

СНИЖЕНИЕ ЭНЕРГОЗАТРАТ В ПРОИЗВОДСТВЕ ЖИДКОГО ДИОКСИДА УГЛЕРОДА НА АГРЕГАТАХ АММИАКА

© 2017

С.В. Афанасьев, доктор технических наук, кандидат химических наук, профессор кафедры «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

Ю.Н. Шевченко, старший преподаватель кафедры «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»
Тольяттинский государственный университет, Тольятти (Россия)

С.П. Сергеев, доктор технических наук, заместитель директора по развитию
Научно-исследовательский и проектный институт азотной промышленности и продуктов органического синтеза, Москва (Россия)

Ключевые слова: диоксид углерода; холодильная машина; ожижение; компримирование; конденсатор; энергозатраты.

Аннотация: Актуальность выбранного для исследования вопроса напрямую связана с переводом промышленных предприятий на ресурсосберегающие технологии, что, естественно, касается и химических предприятий. В работе представлен ряд технологических решений, позволяющих снизить энергозатраты в производстве жидкого диоксида углерода на агрегатах аммиака. Прежде всего, это усовершенствование известных технологических схем путем моделирования химико-технологических процессов и включения в состав углекислотной установки новых позиций оборудования: рекуперативный теплообменник «жидкость – газ» для CO_2 ; отделитель жидкости (буферная емкость), работающий при давлении 3,5 МПа; переохладитель жидкого диоксида углерода – испаритель холодильной машины; холодильная машина.

В статье рассматриваются две классические схемы выделения углекислого газа из продуктов конверсии природного газа: этаноламинная и с применением раствора поташа, которые реализуются на крупнотоннажных производствах CO_2 , сосредоточенных на аммиачных заводах. Проанализирован химизм процессов, предложены оптимизационные решения.

Ожижение получаемого при этом газа сопряжено с рядом трудностей. Главной из них является нехватка холода, в результате чего действующие углекислотные установки характеризуются повышенными энергозатратами при ожижении газа. Дополнительный положительный ресурсосберегающий эффект можно получить за счет применения теплоиспользующих холодильных машин вместо компрессионной холодильной машины, используемой в технологической схеме. Это предположение базируется на том, что на химических предприятиях имеется большое количество водяного пара низкого давления, который нуждается в утилизации, следовательно, предлагаемое решение даст положительный результат.

В качестве подтверждения данных гипотез были проведены расчеты по холодопроизводительности, по результатам которых установлено, что данная модернизация позволит снизить потребление электроэнергии на 26 % и достичь удельного энергопотребления углекислотной установки при выпуске жидкого низкотемпературного диоксида углерода на уровне 0,15 кВт·ч/кг.

ВВЕДЕНИЕ

В результате паровой конверсии углеводородов, проводимой в печах риформинга при повышенных температурах, образуется синтез-газ, используемый при получении обширной группы базовых химических продуктов. Одновременно с этим высвобождается большое количество газообразного диоксида углерода, который влияет на потепление климата нашей планеты. В течение ближайших лет намечен перевод промышленных предприятий на так называемые новейшие доступные технологии, реализация которых позволит улучшить энергетические характеристики производимой продукции и сократить количество образующихся газообразных отходов.

К крупным источникам выбросов парниковых газов относится промышленность минеральных удобрений. Анализ работы агрегатов аммиака свидетельствует о том, что лишь 25–30 % производимого диоксида углерода используется в других технологических процессах. Еще хуже выглядит ситуация на объектах электроэнергетики, ежегодно выбрасывающих в окружающую среду десятки миллионов тонн диоксида углерода.

