81835 - 0,06175 \cdot 14,5126 = 0,81835 - 0,89615 = -0,07780.$$

Переходя к десятичному логарифму, получаем

$$\lg \frac{G_2}{78,2} = 0,4343 \lg \frac{G_2}{78,2} = -0,4343 \cdot 0,07780 = -0,033788 = -1,966212 = \lg 0,92514,$$

откуда имеем

$$\frac{G_2}{78,2} = 0,92514 = \sim 0,925.$$

Таким образом, искомым остаток жидкого кислорода после дополнительного понижения температуры от 85 К до 80 К составляет

$$G_2 = 0,925 \cdot 78,2 = 72,33 \text{ г.}$$

Анализируя результаты расчетов в примере 2, можно заметить, что средняя величина потерь жидкости уменьшается с понижением конечной температуры переохлаждения. В интервале температур 90,19 ÷ 80 К теряется 7,5% первоначального количества жидкости или ~0,735% на один градус переохлаждения.

В интервале температур 90,19 ÷ 85 К теряется 4,0% жидкости или 0,8% на один градус переохлаждения. В интервале температур

85 ÷ 80 К теряется 3,5% жидкости или 0,7% на один градус переохлаждения.

Это уменьшение потерь является закономерным результатом увеличения теплоты парообразования с понижением температуры жидкости.

Уравнения (14)–(17) дают возможность подчитать потерю жидкости $\Delta G_{\text{жид}} = G_1 - G_2$, создаваемую собственно процессом переохлаждения (вакуумированием в адиабатных условиях). В условиях реального процесса эта потеря составляет основную часть всего количества жидкости, теряемого в процессе переохлаждения, и величина этой потери может быть использована для приблизительной оценки общей величины потерь.

Однако следует иметь в виду, что реальный процесс вакуумирования происходит при наличии притока к переохлаждаемой жидкости тепла от окружающей среды и что жидкость принимает тепло, отдаваемое конструкцией криогенного резервуара, температура которой понижается вместе с температурой жидкости. При этом принимают, что температура внутреннего сосуда криогенного резервуара понижается на величину понижения температуры жидкости ΔT , а температура тепловой изоляции в среднем слое понижается на $0,5 \Delta T$.

Таким образом, помимо тепла, отдаваемого жидкостью, в процессе переохлаждения должны одновременно отводиться и эти количества тепла, притекающие к жидкости. Благодаря этому количество паров, откачиваемых вакуум-насосом, возрастает на величину $\Delta G_{\text{пар}}$.

Количество дополнительно образующихся паров подсчитывается из выражения

$$\Delta G_{\text{пар}} = \frac{Q_{\text{т}} + G_{\text{м}} c_{\text{м}} \Delta T + 0,5 G_{\text{из}} c_{\text{из}} \Delta T}{r_{\text{ср}}}, \quad (18)$$

где

$Q_{\text{т}}$ – теплоприток к жидкости за единицу времени;
 τ – время переохлаждения;
 $G_{\text{м}}$ – масса металла внутреннего сосуда;
 $c_{\text{м}}$ – теплоемкость металла;
 $G_{\text{из}}$ – масса тепловой изоляции;
 $c_{\text{из}}$ – теплоемкость тепловой изоляции;
 $r_{\text{ср}}$ – средняя величина теплоты парообразования жидкости в интервале температур $\Delta T = T_1 - T_2$.

Таким образом, в процессе переохлаждения криогенной жидкости вакуумированием общее количество паров, отсасываемое вакуумным насосом, составляет

$$\Delta G = \Delta G_{\text{жид}} + \Delta G_{\text{пар}}. \quad (19)$$

Вакуумные установки для переохлаждения криогенных жидкостей. Как видно из табл. I, остаточные давления насыщенных паров применяемых криогенных жидкостей, переохлажденных до температур их тройных точек, остаются в пределах низкого вакуума.

Для переохлаждения криогенных жидкостей вакуумированием применяются обычные низковакуумные насосы различных типов. Простейшим, применяемым для этой цели, вакуумным насосом является газовый эжектор, способный откачивать наподогретые насыщенные пары, что служит большим эксплуатационным преимуществом эжекторов.

Наибольший эффект может дать применение эжекторов при вакуумировании жидкого кислорода или азота. В этих случаях рабочим газом для эжекторов может служить сжатый воздух, и вакуумирование может быть осуществлено простейшей откачной установкой, состоящей только из воздушного компрессора и эжектора. На рис. 9 представлена принципиальная схема такой установки.

Воздух засасывается компрессором 1 из атмосферы, сжимается и без охлаждения в холодильнике направляется в эжектор 2.

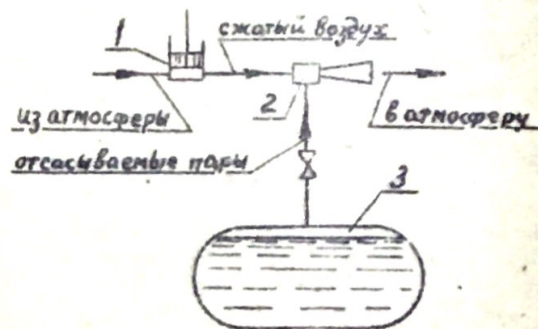


Рис. 9. Схема вакуумирования криогенной жидкости эжектором, работающим с помощью сжатого воздуха.

В эжекторе вытекающая из сопла струя рабочего газа отсасывает из резервуара 3 пары переохлаждаемой жидкости и сжимает их до атмосферного давления. Смесь рабочего газа и отсосанных паров выбрасывается в атмосферу.

Простота откачной установки с эжектором, использующим в качестве рабочего газа воздух, обусловила широкое применение их для переохлаждения жидкого кислорода. Переохлаждение жидкого азота пока не нашло применения, но в случае необходимости это может быть выполнено по схеме рис. 9.

