Енергозберігаючі технології

УДК 621.564.25:551.510.534
DOI: 10.33070/etars.3.2021.02

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***
а/с 188, 65026 Одеса, 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: bogdangennadievich@gmail.com

Підвищення ефективності систем компресорно-насосних та холодильних установок, що подають рідкі CO_2 та NH_3 до агрегату синтезу карбаміду

Діоксид вуглецю у великих обсягах використовується для виробництва карбаміду — високоефективного азотного добрива. Його стискають у багатоступеневому компресорі до тиску 15 МПа та подають до агрегату синтезу карбаміду. Питома витрата енергії на стиснення діоксиду вуглецю компресором становить 0,16 кВт·год/кг. Більш вигідним може бути застосування у системі компресорно-насосних та холодильних установок. Їх можна використовувати для зрідження діоксиду вуглецю та його стиснення до 15 МПа перед подачею на синтез карбаміду. У найбільш простій схемі для підвищення ефективності до системи введена аміачна компресорна холодильна машина. Питома витрата енергії у такій системі на зрідження та стиснення CO_2 — 0,118 кВт·год/кг. У разі заміни аміачної компресорної холодильної машини на абсорбційну холодильну машину питомі витрати можуть бути знижені до 0,09 кВт·год/кг. Ці дві системи можна використовувати для збільшення виробництва карбаміду або забезпечення стабільної роботи агрегатів у літній період їх експлуатації. Аналіз показав, що подальше вдосконалення технологічної схеми всієї системи дасть можливість повністю відмовитися від застосування компресорного способу стиснення CO_2 до тиску 15 МПа перед його подачею до агрегату синтезу карбаміду. Для цього потрібно у систему ввести додаткову абсорбційну бромістолітієву холодильну машину. У такій схемі компресорно-насосна установка забезпечить одночасну подачу рідких діоксиду вуглецю та аміаку на синтез карбаміду з тиском 15 МПа. Для збільшення добового виробництва карбаміду від 1400 до 2000 т необхідно підвищити подачу до агрегату насосами рідкого CO_2 у кількості 62,5 т/год та рідкого NH_3 — 47,5 т/год. *Бібл. 14, рис. 3.*

Ключові слова: аміак, діоксид вуглецю, карбамід, компресорно-насосна установка, аміачна компресорна холодильна машина, абсорбційна водоаміачна холодильна машина, абсорбційна бромістолітієва холодильна машина, компримування, ефективність, питомі енерговитрати.

© Лавренченко Г. К., Грудка Б. Г., 2021

Збільшення потужностей з виробництва карбаміду є стратегічним завданням хімічних підприємств. У зв'язку з цим актуальним є пошук перспективних способів збільшення продуктивності агрегатів синтезу карбаміду. Один з них пов'язаний з підвищенням ефективності системи подавання діоксиду вуглецю на виробництво карбаміду.

У даний час газоподібний діоксид вуглецю компримується різними способами у поршневих або відцентрових компресорах або комбіновано, тобто послідовно у турбокомпресорі та поршневому компресорі, до тиску 15 МПа та подається до установки з виробництва карбаміду. Питома витрата електроенергії на стиснення CO_2 становить 0,132–0,160 кВт·год/кг [1].

Для зниження питомих енерговитрат на компримування CO_2 до високого тиску пропонуються нові ефективні технологічні схеми його подавання, реалізація яких може сприяти нарощуванню потужностей з виробництва карбаміду. В основі їх лежать каскадні схеми зрідження CO_2 та подавання його насосом на синтез карбаміду. Стиснення газоподібного діоксиду вуглецю в них здійснюється до проміжного тиску [2].

Розглянемо характеристики компрессорно-насосних установок, що містять холодильні машини для зрідження CO_2.

Компресорно-насосна установка для виробництва рідкого CO_2 та подавання його на синтез карбаміду

Для збільшення продуктивності агрегатів синтезу карбаміду, а також зниження енерговитрат на компримування CO_2 до 15 МПа розроблена та пропонується до впровадження компресорно-насосна установка подавання його на виробництво карбаміду. Принципова схема установки зображена на рис. 1 [3]. В установці реалізується цикл зрідження CO_2 низького тиску за допомогою аміачної компресорної холодильної машини (АКХМ) для виробництва необхідного холоду. Для збільшення холодопродуктивності АКХМ використовується холод продукційного рідкого аміаку, що надходить на виробництво карбаміду. Їм переохолоджується рідкий аміак — робоче тіло машини — перед його дроселюванням у «випарник NH_3 — конденсатор CO_2» [4, 5]. Схема установки дає можливість із застосуванням виробленого АКХМ холоду зріджувати попередньо компримований CO_2 для його подальшого стиснення у насосі до високого тиску (15 МПа) та подавання на синтез карбаміду.