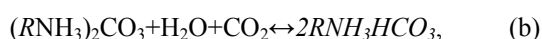
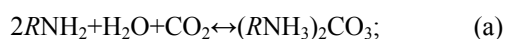
Серьезными препятствиями в решении этой задачи являются несовершенство технологической схемы пе-

ревода CO_2 в жидкое состояние и, как результат, высокие затраты энергоресурсов на тонну вырабатываемой продукции. Если процессы адсорбции и десорбции диоксида углерода различными системами достаточно хорошо изучены и отработаны в промышленном масштабе, то ожижение получаемого при этом газа сопряжено с рядом трудностей. Главной из них является нехватка холода, в результате чего действующие углекислотные установки характеризуются повышенными энергозатратами при ожижении газа. Считается общепризнанным, что совершенствование технологий и оборудования крупнотоннажного производства диоксида углерода является приоритетным направлением деятельности любого крупного изготовителя аммиака и карбамида. Это обусловлено тем, что CO_2 нашел применение не только на предприятиях крупнотоннажной химии, но и в других перспективных отраслях промышленности, в том числе и в нефтедобыче. Росту его потребления способствует создание крупных агрегатов с парауглекислотной конверсией, например метанольных, в которых диоксид углерода используется в качестве одного из сырьевых компонентов промышленного синтеза [1, с. 24]. С другой стороны, диоксид углерода

является парниковым газом и ответственен за изменение климата на планете. По указанной причине Российская Федерация подписала международное соглашение о сокращении его выбросов в атмосферу.

В качестве перспективного способа переработки CO_2 следует рассматривать и его газациклическое закачивание в нефтеносные пласты с целью интенсификации нефтедобычи. Это обеспечивает снижение энергетических затрат, исключение риска образования газовых гидратов, повышение нефтеотдачи месторождений с высоковязкой нефтью.

Для извлечения CO_2 из газовой смеси широко используются процессы абсорбции и десорбции. На крупнотоннажных производствах CO_2 , сосредоточенных на аммиачных заводах, реализуются две классические схемы его выделения из продуктов конверсии природного газа: этаноламинная и с применением раствора поташа. Первый способ описывается двумя основными химическими реакциями:



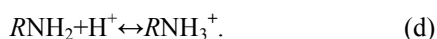
где R – HOCH_2CH_2 .

Уравнения (a) и (b) представляют собой упрощенную модель поглощения углекислого газа этаноламинами, конечными продуктами которого являются карбонаты и бикарбонаты этаноламмония. При температуре 35...45 °C эти реакции идут вправо (абсорбция), а при температуре 105 °C и выше – справа налево (десорбция).

Детальное рассмотрение механизма взаимодействия CO_2 с этаноламинами позволяет установить, что при сравнительно небольших степенях карбонизации ($\alpha < 0,5$ моль CO_2 на моль производного моноэтаноламина) реакция протекает с образованием замещенной карбаминовой кислоты:



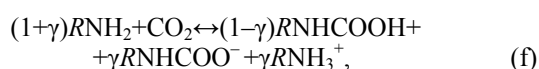
При этом в водном растворе мгновенно устанавливается кислотно-основное равновесие:



Конечным продуктом реакций (c) и (d) становится карбамат следующего строения:



Суммарную реакцию взаимодействия CO_2 с молекулой алкилэтанолamina по карбаматному механизму можно записать в виде:



где γ – степень диссоциации карбаминовой кислоты.

Существенным недостатком моноэтаноламинного способа очистки газовых смесей от CO_2 является образование значительных количеств смолистых веществ

из-за циклизации моноэтаноламина в производные оксазолидона-2 и далее в продукты их превращения. Благодаря предпринятым нами усилиям, были найдены эффективные методы переработки данных отходов в наполнитель для лакокрасочных материалов, поверхностно-активные вещества, ускоритель твердения полиизоцианатных композиций [2–4]. Абсорбционные свойства этаноламинов усилены добавлением в них активаторов [5–7]. Достаточно эффективно решаются и непростые задачи по ожигению диоксида углерода и разделению сложных газовых смесей [8–10].

