



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **42161** (13) **U**
(51) МПК (2009)
F25B 15/00
F25B 49/00
C01C 1/00

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ
І НАУКИ УКРАЇНИ

ДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ

ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

видається під
відповідальність
власника
патенту

(54) УСТАНОВКА ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ

1

(21) u200900599

(22) 27.01.2009

(24) 25.06.2009

(46) 25.06.2009, Бюл.№ 12, 2009 р.

(72) БАБІЧЕНКО АНАТОЛІЙ КОСТЯНТИНОВИЧ,
ТОШИНСЬКИЙ ВОЛОДИМИР ІЛЛІЧ, КРАСНИКОВ
ІГОР ЛЕОНІДОВИЧ, ДЕМЕНКОВА СВІТЛАНА
ДМИТРІВНА(73) НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
"ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ"

(57) Установа для виробництва аміаку, що містить послідовно з'єднані системою трубопроводів відділення сіркоочистки, риформінгу, пароутворення, конверсії оксиду вуглецю, моноетаноламінової очистки, метанування, компресії з паровою турбіною і компресором технологічного повітря для риформінгу, компресором стиску свіжої азотно-водневої суміші, повітряним теплообмінником охолодження азотно-водневої суміші та циркуляційним компресором, повітряний конденсатор відпрацьованої водяної пари турбіни та збірник водяного конденсату з насосом повернення його у відділення пароутворення, відділення синтезу з конденсаційною колоною, виносним теплообмінником, колоною синтезу із паровим підігрівачем газу, підігрівачем води, апаратами повітряного охолодження, високотемпературним випарником та сепаратором первинної конденсації, двома низькотемпературними випарниками для охолодження циркуляційного газу на ділянці вторинної конденсації, кожний з яких паралельно встановлений по потоку виходу циркуляційного газу з конденсаційної колони, включений до схеми роботи двох абсорбційно-холодильних установок у складі генератора-ректифікатора, абсорбера з ресивером міцного розчину, конденсатора повітряного охолодження з ресивером рідкого холодоагенту,

2

насоса подачі міцного розчину, теплообмінника розчинів і парового переохолодника, пароежекторну холодильну систему з двопорожнинним парогенератором, один із входів якого з'єднаний з трубопроводом виходу відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря для риформінгу, а один з виходів його для сконденсованої водяної пари з'єднаний із входом подачі конденсату у повітряний конденсатор для переохолодження його у цьому конденсаторі, по потоку виходу робочої аміачної пари високого тиску з'єднаний трубопроводами з паровими ежекторами для стиску випарених парів аміаку з високотемпературного випарника і генераторів-ректифікаторів двох абсорбційних холодильних установок, що надходить на повітряні конденсатори двох абсорбційних холодильних установок і аміачної турбокомпресорної холодильної установки, які з'єднані відповідно з двома ресиверами аміачного конденсату, після якого один з потоків підключений до високотемпературного випарника, а другий потік підключений до насосу рідкого аміаку, вихід з якого з'єднаний з другим входом двопорожнинного парогенератора отримання робочої аміачної пари ежекування, яка **відрізняється** тим, що вона додатково оснащена повітряним конденсатором підвищеного тиску конденсації робочої пари інжектування холодоагенту з генераторів-ректифікаторів, вихід якого підключений до збірника аміачного конденсату та водяним переохолодником, вихід якого по потоку рідкого холодоагенту з'єднаний із входом парового переохолодника, а вхід підключено до одного із потоків виходу рідкого холодоагенту із ресивера повітряного конденсатора з підключенням другого потоку трубопроводом подачі рідкого аміаку на зрошення генератора-ректифікатора.

Корисна модель відноситься до холодильної техніки, а також до установок для виробництва аміаку.