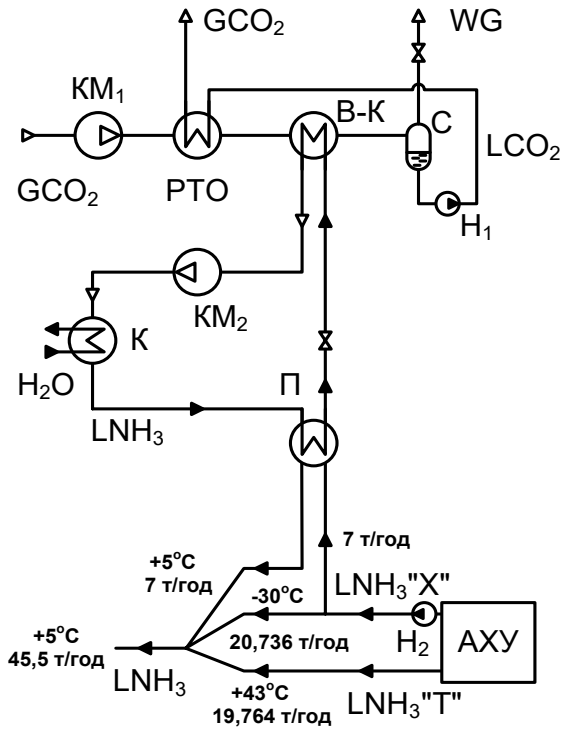

Рис. 1. Принципова схема компресорно-насосної установки для зрідження та подавання діоксиду вуглецю на виробництво карбаміду з аміачною компресорною холодильною машиною: «Х», «Т» — холодний та теплий потоки рідкого аміаку; WG — скидний газ (гази, що не конденсуються); $КМ_1$, $КМ_2$ — вуглекислотний та аміачний компресори; К — конденсатор АКХМ; С — сепаратор; РТО — рекуперативний теплообмінник; $Н_1$, $Н_2$ — вуглекислотний та аміачний насоси; АХУ — аміачна холодильна установка, яка входить до складу агрегату синтезу аміаку; GCO_2, LCO_2 — газоподібний та рідкий CO_2 відповідно; LNH_3 — рідкий аміак; В-К — випарник-конденсатор; П — переохолоджувач рідкого CO_2.

Fig. 1. Schematic diagram of a compressor-pump unit for liquefaction and supply of carbon dioxide for the production of urea with an ammonia compressor refrigeration machine: «X», «T» — cold and warm streams of liquid ammonia; WG — waste gas (non-condensable gases); KM_1, KM_2 — carbon dioxide and ammonia compressors; K — ACRM condenser; C — separator; PTO — recuperative heat exchanger; H_1, H_2 — carbon dioxide and ammonia pumps; AXY — ammonia refrigeration unit, which is part of the ammonia synthesis unit; GCO_2, LCO_2 — gaseous and liquid CO_2, respectively; LNH_3 — liquid ammonia; B-K — evaporator-condenser; П — liquid CO_2 supercooler.

У розглянутій установці холод стисненого до 1,5 МПа продукційного рідкого аміаку, що йде на виробництво карбаміду, використовується для переохолодження рідкого аміаку в АКХМ перед

його дроселюванням у «випарник NH_3 — конденсатор CO_2». За рахунок цього збільшується питома холодопродуктивність АКХМ. Конденсація CO_2 здійснюється при температурі кипіння рідкого аміаку −30 °С, що відповідає тиску нагнітання CO_2 1,8 МПа.

Розглянемо, як працює компресорно-насосна установка в разі, коли метою є збільшення продуктивності агрегату синтезу карбаміду на 600 т/добу.

Газоподібний CO_2 у кількості 18,75 т/год компримується у вуглекислотному компресорі до тиску 1,8 МПа, потім він охолоджується за рахунок холоду зворотного потоку, що являє собою рідкий CO_2 високого тиску. Після цього він зріджується за рахунок кипіння аміаку, що циркулює в АКХМ, у випарнику-конденсаторі та збирається у сепараторі. Звідси насосом з тиском 15 МПа його подають через рекуперативний теплообмінник до агрегату синтезу карбаміду. Пари з сепаратора, що не конденсуються, відводяться в атмосферу. АКХМ працює за простим циклом: стиснення аміаку, конденсація, переохолодження за рахунок холоду рідкого продукційного аміаку, що йде на виробництво карбаміду, дроселювання та випаровування у випарнику-конденсаторі.

В існуючих схемах потік рідкого продукційного аміаку має подаватися на виробництво карбаміду з температурою 5 °С. Його отримують пропорційним змішуванням при однакових тисках холодного рідкого аміаку з температурою − 30 °С та теплого рідкого аміаку з температурою 43 °С. І той, і інший потоки рідкого продукційного аміаку відбирають з різних ресиверів аміачної холодильної установки (АХУ), що використовується у складі агрегату синтезу аміаку для охолодження продукційного рідкого аміаку, що надходить до ізотермічного складу зберігання. В результаті частина (близько 50 %) рідкого аміаку, виробленого в агрегаті синтезу аміаку, після АХУ направляється до складу зберігання при температурі −33 °С, інша частина (близько 50 %) подається на виробництво карбаміду при температурі 5 °С й тиску 1,5 МПа. Температура рідкого аміаку 5 °С забезпечується змішуванням теплого та холодного аміаку. При збільшенні продуктивності агрегату синтезу карбаміду до нього необхідно більше подавати рідкого аміаку та газоподібного CO_2 з тиском 15 МПа. У нижній частині рис. 1 показано розподіл потоків рідкого аміаку після АХУ для отримання після їх змішування загального потоку з температурою 5 °С. Пояснимо, яким чином виконується ця умова.

Приймемо, що при потужності аміачного агрегату 1600 т/добу його продуктивність по рідкому аміаку становить 66,7 т/год, по газоподібному CO_2 — 42 тис. м^3/год (84 т/год). З них для виробництва карбаміду використовується 33,25 т/год рідкого аміаку та 21,85 тис м^3/год (43,85 т/год) газоподібного CO_2 при потужності карбамідного агрегату 1400 т/добу [1].

