

УДК 621.564.25:551.510.534

Г.К. Лавренченко*, А.В. Копытин, А.Ю. Федчун**

Украинская ассоциация производителей технических газов «УА-СИГМА», а/я 271, г. Одесса, Украина, 65026

*e-mail: uasigma@paco.net

**e-mail: fedchun@opz.odessa.ua

КОМПРЕССОРНО-НАСОСНАЯ УСТАНОВКА, ИСПОЛЬЗУЮЩАЯ ХОЛОД ЖИДКОГО АММИАКА, ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ЖИДКОГО СО₂ И ПОДАЧИ ЕГО НА СИНТЕЗ КАРБАМИДА

Диоксид углерода широко применяется в крупнотоннажной химии для производства карбамида. Газообразный СО₂ сжимают в установке с многоступенчатым компрессором до давления 15 МПа и подают в агрегат синтеза карбамида. Удельный расход электроэнергии на сжатие диоксида углерода в компрессорной установке составляет 0,13 кВт·ч/кг. Энергетически более выгодным является применение разработанной новой компрессорно-насосной установки для сжатия диоксида углерода. Приводится схема установки для сжатия СО₂ до давления 15 МПа и подачи его на производство карбамида. В качестве источника холода в установке используется поток холодного жидкого аммиака с начальной температурой –30 °С. Производительность и энергопотребление компрессорно-насосной установки зависят от давления сжатия СО₂. При сжатии СО₂ до 1,8 МПа можно с помощью холода аммиака ожижить 2,3 т/ч диоксида углерода, который затем подаётся на синтез карбамида с помощью насоса с давлением 15 МПа. Удельный расход электроэнергии в установке — 0,1 кВт·ч/кг. При сжатии СО₂ до 3 МПа производительность установки — 8,78 т/ч, а удельные затраты — 0,108 кВт·ч/кг. Производство карбамида в этом случае может возрасти с 1400 до 1680 т/сут.

Ключевые слова: Газообразный диоксид углерода. Жидкий диоксид углерода. Аммиак. Карбамид. Компрессорно-насосная установка. Сверхкритическое давление. Сжатие газа. Термодинамический анализ. Эффективность.

G.K. Lavrenchenko, A.V. Kopytin, A.Yu. Fedchun

COMPRESSOR-PUMP UNIT USING A COLD OF LIQUID AMMONIA FOR MANUFACTURE THE LIQUID CO₂ AND ITS FEEDING ON SYNTHESIS OF UREA

Carbon dioxide are widely applied in tonnage chemistry for manufacture of urea. Gaseous CO₂ compress in unit with the multistage compressor up to pressure 15 MPa and feed to unit of urea' synthesis. The specific power consumption of the electric power for compression of carbon dioxide in compressor unit makes 0,13 kW·h/kg. Application of the created new compressor-pump unit for compression carbon dioxide is more favourable energetically. The circuit of unit for compression of CO₂ up to pressure 15 MPa and its feeding for manufacture of urea is resulted. The stream of cold liquid ammonia with initial temperature –30 °C is used as a source of cold in unit. Productivity and power consumption of compressor-pump unit depend on pressure of compression CO₂. At compression CO₂ up to 1,8 MPa is possible with the help of cold of ammonia to liquefaction the 2,3 t/h of carbon dioxide which then feed on synthesis of urea with the help of the pump with pressure 15 MPa. The specific power consumption in unit is 0,1 kW·h/kg. The productivity of unit during compression CO₂ up to 3 MPa is 8,78 t/h and specific charge by unit is 0,108 1 kW·h/kg. Manufacture of urea in this case can increase with 1400 up to 1680 t/day.

Keywords: Gaseous carbon dioxide. Liquid carbon dioxide. Ammonia. Urea. Compressor-pump unit. Supercritical pressure. Gas compression. Thermodynamic analysis. Efficiency.

1. ВВЕДЕНИЕ

Карбамид является ценным химическим продуктом и эффективным удобрением.

Спрос на него постоянно растёт. Увеличение мощностей по производству карбамида — стратегическая задача вырабатывающих его химических предприятий. В связи с этим актуальным нужно считать поиск путей увеличения производительности агрегатов синтеза карбамида при одновременном снижении удельных затрат. Один из них касается повышения эффективности системы подачи диоксида углерода на производство карбамида.

В настоящее время газообразный диоксид углерода компримируется в поршневом либо центробежном компрессорах или комбинированно, т.е. последовательно в турбокомпрессоре и затем в поршневом компрессоре, до давления 15 МПа и подаётся в агрегат по производству карбамида. Удельный расход электроэнергии на сжатие CO_2 таким способом на различных предприятиях лежит в интервале 0,132-0,158 кВт·ч/кг.

Для снижения удельных энергозатрат на компримирование CO_2 до высокого давления предлагается новая эффективная технологическая схема его подачи, реализация которой будет способствовать росту мощностей по производству карбамида с обеспечиваемым при этом улучшением технико-экономических показателей.

