

НОВЫЕ ТЕХНИЧЕСКИЕ РЕШЕНИЯ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

© 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; энергозатраты.

Аннотация: В статье рассмотрены вопросы оптимизации технологических схем получения жидкого диоксида углерода, направляемого на установку синтеза карбамида.

Главным недостатком традиционных технических решений являются высокие энергетические затраты, обусловленные главным образом необходимостью компримирования CO_2 перед его подачей в реактор синтеза.

Для решения оптимизации технологической стадии получения диоксида углерода высокого давления путем комбинированного использования компрессорного и насосного оборудования были использованы многофакторные методы моделирования химико-технологических процессов и программное обеспечение. Применительно к агрегатам карбамида различной мощности рассмотрено несколько технологических схем.

Проведенные технологические расчеты подтвердили правильность компоновки оборудования.

Сущностью предлагаемого к внедрению технического решения является одновременное использование компрессорно-насосной углекислотной установки, в которой эффективно сочетается процесс получения жидкого CO_2 при пониженном давлении и подачи компримированного газа с необходимым давлением (15 МПа) с помощью низкотемпературного насоса в агрегат синтеза карбамида. В отличие от традиционной технологии предлагаемое техническое решение позволяет сжимать газообразный CO_2 от 0,1 МПа до относительно невысокого давления в 3,0 МПа, и затем охлаждать за счет холода газификации компримированного до 15 МПа жидкого диоксида углерода. Для конденсации предлагается использовать абсорбционную водоаммиачную холодильную машину.

В работе представлен вариант модернизации турбокомпрессорного агрегата, благодаря которой можно добиться существенного увеличения выхода конечного продукта агрегатов карбамида с целью сокращения выбросов CO_2 в атмосферу. Предлагаемая компрессорно-насосная установка отличается от других не только оптимальным построением ее технологической схемы, но и применением для снижения удельных энергозатрат внутренних источников холода и тепла в виде потока холодного диоксида углерода, сжатого до давления 15 МПа, а также высокотемпературной части сжатого в центробежном компрессоре газообразного CO_2 .

ВВЕДЕНИЕ

Углекислый газ является самым крупнотоннажным среди других парниковых газов, и именно ему отведена ведущая роль в потеплении климата на нашей планете. Основными источниками его попадания в атмосферу являются предприятия теплоэнергетики, нефтехимии, автотранспорт. По оценкам специалистов за последнее столетие произошло 25-кратное повышение концентрации углекислого газа, причем ежегодный ее рост составляет 0,5 %.

К проявлениям парникового эффекта относятся следующие явления, так или иначе связанные с выбросами диоксида углерода: жара и засуха, затронувшие обширные территории нашей планеты; повышение средней температуры в северных широтах; уменьшение годовой максимальной протяженности ледникового покрова в Антарктиде и Арктике; рост числа землетрясений и цунами. Неконтролируемый рост содержания CO_2 в атмосферном воздухе может привести к серьезным и необратимым нарушениям во всех земных экосистемах, к истощению биоты, к гибели или сокращению лесов, исчезновению многих видов животного мира, росту заболеваемости людей.

В 2016 году принято важное постановление Правительства РФ № 877-р, направленное на учет и сокраще-

ние выбрасываемых парниковых газов. Эта мера повлечет за собой реконструкцию действующих производств, которые обязаны соответствовать критериям малоотходных технологий. По указанной причине в достаточно сложном положении могут оказаться многие промышленные предприятия по выпуску карбамида и диоксида углерода. На первый план сегодня выходят задачи по снижению удельных энергозатрат и расходных коэффициентов по природному газу. Их решение напрямую зависит от внедрения новых энергосберегающих технологических процессов, и именно этому посвящено данное исследование. Основной упор сделан на модернизацию технологических схем компримирования диоксида углерода и включение в нее холодильных машин.