Визначимо частки холодного та теплого рідкого аміаку в їх загальному потоці, що подається на виробництво карбаміду при температурі +5 °С в кількості 33,25 т/год.

Тиски потоків рідкого аміаку вважаємо рівними 1,5 МПа. Теплий та холодний рідкий аміак мають температури 43 та −33 °С відповідно. Для забезпечення температури змішування 5 °С необхідно 48,8 % теплого та 51,2 % холодного рідкого аміаку. В результаті отримаємо такі витрати: теплого рідкого аміаку (при температурі 43 °С) — 16,226 т/год; холодного рідкого аміаку (при температурі −33 °С) — 17,024 т/год. Це дає можливість отримати потік рідкого аміаку з температурою 5 °С та зазначеною витратою 33,25 т/год.

Торкнемося технології переохолодження рідкого аміаку в АКХМ перед дроселюванням. Розглянемо такий випадок. В експлуатації знаходиться агрегат з виробництва 1400 т/добу карбаміду, який споживає 33,25 т/год рідкого аміаку при тиску 1,5 МПа й температурі 5 °С та 43,75 т/год газоподібного CO_2 при тиску 15 МПа та температурі 85 °С.

Для збільшення продуктивності зазначеного агрегату на 600 т/добу, тобто доведення його потужності до 2000 т/добу (з урахуванням модернізації самого агрегату синтезу карбаміду), до нього додатково необхідно подавати 18,75 т/год CO_2, а також відповідно й рідкого аміаку у кількості 14,25 т/год. В результаті сумарна кількість CO_2, що подається на виробництво карбаміду, складе 62,5 т/год, аміаку — 47,5 т/год. Холод рідкого аміаку можна корисно використовувати. Його доцільно застосувати для переохолодження рідкого аміаку в АКХМ перед дроселюванням. У переохолоджувачі потік продукційного аміаку нагріється від −30 до 5 °С, що дасть можливість для переохолодження використовувати 712 кВт холоду.

Реально для переохолодження рідкого амі-

аку, що циркулює в АКХМ, від 35 до −25 °С необхідно відвести всього 350 кВт теплоти, яку, як зазначалося, можна передати холодному рідкому аміаку, що йде на виробництво карбаміду при нагріванні його від −30 до 5 °С. У зв'язку з цим витрата холодного рідкого аміаку, що застосовується для переохолодження аміаку в АКХМ, складе 7 т/год замість 14,25 т/год, які необхідні для збільшення продуктивності агрегату синтезу карбаміду.

З цього можна зробити два висновки. По-перше, для конденсації 18,75 т/год газоподібного CO_2 за допомогою холодильної машини досить використовувати холод 7 т/год рідкого продукційного аміаку, що надходить на виробництво карбаміду, при його нагріванні від −30 до 5 °С. По-друге, частина холоду, що залишилася, може бути корисно використана на інші технологічні потреби.

У результаті виходить такий розподіл потоків: 7 т/год рідкого холодного продукційного аміаку направляється до переохолоджувача АКХМ для збільшення її холодопродуктивності на 20 %; 20,736 т/год рідкого продукційного холодного аміаку з температурою −30 °С при тиску 1,5 МПа подається на змішування з 19,764 т/год рідкого теплого продукційного аміаку з температурою 43 °С й таким же тиском 1,5 МПа. У результаті змішування рідкого аміаку холодного (− 30 °С) з теплим (43 °С) вийде 40,5 т/год рідкого аміаку з температурою 5 °С. До цієї кількості його додається 7 т/год рідкого аміаку з температурою 5 °С після переохолоджувача аміачної холодильної машини. У результаті змішування отримаємо 47,5 т/год рідкого аміаку при температурі 5 °С та тиску 1,5 МПа.

Наведемо основні технічні характеристики компресорно-насосної вуглекислотної установки, схема якої зображена на рис. 1. Тиск нагнітання CO_2 — 1,8 МПа, рівноважна температура конденсації — 22,5 °С. Температура переохолодженого рідкого CO_2 — 25 °С. Ізотермічний ККД вуглекислотного компресора — 0,55. Адіабатний ККД насоса — 0,9. Блок осушки оснащений паропідігрівачем (на рис. 1 не показаний). Робота стиснення газоподібного CO_2 у компресорі до тиску 1,8 МПа складає 1540 кВт; витрати на стиснення рідкого CO_2 у насосі від 1,8 до 15 МПа — 54 кВт. Сумарна витрата енергії у вуглекислотній частині установки — 1594 кВт. Аміачна компресорна холодильна машина працює з температурою конденсації +35 °С та температурою кипіння −30 °С. Переохолодження рідкого аміаку перед дроселюванням здійснюється від +35 до − 25 °С. При цьому від нього відводиться 350 кВт теплоти рідким холодним продуктовим аміаком, що йде на виробництво карбаміду. Необхідна холодопродуктивність при вказаній температурі кипіння аміаку — 1670 кВт; теплота конденсації — 2345 кВт; витрата аміаку в холодильній машині — 4500 кг/год; споживана потужність холодильної машиною — 632 кВт.

Сумарна споживана потужність всієї компресорно-насосної установки (вуглекислотним компресором, насосом, АКХМ) становить 2226 кВт. Питома витрата електроенергії на компримування 18,75 т/год CO_2 до тиску 15 МПа з використанням додаткової холодильної машини — 0,118 кВт·год/кг. Економія електроенергії в цілому при компримуванні CO_2 до тиску 15 МПа зазначеним способом досягає 10 % у порівнянні з традиційними схемами компримування газоподібного CO_2 [6].