Анализ показывает, что процесс многоступенчатого компримирования газообразного CO_2 до давления 15 МПа можно заменить на более экономичный способ его сжатия до промежуточного давления с последующими конденсацией, сжатием в насосе до конечного давления и газификацией.

В данной статье нами сравниваются два варианта организации процессов компримирования диоксида углерода до 15 МПа: традиционный компрессорный и компрессорно-насосный.

2. АНАЛИЗ ОБРАТИМЫХ ПРОЦЕССОВ ПОДАЧИ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА НА СИНТЕЗ КАРБАМИДА

Оценку энергетической эффективности компримирования диоксида углерода различными способами до давления 15 МПа, являющегося сверхкритическим давлением для этого продукта, можно выполнить на основе термодинамического анализа реальных процессов сжатия газов и жидкостей. Для установления минимальных затрат работы сначала рассмотрим несколько процессов обратимого сжатия диоксида углерода до указанного давления [1].

Проще всего для обеспечения процесса синтеза карбамида производить сжатие CO_2 до 15 МПа в изотермическом процессе 1-2, изображённом на рис. 1.

Из рис. 1 видно, что из состояния, характеризуемого точкой 1, можно прийти в точку 2 и другим путём, а именно в результате реализации ряда процессов 1-3-4-5-2. В этом случае вначале газ охлаждается

и оживается при $T_{\text{ож}}$ в процессе 1-3-4, затем полученная жидкость сжимается в насосе (процесс 4-5) до давления $P_2 > P_k$, где P_k — критическое давление CO_2 , и потом нагревается при этом давлении в изобарическом процессе 5-2.

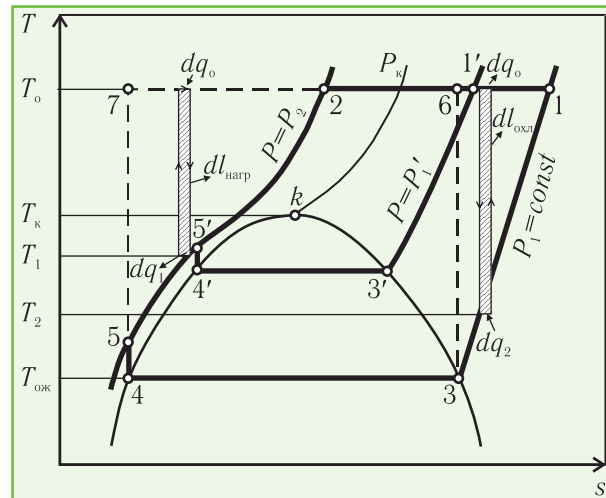


Рис. 1. Изображение в T-s-диаграмме различных процессов перехода из точки 1 в точку 2

Покажем, что при обратимом осуществлении изотермического процесса сжатия 1-2 и перечисленных процессов 1-3-4-5-2 их работы будут одинаковы. Удельная работа в процессе 1-2

$$l_{1-2} = T_о(s_1 - s_2) - (i_1 - i_2), \quad (1)$$

где $T_о$ — температура компримирования газа, превышающая его критическую температуру $T_к$; i, s — значения удельных энтальпий и энтропий в указанных точках.

Теперь найдём работу обратимого перехода из точки 1 в точку 2 реализацией совокупности процессов 1-3-4-5-2. Общую работу представим как алгебраическую сумму работ в отдельных процессах:

$$l_{1-3-4-5-2} = l_{1-3} + l_{3-4} + l_{4-5} - l_{5-2}. \quad (2)$$

Найдём каждую из указанных в уравнении (2) работ. Работа охлаждения в процессе 1-3 определяется как сумма работ в элементарных обратных циклах Карно:

$$l_{1-3} = \int_{T_о}^{T_о_ж} \frac{T_о - T_2}{T_2} dq_2 = T_о(s_1 - s_3) - (i_1 - i_3). \quad (3)$$

Работа оживления (в процессе 3-4) предварительно охлаждённого до температуры $T_{\text{ож}}$ газа равна работе обратимой холодильной машины

$$l_{3-4} = T_о(s_3 - s_4) - (i_3 - i_4). \quad (4)$$

Работа обратимого сжатия жидкости в насосе в процессе 5-4 до давления P_2

$$l_{4-5} = i_5 - i_4. \quad (5)$$

Для обратимого изобарического подогрева жидкости при $P_2 = const$ необходимо реализовать бесконечное множество элементарных прямых циклов Карно между температурой окружающей среды T_0 и температурой T_1 , изменяющейся на указанной изобаре. Производимая в этом процессе работа

$$l_{5-2} = \int_{T_5}^{T_0} \frac{T_0 - T_1}{T_0} dq_0 = T_0(s_2 - s_5) - (i_2 - i_5). \quad (6)$$