Все усовершенствования направлены на снижение энергозатрат, определяющих рентабельность установок [11–13]. В большинстве случаев их существенным недостатком являются высокие потери диоксида углерода [14–16]. По мнению многих исследователей, они могут быть снижены за счет оптимизации технологической схемы узла компримирования углекислого газа [17; 18]. Модернизация турбокомпрессорного агрегата способствует и увеличению выхода конечного продукта [19; 20].

Цель работы – путем моделирования химико-технологических процессов и включения в состав углекислотной установки новых позиций оборудования усовершенствовать известные технологические схемы для снижения энергопотребления при выпуске жидкого диоксида углерода.

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕНИЯ ИССЛЕДОВАНИЙ

На рис. 1 представлен предложенный нами вариант углекислотной установки. В отличие от известной технологии, в ее состав дополнительно включено следующее оборудование:

- рекуперативный теплообменник «жидкость – газ» для CO_2 ;
- отделитель жидкости (буферная емкость), работающий при давлении 3,5 МПа;
- переохладитель жидкого диоксида углерода – испаритель холодильной машины;
- холодильная машина.

Принцип действия установки заключается в следующем.

Газообразный CO_2 компримируется в четырехступенчатом турбокомпрессоре (ступени 2, 5, 6 и 9) до давления 3,5 МПа, проходит блок осушки и конденсируется в конденсаторе за счет кипения фреона-22 от имеющейся холодильной машины.

Далее он направляется в рекуперативный теплообменник 29 и поступает в отделитель жидкости 31. Из него неконденсирующиеся газы дросселируются до давления 0,6 МПа через дроссельный вентиль 30 и поступают в межтрубное пространство рекуперативного теплообменника 29. Жидкий диоксид углерода из нижней части отделителя жидкости 31 подается через переохладитель – испаритель холодильной машины (на рисунке не показан) 32 в изотермические емкости хранения 12 и 13, предварительно дросселируясь вентилем 33 до давления 1,5–1,7 МПа. Пары CO_2 из емкостей 12 подаются на всасывание в турбокомпрессор через вентиль 28 или смешиваются с неконденсирующимися газами, идущими на регенерацию блока осушки через дроссельный вентиль 34.

Неконденсирующиеся газы и пары CO_2 после рекуперативного теплообменника 29 дросселируются

