Переробка сировини та ресурсозбереження

УДК 621.565:621.59
DOI: 10.33070/etars.3.2020.04

Лавренченко Г.К.¹, докт. техн. наук, проф, ORCID 0000-0002-8239-7587,

Грудка Б.Г.², канд. техн. наук, ORCID 0000-0003-1200-5442

¹ **ООО «Институт низкотемпературных энерготехнологий», Одесса**

а/я 188, 65026 Одесса, Украина, e-mail: lavrenchenko.g.k@gmail.com

² **Одесская национальная академия пищевых технологий, Институт холода, криотехнологий и экоэнергетики им. В.С.Мартыновского», Одесса**

ул. Дворянская, 1/3, 65082 Одесса, Украина, e-mail: bogdangennadievich@gmail.com

Компрессорно-насосная установка для ожижения CO₂ и подачи его на синтез карбамида

Диоксид углерода и аммиак широко используются в крупнотоннажной химии для производства карбамида. В настоящее время наиболее распространена технология получения карбамида, в соответствии с которой в колонну его синтеза насосом подается жидкий NH₃ под давлением 15 МПа, а газообразный CO₂ — компрессором с таким же давлением, что и аммиак. Газообразный CO₂ сжимают в многоступенчатом компрессоре до давления 15 МПа перед его поступлением в агрегат синтеза карбамида, в котором он вступает в реакцию с аммиаком. Удельный расход электроэнергии на сжатие CO₂ в компрессорной установке составляет 0,13 кВтч/кг. Снижения энергии на получение CO₂, а также карбамида можно добиться тогда, когда удастся CO₂ подавать в жидком виде под давлением 15 МПа в колонну синтеза карбамида. Анализ показал, что для решения этой задачи необходимо реализовать два процесса: сжатия до 1,8–3,0 МПа, затем охлаждения и ожижения газообразного CO₂ за счет холода жидкого аммиака. Сжиженный CO₂ после этого может подаваться насосом в карбамидную колонну. С целью внедрения в производство карбамида создана новая углекислотная компрессорно-насосная установка. Приводится схема установки для сжатия CO₂ до давления 15 МПа и последующей 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 CO₂. После сжатия диоксида углерода до 1,8 МПа можно с помощью холода жидкого аммиака сжечь 2,3 т/ч CO₂, потом направить его на синтез карбамида с помощью насоса под давлением 15 МПа. Удельный расход электроэнергии в установке составляет 0,1 кВтч/кг. При сжатии CO₂ до 3 МПа производительность установки — 8,78 т/ч, удельные затраты — 0,108 кВтч/кг. Производство карбамида в этом случае может возрасти от 1400 до 1680 т/сут. *Библ. 5, рис. 3, табл. 3.*

Ключові слова: газообразный и жидкий диоксид углерода, аммиак, карбамид, компрессорно-насосная установка, сверхкритическое давление, сжатие газа, термодинамический анализ, эффективность

Карбамид является ценным химическим продуктом и эффективным удобрением. Спрос на него постоянно растет. Увеличение мощностей по производству карбамида — стратегическая задача вырабатывающих его химических предприятий. В связи с этим актуальным нужно

© Лавренченко Г.К., Грудка Б.Г., 2020

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 компрессоре или комбинированно, то есть последовательно в турбокомпрессоре и затем в поршневом компрессоре, до давления 15 МПа и потом подается в агрегат по производству карбамида. Удельный расход электроэнергии на сжатие CO_2 таким способом на разных 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 сравниваются два варианта организации процессов компримирования диоксида углерода до 15 МПа: традиционный компрессорный и компрессорно-насосный.

Анализ обратимых процессов подачи CO_2 на синтез карбамида.

