УДК 661.938

Г.К. Лавренченко, А.В. Копытин
Украинская ассоциация производителей технических газов «УА-СИГМА», а/я 271, г. Одесса, Украина, 65026
e-mail: uasigma@paco.net
С.В. Афанасьев, О.С. Рощенко
Тольяттинский государственный университет, ул. Белорусская, 14, г. Тольятти, Самарская обл., РФ, 445667
e-mail: svaf77@mail.ru

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПОДАЧИ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА НА СИНТЕЗ КАРБАМИДА

Агрегаты синтеза карбамида реконструируются с целью снижения удельных затрат и повышения их производительности. Для увеличения объёмов производства карбамида необходима подача дополнительных количеств диоксида углерода и аммиака. В большинстве случаев возникает проблема с подачей CO_2, так как для его компримирования нет необходимых резервов. Рассматривается установка для подачи диоксида углерода с помощью насоса. Для ожижения CO_2 при низком давлении используется холод жидкого аммиака, поступающего с давлением 1,8 МПа из изотермического хранилища. Приводятся данные об особенностях схемы установки и её характеристиках. Показано, что в установке удаётся сконденсировать и подать насосом 10,3 т/ч диоксида углерода с удельными энергозатратами на 30 % ниже, чем у существующих систем компримирования. Применение данного способа позволяет увеличить производительность агрегата синтеза карбамида на 108 тыс. т в год.
Ключевые слова: *Диоксид углерода. Холод. Карбамид. Аммиак. Компрессорно-насосная установка. Компрессор. Насос. Эффективность.*

G.K. Lavrenchenko, A.V. Kopytin, S.V. Afanasyev, O.S. Roshchenko

IMPROVING THE EFFICIENCY OF CARBON DIOXIDE SUPPLY ON UREA SYNTHESIS

Aggregates of urea synthesis are reconstructed with the purpose decrease in specific expenses and increase their productivity. Supply of additional quantities of carbon dioxide and ammonia is necessary to increase production volumes of urea. In most cases there is a problem with the supply of CO_2, as the equipment for its compression is not any necessary reserves. Installation for supply of carbon dioxide using a pump is considered. For liquefaction of CO_2 at low pressure the cold of the liquid ammonia acting with pressure of 1,8 MPa from an isothermal storehouse is used. The options over given about the features of the scheme to install and its descriptions are brought. It is shown that in the unit is succeeded to condense and give using pump 10,3 t/h of carbon dioxide with specific power consumption on 30 % lower than at existing compression systems. Application of this method allows improving the productivity of urea synthesis aggregate on 108 thousand tons per a year.
Keywords: *Carbon dioxide. Cold. Urea. Ammonia. Compressor-pumping unit. Compressor. Pump. Efficiency.*

1. ВВЕДЕНИЕ

Карбамид является высоколиквидной продукцией. Он получается из двух основных компонентов — аммиака и диоксида углерода. Аммиак в агрегат по производству карбамида подаётся в жидком виде, а диоксид углерода — в газообразном [1]. Форсирование существующих агрегатов производства карбамида, в основном, зависит от того, возможна ли подача в них дополнительного количества диоксида углерода в установку. При этом желательно подавать CO_2 на синтез карбамида с относительно низкими энергозатратами.

Применяются различные варианты решения данной задачи, например, за счёт увеличения производительности существующего углекислотного компрессора, сжимающего газообразный CO_2 практически от 0,1 и до давления синтеза карбамида 15 МПа. Возможна также установка дополнительного поршневого компрессора высокого давления. Однако такие способы увеличения подачи CO_2 не всегда подходят.

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 последу-

© Г.К. Лавренченко, А.В. Копытин, С.В. Афанасьев, О.С. Рощенко

ющим ожижением, сжатием в насосе до конечного давления и газификацией.

Это вполне достижимо, если удаётся с этой целью использовать холод жидкого аммиака, поступающего на производство карбамида, для ожижения диоксида углерода при низком давлении и последующей его подачи насосом с давлением 15 МПа [2,3]. Таким образом, актуальной технической задачей является создание компрессорно-насосной установки, в которой возможно эффективное сочетание процессов получения жидкого CO_2 и подачи его с необходимым давлением (15 МПа) с помощью низкотемпературного насоса в агрегат синтеза карбамида [4].