Відома установка для виробництва аміаку, що містить послідовно з'єднані системою трубопрово-

дів відділення сіркоочистки, риформінгу, пароутворення, конверсії оксиду вуглецю, моноетаноламінової очистки, метанування, компресії з паровою турбіною та компресором технологічного повітря для риформінгу, повітряні конденсатори

(19) **UA** (11) **42161** (13) **U**

відпрацьованої пари турбіни та турбокомпресорної холодильної установки, відділення синтезу з двома випарниками для охолодження циркуляційного газу на ділянці вторинної конденсації, один з яких включений до схеми роботи двох абсорбційно-холодильних установок у складі генератора-ректифікатора з дефлегматором, конденсатора повітряного охолодження з ресивером, парового переохолодника, абсорбера з ресивером, насоса подачі міцного розчину і теплообмінника розчинів, двопорожнинний парогенератор, один із входів якого з'єднаний з трубопроводом виходу відпрацьованої пари турбіни компресора технологічного повітря для риформінгу, а один з виходів його для сконденсованої водяної пари з'єднаний із входом подачі конденсату у повітряний конденсатор для переохолодження його в цьому конденсаторі, по потоку робочої аміачної пари високого тиску з'єднаний трубопроводами з паровими ежекторами для стиску випарених парів аміаку з першого і другого випарників, парів аміаку з дефлегматорів двох абсорбційно-холодильних установок, дотискувальним ежектором робочих парів аміаку абсорбційно-холодильних установок другого випарника, що надходить на повітряні конденсатори аміачної турбокомпресорної холодильної установки, і додатково встановлені повітряні конденсатори, з'єднані із збірником рідкого аміаку, після якого здійснюється розподіл на два потоки, звідки один з потоків за рахунок змішування частково з потоком рідкого аміаку з конденсаторів абсорбційно-холодильних установок підключений до першого випарника, а другий потік підключений до насоса рідкого аміаку, вихід якого з'єднаний з другим виходом двопорожнинного парогенератора отримання робочої пари ежекування. [див. Деклараційний патент України № 65356 А, МПК F25B15/04, F25B49/00, C0101/00, опубл. бюл. № 3 від 15.03.2004].

Недоліком цієї установки є підвищена витрата електроенергії кількістю біля 2200 кВт.год на привід вентиляторів повітряного охолодження для конденсації майже 120 т/год робочої пари і пари холодоагенту, а також великі витрати природного газу на додатковий паровий котел кількістю біля 2000 м³/год та глибоко знесоленої води понад 30 т/год відділення пароутворення для виробництва водяної пари тиску 10 МПа, необхідної для приводу парової турбіни компресора азотно-водневої суміші і циркуляційного компресора у весняно-літній період, коли висока температура атмосферного повітря. Таке підвищення витрат природного газу і глибоко знесоленої води пов'язане із збільшенням температури повітря і, як наслідок, із збільшенням температури первинної конденсації до 35-40°C у зв'язку із застосуванням повітряного охолодження на ділянці первинної конденсації відділення синтезу. Це, у свою чергу, обумовлює підвищення концентрації аміаку до 10-10,5 % об., а отже і до навантаження по витраті циркуляційного газу на компресор та навантаження на ділянку вторинної конденсації. Нестабільність температури атмосферного повітря призводить до небажаних безперервних змін навантаження на компресор, що безумовно впливає на термін зношення обладнання.