С учётом выражений (3)-(6) и (2), а также очевидного равенства $s_4 = s_5$ получим:

$$l_{1-3-4-5-2} = T_0(s_1 - s_3) - (i_1 - i_3) + T_0(s_3 - s_4) - (i_3 - i_4) + (i_5 - i_4) - T_0(s_2 - s_5) + (i_2 - i_5) = T_0(s_1 - s_2) - (i_1 - i_2). \quad (7)$$

Отсюда следует, что при обратимом протекании рассматриваемых процессов

$$l_{1-2} \equiv l_{1-3-4-5-2}, \quad (8)$$

т.е. работа изотермического сжатия газообразного CO_2 при T_0 в процессе 1-2 равна работе обратимого перехода из точки 1 в точку 2 в процессах 1-3-4-5-2.

Этот вывод справедлив и в случае перехода из точки 1 в точку 2 в процессах 1-1'-3'-4'-5'-2, т.е. при частичном сжатии газа перед его охлаждением до давления $P_1 < P_k$, ожижения, сжатия жидкости в насосе и газификации её при давлении P_2 .

3. ЗАТРАТЫ РАБОТЫ НА СЖАТИЕ CO_2 В КОМПРЕССОРНОЙ И КОМПРЕССОРНО-НАСОСНОЙ УСТАНОВКАХ

В реальных установках, конечно, энергетические затраты превышают работу в обратимых процессах l_{1-2} и $l_{1-3-4-5-2}$. Кроме этого, их возросшие действительные значения в большинстве случаев могут и не совпадать.

Анализ показывает, что углекислотные циклы типа 1-1'-3'-4'-5'-2 могут быть взяты за основу для разработки экономичных компрессорно-насосных установок для обеспечения диоксидом углерода высокого давления агрегатов синтеза карбамида. Достоинство этих циклов — существенно меньшие затраты работы на компримирование CO_2 . Это их преимущество, однако, можно использовать тогда, когда имеется (или можно отыскать) источник холода для конденсации CO_2 при низких температурах в процессах, например, 4-5 или 4'-5' (см. рис. 2).

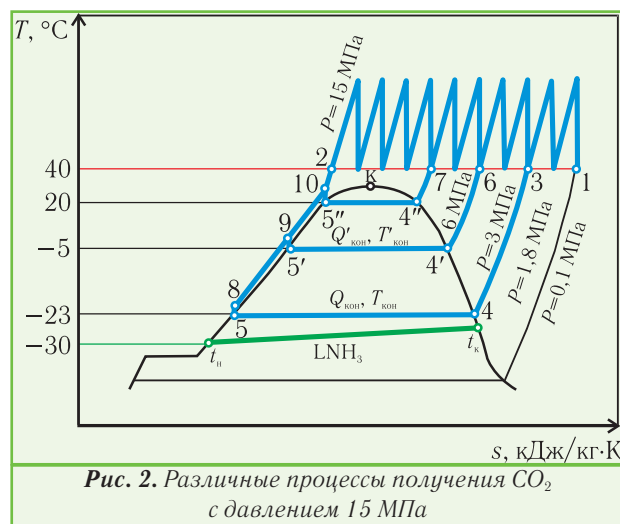


Рис. 2. Различные процессы получения CO_2 с давлением 15 МПа

Рассчитаем удельные энергозатраты на компримирование CO_2 в газообразном и жидком состояниях вначале в компрессоре и затем в насосе до одного и того же конечного давления 15 МПа. Из состояния 1 с $P_1 = 0,1$ МПа можно перейти в точку 2, предварительно сжав CO_2 в компрессоре до различных давлений, например, до $P_3 = 1,8$ МПа; $P_6 = 3$ МПа; $P_7 = 6$ МПа.

Для определения реальных затрат в компрессоре и насосе примем, что изотермический КПД компрессора $\eta_{из} = 0,5$, а адиабатный КПД насоса $\eta_{ад} = 0,9$. С учётом указанных потерь можно вычислить работы компрессора $l_{км}$ и насоса $l_{н}$. Для процесса 1-3-4-5-8-2

Таблица 1. Удельные энергозатраты на сжатие газообразного и жидкого CO_2 до конечного давления 15 МПа

P_{CO_2} , МПа	$T_{кон}$, °C	$l_{км}$, кДж/кг	$l_{н}$, кДж/кг	$l_{уд}$, кДж/кг	$l_{уд}$, кВт·ч/кг	Δ , %	Θ , %
1,5	-28	308,43	6,75	315,18	0,0875	65,64	34,36
1,8	-23	327,53	6,70	334,23	0,0930	70,00	30,00
3,0	-5	380,52	6,48	387,00	0,1075	80,65	19,35
4,0	5	408,15	6,39	414,54	0,1152	86,42	13,58
6,0	22	442,71	6,21	448,92	0,1247	93,55	6,45
7,0	28	453,33	6,18	459,51	0,1277	95,80	4,20
15	—	479,70	—	479,70	0,1333	100	0