Оценку энергетической эффективности компримирования диоксида углерода различными способами до давления 15 МПа, являющегося сверхкритическим 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, изображенном на рис.1. Из него видно, что из состояния в точку 2 и другим путем, а именно: в результате реализации ряда процессов 1–3–4–5–2. В этом случае вначале газ охлаждается и ожижается 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 да-

вление 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:

$$l_{1-2} = T_0 (s_1 - s_2) - (i_1 - i_2), \quad (1)$$

где T_0 — температура компримирования газа, превышающая его критическую температуру T_k ; s, i — значения энтропий и удельных энтальпий в указанных точках.

Теперь найдем 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:

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

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

$$\begin{aligned} l_{1-3} &= \int [(T_0 - T_2)/T_2] dq_2 = \\ &= T_0 (s_1 - s_3) - (i_1 - i_3). \end{aligned} \quad (3)$$

$$l_{1-3} = \int_{T_0}^{T_{\text{ож}}} \frac{T_0 - T_2}{T_2} dq_2 = T_0 (s_1 - s_3) - (i_1 - i_3)$$

Работа ожижения в процессе 3–4 предварительно охлажденного до температуры $T_{\text{ож}}$ газа равна работе обратимой холодильной машины:

$$l_{3-4} = T_0 (s_3 - s_4) - (i_3 - i_4) \quad (4)$$

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

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

Для обратимого изобарического подогрева жидкости при $P_2 = \text{const}$ необходимо реализовать бесконечное множество элементарных прямых циклов Карно между температурой окружающей среды T_0 и температурой T_1 , изменяю-

щейся на указанной изобаре. Производимая в этом процессе работа:

$$l_{3-2} = \int_{T_5}^{T_2} \frac{T_0 - T_1}{T_0} dq_0 = T_0 (s_2 - s_5) - (i_2 - i_5) \quad (6)$$

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

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

Отсюда следует, что при обратимом протекании рассматриваемых процессов

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

то есть 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, то есть при частичном сжатии газа перед его охлаждением до давления $P_{1'} < P_k$, ожижения, сжатия жидкости в насосе и газификации ее при давлении P_2 .

Затраты работы на сжатие CO_2 в компрессорной и компрессорно-насосной установках

В реальных установках 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' (рис.2).

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 разных давлений, например, до $P_3 = 1,8$ МПа; $P_6 = 3$ МПа; $P_7 = 6$ МПа.

Рис.2. Различные процессы получения диоксида углерода с давлением 15 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 учетом указанных потерь можно вычислить работы компрессора l_{KM} и насоса l_H . Для процесса 1–3–4–5–8–2

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

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

Результаты расчетов приведены в табл.1. Из нее видно, что удельные энергозатраты на сжатие газообразного CO_2 до давления 15 МПа составляют 0,133 кВтч/кг (вне зависимости от типа компрессора — поршневого или центробежного). При сжатии CO_2 до выбранных давлений и осуществлении последующих процессов удельные энергозатраты будут представлены 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 после еще одного сжатия в насосе до 15 МПа также подается на производство карбамида.

Использование холода жидкого аммиака для производства жидкого CO_2

Жидкий диоксид углерода можно производить в термодинамических циклах низкого, среднего или высокого давления [2, 3].

Таблица 1. Удельные энергозатраты на сжатие газообразного и жидкого CO₂ до конечного давления 15 МПа

P _{CO₂} , МПа	T _{кон} , °C	l _{км} , кДж/кг	l _н , кДж/кг	l _{уд} , кДж/кг	l _{уд} , кВт·ч/кг	Δ, %	Э, %
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

Примечание. P_{CO₂} — конечное давление сжатия CO₂ в компрессоре; T_{кон} — температура конденсации CO₂ при соответствующем давлении нагнетания; l_{км}, l_н, l_{уд} — удельные работы сжатия CO₂ в компрессоре, насосе и установке соответственно; Δ — относительная доля работы, затрачиваемая на сжатие газообразного и жидкого CO₂ в сравнении со сжатием только газообразного CO₂; Э — экономия удельных энергозатрат при компримировании CO₂ в компрессорно-насосной установке в сравнении со сжатием CO₂ в процессе 1–2, то есть от давления 0,1 до 15 МПа.