Диоксид углерода, образующийся в производстве аммиака, находит широкое применение в различных отраслях промышленности. Наиболее важными из них являются крупнотоннажные производства карбамида и предприятия, занятые добычей высоковязких нефтей [1–4]. Это связано с тем, что остаточную нефть способны вытеснять лишь те рабочие агенты, которые смешиваются с нефтью и водой или имеют сверхнизкое межфазное натяжение на границе раздела фаз. Такие условия возникают при вытеснении высоковязкой нефти

диоксидом углерода. Данные методы относятся к числу наиболее высокопотенциальных, способных снижать до 2–5 % остаточную нефтенасыщенность призабойной зоны, охваченной рабочим агентом. Применительно к российским нефтедобывающим организациям они имеют принципиальное значение, так как основная часть остаточной нефти на известных разрабатываемых месторождениях остается в виде заводненных запасов, которые труднее извлекать, чем из заводненных пластов. Диоксид углерода в воде способствует разрыву и отмывке пленочной нефти, покрывающей зерна породы, и уменьшает возможность разрыва водной пленки. Вследствие этого капли нефти при малом межфазном натяжении свободно перемещаются в поровых каналах. По имеющимся данным, CO_2 растворяется в нефти значительно лучше метана и его газообразных гомологов, при этом растворимость увеличивается с ростом давления и молекулярной массы нефти. Контактная с нефтью, диоксид углерода частично растворяется в ней и одновременно экстрагирует углеводороды, обогащаясь ими. В результате давление, необходимое для вытеснения нефти диоксидом углерода, в 3 раза меньше, чем одним углеводородным газом.

Другим направлением промышленного использования углекислого газа является синтез карбамида, осуществляемый на крупнотоннажных установках [5–7]. Для увеличения выхода азотного удобрения предлагаются решения, основанные на производстве жидкого низкотемпературного диоксида углерода [8–10]. Их существенным недостатком являются высокие энергетические затраты на выпуск товарной продукции, что в значительной степени обусловлено необходимостью компримирования CO_2 перед его подачей в реактор синтеза [11–13].

На основе опыта эксплуатации углекислотных установок были выявлены узкие места, мешающие наращиванию объемов производства, а также их высокие энергозатраты из-за несовершенства рабочих схем [14–16]. С учетом всего вышесказанного сущностью предложенного к внедрению технического решения являлось одновременное использование компрессорно-насосной углекислотной установки, в которой эффективно соче-

тается процесс получения жидкого CO_2 при пониженном давлении и подачи компримированного газа с необходимым давлением (15 МПа) с помощью низкотемпературного насоса в агрегат синтеза карбамида.

В отличие от традиционной технологии нами предложено сжатие газообразного CO_2 от 0,1 МПа до относительно невысокого давления в 3,0 МПа и затем охлаждение за счет холода газификации компримированного до 15 МПа жидкого диоксида углерода. Для его конденсации может быть применена абсорбционная водоаммиачная холодильная машина, использующая для производства холода теплоту компримирования CO_2 в центробежном компрессоре [17; 18]. Благодаря модернизации турбокомпрессорного агрегата можно добиться существенного увеличения выхода конечного продукта [19; 20].

Целью проведенного нами исследования являлось повышение энергосбережения технологической стадии получения диоксида углерода высокого давления путем комбинированного использования компрессорного и насосного оборудования.

РЕЗУЛЬТАТЫ ИССЛЕДОВАНИЙ

Технологическая схема № 1

Ее принцип действия показан на рис. 1 и заключается в следующем. Газообразный диоксид углерода подается при температуре $45\text{ }^\circ\text{C}$ в рекуперативный теплообменник 1, в котором он охлаждается до $24\text{ }^\circ\text{C}$. Там из него конденсируется влага, отделяемая в сепараторе 2. После этого он компримируется в центробежном компрессоре 3 до давления 3 МПа и поступает с температурой $190\text{--}200\text{ }^\circ\text{C}$ в парогенератор 4, в котором охлаждается до $140\text{--}150\text{ }^\circ\text{C}$, расходуя тепло на производство пара с температурой $120\text{--}130\text{ }^\circ\text{C}$. Пар подается в теплоиспользующую абсорбционную водоаммиачную холодильную машину 6, а образующийся в ней конденсат возвращается в парогенератор 4 водяным насосом 5.