2. ПРОЦЕССЫ СЖАТИЯ CO_2 В КОМПРЕССОРНОЙ И КОМПРЕССОРНО-НАСОСНОЙ УСТАНОВКАХ

Определим удельные энергозатраты на компримирование CO_2 в газообразном и жидком состояниях вначале в компрессоре, а затем в насосе, до одного и того же конечного давления 15 МПа. В *T-s*-диаграмме показаны варианты компримирования диоксида углерода от 0,1 до 15 МПа (см. рис. 1). Так, из 1 можно перейти в точку 2, предварительно сжав CO_2 в компрессоре до различных давлений, например, 1,8; 3; 6 МПа и т.д., затем ожижив его при данном давлении и снова сжав в насосе до давления, соответствующего 2.

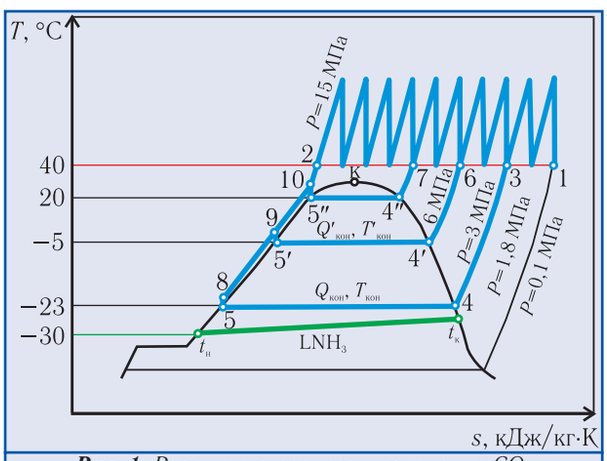

Рис. 1. *Различные процессы получения CO_2 с давлением 15 МПа*

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 учётом указанных характеристик можно вычислить значения работ компрессора $l_{КМ}$ и насоса $l_Н$. Для процесса 1-3-4-5-8-2

$$l_{КМ}=[T_0(s_1-s_3)-(i_1-i_3)]/\eta_{из}; \quad (1)$$

$$l_Н=(i_8-i_5)/\eta_{ад}. \quad (2)$$

Таблица 1. *Удельные энергозатраты на сжатие газообразного и жидкого CO_2 до 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, %	Э, %
1,5	−28	308,43	6,75	315,18	0,088	65,64	34,36
1,8	−23	327,53	6,70	334,23	0,093	70,00	30,00
3,0	−5	380,52	6,48	387,00	0,108	80,65	19,35
4,0	5	408,15	6,39	414,54	0,115	86,42	13,58
6,0	22	442,71	6,21	448,92	0,125	93,55	6,45
7,0	28	453,33	6,18	459,51	0,128	95,80	4,20
15	–	479,70	–	479,70	0,133	100	0

Примечание: 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 суммарные; $l_{уд}$ — удельная работа сжатия, кВт·ч/кг; Δ — относительная доля работы, затрачиваемой на сжатие газообразного и жидкого CO_2 в сравнении со сжатием только газообразного CO_2 в процессе 1-2; Э — экономия удельных энергозатрат при компримировании CO_2 в компрессорно-насосной установке в сравнении со сжатием CO_2 в процессе 1-2, т.е. от давления 0,1 до 15 МПа.

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 указанных давлений и осуществления последующих процессов его охлаждения и компримирования в насосе 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, ожижения и сжатия в насосе до 15 МПа удельные энергозатраты можно снизить на 30 %. Однако надо учитывать, что этот выигрыш обусловлен отсутствием затрат на ожижение CO_2 при температуре ниже температуры окружающей среды. В качестве источника холода, как отмечалось, можно использовать поток сжатого до 1,8 МПа холодного жидкого аммиака, который затем после ещё одного сжатия в насосе до 15 МПа также подаётся на производство карбамида.

3. УСТАНОВКА КОМПРИМИРОВАНИЯ И ОЖИЖЕНИЯ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА

В агрегатах синтеза карбамида применяются различные схемы подачи жидкого аммиака. Будем использовать одну из них, часть которой, изображена на рис. 2.