Найбільш близькою за технічною сутністю та ефективністю є установка для виробництва аміаку, що містить послідовно з'єднані системою трубопроводів відділення сіркоочистки, риформінгу, пароутворення, конверсії оксиду вуглецю, моноетаноламінової очистки, метанування, компресії з паровою турбіною і компресором технологічного повітря для риформінгу, компресором стиску свіжої азотно-водневої суміші, повітряним теплообмінником охолодження азотно-водневої суміші та циркуляційним компресором, повітряний конденсатор водяної пари турбіни та збірник водяного конденсату з насосом повернення його у відділення пароутворення, пороежекторну холодильну систему у складі двопорожнинного пароежектора, один з входів якого з'єднаний з трубопроводом виходу відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря для риформінгу, а один з виходів його для сконденсованої водяної пари з'єднаний із входом подачі конденсату у повітряний конденсатор для переохолодження його у цьому конденсаторі, робоча пара до якого підходить з другого виходу двопорожнинного парогенератора, повітряного конденсатора турбокомпресорної холодильної установки, збірника аміачного конденсату і насоса подачі рідкого аміаку до другого виходу двопорожнинного парогенератора, відділення синтезу з конденсаційною колоною, виносним теплообмінником, колоною синтезу із паровим підігрівачем газу, підігрівачем води, апаратами повітряного охолодження та сепаратором первинної конденсації, двома низькотемпературними випарниками, кожний з яких паралельно встановлений по потоку циркуляційного газу з конденсаційної колони з'єднаний з абсорбційно-холодильною установкою для охолодження циркуляційного газу на ділянці вторинної конденсації і високотемпературного випарника з підключенням його міжтрубного простору по потоку холодоагенту до пароежекторної холодильної системи, у якій трубний простір високотемпературного випарника по потоку циркуляційного газу включений між апаратами повітряного охолодження та сепаратором первинної конденсації [Патент на корисну модель України № 34437, МПК F25B15/02, F25B49/00, C0101/00, опубл. бюл. № 15 від 11.08.2008].

Недоліком цієї установки є підвищена витрата природного газу на додатковий паровий котел кількістю біля 1490 м³/год та глибоко знесоленої води понад 22 т/год відділення пароутворення для виробництва водяної пари тиску 10 МПа, необхідної для приводу парової турбіни компресорів азотно-водневої суміші і циркуляційного газу внаслідок підвищеної температури вторинної конденсації, зменшення якої, як відомо [див. Бабиченко А.К., Ефимов В.Т. Влияние температуры вторичной конденсации на экономические показатели работы агрегатов синтеза аммиака большой мощности // Вопросы химии и хим. технологии. - 1986. - Вып. 80. - с. 113-117], на 1°C призводить до зниження навантаження компресора на 31,75 кВт, а отже природного газу і глибоко знесоленої води відповідно на 42,68 м³/год (307354 м³/рік) та 408,51 кг/год 93941,2 т/рік). Підвищення температури вторинної конденсації обумовлено низькою концентрацією холодоагенту після дефлегматора 0,993-

0,995 кг/кг, що прямує до випарника абсорбційно-холодильних установок. При цьому зниження цієї концентрації з 0,998 кг/кг до 0,993 кг/кг на рівні тиску 0,25 МПа призводить до зниження холодопродуктивності на 0,3 МВт.год і збільшення температури охолодження циркуляційного газу на 2°C на одному і тому ж рівні витрати флегми до 2 т/год, що дренується з випарника [див. Бабіченко А.К., Тошинський В.І., Бабіченко Ю.А. Оптимальне керування процесом охолодження циркуляційного газу у випарниках абсорбційних холодильних установок агрегату синтезу аміаку // Інтегровані технології та енергозбереження. - 2000. - № 3. - с. 105-113]. Вимога дренування флегми з метою запобігання накопичення води у випарнику та обезводнення розчинів обумовлює втрату холодопродуктивності з рідким аміаком що виводиться з флегмою до ресивера абсорбера. У свою чергу надходження флегми до абсорбера викликає збільшення теплового навантаження і як наслідок - підвищення тиску і температури у випарнику. До того ж існуючий спосіб періодичного дренування флегми досить трудомісткий і здійснюється шляхом перетискування її до абсорбера з дренажного ресивера аміакою парою більш високого тиску (1,2 МПа) після дефлегматора у зв'язку з розташуванням випарника на нульовій позначці. Такий процес періодичного дренування вносить суттєве збурення в роботу установок і у зв'язку з великою інерційністю протікаючих процесів тепло і масообмін, призводить на деякий час до погіршення режиму охолодження циркуляційного газу.

Задачею корисної моделі є зниження витрат природного газу і глибоко знесолоної води за рахунок зменшення температури вторинної конденсації шляхом підвищення холодопродуктивності і зниження температури кипіння холодоагенту у випарнику абсорбційно-холодильних установок.