Аналіз показує, що подальшого зниження витрат на виробництво рідкого CO_2 та його подавання на синтез карбаміду можна домогтися в результаті застосування абсорбційної водоаміачної холодильної машини як верхнього каскаду для зрідження CO_2.

Застосування абсорбційної водоаміачної холодильної машини для зрідження CO_2

На підприємствах, що виробляють карбамід, у надлишку є водяна пара низьких параметрів. Її можна використовувати для забезпечення теплотою абсорбційної водоаміачної холодильної машини (АВХМ). Принципова схема компресорно-насосної установки з АВХМ для зрідження CO_2 представлена на рис. 2.

Принцип дії установки, зображеної на рис. 2, аналогічний до дії попередньої компресорно-насосної установки (див. рис. 1). Відмінність полягає у тому, що замість аміачної компресорної холодильної машини використовується абсорбційна водоаміачна холодильна машина. Схема АВХМ, що входить до складу компресорно-насосної установки, показана спрощено.

Робота АВХМ здійснюється таким чином [7–14]. Водоаміачний розчин кипить у генераторі за рахунок підведення теплоти конденсації водя-

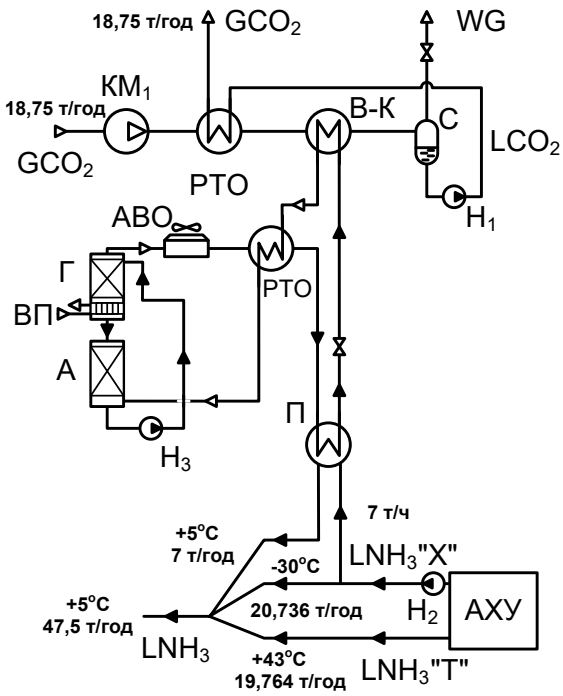

Рис. 2. Принципова схема компресорно-насосної установки для зрідження та подавання діоксиду вуглецю на виробництво карбаміду з абсорбційною водоаміачною холодильною машиною: «Х», «Т» — холодний та теплий потоки рідкого аміаку; WG — скидний газ (гази, що не конденсуються); $КМ_1$ — вуглекислотний компресор; К — конденсатор; С — сепаратор; РТО — рекуперативний теплообмінник; $Н_1$, $Н_2$, $Н_3$ — вуглекислотний, аміачний та водоаміачних насоси; А — абсорбер; Г — генератор; АВО — агрегат повітряного охолодження; АХУ — аміачна холодильна установка агрегату синтезу аміаку; GCO_2, LCO_2 — газоподібний та рідкий CO_2 відповідно; ВП — водяна пара; LNH_3 — рідкий аміак; В-К — випарник-конденсатор CO_2; П — переохолоджувач рідкого NH_3.

Fig. 2. Schematic diagram of a compressor-pump unit for liquefaction and supply of carbon dioxide for the production of urea with an absorption refrigeration machine: «X», «T» — cold and warm streams of liquid ammonia; WG — waste gas (non-condensable gases); KM_1 — carbon dioxide compressors; K — condenser; C — separator; PTO — recuperative heat exchanger; H_1, H_2, H_3 — carbon dioxide and ammonia pumps; A — absorber; Г — generator; ABO — air cooling unit; AXY — ammonia refrigeration unit, which is part of the ammonia synthesis unit; GCO_2, LCO_2 — gaseous and liquid CO_2, respectively; ВП — water vapor; LNH_3 — liquid ammonia; B-K — evaporator-condenser; П — liquid NH_3 supercooler.

ної пари. Пари аміаку, що утворюються, піднімаються вверх генератора, протитоком їм вниз надходить водоаміачний розчин. Після генератора пари аміаку конденсуються в агрегаті повітряного охолодження (АПО), незначно переохолоджуються у рекуперативному теплообміннику (РТО) та направляються до переохолоджувача рідкого аміаку. У ньому рідкий аміак переохолоджується до −25 °С за рахунок холоду рідкого продукційного аміаку, що йде на виробництво карбаміду в кількості 7 т/год, який нагрівається від −30 до 5 °С. Переохолодження рідкого аміаку АВХМ дає можливість на 20 % збільшити її потужність охолодження. Далі переохолоджений рідкий аміак дроселюється у «випарник NH_3 — конденсатор CO_2», в якому кипить при −30 °С. Вироблений таким чином холод витрачається на зрідження газоподібного CO_2 при температурі − 23 °С та тиску 1,8 МПа. Пари аміаку з випарника-конденсатора (В-К) надходять до рекуперативного теплообміннику та абсорберу. В абсорбері відбувається поглинання парів аміаку бідним водоаміачним розчином, який надходить до нього з генератора. В результаті водоаміачний розчин насичується аміаком та потім насосом подається у верхню частину генератора. Цикл повторюється.