В цикле низкого давления газообразный CO₂ компримируют до 1,5–1,8 МПа, осушают и конденсируют при помощи низкотемпературной холодильной машины, а затем выдают в виде продукта. В цикле высокого давления CO₂ сжимают до давления, близкого к критическому, например, до 6–7 МПа, осушают и конденсируют за счет охлаждения оборотной водой, которая имеет температуру несколько ниже температуры конденсации CO₂. 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 CO₂ сжимают до 3–4 МПа.

При реализации циклов низкого или среднего давления вместо низкотемпературной холодильной машины можно применить 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 CO₂ 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 °C, который сжимается от 1,5 до 15 МПа в плунжерных насосах и потом нагревается в паровом подогревателе или в регенеративных теплообменных аппаратах до 15–20 °C. В других схемах аммиак с температурой –30 °C и давлением 1,5 МПа подогревают в самом агрегате синтеза аммиака каким-либо образом до 5–15 °C. Затем его направляют на всасывание в плунжерные насосы кар-

бамидного 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 °C целесообразно вначале использовать для конденсации сжатого CO₂ в циклах низкого или среднего давления. Во втором случае можно 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.

При выбранном давлении нагнетания газообразного CO₂ 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 CO₂. Таким образом, с ростом давления нагнетания и, следовательно, давления конденсации CO₂ будет возрастать его подача на синтез карбамида.

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 CO₂.

В некоторых схемах аммиачных агрегатов холодный жидкий аммиак с температурой –30 °C подогревают в результате смешения его с теплым жидким аммиаком.

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

Кратко рассмотрим технологию повышения температуры жидкого аммиака до 5°C . Жидкий аммиак с этой температурой получают пропорциональным смешением при одинаковых давлениях холодного жидкого аммиака с температурой -30°C и теплого жидкого аммиака с температурой $43-49^{\circ}\text{C}$. 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 %), произведенного в агрегате синтеза аммиака, после АХУ направляется в изотермический склад хранения при температуре -33°C , а другая его часть подается на производство карбамида. Температура общего потока жидкого аммиака 5°C обеспечивается смешением теплого 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 теплого жидкого аммиака в общем потоке аммиака, подаваемого на производство карбамида в количестве 32,5 т/ч при температуре 5°C .

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

Для использования холода жидкого аммиака с температурой -30°C предлагается на потоке теплого жидкого аммиака с температурой 43°C установить водяной теплообменник, работающих на холодной воде, которая производится в

абсорбционной бромисто-литиевой холодильной машине (АБХМ). В результате этого температуру теплого потока можно снизить с 43 до 15°C . Это позволит низкотемпературную часть холода жидкого аммиака использовать для конденсации CO_2 . При этом температуры смешения обоих потоков не будут превышать 5°C .

В связи с этим удастся отвести некоторое количество теплоты от теплого 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 отведенного холода от холодного жидкого аммиака количеством подведенного холода к теплomu жидкому аммиаку от АБХМ. Работа АБХМ характеризуется высокой эффективностью. Ее 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 $5-7^{\circ}\text{C}$.

В процессе охлаждения теплого жидкого аммиака в количестве 15,857 т/ч с 43 до 15°C 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 до -5°C . После смешения потоков теплого (15°C) и холодного (-5°C) жидкого аммиака температура смешения составит 5°C , что подтверждает возможность выполнения указанного условия.

Полученная холодопроизводительность является максимальной. Для конденсации CO_2 холод нужен на определенном температурном уровне в зависимости от того, реализуется ли цикл низкого или среднего давления. В случае цикла низкого давления, как следует из рис.2, холодный жидкий аммиак может подогреться в углекислотном конденсаторе от -30 до -26°C .

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.