Примечания: P_{CO_2} — конечное давление сжатия CO_2 в компрессоре; $T_{кон}$ — температура конденсации CO_2 при соответствующем давлении нагнетания; $l_{км}$, $l_{н}$, $l_{уд}$ — удельные работы сжатия CO_2 , соответственно, в компрессоре, насосе и установке; Δ — относительная доля работы, затрачиваемая на сжатие газообразного и жидкого CO_2 в сравнении с сжатием только газообразного CO_2 ; Θ — экономия удельных энергозатрат при компримировании CO_2 в компрессорно-насосной установке в сравнении со сжатием его в процессе 1-2, т.е. от давления 0,1 до 15 МПа.

$$l_{\text{км}} = [T_0(s_1 - s_3) - (i_1 - i_3)] / \eta_{\text{из}}; \quad (9)$$

$$l_{\text{н}} = (i_5 - i_4) / \eta_{\text{ад}}. \quad (10)$$

Результаты расчётов приведены в табл. 1.

Из табл. 1 видно, что удельные энергозатраты на сжатие газообразного CO_2 до давления 15 МПа составляют 0,133 кВт·ч/кг (вне зависимости от типа компрессора, поршневого или центробежного). При сжатии CO_2 до выбранных давлений и осуществлении последующих процессов удельные энергозатраты будут ниже. При этом, чем меньше давление нагнетания газообразного CO_2 , тем больше экономия электроэнергии.

Например, в случае компримирования CO_2 до 1,8 МПа в углекислотном компрессоре, конденсации и сжатия в насосе до 15 МПа удельные энергозатраты можно снизить на 30 %. Однако надо учитывать, что этот выигрыш обусловлен отсутствием затрат на конденсацию CO_2 при температуре ниже температуры окружающей среды. Для этого в качестве источника холода предлагается использовать холод сжатого до 1,5 МПа жидкого аммиака, который затем после ещё одного сжатия в насосе до 15 МПа также подаётся на производство карбамида.

4. ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ХОЛОДА ЖИДКОГО АММИАКА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ЖИДКОГО CO_2

Жидкий диоксид углерода можно производить с помощью термодинамических циклов низкого, среднего или высокого давлений [2,3]. В цикле низкого давления газообразный CO_2 компримируют до давлений 1,5-1,8 МПа, осушают и конденсируют при помощи низкотемпературной холодильной машины, а затем выдают в виде продукта. В цикле высокого давления CO_2 сжимают до давления, близкого к критическому, например, 6-7 МПа, осушают и конденсируют за счёт охлаждения оборотной водой, которая имеет температуру несколько ниже температуры конденсации CO_2 . Полученным жидким диоксидом углерода наполняют баллоны либо дросселируют его до давления 1,5-1,8 МПа для получения низкотемпературного продукта. Циклы среднего давления занимают промежуточное положение между указанными циклами. В цикле среднего давления CO_2 сжимают до 3-4 МПа.

При реализации циклов низкого или среднего давлений вместо низкотемпературной холодильной машины можно применить, как отмечалось, холодный жидкий аммиак с давлением 1,5 МПа. Это свойственно предприятиям, вырабатывающим аммиак с дальнейшим его использованием для синтеза карбамида. На производство карбамида подают газообразный CO_2 и жидкий аммиак с давлениями 15 МПа [4]. В зависимости от конкретной технологии производства карбамида в агрегат его синтеза направляют холодный жидкий аммиак с температурой примерно -30 °С, который сжимается с 1,5 до 15 МПа в плунжерных насосах и потом нагревается в паровом подогревателе или в регенеративных теплообменных аппара-

тах до температуры 15-20 °С. В других схемах аммиак с температурой -30 °С и давлением 1,5 МПа подогревают в самом агрегате синтеза аммиака каким-либо образом до 5-15 °С. Затем его направляют на всасывание в плунжерные насосы карбамидного отделения для окончательного сжатия до 15 МПа.

В первом случае можно снизить расход тепла на подогрев жидкого аммиака в пароподогревателе. Для этого жидкий аммиак с давлением 1,5 МПа и температурой -30 °С целесообразно вначале использовать для конденсации сжатого CO_2 в циклах низкого или среднего давлений. Во втором случае возможно также наиболее низкотемпературную часть холода жидкого аммиака израсходовать для отвода теплоты конденсации диоксида углерода при температурах ниже температуры окружающей среды. Однако, чтобы не нарушать режим работы всего аммиачно-карбамидного комплекса нужно принимать во внимание некоторые ограничения:

1. При выбранном давлении нагнетания газообразного CO_2 к потоку жидкого аммиака можно подвести вполне конкретное количество тепла от конденсирующегося диоксида углерода. Это обусловлено повышением температуры жидкого аммиака при подводе к нему теплоты конденсации CO_2 . Поэтому с ростом давления нагнетания и, соответственно, давления конденсации CO_2 будет возрастать его подача на синтез карбамида.