Применение эжекторов для переохлаждения жидкого водорода или метана усложняется горючестью этих газов, которая не позволяет применять воздух в качестве рабочего газа для эжектора и заставляет либо сжигать выходящий из эжектора газ, либо осуществлять необходимые меры предосторожности при сбросе в атмосферу горючего газа.

Если переохлаждению подвергается небольшое количество горючей жидкости и расход рабочего газа невелик, то в качестве последнего может быть использован сжатый азот, который подводится к эжектору из ресивера.

При значительном расходе рабочего газа питание эжектора азотом становится трудной задачей. В этом случае прибегают к сжатию и использованию в качестве рабочего газа самих отсасываемых паров. При этом часть выходящего из эжектора смешанного потока поступает в замкнутый контур циркуляции рабочего газа, сжимается компрессором и направляется в эжектор. На рис. 10 представлена принципиальная схема такой установки.

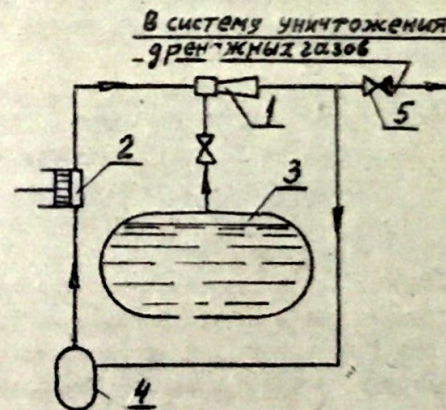


Рис. 10. Схема вакуумирования эжектором горючих криогенных жидкостей.

Перед началом работы воздух в системе эжектора замещается азотом. Работа эжектора начинается на сжатом азоте, но постепенно в засасываемой компрессором смеси азота и паров, выходящей из эжектора, доля азота уменьшается и компрессор начинает сжимать чистые пары переохлажденной жидкости. Выходящий из эжектора поток делится на две части: циркулирующее количество рабочего газа снова засасывается в компрессор, а другая часть, представляющая собой отсосанные эжектором пары, выходит через обратный клапан 5 в дренажный трубопровод и направляется в систему уничтожения дренажных газов.

Обратный клапан поддерживает за эжектором давление, несколько превышающее атмосферное. Если давление в системе падает ниже атмосферного, обратный клапан закрывается, предотвращая проникновение в систему атмосферного воздуха. Пульсация давления во всасывающем трубопроводе компрессора ослабляется благодаря установке в нем буферного сосуда 4.

Когда для работы эжектора приходится создавать специальную компрессорную установку и вакуумная установка в целом приобретает большие размеры, целесообразно применять вместо эжекторов механические вакуумные насосы.

Для откачки паров криогенных жидкостей обычно применяют водокольцевые вакуумные насосы, пригодные для откачки паров кислорода. На рис. II представлена принципиальная схема вакуумной установки с водокольцевым вакуумным насосом для переохлаждения криогенной жидкости.

Холодные пары, отсасываемые из резервуара 1, предварительно подогреваются горячей водой в теплообменнике 2, проходят ловушку для воды 3 и засасываются вакуумным насосом 4, который сжимает их и через водоотделитель 5 проталкивает в отводящий трубопровод. Ловушка 3 защищает систему от засасывания в нее воды при случайной остановке насоса.

Подогрев отсасываемых паров перед вакуумным насосом, имеющий целью предохранить насос от чрезмерного охлаждения парами, увеличивает объем поступающих в насос паров, что вызывает увеличение размеров насоса и повышает расход энергии.

Широкое применение вакуумного способа переохлаждения криогенных жидкостей ставит задачу упрощения вакуумных установок и повышения их экономичности путем создания вакуум-

ных насосов, способных всасывать неподогретые насыщенные пары.

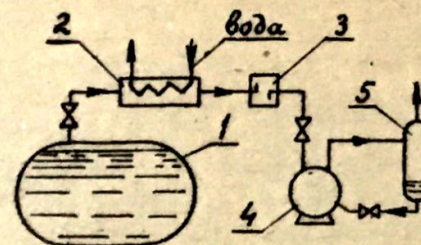


Рис. II. Схема вакуумирования криогенной жидкости водокольцевым вакуумным насосом

Некоторыми возможностями в этом отношении обладают водокольцевые вакуумные насосы, которые, как показало проведенное во ВНИИКРИОГЕНМАШЕ исследование работы этих насосов, могут откачивать неподогретые пары жидкого азота. Тем самым была показана возможность применения водокольцевых вакуумных насосов для откачки насыщенных паров метана, кислорода и азота.

Однако полное решение задачи создания эффективных вакуумных установок большой производительности для переохлаждения больших количеств криогенных жидкостей требует создания специальных турбовакуумных насосов, способных отсасывать насыщенные пары.

3. Конденсационное вакуумирование парового пространства над жидкостью

Этот способ переохлаждения криогенных жидкостей является холодильным способом и осуществляется с помощью внешнего источника холода, которым может служить установка глубокого охлаждения или запас другой криогенной жидкости, имеющей более низкую точку кипения.

При использовании холодильного способа переохлаждения понижение температуры криогенной жидкости может быть достигнуто путем отнятия тепла у любой из фаз равновесной системы пар-жидкость, находящейся в закрытом сосуде. Наиболее просто это может быть осуществлено путем конденсации паров, что и лежит в основе данного способа.

На рис. 12 представлены возможные варианты принципиальной схемы осуществления этого способа.