Газообразный CO_2 затем охлаждается в рекуперативном теплообменнике 7 до $35\text{ }^\circ\text{C}$. Сконденсированная влага отделяется в сепараторе 8, а газообразный диоксид углерода осушается в блоке осушки 9 и охлаждается в рекуперативном теплообменнике 10. Затем он

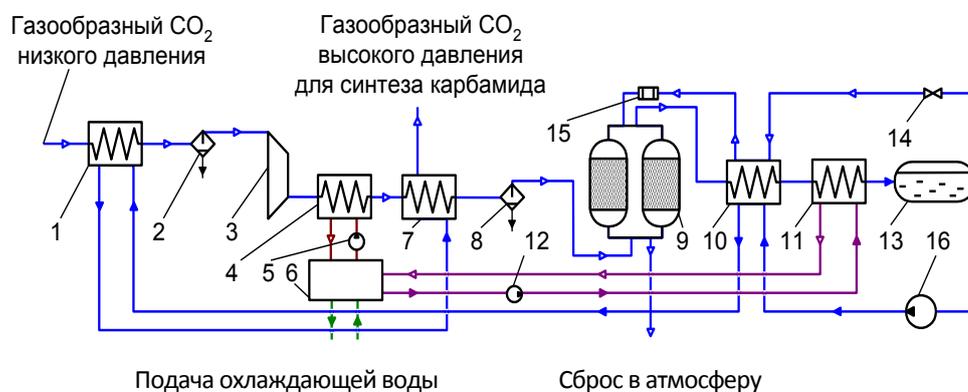


Рис. 1. Принципиальная схема компрессорно-насосной установки для обеспечения диоксидом углерода высокого давления процесса производства карбамида:

- 1, 7, 10 – рекуперативные теплообменники; 2, 8 – сепараторы; 3 – центробежный компрессор;
4 – парогенератор; 5, 12, 16 – насосы; 6 – холодильная машина; 9 – блок осушки;
11 – конденсатор-испаритель; 13 – емкость; 14 – вентиль; 15 – электроподогреватель

конденсируется и переохлаждается за счет холода кипящего аммиака в конденсаторе-испарителе 11, в который аммиак подается из абсорбционной водоаммиачной холодильной машины 6 аммиачным циркуляционным насосом 12. После этого CO_2 в виде переохлажденной низкотемпературной жидкости поступает в накопительную емкость 13. Пары CO_2 и неконденсирующиеся газы из накопительной емкости 13 используются для осуществления процессов регенерации и охлаждения переключающихся адсорберов блока осушки 9. При этом они дросселируются до давления 0,6 МПа через вентиль 14 и последовательно проходят рекуперативный теплообменник 9 и электроподогреватель 15, который в режиме регенерации адсорбера блока осушки включен, а в режиме его охлаждения выключен. После блока осушки 9 пары диоксида углерода и неконденсирующиеся примеси выбрасываются в атмосферу. Жидкий низкотемпературный диоксид углерода из накопительной емкости 13 компримируется насосом 16 до давления 15 МПа и, пройдя последовательно три рекуперативных теплообменника 10, 7 и 1, в последнем газифицируется и подается в колонну синтеза карбамида.

В результате технологических расчетов было установлено, что компрессорно-насосная углекислотная установка для обеспечения диоксидом углерода высокого давления процесса производства карбамида по предложенной схеме имеет более низкие удельные энергозатраты на производство диоксида углерода высокого давления по сравнению с существующей системой компримирования, а также характеризуется высокой надежностью эксплуатации. Например, при компримировании диоксида углерода в количестве $28800 \text{ м}^3/\text{ч}$ в центробежном компрессоре до 15 МПа (старая схема) потребление электроэнергии составляет 7,2 МВт, а удельные затраты достигают $0,136 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{кг}$.

В предлагаемой компрессорно-насосной углекислотной установке суммарные расходы электроэнергии

на компримирование CO_2 в количестве $28800 \text{ м}^3/\text{ч}$ в турбокомпрессоре до 3 МПа, его осушку и конденсацию в испарителе абсорбционной водоаммиачной холодильной машины и последующее его сжатие в насосе до 15 МПа, после чего он нагревается и газифицируется в рекуперативных теплообменниках и подается в колонну синтеза карбамида, составляют 5,5 МВт, из которых 5,35 МВт приходится на турбокомпрессор и 0,15 МВт – на привод насоса и обеспечение работы абсорбционной водоаммиачной холодильной машины. Удельный расход электроэнергии на производство CO_2 с давлением 15 МПа будет равняться $0,104 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{кг}$.

Следовательно, экономия электроэнергии на производство одного и того же количества CO_2 с давлением 15 МПа составит около 24 %, или 1,7 МВт. При работе установки в непрерывном режиме можно сэкономить до $13,6 \text{ ГВт}\cdot\text{ч}$ электроэнергии в год.