Холодопродуктивність АВХМ — 1670 кВт при температурі кипіння аміаку −30 °С. Теплове навантаження переохолоджувача аміаку — 350 кВт. Потреба у водяній парі — 5,5 т/год при температурі 135 °С та тиску 0,6 МПа. Енергоспоживання — 46 кВт. Сумарне енергоспоживання компресорно-насосної установки — 1640 кВт. Питомі енерговитрати на компримування CO_2 до тиску 15 МПа у компресорно-насосній установці, що використовує АВХМ, — 0,09 кВт·год/кг, що на 32 % менше у порівнянні з прямим стисненням газоподібного CO_2 у поршневому або відцентровому компресорі до тиску 15 МПа.

Запропонована схема має такі переваги. По-перше, замість вуглекислотного компресора високого тиску застосовується компресор низького тиску з тиском нагнітання 1,8 МПа. Це може бути гвинтовий, відцентровий або поршневий компресор «сухого» стиснення. По-друге, «випарник NH_3 — конденсатор CO_2» та переохолоджувач рідкого аміаку — це апарати, що працюють з низькими тисками у прямому та зворотному потоках (не більше 1,5–1,8 МПа). Зазначені апарати можуть мати компактне пластинчасто-ребристе виконання. По-третє, виробництво аміаку пов'язано з виробленням у надлишку водяної пари, деяка кількість якої корисно утилізується АВХМ для вироблення холоду та конденсації CO_2. По-четверте, застосування холоду рідкого продукційного аміаку, що надходить на

виробництво карбаміду, для переохолодження рідкого аміаку АВХМ дає можливість на 20 % збільшити її потужність охолодження та знизити кількість циркулюючого водоаміачного розчину.

Компресорно-насосна установка для забезпечення агрегату синтезу карбаміду всією необхідною кількістю CO_2

При розгляді роботи двох компресорно-насосних установок, зображених на рис. 1 та 2, аналізувалися їх показники у разі виробництва додатково 600 т/добу карбаміду. Така продуктивність установок давала можливість підвищити потужність карбамідного агрегату від 1400 до 2000 т/добу. Однак продуктивність установок можна збільшити настільки, що вони можуть забезпечити агрегат синтезу карбаміду з вказаною потужністю 2000 т/добу всією необхідною для цього кількістю діоксиду вуглецю з тиском 15 МПа. У цьому випадку можна не використовувати з цим тиском газоподібний діоксид вуглецю, який зараз на підприємствах нагнітається до агрегату синтезу карбаміду компресорною установкою багатоступеневого стиснення.

Аналіз показує, що у цьому випадку досить холоду потоку рідкого продукційного аміаку для зрідження необхідної кількості CO_2. Єдиним обмеженням є необхідність забезпечення температури змішування 5 °С потоків рідкого аміаку, що подається до агрегату синтезу карбаміду з тиском 1,5 МПа, для його остаточного стиснення до 15 МПа. Покажемо, як виконати цю умову.

Для цього потрібно ввести до схеми установки додаткову абсорбційну бромістолітієву холодильну машину (АБХМ), як випливає з рис. 3, для охолодження потоку теплого рідкого аміаку перед його змішуванням з холодним рідким аміаком. Така установка зможе виробити всю кількість низькотемпературного діоксиду вуглецю та подати його на виробництво карбаміду за допомогою насосів з тиском 15 МПа.

Розглядувана компресорно-насосна установка (див. рис. 3) забезпечує одночасне подавання рідкого аміаку та рідкого діоксиду вуглецю на синтез карбаміду з тиском 15 МПа. У разі виробництва на даній установці всієї кількості CO_2 для отримання 2000 т/добу карбаміду необхідно подавати до агрегату насосами при тиску 15 МПа рідкий CO_2 у кількості 62,5 т/год та рідкий NH_3 — 47,5 т/год. Зрідження усієї кількості газоподібного CO_2 стає можливим завдяки використанню додаткової АБХМ. Вона дає можливість відвести необхідну кількість теплоти від рідкого продукційного теплого аміаку в інтервалі від 43 до 15 °С. У зв'язку з цим вивільняється майже така кількість холоду на низькотемпературному рівні (від –30 до 0 °С) для переохолодження рідкого аміаку, що циркулює в АВХМ. Розрахунками встановлено, що для забезпечення температури змішування холодного та теплого аміаку 5 °С та сумарної витрати 47,5 т/год холодний рідкий аміак можна нагріти від –30 до 0 °С у кількості 27,736 т/год у переохолоджувачі, а теплий рідкий аміак охолодити від 43 до 15 °С у кількості 19,764 т/год за допомогою АБХМ. Це дасть можливість АВХМ зрідити та переохолодити 62,5 т/год газоподібного CO_2, який потім