Газообразный CO_2 сжимается в ее углекислотном компрессоре до 1,8 МПа, затем охлаждается до 35°C в конечном холодильнике, осушается в блоке осушки, конденсируется и пере-

охлаждается на 2–3 °С ниже равновесной температуры для предотвращения явления кавитации в насосе.

Рис.3. Технологическая схема подачи газообразного CO_2 с давлением 15 МПа на синтез карбамида: «Х», «Т» — потоки холодного и теплого жидкого аммиака; WG — отбросный газ (неконденсирующиеся газы); KM — углекислотный компрессор; К — конденсатор; С — сепаратор; РТО — рекуперативный теплообменник; H_1 , H_2 — углекислотный и аммиачный насосы; АХУ — аммиачная холодильная установка агрегата синтеза аммиака; G_{CO_2} , L_{CO_2} — газообразный и жидкий CO_2 ; H_2O — холодная вода, производимая АБХМ; L_{NH_3} — жидкий аммиак.

Жидкий CO_2 накапливается в сепараторе для отвода неконденсирующихся примесей, затем сжимается в плунжерном насосе до 15 МПа и, пройдя через рекуперативный теплообменник, нагревается до 30 °С. После этого поток подогревается до 80 °С в межступенчатом и конечном холодильниках компрессора и подается на производство карбамида. Температура смешения жидкого аммиака, поступающего на производство карбамида, обеспечивается на уровне 5 °С за счет холода АБХМ.

Приведем в табл.2 расчетные значения производительности компрессорно-насосной установки по жидкому диоксиду углерода в зависимости от количества используемого холодного жидкого аммиака, сжатого до 1,5 МПа. Из нее видно, что производительность установки по жидкому CO_2 при давлении нагнетания 1,8 МПа составляет от 2 до 2,3 т/ч в зависимости от количества используемого холодного жидкого NH_3 . При мощности агрегата по производству карбамида 1400 т/сут его производительность можно увеличить на 5 %, то есть 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 счет использования холода жидкого аммиака. Коли-

чество отведенного холода компенсируется работой АБХМ (см. рис.3).

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

Параметр	I	II
Расход жидкого аммиака G_{NH_3} , т/ч	16,643	18,39
Температуры аммиака, °С:		
на входе в конденсатор CO_2 $t_{\text{н}}$	–33	–33
на выходе из конденсатора CO_2 $t_{\text{к}}$, °С	–26	–26
Количество холода, отбираемого от жидкого аммиака Q_{NH_3} , кВт	144	159
Давление конденсации газообразного CO_2 P_{CO_2} , МПа	1,8	1,8
Температура конденсации CO_2 $T_{\text{кон}}$, °С	–23	–23
Производительность по жидкому CO_2 G_{CO_2} , кг/ч	2083	2302

Примечание. Количество холодного жидкого NH_3 : I — поступающего на смешение с теплым жидким NH_3 для обеспечения температуры 5 °С и суммарного расхода 32,5 т/ч; II — увеличенное на 1,75 т/ч из-за роста расхода CO_2 , подаваемого на синтез карбамида.

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 NH_3 в агрегат синтеза карбамида.