Для вирішення поставленої задачі у відомій установці для виробництва аміаку, що містить послідовно з'єднані системою трубопроводів відділення сіркоочистки, риформінгу, пароутворення, конверсії оксиду вуглецю, моноетаноламінової очистки, метанування, компресії з паровою турбіною і компресором технологічного повітря для риформінгу, компресором стиску свіжої азотно-водневої суміші, повітряним теплообмінником охолодження азотно-водневої суміші та циркуляційним компресором, повітряний конденсатор відпрацьованої водяної пари турбіни та збірник водяного конденсату з насосом повернення його у відділення пароутворення, відділення синтезу з конденсаційною колоною, виносним теплообмінником, колоною синтезу із паровим підігрівачем газу, підігрівачем води, апаратами повітряного охолодження високотемпературним випарником та сепаратором первинної конденсації, двома низькотемпературними випарниками для охолодження циркуляційного газу на ділянці вторинної конденсації, кожний з яких паралельно встановлений по потоку виходу циркуляційного газу з конденсаційної колони включений до схеми роботи двох абсорбційно-холодильних установок у складі генератора-ректифікатора, абсорбера з ресивером міцного розчину, конденсатора повітряного охолодження з ресивером рідкого холодоагенту,

насоса подачі міцного розчину, теплообмінника розчинів і парового переохолодника, пароежекторну холодильну систему з двопорожнинним парогенератором, один із входів якого з'єднаний з трубопроводом виходу відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря для риформінгу, а один з виходів його для сконденсованої водяної пари з'єднаний із входом подачі конденсату у повітряний конденсатор для переохолодження його у цьому конденсаторі, по потоку виходу робочої аміачної пари високого тиску з'єднаний трубопроводами з паровими ежекторами для стиску випарених парів аміаку з високотемпературного випарника і генераторів-ректифікаторів двох абсорбційних холодильних установок, що надходить на повітряні конденсатори двох абсорбційних холодильних установок і аміачної турбокомпресорної холодильної установки, які з'єднані відповідно з двома ресиверами аміачного конденсату, після якого один з потоків підключений до високотемпературного випарника, а другий потік підключений до насоса рідкого аміаку, вихід з якого з'єднаний з другим входом двопорожнинного парогенератора отримання робочої аміачної пари ежекування, яка відрізняється тим, що вона додатково оснащена повітряним конденсатором підвищеного тиску конденсації робочої пари інжекування холодоагенту з генераторів-ректифікаторів, вихід якого підключений до збірника аміачного конденсату, та водяним переохолодником, вихід якого по потоку рідкого холодоагенту з'єднаний із входом парового переохолодника, а вхід підключено до одного із потоків виходу рідкого холодоагенту із ресивера повітряного конденсатора з підключенням другого потоку трубопроводом подачі рідкого аміаку на зрошення генератора-ректифікатора.

На кресленні представлена схема установки для виробництва аміаку.

Установка складається з відділення сіркоочистки 1, риформінгу 2 пароутворення 3, конверсії оксиду вуглецю 4, моноетаноламінової очистки 5, метанування 6, компресії 7, що містить парову турбіну 8 для приводу компресора 9 технологічного повітря, чотирьохступеневий компресор 10 для стиску свіжої азотно-водневої суміші з повітряним теплообмінником 11 охолодження цієї суміші і циркуляційний компресор 12 стиску циркуляційного газу у відділенні синтезу 13 для забезпечення послідовної його циркуляції через конденсаційну колону 14, два низькотемпературні випарники 15 з підключеними до кожного з них абсорбційно-холодильними установками (АХУ) 16 у складі генератора-ректифікатора 17, конденсатора повітряного охолодження 18, водяного переохолодника 19, парового переохолодника 20, абсорбера з ресивером міцного розчину 21, насоса подачі міцного розчину 22 і теплообмінника розчинів 23, виносний теплообмінник 24, колонну синтезу аміаку 25 з пусковим підігрівачем (на схемі відсутній), підігрівач води 26, виносний теплообмінник 24 (по зворотному потоку), апарати повітряного охолодження 27 і високотемпературний випарник 28 з сепаратором 29. Відпрацьована водяна пара з турбін 8 по трубопроводній лінії 30 підключена до повітряного конденсатора 31 із збірником водяного