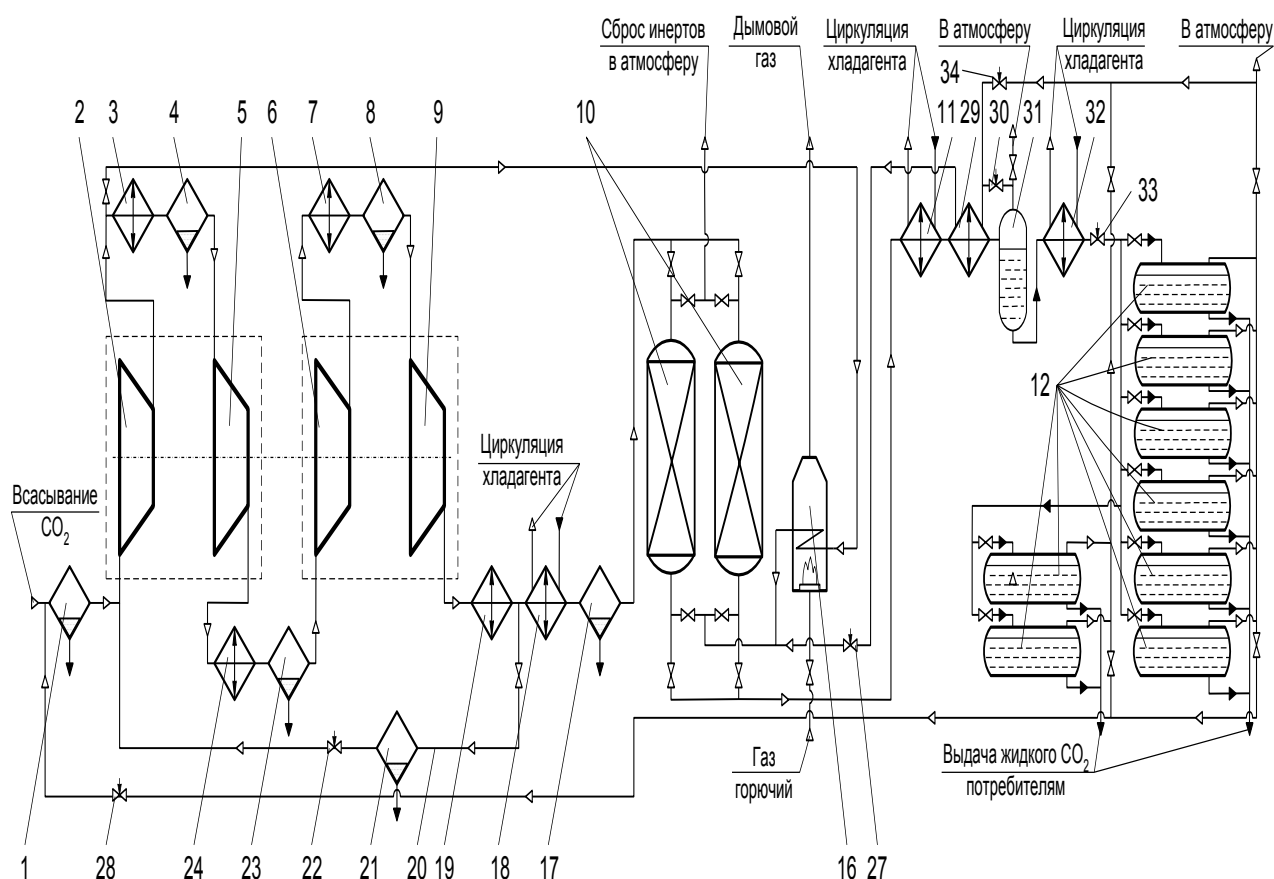


Рис. 1. Принципиальная схема установки ожижения диоксида углерода:

- 1, 3, 4, 7, 8, 21, 23, 24, 25 (на рисунке не показан) – влагоотделители;
 2, 5, 6, 9 – 1-я, 2-я, 3-я и 4-я степени сжатия диоксида углерода соответственно;
 10 – адсорберы; 11, 14 (на рисунке не показан) – конденсаторы CO_2 ;
 12, 13 (на рисунке не показан) – изотермические емкости для сжиженного CO_2 низкого (1,6 МПа) давления;
 16 – огневой подогреватель; 17, 19 – узел циркуляции хладагента через теплообменник
 18; 20, 22, 28 – вентили; 27, 30, 33, 34 – дроссельные вентили; 29 – рекуперативный теплообменник;
 31 – отделитель жидкости (буферная емкость); 32 – переохладитель жидкого CO_2

вентилем 27 и направляются на охлаждение одного из попеременно работающих адсорберов блока осушки, затем сбрасываются в атмосферу.

Оптимальная температура переохлаждения жидкого диоксида углерода перед дросселем 33 должна составлять $-23 \dots -28^\circ\text{C}$, что позволит без потерь (без образования паровой фазы) его дросселировать до давления $1,5 \dots 1,7$ МПа.

РЕЗУЛЬТАТЫ ИССЛЕДОВАНИЙ

С учетом того, что температура переохлаждения сжиженного углекислого газа должна составлять $-23 \dots -28^\circ\text{C}$, определим максимальную тепловую нагрузку испарителя холодильной машины 32. При этом примем во внимание, что температура кипения хладагента в испарителе холодильной машины 32 должна быть на $5 \dots 10^\circ\text{C}$ ниже минимальной температуры дросселирования и составлять -35°C , а холодопроизводительность холодильной машины должна обеспечивать переохлаждение жидкого диоксида углерода от 0 до -8°C при давлении $3,5$ МПа. Отсюда рассчитаем холодопроизводительность холодильной машины по формуле:

$$Q_o = G_{\text{CO}_2} \cdot (i_3 - i_4),$$

где $G_{\text{CO}_2} = 114654 \text{ кг/ч} = 31,848 \text{ кг/с}$ – расход жидкого диоксида углерода через испаритель холодильной машины (максимальный);