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. рис.2 и 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 NH_3 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, изображенная на рис.3, работает следующим образом. Газообразный CO_2 сжимается в углекислотном компрессоре КМ, например, до давления 1,8 МПа, охлаждается до 35°C в конечном холодильнике и осушается в блоке осушки (на схеме не показано). Далее он конденсируется, затем переохлаждается на $2-3^\circ\text{C}$ в конденсаторе К и поступает в сепаратор С. Из верхней части сепаратора С в атмосферу отводятся неконденсирующиеся газы W_G , из нижней — жидкий низкотемпературный диоксид углерода. Жидкий CO_2 при помощи насоса H_1 сжимается до давления 15 МПа и подается в рекуперативный теплообменник РТО, в котором подогревается до 30°C . После этого жидкий CO_2 проходит межступенчатый и конечной холодильники компрессора КМ (на схеме опущены), нагреваясь до 80°C , и далее подается на производство карбамида. При этом оборотная 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°C подается в конденсатор К для ожижения CO_2 . В нем холодный жидкий аммиак подогревается до температуры -26°C . Тепловая нагрузка конденсатора — 159 кВт. Жидкий теплый аммиак из АХУ в количестве 15,857 т/ч при том же давлении и температуре 43°C направляется в водяной теплообменник АБХМ, в котором охлаждается до 36°C . Таким образом, температура смешения холодного жидкого аммиака (-26°C) в количестве 18,39 т/ч с теплым жидким аммиаком с температурой 36°C в количестве 15,857 т/ч составляет 5°C , суммарный расход — 34,25 т/ч жидкого аммиака. Температура смешения жидкого аммиака, поступающего на производство карбамида, поддерживается на этом уровне за счет регулирования холодопроизводительности АБХМ.

При использовании холодного аммиака в интервале температур от -30 до -26°C при давлении 1,5 МПа в количестве 18,39 т/ч производительность установки по жидкому CO_2 составит 2,3 т/ч. Удельный расход электроэнергии с учетом 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 %. Произ-

водство карбамида увеличится на 5 %, то есть на 72 т/сут, и составит 1472 т/сут.

В случае производства жидкого CO_2 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 расчетные значения производительности компрессорно-насосной установки в зависимости от количества используемого холодного жидкого NH_3 в случае производства жидкого CO_2 при давлении 3 МПа.

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

Параметр	I	II
Расход жидкого аммиака G_{NH_3} , т/ч	16,643	18,39
Температуры аммиака, $^\circ\text{C}$:		
на входе в конденсатор $\text{CO}_2 t_{\text{н}}$	16,643	23,3
на выходе из конденсатора $\text{CO}_2 t_{\text{к}}$	-30	-30
Количество холода, отбираемого от жидкого аммиака Q_{NH_3} , кВт	-10	-10
Давление конденсации газообразного $\text{CO}_2 P_{\text{CO}_2}$, МПа	462	647
Температура конденсации $\text{CO}_2 T_{\text{кон}}$, $^\circ\text{C}$	3	3
Производительность по жидкому $\text{CO}_2 G_{\text{CO}_2}$, кг/ч	-5	-5

Примечание. Количество холодного жидкого NH_3 : I — поступающего на смешение с теплым жидким NH_3 для обеспечения температуры 5°C и суммарного расхода 32,5 т/ч; II — увеличенное на 6,675 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 %, то есть 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 температур от -30 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 учетом 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 %, то есть на 280 т/сут, и будет составлять 1680 т/сут.

Предлагаемая схема компримирования CO_2 (см. рис.3) обладает такими преимуществами: 1) газообразный CO_2 сжимается в компрессоре только до 1,8 или 3 МПа. Для этой цели можно использовать винтовую или центробежную компрессорные машины; 2) конденсация CO_2 осуществляется за счет полезного использования холода сжатого до 1,5 МПа переохлажденного жидкого аммиака, подаваемого на производство карбамида, поэтому отсутствуют существенные энергозатраты на выработку холода; 3) после конденсации CO_2 из сепаратора удаляются в атмосферу неконденсирующиеся газы, что способствует получению особо чистого CO_2 , позволяющего повысить качество производимого карбамида; 4) 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.

Выводы

Сжатие диоксида углерода до сверхкритических давлений (15 МПа) можно осуществить различными способами. Наиболее энергетически выгодным является применение компрессорно-насосной схемы компримирования. При ее 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.