конденсату 32 та насосом 33 вороття його у відділення пароутворення 3, а по трубопроводній лінії 34 - до входу двопорожнинного парогенератора 35, пароежекторної холодильної системи (ПХС) 36, що окрім парогенератора 35 містить струменеві компресора 37 і 38, повітряні конденсатори 39 і 40 з підвищеним тиском конденсації, збірник аміачного конденсату 41 і аміачний насос 42. Вихід з парогенератора 35 по конденсатній порожнині підключений трубопроводом 43 виходу водяного конденсату на доохолодження до повітряного конденсатора 31. Другий вхід двопорожнинного парогенератора 35 трубопроводом подачі робочої аміачної пари 44 підключений до парових струменевих компресорів 37 і 38 для інжектування відповідно низького тиску пари холодоагенту з високотемпературного випарника 28 та підвищеного тиску з генератора-ректифікатора 17 і подачі стиснутої аміачної пари до повітряних конденсаторів 39 і 40 ПХС із збірником аміачного конденсату 41 та повітряних 18 конденсаторів з ресивером. По трубопроводу 45 аміачний конденсат із збірника 41 прямує у якості холодоагенту до високотемпературного випарника 28, а по трубопроводу 46 - до насоса 42 вороття аміачного конденсату до другого входу по аміачній порожнині парогенератора 35. Отриманий аміачний конденсат у конденсаторах 18 з їх ресиверів у якості холодоагенту направляється до водяного переохолодника 19 і парового переохолодника 20, а по трубопроводу 47 - до генератора-ректифікатора 17 на зрошення.

Згідно схеми процес в установці здійснюється наступним чином. Природний газ, наприклад, кількістю 35600 $\text{нм}^3/\text{год}$ тиском 4,4 МПа змішується з азотно-водневою сумішшю (АВС) кількістю 6000 $\text{нм}^3/\text{год}$ до вмісту водню в суміші 10,7 % об. і подається до відділення сіркоочистки 1. У відділенні сіркоочистки 1 в каталітичному реакторі на кобальтмолібденовому каталізаторі при температурі 390°C відбувається гідрування сірчистих сполук, що містяться в природному газі, до сірководню, а потім - поглинання сірководню на окисно-цинковому вбирачі до вмісту його не більше 0,5 $\text{мг}/\text{см}^3$. Очищена газова суміш змішується з водяною парою, витрата якої складає 132 тис. $\text{нм}^3/\text{год}$, та поступає до відділення риформінгу 2 першого ступеня, де на нікелевому каталізаторі при температурі 800°C і тиску 3,5 МПа відбувається конверсія природного газу водяною парою, отриманою у відділенні 3 пароутворення, до вмісту залишкового метану в газі 11 % об. Після цього газ поступає на другу ступень конверсії, де при температурі 1200°C відбувається пароповітряна конверсія метану до залишкового вмісту метану 0,3 % об. Витрата пари на пароповітряну конверсію складає 5000 $\text{нм}^3/\text{год}$ і забезпечується відділенням пароутворення 3. Витрата технологічного повітря кількістю 50400 $\text{нм}^3/\text{год}$ забезпечується компресором 9. Склад конвертованого газу після відділення риформінгу 2 (в перерахунку на сухий газ, % об.) наступний: CH_4 - 0,3; CO_2 - 11; N_2 - 22,4; H_2 - 57; Ar - 0,3; CO - 9. Витрата газу після риформінгу 185 тис. $\text{нм}^3/\text{год}$ (в перерахунку на сухий газ).

Після конверсії метану газ прямує у відділення 4 конверсії оксиду вуглецю. Конверсія відбувається у два ступеня при температурі на першому сту-

пені 380°C, а на другому - при 220°C і тиску 3 МПа. Склад газу після конверсії оксиду вуглецю (в перерахунку на сухий газ, % об.) наступний: CH_4 - 0,3; CO_2 - 17,3; H_2 - 61,6; N_2 - 20; Ar - 0,3; CO - 0,5. Витрата вологого газу після конверсії оксиду вуглецю 292 тис. $\text{нм}^3/\text{год}$ (в перерахунку на сухий газ - 207 тис. $\text{нм}^3/\text{год}$).