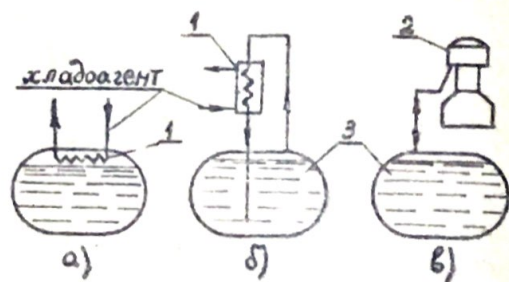


Рис. 12. Схемы конденсационного вакуумирования криогенных жидкостей

По первой схеме (рис. 12а) в паровом пространстве сосуда 3 с переохлаждаемой жидкостью помещен теплообменник I, через который протекает хладагент, и конденсация паров происходит внутри сосуда. Такая схема применяется редко, так как в этом случае необходим специальный сосуд, имеющий встроенный в него теплообменник.

В большинстве случаев переохлаждение криогенных жидкостей производится в обычных сосудах для хранения. По второй схеме (рис. 12б) конденсатором паров служит теплообменник I, расположенный возле сосуда 3 с переохлаждаемой жидкостью. По одному из соединительных трубопроводов пары из сосуда поступают в конденсатор, а по второму конденсат возвращается обратно в сосуд. В этой схеме конденсатором паров могут служить либо теплообменник, включенный в холодильный цикл, либо теплообменник, в котором испаряется запасенная криогенная жидкость, либо холодильно-газовая машина с проточной конденсационной головкой.

Если применяемая холодильно-газовая машина 2* имеет непроточную конденсационную головку, то она соединяется с сосудом одним трубопроводом по схеме (рис. 12в). В этом случае пары,

поднимающиеся в машину, встречаются в соединительном трубопроводе с конденсатом, текущим обратно в сосуд.

Внешний конденсатор или холодильно-газовую машину устанавливают выше сосуда, чтобы конденсат возвращался в сосуд самотеком, и возможно ближе к сосуду, чтобы соединительные трубопроводы были короткими и не создавали существенных потерь давления и холода.

Рассмотрим явления, происходящие в сосудах с переохлаждаемой жидкостью при конденсации в нем паров. При этом примем, что вся рассматриваемая система поставлена в адиабатные условия.

Конденсация паров в замкнутом объеме, занимаемом переохлаждаемым продуктом, понижает давление паров над жидкостью ниже величины давления насыщенных паров, отвечающей температуре жидкости. Это нарушает равновесие между парами и жидкостью. Жидкость оказывается перегретой относительно пониженного давления и вскипает. Непрерывная конденсация паров в конденсаторе вызывает такой же непрерывный процесс парообразования в сосудах, происходящий за счет отдачи вскипающей жидкостью своего тепла, что приводит к понижению ее температуры. При этом тепло отнимается у жидкости в процессе парообразования, переносится парами в конденсатор и отдается хладагенту при их конденсации. Кроме того, температура конденсата, возвращающегося в сосуд из конденсатора, ниже температуры жидкости в сосудах, что также способствует понижению ее температуры.

Температурные условия, создаваемые при осуществлении этого способа переохлаждения, представлены на рис. 13 фазовой диаграммой р-Т.

Точка I отвечает состоянию переохлаждаемой жидкости, которая в данный момент имеет температуру $T_{жс}$ и равновесное давление паров p . Теплообменная поверхность конденсатора имеет температуру T_k . Таким образом, между жидкостью и поверхностью конденсатора имеется разность температур $\Delta T = T_{жс} - T_k$. Эта разность имеет наибольшую величину при начальной температуре жидкости, она уменьшается по мере понижения температуры жидкости и в конце переохлаждения может быть приведена к минимальному значению ΔT_{min} , необходимому для обеспечения тепло-

*Машина типа "Филипс".

отдачи при конденсации паров.

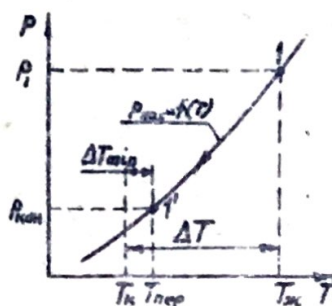


Рис. 13. Температурные условия протекания процесса конденсационного вакуумирования

Длительная конденсация паров приводит к необходимому понижению температуры жидкости. При этом точка I, изображающая состояние жидкости, перемещается вдоль кривой равновесия и приходит в положение I', отвечающее достигнутой температуре переохлаждения $T_{пер}$.

Конденсируя пары, конденсатор непрерывно отсасывает их из сосуда и постепенно понижает давление в нем. В конце переохлаждения в сосуда устанавливается равновесное вакуумное давление $P_{кв}$, отвечающее достигнутой температуре $T_{пер}$. В этом отношении действие конденсатора совершенно подобно действию вакуум-насоса, и поэтому этот способ переохлаждения криогенных жидкостей называется конденсационным вакуумированием.

Конденсационное вакуумирование как способ переохлаждения криогенных жидкостей сочетает в себе испарительный процесс переохлаждения жидкости с холодильным воздействием на пары. При этом процесс понижения температуры жидкости протекает совершенно подобно процессу понижения её температуры при простом вакуумировании, представленному на рис. 8. Однако понижение температуры жидкости достигается без потерь её, так как отсасываемые пары возвращаются в сосуд в виде конденсата.

Недостатком рассматриваемого способа является чувствительность его к загрязнению переохлаждаемой жидкости нижекипящим компонентом. Если в жидкости присутствует растворенный нижекипящий компонент (азот в кислороде или в метане, гелий в водороде),

он концентрируется в газе, наполняющем конденсатор, что нарушает процесс конденсации паров и заставляет прерывать работу конденсатора для удаления из него накопившегося нижекипящего компонента.