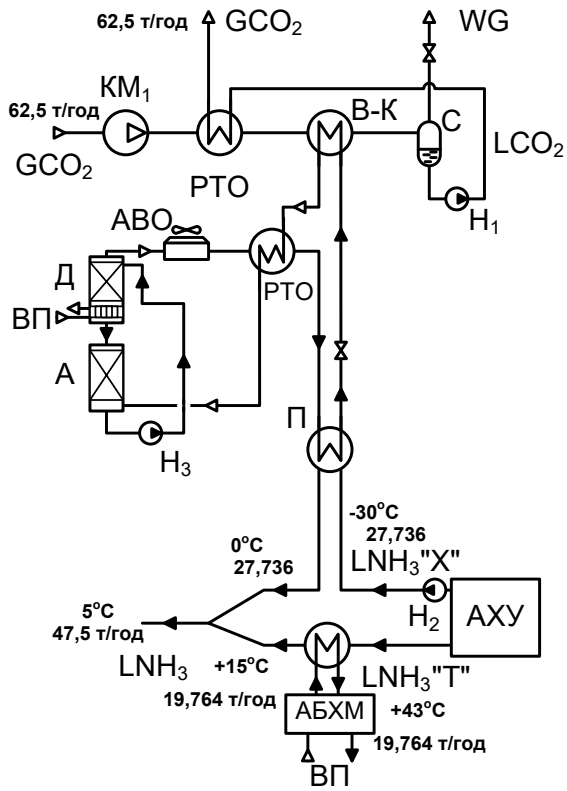

Рис. 3. Принципова технологічна схема компресорно-насосної установки для зрідження CO_2 та подавання його разом з рідким аміаком на виробництво карбаміду (позначення як на рис. 2): АБХМ — абсорбційна бромістолітієва холодильна машина.

Fig. 3. Schematic technological scheme of the compressor-pump unit for liquefaction of CO_2 and its supply together with liquid ammonia for the production of urea (designations similar to Fig. 2): АБХМ — absorption lithium bromide refrigeration machine.

насосом можна подати на виробництво карбаміду з тиском 15 МПа, попередньо підігрівши у рекуперативному теплообміннику до температури 85 °С. Рідкий аміак з температурою 5 °С та тиском 1,5 МПа стискають у плунжерному насосі (на рис. 3 не показаний) до тиску 15 МПа та потім направляють до агрегату синтезу карбаміду.

Питомі енерговитрати у всіх процесах установки, які завершуються стисненням CO_2 до тиску 15 МПа, складають 0,1 кВт·год/кг. Витрата водяної пари при тиску 0,6 МПа та температурі 135 °С становить 19,5 т/год, з яких на АВХМ припадає 18 т/год, на АБХМ — 1,5 т/год.

Компресорно-насосну установку, зображену на рис. 3, доцільно використовувати при проектуванні нового виробництва аміаку та карбаміду. Що стосується існуючих виробництв, то більш вигідно використовувати компресорно-насосні установки, зображені на рис. 2 або 3. За їх допомогою можна збільшити виробництво карбаміду від 1400 до 2000 т/добу та при цьому зекономити від 10 до 30 % електроенергії на підготовку CO_2 з тиском 15 МПа.

Висновки

Стиснення діоксиду вуглецю до надкритичних тисків (15 МПа) можна здійснити різними способами. Найбільш вигідним є застосування на практиці компресорно-насосних схем компримування. Стиснення діоксиду вуглецю у цих установках порівняно з чисто компресорною схемою дасть можливість заощадити від 10 до 30 % електроенергії, що свідчить про їх високу ефективність. При цьому питома витрата електроенергії на стиснення 1 кг CO_2 до тиску 15 МПа становитиме 0,09–0,118 кВт·год/кг.

Виробництво стисненого до 15 МПа газоподібного CO_2 у пропонованих установках дасть можливість збільшити потужність карбамідного агрегату до 2000 т/добу, тобто додатково виробляти 42 % продукту. У разі застосування абсорбційної водоаміачної або бромістолітієвої холодильних машин подавання всієї необхідної кількості рідкого CO_2 для виробництва 2000 т/добу карбаміду можна здійснювати за допомогою насоса.

Список літератури

1. Справочник азотчика / Под общ. Ред. Е.А.Мельникова М. : Химия, 1969. Т. 2.. 444 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. Пат. 38274 Укр., МПК F 25 B 1/00. Компрессорнонасосная установка сжижения диоксида углерода и подачи его с высоким давлением в агрегат синтеза карбамида. А.Ю.Федчун, Л.В.Лисовский, М.Е.Егрищин, Г.К.Лавренченко, А.В.Копытин. Опубл. 25.12.2008, Бюл. № 24.

4. Лавренченко Г.К., Копытин А.В., Швец С.Г. Пути повышения эффективности крупных аммиачных холодильных машин. *Технические газы*. 2008. № 3. С. 60–63.

5. Лавренченко Г.К. Повышение эффективности охлаждения потоков жидкостей и газов в низкотемпературных системах. *Технические газы*. 2008. № 6. С. 56–60.

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

7. Акулов Л.А. Установки для разделения газовых смесей. Л.: Машиностроение, 1983. 216 с.

8. Циглеев В.Б., Мартыненко В.В. Производство диоксида углерода из продуктов конверсии природного газа, используемых для получения азотоводородной смеси. *Технические газы*. 2005. № 4. С. 29–35.

9. Lippmann D., Norbert Frisse. First application of the Uhde dual pressure ammonia process for the 3300 mtpd ammonia plant for SAFCO in Saudi Arabia. *Proc. of IFA Technical Conference*. Beijing, China, April 20–23, 2004.

10. Lippmann D., Deutsch S., Khalil R., Moussa M. The New Abu Qir III Ammonia/Urea Complex Design and Start-Up Experiences. *Proc.of the 44th Annual Safety in Ammonia Plants and Related Facilities Symposium Seattle*. Washington, USA, September 27–30, 1999.

11. Alnouss M. Ahmed, Al-Nuaimi A. Ibrahim. An Energy Integration Approach on UHDE Ammonia Process. *International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering*. 2012. Vol. 6, № 11. P. 1096–1102.