Список литературы

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. : Легкая и пищевая пром-сть, 1982. 208 с.
3. Алексеев П.А. и др. Холодильная техника : Энциклопедический справочник. Кн. 2. Применение холода в промышленности и на транспорте. М. : Госторгиздат, 1961. 575 с.
4. Справочник азотчика. Под общ. ред. Е.Я. Мельникова. М. : Химия, 1969. Т. 2. 444 с.
5. Пат. 38275 Укр., МПК F 25 B 1/00. Компрессорно-насосная установка сжижения диоксида углерода и подачи его с высоким давлением на производство карбамида. А.Ю.Федчун, Л.В.Лисовский, М.Е. Егришин, Г.К.Лавренченко, А.В.Копытин. Опубл. 25.12.2008, Бюл. № 24.

Поступила в редакцию 07.07.20

Лавренченко Г.К.¹, докт.техн.наук,проф., ORCID 0000-0002-8239-7587,

Грудка Б.Г.², канд. техн. наук, ORCID: 0000-0003-1200-5442

¹ **ТОВ «Інститут низькотемпературних енерготехнологій», Одеса**

65026 Одеса, а/я 188, Україна, e-mail: lavrenchenko.g.k@gmail.com

² **Одеська національна академія харчових технологій, Інститут холоду,**

кріотехнологій та екоенергетики ім. В.С.Мартиновського, Одеса

вул. Дворянська, 1/3, 65082 Одеса, Україна, e-mail: bogdangennadiievich@gmail.com

Компрессорно-насосна установка для зрідження CO_2 і подачі його на синтез карбаміду

Диоксид вуглецю та аміак широко використовуються у великотоннажній хімії для виробництва карбаміду. На даний час найбільш поширена технологія отримання карбаміду, відповідно до якої у колоні його синтезу насосом подається рідкий NH_3 під тиском 15 МПа, а газоподібний CO_2 — компресором з таким саме тиском, що й аміак. Газоподібний CO_2 стискають у багатоступеневому компресорі до тиску 15 МПа перед його потраплянням до агрегату синтезу карбаміду, в якому він вступає до реакції з аміаком. Питома витрата електроенергії на стиснення CO_2 у компресорній установці становить 0,13 кВт·год/кг. Зниження енергії на отримання CO_2 , а також карбаміду можна домогтися тоді, коли вдасться CO_2 подавати у рідкому вигляді під тиском 15 МПа до колони синтезу карбаміду. Аналіз показав, що для вирішення цього завдання необхідно реалізувати два процеси: стиснення до 1,8–3,0 МПа, потім охолодження та зрідження газоподібного CO_2 за рахунок холоду рідкого аміаку. Зріджений CO_2 після цього може подаватися насосом до карбамідної колони. З метою впровадження у виробництво кар-

баміду створено нову вуглекислотну компресорно-насосну установку. Наводиться схема установки для стиснення CO_2 до тиску 15 МПа та подольшої подачі його на виробництво карбаміду. Як джерело холоду в установці використовується потік холодного рідкого аміаку з початковою температурою -30°C . Продуктивність та енергоспоживання компресорно-насосної установки залежать від тиску стиснення CO_2 . Після стиснення діоксиду вуглецю до 1,8 МПа можна за допомогою холоду рідкого аміаку зрідити 2,3 т/год CO_2 , потім спрямувати його на синтез карбаміду за допомогою насосу під тиском 15 МПа. Питома витрата електроенергії в установці складає 0,1 кВтгод/кг. При стисненні CO_2 до 3 МПа продуктивність установки — 8,78 т/год, питомі витрати — 0,108 кВтгод/кг. Виробництво карбаміду в цьому випадку може зрости від 1400 до 1680 т/добу. Бібл. 5, рис. 3, табл. 3.

Ключові слова: газоподібний та рідкий діоксид вуглецю, аміак, карбамід, компресорно-насосна установка, надкритичний тиск, стиснення газу, термодинамічний аналіз, ефективність.