Расчёт количества холода, расходуемого при конденсационном вакуумировании. Общее количество холода, расходуемое в процессе переохлаждения, складывается из расхода на понижение температуры переохлаждаемого продукта, расхода на понижение температуры конструкции резервуара, содержащего переохлаждаемый продукт, и расхода, вызываемого теплопритоком к переохлаждаемому продукту в течение процесса переохлаждения. Основной составляющей является расход на понижение температуры продукта.

В течение процесса конденсационного вакуумирования переохлаждаемый продукт находится в состоянии двухфазной равновесной системы пар-жидкость, и масса его G сохраняет постоянную величину. Эта масса в течение процесса содержится в замкнутом постоянном объёме V , состоящем из объёма сосуда V_c и из объёма присоединенной системы для конденсации паров V_{ck} .

Таким образом, при конденсационном вакуумировании осуществляется изохорный процесс понижения температуры охлаждаемой системы пар-жидкость, в течение которого система сохраняет постоянный удельный объём v , точно определяющийся из следующего уравнения:

$$v = \frac{V}{G} = \frac{V_c + V_{ck}}{G_{ж} + G_{п}} = \text{const}, \quad (20)$$

где $G_{ж}$ — масса жидкости;

$G_{п}$ — масса пара.

Так как $V_c \gg V_{ck}$ и $G_{ж} \gg G_{п}$, величинами V_{ck} и $G_{п}$ в уравнении (20) можно пренебречь и определять удельный объём продукта по уравнению

$$v \approx \frac{V_c}{G_{ж}} = \text{const}. \quad (21)$$

На диаграммах $s-T$ и $i-q_p$, выполненных в достаточно крупном масштабе, изохора, изображающая изменение состояния равновесной системы пар-жидкость, может быть проведена внутри области двухфазного состояния. Процесс переохлаждения изображён на

диаграмме $i-v$ (рис.14).

Зная начальную температуру жидкости T_1 и подчитав по уравнению (21) величину удельного объема v системы, отмечают на диаграмме точку 1, отвечающую начальному состоянию системы.

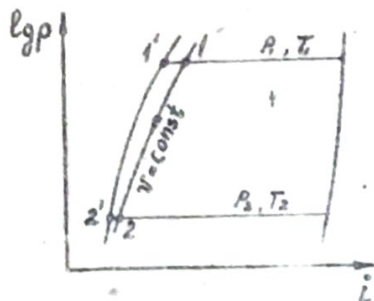


Рис. 14. Изображение в диаграмме $i-v$ процесса изменения состояния продукта при конденсационном вакуумировании

Затем на пересечении изохоры v с изотермой T_2 , соответствующей необходимой температуре переохлаждения жидкости, находят точку 2, отвечающую конечному состоянию системы. Отрезок изохоры v между точками 1 и 2 изображает процесс изменения состояния системы пар-жидкость.

Из первого закона термодинамики следует, что тепловой эффект изохорного процесса равняется изменению внутренней энергии системы. Следовательно, количество тепла q_{1-2} , отдаваемое системой в процессе изохорного понижения её температуры от начального состояния 1 до конечного состояния 2, равно разности величин внутренней энергии u_2 и u_1 системы

$$q_{1-2} = u_2 - u_1 \quad (22)$$

Для процесса охлаждения величина q_{1-2} получает отрицательное значение, так как система отдаёт тепло.

Удобным средством для нахождения величины теплового эффекта изохорного процесса могла бы быть диаграмма, имеющая сетку линий $u = \text{const}$, но опубликованные диаграммы этих линий не

имеют. Преобразуем уравнение (22). Из определения энтальпии $i = u + pv$ имеем $u = i - pv$. Подставив это выражение внутренней энергии в уравнение (22), получаем

$$q_{1-2} = i_2 - i_1 + v(p_1 - p_2), \quad (23)$$

т.е. уравнение, которое может быть численно решено с помощью имеющихся термодинамических диаграмм.

На имеющихся диаграммах благодаря их недостаточно крупному масштабу линия расчётной изохоры v сливается с пограничной кривой жидкости и значения энтальпии i_1 и i_2 берутся в точках 1' и 2' (рис.14) на пограничной кривой жидкости.

Пример. В сосуде, имеющем геометрическую ёмкость 30,5 м³, находится 33 т жидкого кислорода, кипящего при барометрическом давлении 745 мм рт.ст. (0,98 атм). Жидкость должна быть переохлаждена до температуры 78 К путём конденсационного вакуумирования. Найти количество тепла, отдаваемое жидкостью в процессе понижения её температуры.

Находим удельный объём переохлаждаемого продукта по уравнению (21)

$$v = \frac{30,5}{33000} = 0,000924 \text{ м}^3/\text{кг} = 0,924 \text{ см}^3/\text{г}.$$

Используем диаграмму $i-v$ для кислорода (диаграмма XIII из [1]).

В масштабе этой диаграммы линия $v = 0,924 \text{ см}^3/\text{г}$ сливается с пограничной кривой жидкости. Значения энтальпий берём на этой кривой при начальной и конечной температурах процесса.

Из диаграммы имеем:

при $p_1 = 0,98 \text{ атм}$, $T_1 = 90 \text{ К}$ и $i_1 = -0,2 \text{ ккал/кг}$;

при $p_2 = 0,23 \text{ атм}$, $T_2 = 78 \text{ К}$ и $i_2 = -4,67 \text{ ккал/кг}$.

По уравнению (23) находим:

$$q_{1-2} = -4,67 + 0,2 + \frac{0,000924(0,98 - 0,23) \cdot 10^4 \cdot 1,033}{427} = -4,47 + 0,017 = -4,453 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}}.$$

Количество тепла, отдаваемое всей жидкостью,

$$Q = 33000 \cdot 4,453 = 146950 \text{ ккал}.$$

Как видно из нашего примера, произведение pv в уравнении (23) мало влияет на величину q_{1-2} . Поэтому в практических инженерных расчётах обычно не пользуются точными уравнениями (22) и (23) для системы пар-жидкость, а учитывают только тепло, отдаваемое жидкостью. Подсчитывают его по уравнению

$$q_{1-2} = c_s \Delta T, \quad (24)$$

где c_s — средняя для температурного интервала ΔT теплоемкость жидкости под давлением насыщенных паров.