12. QAFCO Becomes World's Largest Ammonia and Urea Producer. — http://www.qafco.com.

13. William L. E., Thomas Wurzel, Ermanno Filippi. MEGAMMONIA®. *The Mega-Ammonia Process for the New Century. Ammonia technical manual*, 2004.

14. Abughazaleh J., Gosnell J., Strait R.B. Single Train 4000–5000 MTPD KBR Ammonia Plant. *Proc. of the 47th Annual Safety in Ammonia Plants Symposium*. San Diego, USA. September, 2002.

Надійшла до редакції 24.07.2020

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

Повышение эффективности систем компрессорно-насосных и холодильных установок, подающих жидкие CO_2 и NH_3 в агрегат синтеза карбамида

Диоксид углерода в больших объемах используется для производства карбамида — высокоэффективного азотного удобрения. Его сжимают в многоступенчатом компрессоре до давления 15 МПа и подают в агрегат синтеза карбамида. Удельный расход энергии на сжатие диоксида углерода компрессором составляет 0,16 кВт·ч/кг. Более выгодным может быть применение в системе компрессорно-насосных и холодильных установок. Их можно использовать для сжижения диоксида углерода и его сжатия до 15 МПа перед подачей на синтез карбамида. В наиболее простой схеме для повышения эффективности в систему включена аммиачная компрессорная холодильная машина. Удельные затраты энергии в такой системе на сжижение и сжатие CO_2 — 0,118 кВт·год/кг. В случае замены аммиачной компрессорной холодильной машины абсорбционной холодильной машиной удельные затраты могут быть снижены до 0,09 кВт·час/кг. Обе эти системы можно применять для увеличения производства карбамида или обеспечения стабильной работы агрегатов в летний период их эксплуатации. Анализ показал, что дальнейшее усовершенствование технологической схемы всей системы позволит полностью отказаться от применения компрессорного способа сжатия CO_2 до давления 15 МПа перед его подачей в агрегат синтеза карбамида. Для этого необходимо в систему включить дополнительную абсорбционную бромистолитиевую холодильную машину. В такой схеме компрессорно-насосная установка обеспечит одновременную подачу жидких диоксида углерода и аммиака на синтез карбамида с давлением 15 МПа. Для увеличения суточного производства карбамида от 1400 до 2000 т необходимо повысить подачу в агрегат насосами жидкого CO_2 в количестве 62,5 т/год и жидкого NH_3 — 47,5 т/год. *Библ. 14, рис. 3.*

Ключевые слова: аммиак, диоксид углерода, карбамид, компрессорно-насосная установка, аммиачная компрессорная холодильная машина, абсорбционная водоаммиачная холодильная машина, абсорбционная бромистолитиевая холодильная машина, компримирование, эффективность, удельные энергозатраты.

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.gk@gmail.com

[2] ***Odessa National Academy of Food Technologies, Institute of Cold, Cryotechnologies and Environmental Energy named after V. S. Martynovskyi, Odessa***
1/3, Dvoryanskaya Str., 65082 Odessa, Ukraine, e-mail: bogdangennadievich@gmail.com

Increasing the Efficiency of the Systems of Compressor-Pumping and Refrigeration Units Supplying Liquid CO_2 and NH_3 to the Unit for Carbamide Synthesis

Carbon dioxide is used in large volumes to produce urea, a highly efficient nitrogen fertilizer. It is compressed in a multistage compressor to a pressure of 15 MPa and fed to the urea synthesis unit. The specific energy consumption for the compression of carbon dioxide by a compressor reaches 0.16 kW·h/kg. It may be more profitable to use in the system of compressor-pumping and refrigeration units. They can be used to liquefy carbon dioxide and compress it to pressure 15 MPa before feeding it to the synthesis of urea. In the simplest scheme, an ammonia compression refrigeration machine (ACRM) is included in the system to improve efficiency. The specific energy consumption in such a system for the liquefaction and compression of CO_2 is 0.118 kW·h/kg. In case of replacement of the ACRM with an absorption refrigeration machine, unit costs can be reduced to 0.09 kW·h/kg. These two systems can be used to increase urea production or to ensure stable operation of the units during the summer period of their operation. The analysis showed that further improvement of the technological scheme of the entire system will completely abandon the use of the compressor method of compression of CO_2 to pressure 15 MPa before its supply to the urea synthesis unit. To do this, you need to include an additional absorption lithium bromide refrigeration machine in the system. In this scheme, the compressor-pumping unit will provide the simultaneous supply of liquid carbon dioxide and ammonia for the synthesis of urea with a pressure of 15 MPa. To increase the daily production of urea from 1400 to 2000 tons, it is necessary to increase the feed liquid CO_2 in the amount of 62 t/hour and liquid NH_3 — 47.5 t/hour. *Bibl. 14, Fig. 3.*
Key words: ammonia, carbon dioxide, urea, compressor and pumping unit, ammonia compression refrigeration machine, ammonia water absorption refrigeration machine, ammonia lithium bromide refrigeration machine, compression, efficiency, specific energy consumption.

References

1. [Reference nitrogen]. Edited by E.A.Melnikov. Moscow : Khimiya, 1969. Vol. 2. 444 p. (Rus.).

2. Lavrenchenko G.K., Kopytin A.V., Fedchun A.Yu. [Compressor and Pumping Unit Using the Cold of Liquid Ammonia for the Production of Liquid CO_2 and Supplying It for the Synthesis of Urea]. *Tekhnicheskie Gazy. [Industrial gases].* 2009. No. 2. pp. 24–30. (Rus.)