$i_3 = 200,5 \text{ кДж/кг}$ – энтальпия жидкого диоксида углерода при $p = 3,5 \text{ МПа}$ и $t = 0^\circ\text{C}$;

$i_4 = 34,5 \text{ кДж/кг}$ – энтальпия жидкого диоксида углерода при $p = 3,5 \text{ МПа}$ и $t = -30^\circ\text{C}$.

С учетом указанных допущений $Q_o = 31,848(200,5 - 34,5) = 2102 \text{ кВт}$.

Для достижения данного результата наиболее подходит холодильная машина со следующими характеристиками:

- хладагент – аммиак;
- температура кипения – -35°C ;
- холодопроизводительность – 1210 кВт ;
- потребляемая мощность – 227 кВт ;
- количество – 2 шт.

Выбранный холодильный агрегат позволяет работать углекислотной установкой вплоть до давления $1,2$ МПа в резервуаре длительного хранения CO_2 . Ее

производительность по переохлажденному диоксиду углерода составит 114,65 т/ч, а рост объема производства достигнет 22,7 т/ч. При этом потребление электроэнергии увеличится на 2 %, т. е. на 454 кВт по сравнению с энергией, потребляемой установкой без включения в ее схему холодильной машины, однако удельное энергопотребление на производство жидкого низкотемпературного диоксида углерода снизится на 35 % до 0,2 кВт·ч/кг.

Не менее интересным способом снижения энергопотребления является применение теплоиспользующих холодильных машин. Это становится возможным благодаря тому, что на химических предприятиях имеется большое количество водяного пара низкого давления, который нуждается в утилизации. В связи с этим вместо вышерассмотренной компрессионной холодильной машины можно использовать абсорбционную водоаммиачную холодильную машину (далее – АВХМ), что позволит снизить энергозатраты и добиться положительного эффекта от внедрения.

Подтвердим это путем расчетов для холодопроизводительности АВХМ в 2102 кВт. Для этого значения найдем требуемый расход водяного пара, поступающего в генератор АВХМ по формуле

$$G_{B.П.} = \frac{Q_{h,ABXM}}{i_n - i_k}, \quad (1)$$

где

$$Q_{h,ABXM} = \frac{Q_{o,ABXM}}{\xi_h}, \quad (2)$$

ξ_h – тепловой коэффициент трансформации:

$$\xi_h = 0,779 + 0,0071 \cdot t_o - 0,0063 \cdot t_k,$$

где

$t_o = -35$ °С – температура кипения аммиака;

$t_k = +35$ °С – температура конденсации аммиака;

$\xi_h = 0,779 + 0,0071(-35) - 0,0063 \cdot 35 = 0,31$.

$Q_{h,ABXM} = 2102/0,31 = 6780$ кВт.

$i_n = 2759,5$ кДж/кг – энтальпия водяного пара при давлении 0,32 МПа и температуре 150 °С;

$i_k = 570,93$ кДж/кг – энтальпия конденсата водяного пара при условиях насыщенной жидкости;

$G_{B.П.} = 6780/(2759,5 - 570,93) = 11152$ кг/ч.

Таким образом, для переохлаждения 114,65 т/ч жидкого диоксида углерода потребуется АВХМ с холодопроизводительностью 2102 кВт, а расход водяного пара в генераторе АВХМ составит 11,152 т/ч.