2. Во втором случае следует внести некоторые изменения в схему подогрева жидкого аммиака, предварительно сжатого до 1,5 МПа. Анализ различных схем использования холода жидкого аммиака показывает, что его наиболее ценную, низкотемпературную часть можно применить для конденсации предварительно сжатого CO_2 .

В ряде схем аммиачных агрегатов холодный жидкий аммиак с температурой -30 °С подогревают в результате смешения его с тёплым жидким аммиаком.

Покажем, что даже при подаче жидкого аммиака с температурой 5 °С на производство карбамида можно высвободить и полезно использовать определённое количество холода жидкого аммиака для решения поставленной задачи.

Кратко рассмотрим технологию повышения температуры жидкого аммиака до 5 °С. Жидкий аммиак с этой температурой получают путём пропорционального смешения при одинаковых давлениях холодного жидкого аммиака с температурой -30 °С и тёплого жидкого аммиака с температурой 43-49 °С. Эти потоки жидкого аммиака отбирают из различных ресиверов аммиачной холодильной установки (АХУ), которая работает в составе агрегата синтеза аммиака и захлаживает продуктовый жидкий аммиак, поступающий в изотермический склад хранения. В итоге, часть жидкого аммиака (50 %), произведённого в агрегате синтеза аммиака, после АХУ направляется в изотермический склад хранения при температуре -33 °С, а другая его часть подаётся на производство карбамида. Температура общего потока жидкого аммиака 5 °С, как отмечалось, обеспечивается смешением тёплого и

холодного потоков.

При мощности агрегата аммиака 1600 т/сут. его производительность по жидкому аммиаку составляет 66,7 т/ч, по газообразному CO_2 — 42 тыс. $\text{нм}^3/\text{ч}$ (84 т/ч). Из них для производства карбамида используется 32,5 т/ч жидкого аммиака и 21,5 тыс. $\text{нм}^3/\text{ч}$ (43 т/ч) газообразного CO_2 . Это обеспечивает производство 1400 т/сут. карбамида [4].

Определим доли холодного и тёплого жидкого аммиака в общем потоке аммиака, подаваемого на производство карбамида в количестве 32,5 т/ч при температуре 5 °С.

Принимаем давления потоков жидкого аммиака равными 1,5 МПа с температурами 43 °С и –30 °С, соответственно, для тёплого и холодного жидкого аммиака. Для обеспечения температуры смешения 5 °С необходимо 48,8 % тёплого и 51,2 % холодного жидкого аммиака. Отсюда следуют значения расходов: тёплого жидкого аммиака (при температуре 43 °С) — 15,857 т/ч; холодного жидкого аммиака (при температуре –30 °С) — 16,643 т/ч. Это позволяет получить поток жидкого аммиака с температурой 5 °С и указанным расходом 32,5 т/ч.

Для использования холода жидкого аммиака с температурой –30 °С предлагается на потоке тёплого жидкого аммиака с температурой 43 °С установить водяной теплообменник, работающий на холодной воде, которая производится в абсорбционной бромистолитиевой холодильной машине (АБХМ). В результате этой температуры тёплого потока можно снизить с 43 °С до 15 °С. Это позволит низкотемпературную часть холода жидкого аммиака использовать для конденсации CO_2 . При этом температуры смешения обоих потоков не будут превышать 5 °С.

В связи с этим удастся отвести некоторое количество теплоты от тёплого жидкого аммиака при положительных температурах и высвободить в результате этого такое же количество холода на уровне низких температур для конденсации CO_2 . Таким образом, можно компенсировать количество отведённого холода от холодного жидкого аммиака количеством подведённого холода к тёплому жидкому аммиаку от АБХМ. Работа АБХМ характеризуется высокой эффективностью. Её тепловой коэффициент составляет 0,75, что обуславливает небольшое потребление водяного пара, который в достаточном количестве вырабатывается при производстве аммиака. Выпускаются АБХМ в компактном модульно-контейнерном исполнении и не требуют фундаментов. АБХМ вырабатывают воду с температурой 5-7 °С.

В процессе охлаждения тёплого жидкого аммиака в количестве 15,857 т/ч от 43 °С до 15 °С от него необходимо отвести 592 кВт теплоты. Это же количество холода (592 кВт) можно полезно использовать при нагреве холодного жидкого аммиака в количестве 16,643 т/ч от –30 °С до –5 °С. После смешения потоков тёплого (15 °С) и холодного (–5 °С) жидкого аммиака температура смешения составит 5 °С, что подтверждает возможность выполнения указанного условия.

Полученная холодопроизводительность является максимальной. Однако, — это уже отмечалось, — для конденсации CO_2 холод нужен на определённом температурном уровне в зависимости от того, реализуется ли цикл низкого или среднего давлений. В случае цикла низкого давления, как следует из рис. 2, холодный жидкий аммиак может подогреться в углекислотном конденсаторе от –30 °С до –26 °С.