3. Pat. 38274 Ukraine, IPC F 25 B 1/00. Fedchun A.Yu., Lisovskiy L.V, Yegrischin M.Ye., Lavrenchenko G.K., Kopytin A.V. [A compressor-pumping unit for liquefying carbon dioxide and feeding it with high pressure into the urea synthesis unit]. Publ. 25.12.2008, Bull. 24. (Rus.)

4. Lavrenchenko G.K., Kopytin A.V., Shvets S.G. [Ways to Improve the Efficiency of Large Ammonia Refrigeration Machines]. *Tekhnicheskie Gazy. [Industrial gases].* 2008. No. 3. pp. 60–63. (Rus.)

5. Lavrenchenko G.K. [Increase of Efficiency of Cooling of Flows of Liquids and Gases in Low-Temperature Systems]. *Tekhnicheskie Gazy. [Industrial gases].* 2008. No. 6. pp. 56–60. (Rus.)

6. Lavrenchenko G.K., Kopytin A.V. [Energy Indicators of Various Processes of Carbon Dioxide Compression to Supercritical Pressures]. *Tekhnicheskie Gazy. [Industrial gases].* 2007. No. 1. pp. 31–36. (Rus.)

7. Akulov L.A. Ustanovki dlya razdeleniya gazovykh smesej. Leningrad : Mashinostroenie, 1983. 216 p. (Rus.)

8. Czigleev V.B., Marty`nenko V.V. [Proizvodstvo dioksida ugleroda iz produktov konversii prirodnogo gaza, ispolzuemykh dlya polucheniya azotovodorodnoj smesi]. *Tekhnicheskie Gazy. [Industrial gases].* 2005. No.4. pp. 29–35. (Rus.)

9. Lippmann D., Norbert Frisse. First application of the Uhde dual pressure ammonia process for the 3300 mtpd ammonia plant for SAFCO in Saudi Arabia. *Proc. of IFA Technical Conference*. Beijing, China. April 20–23, 2004.

10. Lippmann D., Deutsch S., Khalil R., Moussa M. The New Abu Qir III Ammonia/Urea Complex Design and Start-Up Experiences. *Proc.of the 44th Annual Safety in Ammonia Plants and Related Facilities Symposium Seattle*. Washington, USA, September 27–30, 1999.

11. Alnouss M. Ahmed, Al-Nuaimi A. Ibrahim. An Energy Integration Approach on UHDE Ammonia Process. *International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering*. 2012. 6 (11). pp. 1096–1102.

12. QAFCO Becomes World's Largest Ammonia and Urea Producer. — http://www.qafco.com.

13. William L. E., Thomas Wurzel, Ermanno Filippi. MEGAMMONIA®. *The Mega-Ammonia Process for the New Century. Ammonia technical manual*. 2004.

14. Abughazaleh J., Gosnell J., Strait R.B. Single Train 4000–5000 MTPD KBR Ammonia Plant. *Proc. of the 47th Annual Safety in Ammonia Plants Symposium*. San Diego, USA, September, 2002.

Received July 24, 2020

УДК 661.666:621.36:66.096.5
DOI: 10.33070/etars.3.2021.03

Сімейко К.В.*[1,2]*,** *докт. техн. наук,* ***Маліновській А.І.*[3]*,
***Карсім С.О.*[4]*, Сидоренко М.А.*[1]*, Кустовська А.Д.*[2]*,** *канд. хім. наук,*
***Ляпощенко О.О.*[5]*,** *докт. техн. наук, проф.,* ***Купріянчук С.В.*[6]**

[1] ***Інститут газу Національної академії наук України, Київ***
вул. Дегтярівська, 39, 03113 Київ, Україна, e-mail: k_simeyko@ukr.net
[2] ***Національний авіаційний університет, Київ***
просп. Любомира Гузара, 1, 03113 Київ, Україна, e-mail: k_simeyko@ukr.net
[3] ***Інститут тепло- та масообміну ім. А. В. Ликова НАН Білорусі, Мінськ***
вул. П. Бровки, 15, 220072 Мінськ, Білорусь, e-mail: a_malin@hmti.ac.by
[4] ***Національний науковий центр «Харківський фізико-технічний інститут», Харків***
вул. Академічна, 1, 61108 Харків, Україна, e-mail: lobach0709@gmail.com
[5] ***Сумський державний університет, Суми***
вул. Римського-Корсакова, 2, 40007 Суми, Україна, o.liaposhchenko@pohnp.sumdu.edu
[6] ***Інститут проблем безпеки АЕС НАН України, Чорнобиль***
вул. Кірова, 36а, 07270 Чорнобиль, Київська обл., Україна, e-mail: kupriianchuk.s@gmail.com

Дослідження процесу одержання піровуглецю в електротермічному псевдозрідженому шарі

Досліджено процес отримання піровуглецю в електротермічному псевдозрідженому шарі. Дослідження ґрунтуються на експериментальних методах вивчення процесу отримання піровуглецю. Піровуглець осаджується при піролізі (термічній деструкції) вуглеводнів у реакторі з електротермічним псевдозрідженим шаром. Як псевдозріджуючий агент був використаний природний газ, як пседозріджений шар — подрібнений дрібнодисперсний електродний графіт марки ГЕ. При напрацюванні партій піровуглецевого матеріалу з урахуванням того, що розмір частинок буде збільшуватися, ці частинки подрібнювалися

© Сімейко К.В., Маліновській А.І., Карсім С.О., Сидоренко М.А., Кустовська А.Д., Ляпощенко А.А., Купріянчук С.В., 2021