В процессе переохлаждения кроме тепла, отдаваемого жидкостью и сгорающего с помощью уравнений (23) или (24), должно быть отведено также тепло, притекающее к жидкости из окружающей среды, тепло, отдаваемое металлом сосуда, температура которого понижается на ΔT , и тепло, отдаваемое тепловой изоляцией, средняя температура которой понижается на $0,5\Delta T$.

Общее количество отводимого тепла $Q_{от}$ равно количеству холода, вырабатываемому в течение времени τ холодильной машиной, имеющей холодопроизводительность Q_m , и определяется из уравнения

$$Q_{от} = G_{ж} q_{1-2} + Q_T + G_m c_m \Delta T + 0,5 \Delta T G_{из} c_{из} = Q_m \tau, \quad (25)$$

где $G_{ж}$ — масса переохлаждаемой жидкости;

G_m — масса металла сосуда;

$G_{из}$ — масса тепловой изоляции;

c_m — теплоемкость металла;

$c_{из}$ — теплоемкость изоляции;

Q_T — теплоприток к жидкости за единицу времени.

Преобразуя уравнение (25), получаем выражение для определения времени τ работы машины, имеющей холодопроизводительность

Q_m , при переохлаждении на ΔT массы жидкости $G_{ж}$

$$\tau = \frac{G_{ж} q_{1-2} + G_m c_m \Delta T + 0,5 \Delta T G_{из} c_{из}}{Q_m - Q_T}. \quad (26)$$

Так как холодопроизводительность машины уменьшается с понижением температуры охлаждения, в уравнения (25) и (26) следует вводить среднюю для температурного интервала переохлаждения величину холодопроизводительности машины.

4. Непосредственное охлаждение жидкости с помощью внешнего источника холода

Этот холодильный способ переохлаждения криогенных жидкостей основан на отнятии у жидкости тепла в процессе непосредственного теплообмена с хладагентом. Он сложнее конденсационного вакуумирования, так как требует создания принудительной циркуляции переохлаждаемой жидкости через теплообменник-п-

реохладитель. Но применять его приходится, когда не может быть использован способ конденсационного вакуумирования, т.е. в следующих случаях:

когда нельзя допускать создания вакуума в сосуде, содержащем переохлаждаемую жидкость;

когда жидкость содержит примесь нижекипящего компонента.

При непосредственном охлаждении жидкости можно устранить образование вакуума в сосуде, содержащем переохлаждаемую жидкость, и поддерживать в нем избыточное давление путем наддува его гелием.

Для переохлаждения находящейся в сосуде жидкости обычно создают с помощью насоса циркуляцию жидкости по замкнутому контуру через внешний теплообменник-перехладитель по схеме рис. 15.

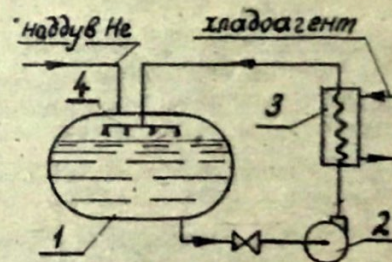


Рис. 15. Схема непосредственного охлаждения криогенной жидкости в хранилище

Жидкость выводится из нижней части сосуда 1 и направляется в циркуляционный насос 2, затем она подвергается охлаждению в переохладителе 3 и возвращается в сосуд через разбрызгивающее устройство 4, установленное в паровом пространстве сосуда.

В этой схеме переохладителем может служить либо теплообменник, включенный в схему холодильной установки или питаемый расходуемым жидким хладагентом, либо холодильно-газовая машина, имеющая проточную головку.

Циркулирующий через переохладитель поток жидкости возвращается в сосуд с пониженной температурой. Смешение его с массой

жидкости, находящейся в сосуде, вызывает постепенное понижение и усреднение ее температуры. Одновременно разорывающиеся циркулирующей жидкостью в паровом пространстве вызывает интенсивное охлаждение и частичную конденсацию паров. Благодаря этому в ходе процесса переохлаждения жидкости давление паров в сосуде равномерно понижается. При этом общее давление в сосуде или равно вакуумному давлению насыщенного паров жидкости, если переохлаждение происходит без наддува, или равно постоянному давлению наддува тем же, в котором давление насыщенного паров является парциальной составляющей.

Этот способ переохлаждения позволяет иметь значительное расстояние между резервуаром, в котором происходит кипение жидкости, и переохлаждающей, что определяет его принципиальное применение в больших криогенных хранилищах, имеющих крупные холодильно-тазовые установки, где трубопроводы систем переохлаждения имеют значительные длины.

Расчет системы переохлаждения. Основными задачами расчета системы, осуществляющей переохлаждение криогенной жидкости путем ее непосредственного охлаждения по схеме рис. 15, являются:

- определение общего количества тепла, отводимого в процессе переохлаждения;
 - выбор холодопроизводительности машины и определение необходимого времени ее работы или расчет необходимого количества жидкого хладагента;
 - выбор производительности циркуляционного насоса и расчет количества энергии, необходимого жидкости насосом;
 - расчет теплотрассов к переохлаждаемой жидкости;
 - гидравлический расчет циркуляционного контура;
 - расчет теплообменника переохлаждителя.
- Общее количество тепла, отводимое холодильной машиной в процессе переохлаждения, складывается из ряда соответствующих и выражается уравнением

$$Q_{обж} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = Q_c \tau. \quad (27)$$

В этом уравнении

$Q_1 = C_{ж} q_{1-2}$ - количество тепла, отдаваемое переохлаждаемой жидкостью $C_{ж}$ в процессе понижения ее температуры

на заданную величину ΔT . Этот процесс, в котором масса переохлаждаемого продукта и рабочий объем системы сохраняют постоянные величины, протекает изохорно, но неадиабатно поглощает в определении исходных величин для расчета по уравнению (27) не оправдывает применения точных уравнений (22) и (23) для подсчета величин q_{1-2} . и поэтому она определяется по уравнению (24).