Рассмотрим теперь возможность применения АВХМ для охлаждения, конденсации и переохлаждения диоксида углерода в установке по производству жидкого низкотемпературного CO_2 , т. е. для замены фреоновой компрессионной холодильной машины и дополнительной аммиачной холодильной машины, используемой для переохлаждения жидкого CO_2 (см. рис. 1). При этом определим максимальное количество водяного пара, которое необходимо для работы АВХМ.

Холодопроизводительность АВХМ найдем по формуле

$$Q_o = G_{CO_2} \cdot (i_1 - i_2),$$

а расчет выполним для $G_{CO_2} = 120000$ кг/ч = 33,33 кг/с – расход газообразного CO_2 ;

$i_1 = 491,6$ кДж/кг – энтальпия газообразного диоксида углерода при $p = 3,5$ МПа и $t = +44$ °С;

$i_2 = 134,5$ кДж/кг – энтальпия жидкого диоксида углерода при $p = 3,5$ МПа и $t = -30$ °С.

С учетом приведенных величин

$Q_o = 33,33(491,6 - 134,5) = 11902$ кВт.

Расход водяного пара найдем в соответствии с уравнениями (1) и (2):

$Q_{h,ABXM} = 11902/0,31 = 38394$ кВт;

$G_{B.П.} = 38394/(2759,5 - 570,93) = 63155$ кг/ч.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ

Таким образом, в результате проведенного исследования разработаны технологические решения по снижению энергозатрат при производстве жидкого низкотемпературного диоксида углерода. Это достигается включением в технологическую схему холодильной машины, причем предпочтение должно быть отдано абсорбционной водоаммиачной, потребляющей водяной пар низкого давления. Данная модернизация позволит снизить потребление электроэнергии на 26 % и достичь удельного энергопотребления углекислотной установки при выпуске жидкого низкотемпературного диоксида углерода на уровне 0,15 кВт·ч/кг.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- Афанасьев С.В., Трифионов К.И. Физико-химические процессы в техносфере. Самара: Изд-во СНЦ РАН, 2014. 195 с.
- Афанасьев С.В., Капитонов М.С., Лисовская Л.В. Совершенствование технологии и оборудования крупнотоннажного производства диоксида углерода // Технические газы. 2007. № 3. С. 51–55.
- Лавренченко Г.К., Копытов А.В., Афанасьев С.В., Рощенко О.С. Повышение эффективности подачи диоксида углерода на синтез карбамида // Технические газы. 2011. № 2. С. 27–31.
- Афанасьев С.В., Сергеев С.П., Волков В.А. Современные направления производства и переработки диоксида углерода // Химическая техника. 2016. № 11. С. 30–33.
- Повтарев И.А., Блиничев В.Н., Чагин О.В. Абсорбция CO_2 раствором диэтанолamina в колонном аппарате с высокоэффективной пакетной вихревой насадкой // Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2008. № 1. С. 15–16.
- Саркисов П.Д. Проблемы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии // Химическая промышленность. 2000. № 1. С. 20–27.
- Широкова Г.С., Ермаков А.В. Очистка газов аминами // Химическая промышленность. 2006. № 1. С. 26–27.
- Бутина Н.М., Широкова Г.С. Эффективное использование аминных растворов – ключ к рентабельности производства // Химическая промышленность. 2006. № 8. С. 17–19.
- Daus P., Pauley C., Koenst J., Coan F. Membrane process for producing carbon dioxide: international patent WO 99/51325.
- Лавренченко Г.К., Копытин А.В., Швеиц С.Г. Пути повышения эффективности крупных аммиачных