В связи с этим определим количество жидкого CO_2 , которое можно сконденсировать при помощи холода жидкого аммиака в углекислотной установке, реализующей цикл низкого давления. Принципиальная схема компрессорно-насосной установки изображена на рис. 3.

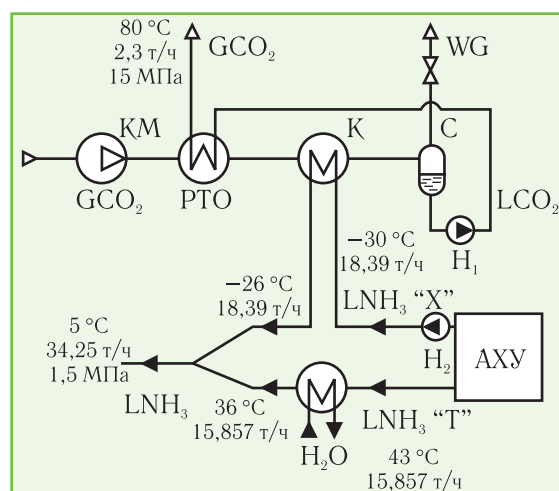


Рис. 3. Технологическая схема подачи газообразного CO_2 с давлением 15 МПа на синтез карбамида: «X» и «Т» — потоки холодного и тёплого жидкого аммиака; WG — отбросный газ (неконденсирующиеся газы); KM — углекислотный компрессор; K — конденсатор; C — сепаратор; PTO — рекуперативный теплообменник; H₁, H₂ — углекислотный и аммиачный насосы, соответственно; АХУ — аммиачная холодильная установка агрегата синтеза аммиака; GCO_2 , LCO₂ — газообразный и жидкий CO_2 ; H₂O — холодная вода, производимая АБХМ; LNH₃ — жидкий аммиак

Газообразный диоксид углерода сжимается в её углекислотном компрессоре до давления 1,8 МПа, затем охлаждается до температуры 35 °С в конечном холодильнике, осушается в блоке осушки, конденсируется и переохлаждается на 2-3 °С ниже равновесной температуры для предотвращения явления кавитации в насосе. Жидкий CO_2 накапливается в сепараторе для отвода неконденсирующихся примесей. Затем сжимается в плунжерном насосе до давления 15 МПа и, пройдя через рекуперативный теплообменник, нагревается до 30 °С. После этого поток подогреться до 80 °С в межступенчатом и конечном холодильниках компрессора и подаётся на производство карбамида. Температура смешения жидкого аммиака, поступающего на производство карбамида, обеспечивается на уровне 5 °С за счёт холода АБХМ.

Приведём в табл. 2 расчётные значения производительности компрессорно-насосной установки по жидкому диоксиду углерода в зависимости от количества используемого холодного жидкого аммиака сжатого до 1,5 МПа.

Таблица 2. Производительность установки по жидкому CO_2 при $P_{\text{кон}} = 1,8$ МПа

Наименование	Компрессорно-насосная установка	
G_{NH_3} , т/ч	16,643*	18,39**
$t_{\text{в}}$, °С	-30	-30
$t_{\text{к}}$, °С	-26	-26
Q_{NH_3} , кВт	144	159
P_{CO_2} , МПа	1,8	1,8
$T_{\text{кон}}$, °С	-23	-23
G_{CO_2} , кг/ч	2083	2302

Примечание: G_{NH_3} — расход жидкого аммиака; $t_{\text{в}}$, $t_{\text{к}}$ — температуры аммиака на входе в конденсатор CO_2 и выходе из него; Q_{NH_3} — количество холода, отбираемого от жидкого аммиака; P_{CO_2} — давление конденсации газообразного CO_2 ; $T_{\text{кон}}$ — температура конденсации CO_2 ; G_{CO_2} — производительность по жидкому CO_2 ; * — количество холодного жидкого аммиака, поступающего на смешение с тёплым жидким аммиаком для обеспечения температуры 5 °С и суммарного расхода 32,5 т/ч; ** — количество холодного жидкого аммиака, увеличенное на 1,75 т/ч из-за роста расхода CO_2 , подаваемого на синтез карбамида.

Из табл. 2 видно, что производительность установки по жидкому диоксиду углерода при давлении нагнетания 1,8 МПа составляет от 2 до 2,3 т/ч в зависимости от количества используемого холодного жидкого аммиака. При мощности агрегата по производству карбамида 1400 т/сут. его производительность можно увеличить на 5 %, т.е. на 72 т/сут. или на 3 т/ч, подавая в него дополнительно 2,3 т/ч жидкого CO_2 и 1,75 т/ч жидкого NH_3 . При этом диоксид углерода конденсируется за счёт использования холода жидкого аммиака. Количество отведённого холода компенсируется работой АБХМ (см. рис. 3).