Отриманий конвертований газ прямує далі на очистку від двооксиду вуглецю до відділення моноетаноламінової очистки 5, де при температурі 40°C і тиску 2,8 МПа відбувається поглинання двооксиду вуглецю водним розчином MEA до вмісту CO_2 в газі 0,1 % об. Склад газу після очистки від CO_2 (в перерахунку на сухий газ, % об.) наступний: CH_4 - 0,4; CO_2 - 0,1; H_2 - 74,5; N_2 - 24,1; Ar - 0,3; CO - 0,6. Ступінь очистки газу від CO_2 - 99,6 %. Витрата очищеного газу після абсорбції - 171,3 тис. $\text{нм}^3/\text{год}$.

Очищений від CO_2 газ поступає на каталітичну очистку від кисневміслючих сполук до відділення метанування 6, де при температурі 350°C і тиску 2,6 МПа відбувається відновлення кисневміслючих сполук до метану. Після відділення 6 азотно-воднева суміш (АВС) має наступний склад (% об.): CH_4 - 0,4; H_2 - 74,2; N_2 - 25,3; Ar - 0,1; $\text{CO}+\text{CO}_2$ - сліди. Ця АВС з тиском 2,5 МПа і температурою 43°C надходить до відділення компресії 7, де стискається чотирьохступеневим компресором 10 до тиску 25-32 МПа у залежності від активності каталізатору колони синтезу. Привод компресора здійснюється паровою турбіною. При цьому пара тиском 10,5 МПа і витратою 54,5 т/год надходить на парову турбіну 8 для привода компресора 9 технологічного повітря. Відпрацьована водяна пара після турбіни 8 з тиском 0,04 МПа і температурою 80-90°C (у залежності від пори року) розподіляється на два потоки. Перший потік кількістю 19,5 т/год по трубопроводу 30 надходить до повітряного конденсатора 31, а другий по трубопроводу 34 кількістю 35 т/год прямує до двопорожнинного парогенератора 35, де відбувається його конденсація за рахунок віддачі теплоти рідкому, що при цьому випаровується, аміаку, який подається аміачним насосом 42 по трубопроводу 46 із збірника 40. Утворений водяний конденсат другого потоку з двопорожнинного парогенератора 35 по трубопроводу 43 прямує в конденсатори 31 на переохолодження. З конденсатора 31 перший і другий потоки, які мають температуру 65°C, збираються в збірнику 32 водяного конденсату, звідки водяним насосом 33 подаються на демінералізацію води від кисневміслючих сполук до відділення пароутворення 3.

АВС високого тиску після чотирьохступеневого компресора 10 кількістю не більше 168 тис. $\text{нм}^3/\text{год}$ охолоджується у повітряному теплообміннику 11 до температури 45°C і надходить в сепараційну частину конденсаційної колони 14 відділення синтезу 13, де барботує крізь шар рідкого аміаку, додатково промивається від слідів вологи та вуглекислоти і змішується з циркуляційним газом. Суміш АВС і циркуляційного газу проходить по трубкам теплообмінника конденсаційної колони 14, де охолоджується зустрічним потоком циркуляційного газу до температури не більше 30°C і далі прямує у поміж трубний простір виносного