- ходильных машин // Технические газы. 2008. № 3. С. 60–63.
11. Callahan R. Method and apparatus for producing liquid carbon dioxide: international patent WO 94/05960.
 12. Нильсен С.Э., Кристенсен П.В. Реконструкция агрегатов аммиака // Химическая техника. 2007. № 3. С. 28–31.
 13. Nurmia M. Process for producing liquid carbon dioxide from combustion gas at normal pressure: international patent WO 03/035221 A1.
 14. Волохов И.В., Тишаков А.П., Букаров Ю.А., Лавренченко Г.К. Опыт эксплуатации и совершенствования криогенной установки разделения газообразных отходов производства аммиака // Химическая техника. 2002. № 8. С. 16–19.
 15. Смагоринский А.М., Шамеко С.Л. Модернизация турбокомпрессорного агрегата с целью увеличения выхода конечного продукта // Компрессорная техника и пневматика. 2007. № 3. С. 38–40.
 16. Риттер Р. Установки для получения водорода и аргона из продувочных газов синтеза аммиака // Технические газы. 2004. № 1. С. 22–30.
 17. Cullen D., Kimmel H. Advanced design for submerged liquid ammonia pumps // Hydrocarbon engineering. 1998. № 4. P. 2–4.
 18. Юрша И.А. Опыт внедрения энергосберегающих технологий в азотной промышленности // Химическая промышленность. 2001. № 4. С. 14–16.
 19. Бондаренко В.Л., Симоненко О.Ю., Дьяченко О.В., Симоненко Ю.М. Перспективы получения редких газов из отдувочных потоков производства аммиака // Холодильная техника и технология. 2007. № 2. С. 5–9.
 20. Кепсель К., Лавренченко Г.К. Технология короткоциклового адсорбции для производства чистого водорода // Химическая техника. 2003. № 2. С. 31–37.
- REFERENCES**
1. Afanasyev S.V., Trifonov K.I. *Fiziko-khimicheskie protsessy v tekhnosfere* [Physical and chemical processes in the technosphere]. Samara, SNTs RAN Publ., 2014. 195 p.
 2. Afanasjev S.V., Kapitonov M.S., Lisovskaya L.V. Perfection of technology and equipment of tonnage manufacture of carbon dioxide. *Tekhnicheskie gazy*, 2007, no. 3, pp. 51–55.
 3. Lavrenchenko G.K., Kopytin A.V., Afanasyev S.V., Roshchenko O.S. Improving the efficiency of carbon dioxide supply on urea synthesis. *Tekhnicheskie gazy*, 2011, no. 2, pp. 27–31.
 4. Afanasyev S.V., Sergeev S.P., Volkov V.A. Modern trends in the production and processing carbon dioxide. *Khimicheskaya tekhnika*, 2016, no. 11, pp. 30–33.
 5. Povtarev I.A., Blinichev V.N., Chagin O.V. Absorption of CO₂ by a solution of ethanolamine in a column containing high-performance vortex packing. *Chemical and petroleum engineering*, 2008, vol. 44, no. 1-2, pp. 21–23.
 6. Sarkisov P.D. Problems of energy and resource saving in chemical technology, petrochemistry and biotechnology. *Khimicheskaya promyshlennost*, 2000, no. 1, pp. 20–27.
 7. Shirokova G.S., Ermakov A.V. Purification of gases amines. *Khimicheskaya promyshlennost*, 2006, no. 1, pp. 26–27.
 8. Butina N.M., Shirokova G.S. The efficient use of amine solutions – the key to profitability. *Khimicheskaya promyshlennost*, 2006, no. 8, pp. 17–19.
 9. Daus P., Pauley C., Koenst J., Coan F. *Membrane process for producing carbon dioxide*. International patent WO 99/51325.
 10. Lavrenchenko G.K., Kopytin A.V., Shvetrs S.G. Ways of increase of efficiency of large ammoniac refrigerating machines. *Tekhnicheskie gazy*, 2008, no. 3, pp. 60–63.
 11. Callahan R. *Method and apparatus for producing liquid carbon dioxide*. International patent WO 94/05960.
 12. Nilsen S.E., Kristensen P.V. Reconstruction of aggregates of ammonia. *Khimicheskaya tekhnika*, 2007, no. 3, pp. 28–31.
 13. Nurmia M. *Process for producing liquid carbon dioxide from combustion gas at normal pressure*. International patent WO 03/035221 A1.
 14. Volokhov I.V., Tishakov A.P., Bukarov Yu.A., Lavrenchenko G.K. Experience in the operation and improvement of a cryogenic plant for the separation of gaseous waste from ammonia production. *Khimicheskaya tekhnika*, 2002, no. 8, pp. 16–19.
 15. Smagorinsky A.M., Shameko S.L. Modernization of the turbo-compressor unit in order to increase the yield of the final product. *Kompressornaya tekhnika i pnevmatika*, 2007, no. 3, pp. 38–40.
 16. Ritter R. Plants for recovery of hydrogen and argon from the purge gas of ammonia synthesis. *Tekhnicheskie gazy*, 2004, no. 1, pp. 22–30.
 17. Cullen D., Kimmel H. Advanced design for submerged liquid ammonia pumps. *Hydrocarbon engineering*, 1998, no. 4, pp. 2–4.
 18. Yursha I.A. Experience of implementation of energy saving technologies in nitrogen industry. *Khimicheskaya promyshlennost*, 2001, no. 4, pp. 14–16.
 19. Bondarenko V.L., Simonenko O.Yu., Dyachenko O.V., Simonenko Yu.M. Prospects for obtaining rare gases from the blowing-off streams of ammonia production. *Kholodilnaya tekhnika i tekhnologiya*, 2007, no. 2, pp. 5–9.
 20. Kepsel K., Lavrenchenko G.K. Pressure swing adsorption technology for the production of pure hydrogen. *Khimicheskaya tekhnika*, 2003, no. 2, pp. 31–37.