Технологическая схема № 2

Аналогичное снижение энергопотребления может быть достигнуто и при замене абсорбционной водоаммиачной холодильной машины на компрессорную аммиачную холодильную машину, производящую холод за счет кипящего аммиака. В этом случае максимальное давление диоксида углерода, достигаемое в компрессорно-насосной установке и необходимое для ожижения CO_2 , равно 1,5 МПа. Ожиженный таким образом диоксид углерода сжимается далее в низкотемпературном насосе до давления 15 МПа и подается в агрегат синтеза карбамида.

Принцип действия предлагаемой компрессорно-насосной установки заключается в следующем (см. рис. 2).

Газообразный CO_2 высокого давления сжимается в компрессоре 1 до 1,5 МПа, охлаждается в рекуперативном теплообменнике 2 за счет холода газификации CO_2 высокого давления и ожижается в пластинчато-ребристом компактном конденсаторе-испарителе 3 с использованием холода кипящего жидкого аммиака, поступающего из компрессорной

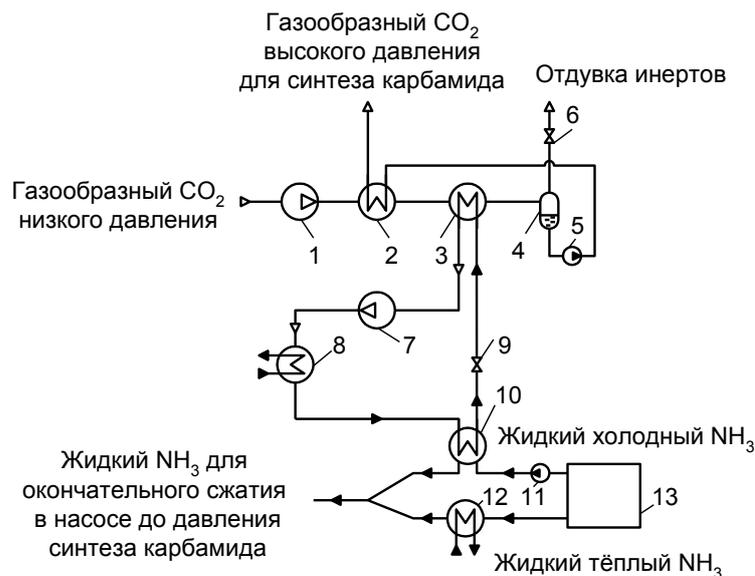


Рис. 2. Принципиальная схема компрессорно-насосной установки:

- 1 – углекислотный компрессор; 2 – рекуперативный теплообменник; 3 – конденсатор-испаритель; 4 – сепаратор; 5, 11 – насосы; 6 – вентиль; 7 – аммиачный компрессор; 8 – конденсатор аммиака; 9 – дроссельный вентиль; 10 – переохладитель жидкого аммиака; 12 – теплообменник; 13 – агрегат синтеза аммиака

аммиачной холодильной машины. Переохлаждение жидкого аммиака перед дросселем в этой машине осуществляется за счет холода жидкого аммиака, подаваемого насосом 11 из аммиачного агрегата 13 с предварительным сжатием его до 1,5 МПа перед подачей на производство карбамида. Количество холода, отведенное от холодного жидкого аммиака, компенсируется охлаждением теплого аммиака оборотной водой в водяном холодильнике 12 с целью обеспечения постоянной температуры смешения холодного и теплого аммиака, идущего на производство карбамида.

Жидкий переохлажденный диоксид углерода после конденсатора-испарителя 3 поступает в сепаратор 4. Из сепаратора небольшое количество паров CO_2 и неконденсирующихся газов сбрасывается в атмосферу через вентиль 6. Основной поток CO_2 сжимается насосом 5 и газифицируется в рекуперативном теплообменнике 2 за счет теплоты компримирования газообразного CO_2 в компрессоре 1. Далее в газообразном виде CO_2 при давлении 15 МПа подается на производство карбамида.

Компрессорная аммиачная холодильная машина работает по простому циклу с переохлаждением жидкого аммиака перед дросселированием в конденсатор-испаритель 3. В ней газообразный аммиак при температуре -30°C поступает на всасывание в компрессор 7, в котором сжимается до давления, соответствующего температуре конденсации $+30^\circ\text{C}$. Конденсация аммиака осуществляется в конденсаторе 8 при помощи оборотной воды. После конденсатора аммиак жидкий аммиак переохлаждается в переохладителе 10 за счет холода, подведенного от жидкого холодного аммиака, идущего на производство карбамида. В результате такого переохлаждения жидкого аммиака перед дросселированием в дросселе 9 холодопроизводительность компрессорной аммиачной холодильной машины увеличивается на 25%. Это способствует большему выходу жидкого CO_2 из конденсатора-испарителя 3.