Аппараты 4, 5 и насос 3 входят в состав оборудования агрегата. При использовании данной схемы переохлаждённый жидкий аммиак VII в количестве 41 т/ч из изотермического хранилища при температуре −33 °C и давлении 1,8 МПа (*g*) подаётся в сборник 5, предварительно нагревшись в конденсаторе 4 до температуры 30 °C (*e*). За счёт этого конденсируются и переохлаждаются до температуры −10 °C (*d*) пары аммиака, поступающие из сборника жидкого аммиака

5 в конденсатор 4. Расход возвратного аммиака I, поступающего в сборник 5, составляет 21 т/ч при давлении 1,8 МПа. Для определения расхода IV и температуры смешения (k) потоков аммиака I и VII в сборнике 5 необходимо найти расход паров аммиака (c-d), поступающих в конденсатор 4. Это позволит также определить степень сухости потока I и его энтальпию (a). Запишем систему уравнений материальных балансов для указанных аппаратов и потоков:

контур c-d-e-g: $$G_c i_c + G_g i_g = G_d i_d + G_e i_e; \quad (3)$$
контур a-c-d-e-k: $$G_a i_a + G_d i_d + G_e i_e = G_k i_k + G_c i_c; \quad (4)$$
контур a-g-k: $$G_a i_a + G_g i_g = G_k i_k. \quad (5)$$

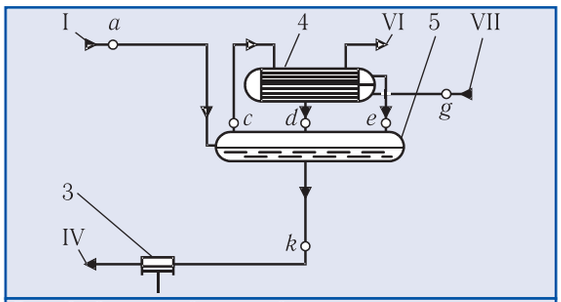

Рис. 2. *Схема подачи жидкого аммиака на синтез карбамида: I — рециркулирующий (возвратный) поток жидкого аммиака; IV — жидкий аммиак высокого давления на производство карбамида; VI — линии сброса инертов; VII — жидкий холодный аммиак низкого давления; 3 — плунжерный аммиачный насос; 4 — теплообменник-конденсатор паров аммиака; 5 — сборник жидкого аммиака; a, c, d, e, g, k — обозначение расчётных точек*

С учётом того, что $G_c = G_d = G_{cd}$, $G_g = G_e = G_{ge}$, а $G_k = G_a + G_g$, определим из (3) расход потока G_{cd}, степень сухости x (долю паров в потоке I) и его энтальпию. Будем использовать выражения:

$$G_{cd} = G_{ge}(i_e - i_g)/(i_c - i_d); \quad (6)$$

$$x_a = G_{cd}/G_a; \quad (7)$$

$$i_a = i'_a + x(i''_a - i'_a). \quad (8)$$

Из уравнения (4) найдём энтальпию потока IV в точке k и соответствующую температуру потока:

$$i_k = [G_a i_a + G_{cd}(i_d - i_c) + G_e i_e]/G_k. \quad (9)$$

Проверку полученных характеристик потоков в узловых точках схемы будем выполнять при помощи уравнения (5). Полученные результаты расчётов сведены в табл. 2. Все балансы (3)-(5) указанных контуров выполняются.

Из табл. 2 видно, что поток рециркулирующего аммиака (а) в количестве 21 т/ч подаётся в сборник 5, в котором смешивается с 41 т/ч жидкого аммиака, поступающего из изотермического хранилища (g). Пары аммиака в количестве 8685,4 кг/ч (c) конденсируются и переохлаждаются до температуры −10 °С (d) в конденсаторе 4 за счёт холода жидкого аммиака, который нагревается в конденсаторе от −33 °С (g) до 30 °С (e). В результате смешения потоков аммиака (a, d, e) в сборнике 5 температура в точке k становится равной 27,85 °С, что требуется по технологии, т.е. лежит в диапазоне температур 25...30 °С. При данной температуре жидкий аммиак в количестве 62 т/ч плунжерным насосом 3 сжимается до высокого давления и подаётся на производство карбамида. Таким образом осуществляется подача жидкого аммиака в агрегат синтеза карбамида.

Дополнительную подачу диоксида углерода в агрегат синтеза карбамида предлагается организовать в соответствии со схемой, изображённой на рис. 3, в которой используется холод переохлаждённого жидкого аммиака для ожижения диоксида углерода и его дальнейшей подачи при помощи насоса в агрегат синтеза карбамида.