теплообмінника 24, у якому відбувається його нагрів до температури не вище 195°C теплом зустрічного газу, що проходить по трубкам, а потім прямує у колону синтезу 25. У колоні синтезу газ проходить знизу догори по кільцевій щілині поміж корпусом колони та кожухом насадки і далі надходить у поміжтрубний простір теплообмінника, розташованого на горловині колони синтезу. Тут газ нагрівається теплом конвертованого газу, що виходить з каталізаторної коробки, до температури початку реакції 400-440°C, а потім газ послідовно проходить зчотири полиці каталізатора, де при тиску не більше 32 МПа, об'ємний швидкість до 17900 год⁻¹ і температурі 420-530°C відбувається екзотермічна реакція утворення аміаку з азотно-водневої газової суміші. Для підтримання нормального температурного режиму у зоні реакції перед кожною полицею передбачена подача газу холодним байпасом. Пройшовши четвертий шар каталізатора, азотно-воднево-аміачна суміш із вмістом аміаку не менше 12 % об. і температурою не вище 530°C піднімається по центральній трубі, а потім проходить по трубкам внутрішньотрубного теплообмінника, охолоджуючись до температури не більше 330°C. Далі газова суміш прямує у трубний простір підігрівача 19, де надлишкове тепло реакції синтезу використовується для підігріву живильної води, яка потім надходить до парозбірника котлів утилізаторів відділення пароутворення 3 для отримання пари тиском 10,5 МПа.

Продукційний аміак з азотно-воднево-аміачної суміші відокремлюється шляхом його конденсації за рахунок охолодження повітрям і аміаком, що випаровується, у високотемпературному випарнику 28 (первинна конденсація) та аміаком, що випаровується, у низькотемпературних випарниках 15 (вторинна конденсація).

Після підігрівача води 26 газова суміш з температурою не більше 240°C проходить трубний простір виносного теплообмінника 24, охолоджуючись до температури не більше 70°C газом, що прямує по міжтрубному простору, та надходить в апарати повітряного охолодження 27, де з газової суміші конденсується частина аміаку при температурі не більше 40°C, а далі охолоджується у трубному просторі високотемпературного випарника 28 до температури не більше 28°C за рахунок аміаку, що кипить у міжтрубному просторі високотемпературного випарника 28 при температурі не вище 22°C, і надходить у кількості 24 т/год по трубопроводу 45 із збірника конденсату 41 пароежекторної холодильної системи 36.

Газоподібний аміак з міжтрубного простору випарника 28 з тиском не більше 0,9314 МПа інjektується струменевим компресором 37 робочою аміачною парою тиском до 3 МПа та температурою 65°C і стискається до тиску не менше 1,6 МПа, а газоподібний аміак з генераторів-ректифікаторів 17 інjektується струменевим компресором 38 з підвищеним тиском інjektування 1,585 МПа цією ж робочою аміачною парою до більш високого тиску стиснення не менше 1,7 МПа. Суміш робочої аміачної пари і інjektованої газоподібної з температурою 50°C після струменевого компресора 37 у кількості 84 т/год надходить у повітряний конденсатор 39, а робоча пара після