$Q_c = \Sigma Q_c \tau$ - суммарное количество тепла, притекающее за время переохлаждения к жидкости из окружающей среды в сосуде и в элементах циркуляционной системы.

$Q_c = N \frac{t_{нп} - t_{сн}}{t} = \frac{G_{ж} H t}{t}$ - количество энергии, сообщаемое насосом циркулирующему потоку за время переохлаждения.

Здесь N - мощность, потребляемая насосом; V - объемная производительность насоса; t - к.п.д. насоса; H - напор, создаваемый насосом; $t_{нп}$ - удельный вес жидкости; $G_{ж}$ - расход жидкости в циркуляционном контуре.

$Q_c = \Sigma G_{ж} c_{ж} \Delta T$ - суммарное количество тепла, отдаваемое металлом сосуда и элементов циркуляционного контура.

$Q_c = \Sigma Q_{сж} G_{ж} c_{ж}$ - суммарное количество тепла, отдаваемое тепловым излучением сосуда и элементов циркуляционного контура.

Сделаем подстановку в уравнении (27) этих, входящих в него, величин и преобразовав его, получаем выражение для определения времени τ работы машины, имеющей в температурном интервале переохлаждения среднюю холодопроизводительность Q_c .

$$\tau = \frac{G_{ж} q_{1-2} + \Sigma G_{ж} c_{ж} \Delta T + \Sigma Q_{сж} G_{ж} c_{ж}}{Q_c - \Sigma Q_c - \frac{G_{ж} H}{t}}. \quad (28)$$

Для случая, когда переохлаждаемый продукт теплообменник, в котором испаряется расходный хладагент, вместо уравнения (27) должно быть применено следующее уравнение:

$$Q_c = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 - G_{ж} q_{1-2}, \quad (29)$$

где $G_{ж}$ - расходная масса хладагента;

q_{1-2} - удельная холодопроизводительность хладагента.

Из уравнения (29) после подстановки входящих величин получаем

$$G_{ж} = \frac{G_{ж} q_{1-2} + \Sigma Q_c \tau + \frac{G_{ж} H}{t} + \Sigma G_{ж} c_{ж} \Delta T + \Sigma Q_{сж} G_{ж} c_{ж}}{q_{1-2}}. \quad (30)$$

Длительность процесса переохлаждения в этом случае будет определяться величиной циркуляционного потока.

Пример. Проектируется холодильник для хранения 80 т жидкого водорода. Жидкость будет храниться при нормальной температуре кипения. Перед расходом жидкой смеси будет переохлаждаться в течение 36 - 48 часов до температуры 17° К путем непосредственного охлаждения жидкостью по схеме рис. 15 с помощью холодильного газовой установки (ХГУ).

Определить холодопроизводительность ХГУ и производительность циркуляционного насоса, необходимого для выполнения переохлаждения жидкости в заданное время.

В начале разрабатки имеются только характеристики применяемых резервуаров для хранения и отсутствуют характеристики циркуляционной системы, которая еще подлежит разработке. Поэтому величину $Q_{\text{ж}}$, $Q_{\text{г}}$, $Q_{\text{в}}$ и $Q_{\text{с}}$ в уравнении (27) пока еще не могут быть подсчитаны.

1. Определим величину $Q_{\text{г}}$. Согласно таблице 4-25 из [1] температура кипения жидкого водорода, равновесного при температуре 20,4° К (параводород), составляет 20,27° К.

Величина переохлаждения $\Delta T = 20,27 - 17 = 3,27$ К. Согласно рис. 4-42 из [1] при 20,27° К теплоемкость жидкого параводорода $c_{\text{ж}} = 9,55$ кДж/(кг·К) и при 17° К $c_{\text{г}} = 7,95$ кДж/(кг·К). Среднее в этом интервале температур значение $c_{\text{с}} = 8,75$ кДж/(кг·К).

$$Q_{\text{г}} = G_{\text{ж}} c_{\text{ж}} \Delta T = 80000 \cdot 8,75 \cdot 3,27 = 2290000 \text{ кДж}.$$

2. В величине $Q_{\text{ж}}$, основной составляющей является величина $Q_{\text{г}}$. В первом приближении определим величину необходимой холодопроизводительности ХГУ, приняв $Q_{\text{ж}} = Q_{\text{г}}$ и время работы установки $\tau = 36$ ч.

$$Q_{\text{с}} = \frac{Q_{\text{г}}}{\tau} = \frac{2290000}{36 \cdot 3600} = \sim 17,7 \text{ кВт} (15200 \text{ ккал/ч}).$$

При минимальной разности температур между хладагентом и охлаждаемой жидкостью в два градуса нижней температурный уровень холодильного цикла ХГУ будет лежать в интервале от 18,27° К до 15° К. Таким образом, ХГУ должна иметь холодопроизводительность 17,7 кВт на среднем температурном уровне 16,5° К.

3. Величину циркулирующего потока находим из теплового баланса теплообменника-переохлаждателя, являющегося составной частью ХГУ.

$$Q_{\text{с}} = G_{\text{с}} c_{\text{с}} \Delta T_{\text{с}},$$

где $\Delta T_{\text{с}} = T_{\text{ж}} - T_{\text{г}}$ - средняя разность температур циркулирующего потока до и после переохлаждения, являющаяся максимальным значением в начале процесса и принимающая минимальное значение в конце его.