Подогретый жидкий холодный аммиак после переохладителя 10 смешивается с жидким теплым аммиаком, который предварительно охлаждается водой в водяном теплообменнике 12 до температуры, при которой обеспечивается постоянная температура смешения этих

потоков, соответствующая $15...20^\circ\text{C}$. Далее жидкий аммиак направляется в производство карбамида для последующего его компримирования в насосе до давления 15 МПа.

При нагревании жидкого холодного аммиака от -30 до $+10^\circ\text{C}$ в количестве 19 т/ч в переохладителе аммиачной холодильной машины, которая, в свою очередь, вырабатывает около 5 МВт холода на уровне температуры кипения аммиака -30°C , можно сконденсировать CO_2 в количестве 60 т/ч при давлении 1,5 МПа. После этого его можно сжать до давления 15 МПа в насосе, потребляя при этом суммарно около 4 МВт электроэнергии. Удельный расход электроэнергии составит 0,07 кВт·ч/кг, что позволит снизить расход электроэнергии на ожижение и компримирование CO_2 в низкотемпературном насосе до высокого давления 15 МПа на 40%.

Технологическая схема № 3

Весьма перспективным является использование технологии, в которой возможно эффективное сочетание процессов получения жидкого CO_2 и одновременной подачи его и аммиака с давлением 15 МПа на агрегат синтеза карбамида. Как и в рассмотренном ранее варианте, первоначальное сжатие газообразного CO_2 производится в компрессоре до 3,0 МПа, а последующее ожижение достигается за счет холода переохлажденного жидкого аммиака.

Принцип работы предлагаемой компрессорно-насосной установки заключается в следующем (см. рис. 3).

Газообразный диоксид углерода сжимается в компрессоре 1 до давления 3,0 МПа, охлаждается в рекуперативном теплообменнике 2, конденсируется и переохлаждается относительно своей равновесной температуры в конденсаторе 3 за счет холода жидкого аммиака, сжатого в низкотемпературном насосе 7. После этого он поступает в сепаратор 4. Из сепаратора небольшое количество паров CO_2 и неконденсирующихся газов сбрасывается в атмосферу через вентиль 6. Жидкий CO_2 , отводимый из сепаратора, сжимается в низкотемпературном насосе 5 до давления 15 МПа, затем газифицируется в рекуперативном теплообменнике 2 за счет теплоты компримирования

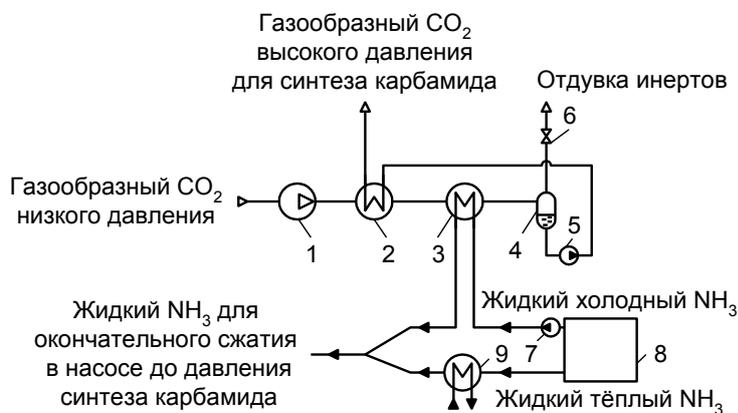


Рис. 3. Принципиальная схема компрессорно-насосной установки для ожижения диоксида углерода и подачи его с высоким давлением на производство карбамида:

1 – компрессор; 2 – рекуперативный теплообменник; 3 – конденсатор; 4 – сепаратор; 5, 7 – насосы; 6 – вентиль; 8 – аммиачная холодильная установка; 9 – теплообменник

газообразного CO_2 в компрессоре 1 и далее подается на производство карбамида.

Параллельно с этим жидкий холодный аммиак с температурой -30°C после сжатия до 1,5 МПа в насосе 7, входящем в состав аммиачной холодильной установки 8, нагревается в конденсаторе CO_2 3 до температуры -10°C . Поток жидкого аммиака с температурой $+49^\circ\text{C}$, поступающий из конденсатора аммиачной холодильной установки 8, охлаждается в водяном теплообменнике 9, после которого смешивается с аммиаком, имеющим температуру -10°C .