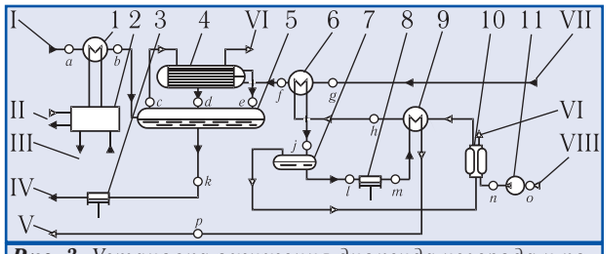

Рис. 3. *Установка ожижения диоксида углерода и подачи его на синтез карбамида [4]: I — рециркулирующий поток жидкого аммиака; II — водяной пар и его конденсат; III — оборотная вода; IV — жидкий аммиак высокого давления на производство карбамида; V — газообразный CO_2 высокого давления на производство карбамида; VI — линии сброса инертов; VII — жидкий холодный аммиак низкого давления; VIII — газообразный CO_2 низкого давления; 1 — водяной теплообменник; 2 — абсорбционная бромистолитиевая холодильная машина (АБХМ); 3 — плунжерный аммиачный насос; 4 — теплообменник-конденсатор паров аммиака; 5 — сборник жидкого аммиака; 6 — конденсатор (ожижитель) газообразного диоксида углерода; 7 — сборник жидкого диоксида углерода; 8 — плунжерный насос жидкого диоксида углерода; 9 — регенеративный теплообменник CO_2; 10 — блок осушки диоксида углерода; 11 — углекислотный компрессор низкого давления; a, b, c, ..., p — обозначения расчётных точек*

Таблица 2. *Характеристики системы подачи жидкого аммиака на синтез карбамида*

Обозначения	*a*	*c*	*d*	*e*	*g*	*k*
Доля пара	0,4136	1	0	0	0	0
Температура, °С	45,6	45,6	−10	30	−33	27,85
Давление, МПа	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8
Расход, кг/ч	21000	8685,4	8685,4	41000	41000	62000
Энтальпия, кДж/кг	−3359,7	−2703,4	−4096,8	−3904,2	−4199,4	−3915,0

Для этого необходимо выполнить следующее условие:

$$Q_{fg}=G_{fg}(i_g-i_f)=G_{ab}(i_a-i_b)=Q_{ab}. \quad (10)$$

Так как расходы потоков известны и задана температура в точке f, которая составляет −15 °С, то остаётся найти энтальпию потока в точке b. Известно, что поток I подаётся в парожидкостном состоянии (a) с долей пара x=0,4136 (см. табл. 2). Поэтому вначале целесообразно определить количество дополнительно сконденсировавшихся паров аммиака в данном потоке за счёт охлаждения его в теплообменнике 1 холодной водой, поступающей от АБХМ. Воспользуемся следующими зависимостями:

$$\Delta G_{a_{н.ж}}=Q_{ab}/(i_{a_{н.п}}-i_{a_{н.ж}}); \quad (11)$$

$$G_{b_{н.п}}=G_{a_{н.п}}-\Delta G_{a_{н.ж}}; \quad (12)$$

$$x_b=G_{ab}/G_{b_{н.п}}; \quad (13)$$

$$i_b=i'_b+x(i''_b-i'_b). \quad (14)$$

Полученные результаты расчётов по уравнениям (11)-(14) с учётов уравнения (10) для точек a и b представим в табл. 3.

Правильность рассчёта энтальпии потока аммиака в точках a и b (см. табл. 3) подтверждается выполнением следующих энергетических балансов:

$$G_{a_{н.ж}}i_{a_{н.ж}}+G_{a_{н.п}}i_{a_{н.п}}=G_a i_a; \quad (15)$$

$$G_{b_{н.ж}}i_{b_{н.ж}}+G_{b_{н.п}}i_{b_{н.п}}=G_b i_b. \quad (16)$$

С учётом известных параметров потоков в точках b и f запишем аналогичную систему уравнений материальных балансов для аппаратов 4 и 5, изображённых на рис. 3:

контур c-d-e-f: $G_c i_c+G_f i_f=G_d i_d+G_e i_e$; (17)
контур b-c-d-e-k: $G_b i_b+G_d i_d+G_e i_e=G_k i_k+G_c i_c$; (18)
контур b-f-k: $G_b i_b+G_f i_f=G_k i_k$. (19)

Примем температуру потока в точке e равной 24 °С. Определим энтальпию и температуру потока жидкого аммиака в точке d из уравнения (17):

$$i_d=i_c-(G_{fe}/G_{cd})(i_e-i_f). \quad (20)$$

Параметры расчётных точек установки (см. рис. 3) представим в табл. 4. Все балансы (17)-(19) указанных контуров выполняются. Аналогичные массовые и энергетические балансы выполняются и для потока газообразного диоксида углерода. Так как компримированию CO_2 было уделено внимание выше, то далее не будем подробно останавливаться на характеристиках данного потока, а лишь приведём его основные параметры в табл. 4.