Принимая среднее значение $\Delta T_{\text{с}} = 2$ К, находим:

$$G_{\text{с}} = \frac{Q_{\text{с}}}{c_{\text{с}} \Delta T_{\text{с}}} = \frac{17,7}{8,75 \cdot 2} = 1,01 \text{ кг/с}.$$

Таким образом, циркуляционный насос должен иметь производительность

$$V = \frac{G_{\text{с}}}{\rho} = \frac{1,01}{708} = 0,00142 \text{ м}^3/\text{с} (\sim 5 \text{ м}^3/\text{ч}).$$

Эту производительность насос должен иметь при рабочем напоре 4 м. В циркуляционной системе по схеме рис. 15 насос должен быть ниже резервуара с переохлаждаемой жидкостью и величина создаваемого им напора равна величине гидравлического сопротивления циркуляционной системы.

4. Найдем величину $G_{\text{ж}}$, назначив диаметр циркуляционных трубопроводов, разрабатываем их конструкцию и произведем гидравлический расчет циркуляционной системы, включая теплообменник-переохлаждаватель.

5. Подсчитываем величину $Q_{\text{ж}}$, $Q_{\text{г}}$, $Q_{\text{в}}$ и $Q_{\text{с}}$. Если оно не превышает заданное максимальное время переохлаждения (48 часов), можно считать принятые параметры системы удовлетворительными. В противном случае холодопроизводительность должна быть увеличена в необходимых размерах.

Окончательные величины $Q_{\text{ж}}$ и $G_{\text{с}}$ могут быть также обусловлены выбором ХГУ и насоса из числа уже выпускаемых промышленностью.

7. Расчет корректирует по окончательным значениям $Q_{\text{ж}}$ и $G_{\text{с}}$. Непосредственное охлаждение жидкости в потоке. Иногда непосредственное охлаждение криогенной жидкости производится в потоке при передаче ее из одного резервуара в другой. В этом случае необходимо понижение температуры жидкости должно быть получено при ее однократном прохождении через переохлаждаватель. При переохлаждении жидкости в потоке расход ее обычно бывает велик, что влечет за собой большие размеры переохлаждателя и требует очень большой холодопроизводительности источника холода. В этом случае обычно получают необходимый холод путем испарения криогенной жидкости под вакуумом.

На рис. 16 представлена принципиальная схема осуществления такого процесса переохлаждения.

Жидкость из резервуара 1 с помощью насоса 5 (или вытеснительным способом) передается по трубопроводу в резервуар 2. При этом жидкость проходит через переохлаждаватель 3, в котором ее температура понижается на величину ΔT . Необходимый холод получается за счет испарения в переохладителе этой же жидкости под вакуумом. Вакуум-насос 4 откачивает из переохлаждателя пары и поддерживает в переохладителе пониженное давление, при котором кипевшая в нем жидкость имеет необходимый для переохлаждения проходящего потока температуру.

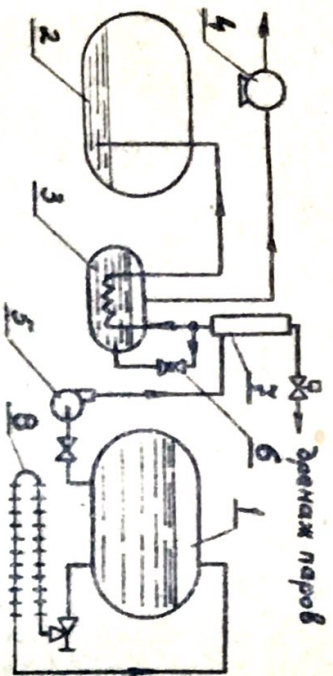


Рис. 16. Схема непосредственного охлаждения криогенной жидкости в потоке

жидкость, используемая в переохладителе в качестве хладагента, подается в него из основного потока через дроссельное устройство 6.

Если переохлаждаемый поток подходит к переохладителю в двухфазном состоянии, то для уменьшения нагрузок переохладителя и вакуум-насоса на входе в переохладитель должен быть поставлен паростатитель 7, отводящий пары и пропускающий в переохладитель только жидкость. Для надува резервуара применяется испаритель 8.

На рис. 17 представлены в диаграмме $i - q_{pr}$ процесс, происходящие в переохладителе. Точка 1 отвечает начальному состоянию потока перед переохладителем. Точка 2 отвечает конечному состоянию переохлаждаемой части потока. Хладагент кипит в переохладителе под вакуумом P_0 , при котором его температура кипения T_0 ниже конечной температуры переохлаждаемой жидкости $T_{жиз}$ на величину θ .

Процесс понижения температуры переохлаждаемой части потока, происходящий при постоянном давлении P_0 , изображается линией 1-2. Часть потока, отвечаемая для использования в качестве хладагента, сначала дросселируется (процесс 1-3), а затем испаряется (процесс 3-4). Таким образом, холодильная способность одного килограмма хладагента q_0 составляет