THE REDUCTION OF ENERGY CONSUMPTION WHEN PRODUCING LIQUID CARBON DIOXIDE AT THE AMMONIA UNITS

© 2017

S.V. Afanasyev, Doctor of Sciences (Engineering), PhD (Chemistry),
professor of Chair “Environmental management and resource-saving”

Yu.N. Shevchenko, senior lecturer of Chair “Environmental management and resource-saving”
Togliatti State University, Togliatti (Russia)

S.P. Sergeev, Doctor of Sciences (Engineering), Deputy Director for Development
Research and design institute of nitrogen industry and organic chemicals, Moscow (Russia)

Keywords: carbon dioxide; refrigerating machine; liquefaction; compression; condenser; energy consumption.

Abstract: The relevance of the issue selected for the study is related directly to the transition of industrial enterprises to the energy saving technologies. It is relevant to the chemical enterprises as well. The paper presents a number of technology solutions allowing reducing the energy costs when producing liquid carbon dioxide at the ammonia units. Firstly, it is the improvement of known manufacturing schemes by means of simulation of chemical and technological processes and the introduction of new equipment items to the carbon dioxide plant: “liquid – gas” recuperative heat exchanger for CO₂; liquid separator (surge capacity) working at the pressure of 3.5 MPa; liquid carbon dioxide supercooler – refrigerating machine intercooler; refrigerating machine.

The paper considers two traditional patterns of carbon dioxide separation from the natural gas conversion products: ethanolamine and with the use of potash solution, which are implemented at the large-scale CO₂ productions located at the ammonia plants. The authors analyzed the processes chemical behavior and suggested the optimization solutions.

The product gas liquefaction involves a number of difficulties. The main issue is the lack of refrigeration that results in the excessive energy consumption of carbon dioxide units during gas liquefaction. The additional positive resource-saving effect can be obtained by applying heat energized refrigerating machines instead of compression refrigerating machine used within manufacturing scheme. This suggestion is based on the fact that chemical enterprises have a great quantity of low-pressure water steam that should be recovered, therefore, the suggested solution will give the positive result.

To prove these hypotheses, the authors carried out the calculations of refrigerating capacity and, using the results, identified that this enhancement will allow reducing the electric energy consumption by 26 % and developing energy intensity of carbon dioxide unit when producing liquid low-temperature carbon dioxide up to 0.15 kW·h/kg.