В случае летнего режима эксплуатации установки, когда снижается подача газообразного CO_2 на производство карбамида из-за высокой температуры окружающей среды, компрессорно-насосная установка способна обеспечивать стабильную работу агрегата синтеза карбамида, дополнительно подавая в него 2 т/ч газообразного CO_2 . В другое же время работы установки будет наблюдаться рост производства карбамида, обусловленного дополнительной подачей газообразного CO_2 и жидкого аммиака в агрегат синтеза карбамида.

5. КОМПРЕССОРНО-НАСОСНАЯ УСТАНОВКА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ЖИДКОГО CO_2 И ПОДАЧИ ЕГО НА СИНТЕЗ КАРБАМИДА

Создание установки преследовало своей целью увеличение производительности агрегатов синтеза

карбамида, а также снижение энергозатрат на компримирование CO_2 до 15 МПа [5]. С помощью установки (см. рисунки 2, 3) можно получить жидкий диоксид углерода в процессе 1-3-4-5-8-2 (при низком давлении нагнетания) или 1-6-4'-5'-9-2 (со средним давлением нагнетания). В установке холод жидкого аммиака используется для конденсации предварительно компримированного CO_2 . Это позволяет сжать жидкий CO_2 в насосе до высокого давления (15 МПа), газифицировать его и подать на производство карбамида.

Компрессорно-насосная установка, изображённая на рис. 3, работает следующим образом. Газообразный диоксид углерода сжимается в углекислотном компрессоре КМ, например, до давления 1,8 МПа, охлаждается до температуры 35 °С в конечном холодильнике и осушается в блоке осушки (на схеме не показано). Далее он конденсируется, затем переохлаждается на 2-3 °С в конденсаторе К и поступает в сепаратор С. Из верхней части сепаратора С в атмосферу отводятся неконденсирующиеся газы WG, а из нижней — жидкий низкотемпературный диоксид углерода. Жидкий CO_2 при помощи насоса H_1 сжимается до давления 15 МПа и подаётся в рекуперативный теплообменник РТО, в котором подогревается до температуры 30 °С. После этого жидкий CO_2 проходит межступенчатый и концевой холодильники компрессора КМ (на схеме опущены), нагреваясь до температуры 80 °С, и далее подаётся на производство карбамида. При этом обратная вода для охлаждения углекислотного компрессора не используется. Жидкий холодный аммиак в количестве 18,39 т/ч из АХУ сжимается в насосе до 1,5 МПа и при температуре -30 °С подаётся в конденсатор К для ожижения CO_2 . В нём холодный жидкий аммиак подогревается до температуры -26 °С. Тепловая нагрузка конденсатора — 159 кВт. Жидкий тёплый аммиак из АХУ в количестве 15,857 т/ч при том же давлении и температуре 43 °С направляется в водяной теплообменник АБХМ, в котором охлаждается до температуры 36 °С. Таким образом, температура смешения холодного жидкого аммиака (-26 °С) в количестве 18,39 т/ч с тёплым жидким аммиаком с температурой 36 °С в количестве 15,857 т/ч составляет 5 °С, а суммарный расход — 34,25 т/ч жидкого аммиака. Температура смешения жидкого аммиака, поступающего на производство карбамида, поддерживается на этом уровне за счёт регулирования холодопроизводительности АБХМ.

При использовании холодного аммиака в интервале от -30 °С до -26 °С при давлении 1,5 МПа в количестве 18,39 т/ч производительность установки по жидкому диоксиду углерода составит 2,3 т/ч. Удельный расход электроэнергии с учётом затрат на компримирование CO_2 до давления 15 МПа, затрат на регенерацию блока осушки и обеспечения работы АБХМ составит 0,1 кВт·ч/кг. Экономия электроэнергии при компримировании одного и того же количества CO_2 до давления 15 МПа, по сравнению со стандартной схемой сжатия CO_2 , реализующей процесс 1-2 (см. рис. 1), составляет 30 %. Производство карба-

мида увеличится на 5 %, т.е. на 72 т/сут., и составит 1472 т/сут.

В случае производства жидкого диоксида углерода по циклу среднего давления, например, с давлением нагнетания газообразного CO_2 при 3 МПа (см. табл. 1), производительность агрегата синтеза карбамида можно существенно увеличить. В табл. 3 приводятся расчётные значения производительности компрессорно-насосной установки в зависимости от количества используемого холодного жидкого аммиака в случае производства жидкого CO_2 при давлении 3 МПа.