$$q_0 = i_4 - i_3 = i_4 - i_1. \quad (31)$$

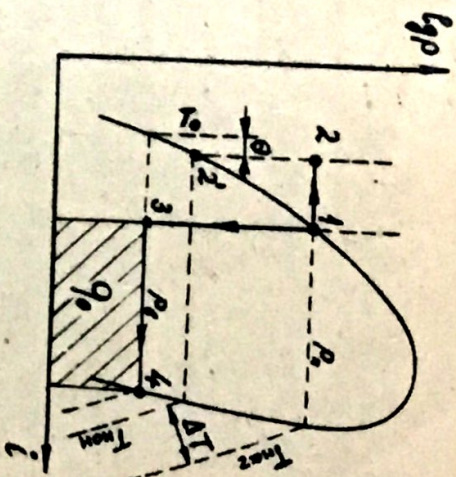


Рис. 17. Процесс, происходящий в переохладителе

Количество тепла, отдаваемое переохлаждаемой части потока, $q = i_4 - i_3 = c_p \Delta T$, но находящиеся величины i_4 по диаграммам не всегда возможно, а в справочнике [1] для криогенных жидкостей даны лишь величины c_p . Поэтому, учитывая, что при малых давлениях для жидкостей $c_p \approx c_g$, и на диаграммах $i - q_{pr}$ в области жидкости изотермы идут практически вертикально, принимают $i_4 \approx i_3$ (рис. 17) и определяют q из уравнения

$$q = i_4 - i_3 \approx i_3 - i_2 = c_p \Delta T. \quad (32)$$

Обозначим через Z долю потока, расходуемую в качестве хладагента, тогда тепловой баланс переохладителя на один килограмм потока будет иметь вид

$$(1 - Z)q + q_r = Zq_0, \quad (33)$$

откуда

$$Z = \frac{q + q_r}{q_0} = \frac{c_p \Delta T + q_r}{c_p \Delta T + (i_3 - i_1)}, \quad (34)$$

где q_r - теплоприток в переохладителе на один килограмм потока.

Пример. Поток жидкого кислорода, имеющий перед переохладителем параметры: расход 45 кг/с, давление 6 атм и температуру 91 К - переохлаждается до температуры 81 К по схеме рис. 16. Теплоприток в переохладителе 270 ккал/ч.

Требуется найти:

1) количество паров, отсасываемое вакуумным насосом;

- 2) количество жидкости, поступающее в резервуар 2;
3) тепловую нагрузку передохлаждающей.
Используем диаграмму $\epsilon - \epsilon_{gr}$ для кислорода (диаграмма XII из [1]).

Принимая разность температур на выходе потока из передохлаждателя $\theta = 3$ К, тогда температура кипения хладагента в нем $t_c = 81 - 3 = 78$ К.

еще, согласно диаграмме, соответствует давлению 0,23 атм.

Из диаграммы имеем величину энтропии: $\epsilon_c = 4$ ккал/кг и $\epsilon_g = 48,2$ ккал/кг.

Удельная теплоспособность жидкого кислорода согласно рис. 4-41 [1] имеет величину $c_f = 0,4$ ккал/(кг·К).

Относительную величину теплопотока в передохлаждателе к единице потока, находим

$$q_r = \frac{270}{3600 \cdot 45} = 0,00167 \text{ ккал/кг}.$$

По уравнению (34) находим долю z потока, испаряемую в передохлаждателе и отсасываемую вакуум-насосом

$$z = \frac{0,4 \cdot 10 + 0,00167}{48,2 - 4} = \frac{4,00167}{48,2} = 0,083.$$

Вакуум-насосом отсасывается $45 \cdot 0,083 = 3,74$ кг/с.

В наполненный резервуар поступает $45 - 3,74 = 41,26$ кг/с.

Тепловая нагрузка теплообменника передохлаждателя составляет

$$Q_c = 41,26 c_f \Delta T = 41,26 \cdot 0,4 \cdot 10 = 165 \text{ ккал/с (595000 ккал/ч)}.$$

5. Работа через жидкость охлажденного тела

Испарительный процесс передохлаждения криогенной жидкости может быть осуществлен без создания вакуума в сосуде, окружающем жидкость, путем барботаж через жидкость гелия, предварительно охлажденного до температуры, близкой к температуре передохлаждаемой жидкости.

На рис. 18 представлена принципиальная схема осуществления этого способа передохлаждения.

Переохлаждаемая жидкость находится в сосуде 1 под избыточным давлением, которое в ходе процесса поддерживается постоянным.

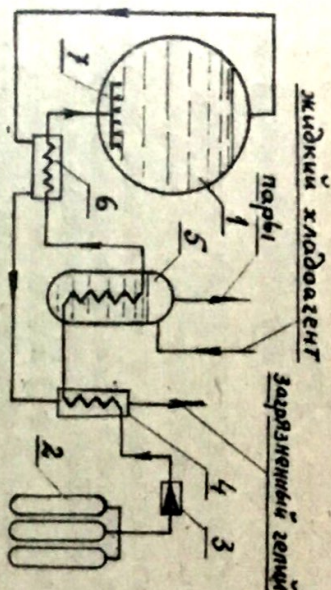


Рис. 18. Схема барботажа через жидкость охлажденного тела

Чистый гелий из резервуара сжатого газа 2 редукцируется в газовом редукторе 3, подвергается предварительному охлаждению в теплообменниках 4, 5, 6 и затем через барботер 7, находящийся внизу сосуда, движется в жидкость. Из барботера гелий выходит небольшими пузырьками, которые всплывают в жидкость. При этом жидкость испаряется внутри пузырьков и гелий насыщается парами ее. Таким образом, поток барботирующего гелия вызывает интенсивный процесс парообразования и уносит из сосуда образующиеся пары. Необходимое для парообразования тепло отнимается у жидкости, что вызывает понижение ее температуры.

Холод обратного потока использованного гелия рециркулируется в теплообменниках 6 и 4 в процессе охлаждения прямого потока гелия. В теплообменнике 5 для охлаждения прямого потока гелия используется кипящая при атмосферном давлении криогенная жидкость, та же, которая подвергается передохлаждению.

Этот способ передохлаждения связан с расходом дорогого и дефицитного газа и применяется только в бортовых криогенных системах. При этом расход гелия бывает не одним литром и, затрагиваемый парами жидкости, газ выбрасывается в атмосферу.