Lavrenchenko G.K.¹, Doctor of Technical Sciences, Professor, ORCID: 0000-0002-8239-7587, **Hrudka B.H.²**, Candidate of Technical Sciences, ORCID: 0000-0003-1200-5442

¹ **Institute of Low Temperature Energy Technology, Odessa**

POB 188, 65026 Odessa, Ukraine, e-mail: lavrenchenko.g.k@gmail.com

² **Odessa National Academy of Food Technologies, Institute of Cold, Cryotechnologies and Environmental Energy named after V.S. Martynovskiy, Odessa**

1/3, Dvoryanskaya Str., 65082 Odessa, Ukraine, e-mail: bogdangenmadievich@gmail.com

Compressor Pump Unit for CO_2 Liquidation and Supply it for Carbamide Synthesis

Carbon dioxide, as well as ammonia, are widely used in large-scale chemistry for the production of urea. Currently, the most common technology for producing carbamide is according to which liquid NH_3 is pumped into the synthesis column by a pump at a pressure of 15 MPa, and gaseous CO_2 is supplied by a compressor with the same pressure as ammonia. Gaseous CO_2 is compressed in a multi-stage compressor to a pressure of 15 MPa before it enters the urea synthesis unit, in which it reacts with ammonia. The specific energy consumption for compressing carbon dioxide in a compressor unit is 0.13 kWh / kg. Reducing energy for producing CO_2 and also urea can be achieved when it is possible to supply carbon dioxide in liquid form under a pressure of 15 MPa to the urea synthesis column. The analysis showed that to solve this problem it is necessary to implement two processes: compression to 1.8–3.0 MPa, and then cooling and liquefaction of gaseous CO_2 due to the cold of liquid ammonia. Liquefied CO_2 can then be pumped to the urea column. In order to introduce carbamide into production, a new carbon dioxide compressor and pumping unit has been created. The installation scheme for compressing CO_2 to a pressure of 15 MPa and its subsequent supply to the production of urea is given. A cold liquid ammonia stream with an initial temperature of -30°C is used as a source of cold in the installation. The performance and power consumption of the compressor unit depend on the compression pressure of CO_2 . After the CO_2 is compressed to 1.8 MPa, it is possible to cool 2.3 t/h of carbon dioxide with cold liquid ammonia and then direct it to the synthesis of urea using a pump under a pressure of 15 MPa. The specific energy consumption in the installation will be 0.1 kWh/kg. When CO_2 is compressed up to 3 MPa, the plant capacity is 8.78 t/h, and the unit costs are 0.108 kWh/kg. Urea production in this case may increase from 1400 to 1680 t/day. Ref. 5, Fig. 3, Tab. 3.

Keywords: gaseous and liquid carbon dioxide, ammonia, urea, compressor-pumping unit, supercritical pressure, gas compression, thermodynamic analysis, efficiency.

References

1. Lavrenchenko G.K., Kopytin A.V. [Energy Indicators of Various Processes of Compression of Carbon Dioxide to Supercritical Pressures]. Tekhnicheskies Gazy. [Industrial gases]. 2007. No. 1. pp. 31–36. (Rus.).
2. Pimenova T.F. [Production and Use of Dry Ice, Liquid and Gaseous Carbon Dioxide]. Moscow : Liokhaya i pishchevaya promyshlennost', 1982. 208 p. (Rus.).
3. Alekseev A.P. et al. [Refrigeration equipment : Encyclopedic reference book. Book 2: The Use of Cold in Industry and Transport]. Moscow : Gostorgizdat, 1961. 575 p. (Rus.).
4. [Reference nitrogen]. Ed. Ye.Ya.Melnikov. Moscow : Khimiya, 1969. Vol. 2. 444 p. (Rus.).
5. Pat. 38275 Ukr., IPC F 25 B 1/00. [A compressor-pumping unit for liquefying carbon dioxide and supplying it with high pressure to the production of urea]. A.Yu.Fedchun, L.V.Lisovskiy, M.Ye.Yegrischin, G.K. Lavrenchenko, A.V.Kopytin. Publ. 25.12.2008, Bull. No.24. (Rus.)

Received July 7, 2020