Таблица 3. *Характеристики точек a и b*

Обозначения	a	$a_{н.ж}$	$a_{н.п}$	b	$b_{н.ж}$	$b_{н.п}$
Доля пара	0,4136	0	–	0,2748	0	–
Температура, °С	45,6	45,6	45,6	45,6	45,6	45,6
Давление, МПа	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8
Расход, кг/ч	21000	12314,6	8685,4	21000	15228,9	5771,1
Энтальпия, кДж/кг	−3359,7	−3822,5	−2703,4	−3515,0	−3822,5	−2703,4

Примечание: $a_{н.ж}$ и $a_{н.п}$; $b_{н.ж}$ и $b_{н.п}$ — обозначения насыщенных жидкости и пара в потоке двухфазного аммиака.

Отметим ещё раз то, что основной задачей данной работы является нахождение низкотемпературного источника холода в схеме установки и полезного его использования с компенсацией отбираемого холода для ожижения дополнительного количества CO_2 и последующей его подачи в агрегат синтеза карбамида.

В схеме установки (см. рис. 3) газообразный диоксид углерода сжимается в компрессоре 11 до давления 1,8 МПа, осушается в блоке осушки 10 и охлаждается в рекуперативном теплообменнике 9. Затем он ожижается и переохлаждается относительно своей равновесной температуры в конденсаторе 6 за счёт холода жидкого аммиака, поступающего в конденсатор аммиака 4. После этого он подаётся в сборник 7. Из него небольшое количество паров CO_2 и неконденсирующихся газов направляются на регенерацию и охлаждение блока осушки 11, а затем сбрасываются в атмосферу. Жидкий CO_2, отводимый из сборника 7, сжимается в низкотемпературном плунжерном насосе 8 до давления 15 МПа, затем газифицируется в рекуперативном теплообменнике 9 за счёт подвода тепла от компримированного в компрессоре 1 газообразного CO_2 и далее подаётся на производство карбамида.

Таблица 4. *Характеристики системы подачи жидкого CO_2 на синтез карбамида*

Точки схемы	Обозначения				
	Доля пара	Температура, °С	Давление, МПа	Расход, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг
a	0,4136	45,6	1,8	21000	−3359,7
b	0,2748	45,6	1,8	21000	−3515,0
c	1	45,6	1,8	5771,1	−2703,4
d	0	5	1,8	5771,1	−4024,1
e	0	24	1,8	41000	−3933,9
f	0	−15	1,8	41000	−4119,8
g	0	−33	1,8	41000	−4199,4
h	1	5	1,8	10278	–
j	0	−22	1,8	10278	–
k	0	27,85	1,8	62000	−3915,0
l	0	−22	1,8	10278	–
m	0	−14	1,5	10278	–
n	1	120	1,8	10278	–
o	1	30	0,1	10278	–
p	0	35	1,8	10278	–

Жидкий переохлаждённый аммиак с температурой −33 °С при давлении 1,8 МПа нагревается в конденсаторе CO_2 6 до температуры −15 °С и поступает в теплообменник 4. Жидкий тёплый аммиак (рециркулирующий поток) с температурой 45,6 °С при давлении 1,8 МПа направляется в водяной теплообменник 1 АБХМ 2 после охлаждения и частичной конденсации в агрегате воздушного охлаждения (на рисунке не показан). Затем он подаётся в сборник жидкого аммиака 5. АБХМ, потребляя водяной пар низкого потенциала с давлением 0,35-0,6 МПа, вырабатывает холодную воду с температурой 5-7 °С, которой и охлаждает теплообменник 1. Потребление пара составляет около 1 т/ч.

В сборнике 5 происходит смешение рециркулирующего потока жидкого аммиака со свежей порцией холодного жидкого аммиака, который нагревается в теплообменнике 4 до температуры 24 °С, а также с конденсатом паров аммиака, выходящим из конденсатора 4 с температурой 5 °С. В результате смешения потоков аммиака температура жидкого аммиака в сборнике 5 становится равной 27,85 °С.

Несконденсировавшиеся примеси (инерты) отводятся из теплообменника 4 на свечу после предварительной очистки их от остаточных паров аммиака (на схеме не показано).