В результате смешения двух потоков температура устанавливается на уровне $+15...20^\circ\text{C}$, и этот аммиак с давлением 1,5 МПа подается в агрегат синтеза карбамида, в котором окончательно сжимается насосом до давления 15 МПа. Полученный жидкий CO_2 переохлаждается на несколько градусов относительно равновесной температуры конденсации за счет холода аммиака для предотвращения кавитации в насосе 5.

Предлагаемая схема компримирования CO_2 обладает следующими преимуществами. Во-первых, газообразный CO_2 сжимается только до 3 МПа в компрессоре (поршневом, винтовом или центробежном). Во-вторых, конденсация CO_2 осуществляется за счет полезного использования холода переохлажденного жидкого аммиака, подаваемого на производство карбамида, т. е. без энергозатрат на производство холода. В-третьих, после конденсации CO_2 из сепаратора удаляются в атмосферу неконденсирующиеся газы (инертные). Это способствует получению чистого CO_2 без примесей и снижению работы сжатия. В-четвертых, дальнейшее сжатие жидкого CO_2 осуществляется в насосе до давления синтеза карбамида. Работа сжатия насоса более чем на порядок ниже работы сжатия компрессора от 3 МПа до 15 МПа. В-пятых, снижается на 50 % расход воды на охлаждение углекислотного компрессора.

Указанная компрессорно-насосная установка, создаваемая на базе агрегатов синтеза аммиака и карбамида, позволяет при нагреве холодного аммиака от -30 до -10°C при давлении 1,5 МПа в количестве 14 т/ч произвести 5,5 т/ч жидкого диоксида углерода с давлением 15 МПа, что соответствует объемному расходу $3000 \text{ м}^3/\text{ч}$. Удельный расход электроэнергии на ожижение и компримирование CO_2 до давления 15,0 МПа составляет $0,103 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{кг}$, что существенно ниже затрат энергии в сравнении с существующей системой компримирования.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ

В ходе проведенного исследования предложены три варианта технологических схем для производства жидкого диоксида углерода, направляемого на установку синтеза карбамида. Их новизна состоит в том, что компримирование CO_2 перед его подачей в реактор синтеза карбамида проводится в два этапа: вначале в компрессоре до давления не более 3 МПа, а затем в низкотемпературном насосе до 15 МПа. Это позволяет добиться существенного энергосбережения при выработке сжиженного газа и улучшить экономические показатели производства. Одновременно с этим оптимизирована работа холодильных машин, что может способствовать решению задач по наращиванию производительности агрегатов карбамида с целью сокращения выбросов CO_2 в атмосферу.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Афанасьев С.В., Сергеев С.П., Волков В.А. Современные направления производства и переработки диоксида углерода // Химическая техника. 2016. № 11. С. 30–33.
2. Афанасьев С.В., Трифионов К.И. Физико-химические процессы в техносфере. Самара: Изд-во СНЦ РАН, 2014. 195 с.
3. Афанасьев С.В., Капитонов М.С., Лисовская Л.В. Совершенствование технологии и оборудования крупнотоннажного производства диоксида углерода // Технические газы. 2007. № 3. С. 51–55.
4. 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.
5. 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.
6. Cullen D., Kimmel H. Advanced design for submerged liquid ammonia pumps // Hydrocarbon engineering. 1998. № 4. Р. 2–4.
7. Широкова Г.С., Ермаков А.В. Очистка газов аминами // Химическая промышленность. 2006. № 1. С. 26–27.
8. Бутина Н.М., Широкова Г.С. Эффективное использование аминных растворов – ключ к рентабельности производства // Химическая промышленность. 2006. № 8. С. 17–19.
9. Daus P., Pauley C., Koenst J., Coan F. Membrane process for producing carbon dioxide: international patent WO 99/51325.
10. Кепсель К., Лавренченко Г.К. Технология короткоциклового адсорбции для производства чистого водорода // Химическая техника. 2003. № 2. С. 31–37.
11. Callahan R. Method and apparatus for producing liquid carbon dioxide: international patent WO 94/05960.
12. Риттер Р. Установки для получения водорода и аргона из продувочных газов синтеза аммиака // Технические газы. 2004. № 1. С. 22–30.
13. Nurmi 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. 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.
16. Нильсен С.Э., Кристенсен П.В. Реконструкция агрегатов аммиака // Химическая техника. 2007. № 3. С. 28–31.
17. Саркисов П.Д. Проблемы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии // Химическая промышленность. 2000. № 1. С. 20–27.
18. Юрша И.А. Опыт внедрения энергосберегающих технологий в азотной промышленности // Химическая промышленность. 2001. № 4. С. 14–16.