Таблица 3. Производительность установки по жидкому CO_2 при $P_{\text{кон}}=3$ МПа

Наименование	Компрессорно-насосная установка	
G_{NH_3} , т/ч	16,643*	23,3**
t_n , °C	-30	-30
t_k , °C	-10	-10
Q_{NH_3} , кВт	462	647
P_{CO_2} , МПа	3	3
$T_{\text{кон}}$, °C	-5	-5
G_{CO_2} , кг/ч	6275	8784

Примечания: G_{NH_3} — расход жидкого аммиака; t_n , t_k — температуры аммиака на входе в конденсатор CO_2 и выходе из него; Q_{NH_3} — количество холода, отбираемого от жидкого аммиака; P_{CO_2} — давление конденсации газообразного CO_2 ; $T_{\text{кон}}$ — температура конденсации CO_2 ; G_{CO_2} — производительность по жидкому CO_2 ; * — количество холодного жидкого аммиака, поступающего на смешение с тёплым жидким аммиаком для обеспечения температуры 5 °C и суммарного расхода 32,5 т/ч; ** — количество холодного жидкого аммиака, увеличенное на 6,657 т/ч из-за роста расхода CO_2 , подаваемого на синтез карбамида.

Из табл. 3 видно, что производительность установки по жидкому диоксиду углерода при давлении нагнетания 3 МПа составляет от 6,2 до 8,7 т/ч в зависимости от количества используемого холодного жидкого аммиака. Получение такого количества CO_2 позволяет при мощности агрегата по производству карбамида 1400 т/сут. увеличить его производительность на 15-20 %, т.е. на 200-280 т/сут. или на 8,4-11,7 т/ч, подавая в него дополнительно 6,2-8,8 т/ч CO_2 и 4,75-6,6 т/ч NH_3 с давлениями 15 МПа.

При использовании холодного аммиака в интервале от -30 °C до -10 °C при давлении 1,5 МПа в количестве 23,3 т/ч производительность установки по жидкому диоксиду углерода достигнет 8,78 т/ч. Удельный расход электроэнергии с учётом затрат на компримирование CO_2 до давления 15 МПа, затрат на регенерацию блока осушки и обеспечения работы АБХМ не превысит 0,108 кВт·ч/кг. Экономия электроэнергии при компримировании CO_2 до давления 15 МПа по сравнению со стандартной схемой его сжатия, реализующей процесс 1-2 (см. рис. 1), составит 20 %. Производство карбамида увеличится на 20 %, т.е. на 280 т/сут., и будет равняться 1680 т/сут.

Предлагаемая схема компримирования CO_2 (см. рис. 3) обладает рядом преимуществ.

Во-первых, газообразный CO_2 сжимается в компрессоре только до 1,8 или 3 МПа. Для этой цели можно использовать винтовую или центробежную компрессорные машины. Во-вторых, конденсация CO_2 осуществляется за счёт полезного использования холода сжатого до 1,5 МПа переохлаждённого жидкого аммиака, подаваемого на производство карбамида. Поэтому отсутствуют существенные энергозатраты на выработку холода. В-третьих, после конденсации CO_2 из сепаратора удаляются в атмосферу неконденсирующиеся газы. Это способствует получению особо чистого CO_2 , позволяющего повысить качество производимого карбамида. В-четвёртых, дальнейшее сжатие жидкого CO_2 выполняется в насосе до давления синтеза карбамида. Работа насоса примерно на порядок ниже работы сжатия компрессора от указанных давлений до 15 МПа.

6. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Сжатие диоксида углерода до сверхкритических давлений (15 МПа) можно осуществить различными способами. Наиболее энергетически выгодным является применение компрессорно-насосной схемы компримирования. При её использовании для сжатия диоксида углерода по сравнению с чисто компрессорной схемой можно экономить до 30 % электроэнергии, что свидетельствует о высокой эффективности предлагаемой установки. При этом удельный расход на сжатие CO_2 до 15 МПа составит 0,1 кВт·ч/кг.

Применение компрессорно-насосной установки позволит увеличить производительность агрегата синтеза карбамида мощностью 1400 т/сут. на 5 % или на 72 т/сут. при использовании углекислотного цикла низкого давления или на 20 % (280 т/сут.) при реализации цикла среднего давления.

ЛИТЕРАТУРА

1. Лавренченко Г.К., Копытин А.В. Энергетические показатели различных процессов сжатия диоксида углерода до сверхкритических давлений// Технические газы. — 2007. — № 1. — С. 31-36.
2. Пименова Т.Ф. Производство и применение сухого льда, жидкого и газообразного диоксида углерода. — М.: Лёгкая и пищевая промышленность, 1982. — 208 с.
3. Холодильная техника. Энциклопедический справочник в 2-ух книгах. Книга 2. Применение холода в промышленности и на транспорте. — М.: Госторгиздат, 1961. — 575 с.
4. Справочник азотчика в 2-ух томах. Т.2. — М.: Химия, 1969. — 444 с.
5. Патент Украины № 38275, МПК F25B1/00. Компрессорно-насосная установка сжижения диоксида углерода и подачи его с высоким давлением на производство карбамида// Бюллетень. — 2008 г. — № 24.