Из сборника 5 жидкий аммиак при температуре 27,85 °С и давлении 1,8 МПа направляется на сжатие в плунжерный аммиачный насос высокого давления 3, который сжимает его до давления 15 МПа и подаёт на синтез карбамида.

Таким образом, изменения, вносимые в технологическую схему подачи жидкого аммиака на синтез карбамида, состоят в комплектации её двумя теплообменными аппаратами на потоке рециркулирующего жидкого аммиака (водяного теплообменника 1) и на потоке холодного жидкого аммиака (конденсатора CO_2 6). Гидравлическое сопротивление указанных аппаратов компенсируется плунжерным аммиачным насосом 3.

В схеме осуществляется компримирование газообразного CO_2 до давления 1,8 МПа, его ожижение за счёт холода жидкого аммиака. Аммиак при этом нагревается от −33 °С (*g*) до −15 °С (*f*) при давлении 1,8 МПа и далее нагревается от −15 °С (*f*) до 24 °С (*e*) в теплообменнике и смешивается в сборнике с жидким тёплым аммиаком (рециркулирующий поток), предварительно охлаждённым при температуре 45,6 °С (*b*) и таком же давлении 1,8 МПа. В результате температура смешения жидкого аммиака на выходе из ресивера остаётся прежней, т.е. 27,85 °С. Жидкий аммиак после смешения подаётся в агрегат синтеза карбамида, предварительно сжимаясь насосом до давления 15 МПа. Полученный жидкий CO_2 переохлаждается на несколько градусов относительно равновесной температуры его ожижения за счёт холода аммиака для предотвращения кавитации в насосе 8. Затем жидкий CO_2 сжимается в нём до давления 15 МПа и через рекуперативный теплообменник 9 также подаётся в агрегат синтеза карбамида.

Количество отведённого холода от потока переохлаждённого жидкого аммиака, которое используется для ожижения диоксида углерода в конденсаторе 6, компенсируется подведённым относительно высокотемпературным холодом к потоку тёплого жидкого аммиака в водяном теплообменнике 1 от абсорбционной бромистолитиевой холодильной машины 2. Холодопроизводительность АБХМ составляет 923 кВт.

Суммарная потребляемая мощность установки ожижения и компримирования диоксида углерода до 15 МПа составляет 900 кВт, из которых: 685 кВт затрачиваются на компримирование газообразного диоксида углерода в углекислотном компрессоре 11 до давления 1,8 МПа; 41 кВт расходуется в насосе 8 для сжатия жидкого CO_2 от 1,8 до 15 МПа; 170 кВт потребляется блоком осушки; 4 кВт расходуется АБХМ и шкафом управления. В результате удельные энергозатраты на сжатие газообразного диоксида углерода в количестве 10278 кг/ч до давления 15 МПа по предложенной схеме составят 0,09 кВт·ч/кг.

Указанную установку можно внедрять в состав агрегата синтеза карбамида. Это позволит при нагреве холодного аммиака от −33 до −15 °С при давлении 1,8 МПа в количестве 41 т/ч произвести 10,3 т/ч жидкого диоксида углерода с давлением 15 МПа, что соответствует объёмному расходу CO_2 — 5600 нм^3/ч. Удельный расход электроэнергии на ожижение и компримирование CO_2 до давления 15 МПа составит 0,09 кВт·ч/кг, что оказывается на 30 % ниже, чем в существующих системах компримирования CO_2 (см. табл. 1).

4. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Внедрение данной схемы подачи дополнительного количества CO_2 на синтез карбамида позволит увеличить производительность одного агрегата синтеза карбамида на 13,5 т/ч или на 108 тыс. т в год. Так как химические производства не состоят из одной технологической линии, а имеют их две и более, то эффект от внедрения может быть существенно выше.

ЛИТЕРАТУРА

1. Справочник азотчика/ Под общей редакцией **Е.Я. Мельникова**. — М.: Химия, 1986. — 512 с.

2. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В., Федчун А.Ю.** Компрессорно-насосная установка, использующая холод жидкого аммиака, для производства жидкого CO_2 и подачи его на синтез карбамида// Технические газы. — 2009. — № 2. — С. 24-30.

3. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В.** Энергетические показатели различных процессов сжатия диоксида углерода до сверхкритических давлений// Технические газы. — 2007. — № 1. — С. 31-36.

4. Патент России № 90544, МПК F25J1/00. Установка компримирования диоксида углерода/ **В.Н. Махлай, С.В. Афанасьев, Г.К. Лавренченко, А.В. Копытин и др.**// Бюллетень. — 2010. — № 1.