19. Смагоринский А.М., Шамеко С.Л. Модернизация турбокомпрессорного агрегата с целью увеличения выхода конечного продукта // Компрессорная техника и пневматика. 2007. № 3. С. 38–40.
 20. Лавренченко Г.К., Копытин А.В., Швеиц С.Г. Пути повышения эффективности крупных аммиачных холодильных машин // Технические газы. 2008. № 3. С. 60–63.
- REFERENCES**
1. 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.
 2. 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.
 3. 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.
 4. Lavrenchenko G.K., Kopytov 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.
 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. Cullen D., Kimmel H. Advanced design for submerged liquid ammonia pumps. *Hydrocarbon engineering*, 1998, no. 4, pp. 2–4.
 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. Kepsel K., Lavrenchenko G.K. Pressure swing adsorption technology for the production of pure hydrogen. *Khimicheskaya tekhnika*, 2003, no. 2, pp. 31–37.
 11. Callahan R. *Method and apparatus for producing liquid carbon dioxide*. International patent WO 94/05960.
 12. Ritter R. Plants for recovery of hydrogen and argon from the purge gas of ammonia synthesis. *Tekhnicheskie gazy*, 2004, no. 1, pp. 22–30.
 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. 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.
 16. Nilsen S.E., Kristensen P.V. Reconstruction of aggregates of ammonia. *Khimicheskaya tekhnika*, 2007, no. 3, pp. 28–31.
 17. Sarkisov P.D. Problems of energy and resource saving in chemical technology, petrochemistry and biotechnology. *Khimicheskaya promyshlennost*, 2000, no. 1, pp. 20–27.
 18. Yursha I.A. Experience of implementation of energy saving technologies in nitrogen industry. *Khimicheskaya promyshlennost*, 2001, no. 4, pp. 14–16.
 19. Smagorinsky A.M., Shameko S.L. Modernization of the turbo-compressor unit in order to increase the yield of the final product. *Kompressorная техника и пневматика*, 2007, no. 3, pp. 38–40.
 20. 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.

NEW ENGINEERING SOLUTIONS FOR PRODUCING HIGH-PRESSURE CARBON DIOXIDE

© 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 costs.

Abstract: The paper considers the issues of optimization of technological schemes of producing liquid carbon dioxide transferred to the carbamide synthesis plant.

The main disadvantage of traditional technology solutions is the high energy costs, caused mainly by the necessity to compress CO₂ before its transfer to the synthesis reactor.

To implement the optimization of the technological stage of producing high-pressure carbon dioxide by means of combined use of compression and pumping equipment, the authors used the multifactor methods of chemical and technological processes modeling and software. With regard to urea aggregates of various capacity, the authors considered several manufacturing schemes.

The conducted technological calculations proved the appropriateness of equipment configuration.

The essence of the proposed for implementing technical solution is the simultaneous application of a compressor-pumping carbon dioxide unit where the process of producing liquid CO₂ under the reduced pressure is effectively combined with the supply of compressed gas of the required pressure (15 MPa) into the carbamide synthesis unit using the low-temperature pump. As opposed to the traditional technology, the proposed technical solution allows compressing gaseous CO₂ from 0.1 MPa to a relatively low pressure of 3.0 MPa, and then cooling by means of gasification cold of liquid carbon dioxide compressed to 15 MPa. For condensation, the authors proposed to use the absorbing water-ammonia refrigerating machine.

The paper presents the variant of turbo-compressor unit modernization, by means of which it is possible to achieve the significant increase of the yield of the urea units' final product in order to reduce CO₂ emissions to the atmosphere. The proposed compressor-pumping unit differs from the others not only by the optimal construction of its technological scheme but also by its using to reduce the specific energy consumption of internal sources of cold and heat in the form of a flow of cold carbon dioxide compressed to the pressure of 15 MPa, and the high-temperature part of gaseous CO₂ compressed in the centrifugal compressor as well.