струменевих компресорів 38 у кількості 17,4 т/год надходить до повітряного конденсатора 40 з підвищеним тиском конденсації. Отриманий у конденсаторах рідкий аміак з температурою 40°C загальною кількістю 101 т/год прямує далі у збірник 41, після якого розподіляється на два потоки. Перший потік у якості холодоагенту кількістю 24 т/год надходить по трубопроводу 45 до високотемпературного випарника 21, а другий потік по трубопроводу 46 кількістю 77 т/год аміачним насосом 42 подається у двопорожнинний парогенератор 35, де і відбувається отримання робочої аміачної пари тиском 3 МПа, яка по трубопроводу 44 прямує до струменевих компресорів 37 і 38. Одночасно інjektовані аміачні пари холодоагенту у кількості 15,7 т/год у кожній АХУ з генераторів-ректифікаторів 17 і стиснуті струменевими компресорами 38 до тиску 1,7 МПа з температурою 42,5°C надходять двома потоками до повітряних конденсаторів 18 з ресиверами, з яких аміачний рідкий холодоагент розподіляється на два потоки, перший з яких кількістю 3,7 т/год в кожній АХУ по трубопроводу 47 прямує у верхню частину генератора-ректифікатора 17 на зрошення, за рахунок чого відбувається отримання чистого аміачного холодоагенту, а другий у кількості 12 т/год у кожній АХУ з концентрацією 1 кг/кг прямує до водяних парохолодників 19 де охолоджується водою до температури не більше 35°C, і парового переохолодника 20, де охолоджується зворотним потоком газоподібного холодоагенту, що випаровується у низькотемпературних випарниках 15, до температури 30°C, після чого надходить крізь дросель-вентилі до випарників 15. У випарниках 15 відбувається кипіння холодоагенту у міжтрубному просторі при температурі не більше -10°C, звідки пароподібний холодоагент кількістю 12 т/год з кожного випарника прямує зворотним потоком через парохолодники 20, де підігрівається до температури 0°C, і далі до абсорберів 21 з водяним охолодженням, у яких за рахунок поглинення слабким розчином з концентрацією 0,326 кг/кг при тиску не більше 0,3 МПа парів холодоагенту отримується міцний розчин з концентрацією 0,42 кг/кг. З ресиверів цих абсорберів міцний розчин кількістю до 86,28 т/год і з температурою не більше 38°C подається насосом 22 крізь теплообмінник розчинів 23, де нагрівається за рахунок тепла слабого розчину до температури не менше 94°C початку кипіння, що рухається з кубу генераторів-ректифікаторів 17 до абсорберів 21. При цьому, гарячий міцний розчин розпилюється над насадкою з кілець Рашигу у ректифікаційній частині генераторів-ректифікаторів 17. З ректифікаційної частини міцний розчин подається на закручуючи насадки і плівкою стікає по внутрішній поверхні теплообмінних труб кип'ятильників генераторів-ректифікаторів 17. За рахунок теплоти, що підводиться у міжтрубний простір кип'ятильників, відбувається випарювання аміаку і послаблення міцного розчину. Слабкий розчин збирається у кубі генератора-ректифікатора 17, звідки з температурою не менше 115°C у кількості 74,28 т/год надходить крізь теплообмінник розчинів 23 і дросель-вентиль в абсорбер 21.

Сконденсований аміак первинної конденсації відокремлюється в сепараторі 29, а газова суміш,

що містить не більше 9,6 % об. NH_3 , прямує на всмоктування циркуляційного компресора 12, де дотискається до тиску не більше 24,9-31,9 МПа (у залежності від активності каталізатору), компенсуючи втрати тиску в системі. Після циркуляційного компресора 12 циркуляційний газ (ЦГ) у кількості не більше 667 тис. $\text{м}^3/\text{год}$ з температурою 38°C подається зверху у конденсаційну колону 14, проходить міжтрубний простір її теплообмінника, охолоджуючись газом, що йде по трубкам, до температури не більше 15°C . Далі циркуляційний газ надходить у два низькотемпературні випарники рідкого аміаку 15, де, проходячи по трубкам, охолоджується до температури не вище -3°C за рахунок аміаку, що кипить у міжтрубному просторі низькотемпературних випарників 15 при температурі не вище -10°C .

Низькотемпературні випарники 15 по циркуляційному газу включені паралельно і кожний з них підключений по аміачній системі холодоагенту до окремої АХУ 16. Газоподібний аміак з міжтрубного простору низькотемпературного випарника 15 прямує до АХУ, де відбувається зрідження, і подається знову до низькотемпературного випарника 15. З трубного простору низькотемпературних випарників 15 суміш охолодженого циркуляційного газу і сконденсованого аміаку надходить у сепараційну частину конденсаційної колони 14, де відбувається відокремлення рідкого продукційного аміаку від газу. У сепараційній частині конденсаційної колони 14 свіжа АВС змішується з циркуляційним газом, проходить кошик з кільцями Рашига, де додатково сепарується від капель рідкого аміаку. Далі газова суміш піднімається по трубам теплообмінника, охолоджуючи циркуляційний газ. Рідкий продукційний аміак з сепаратора 29 і конденсаційної колони 14 прямує після дроселювання до тиску не більше 4 МПа у збірники рідкого аміаку (на схемі відсутні).

Таким чином, оснащення абсорбційних холодильних установок трубопроводом подачі частини рідкого аміаку за рахунок різниці тисків з ресиверів повітряних конденсаторів на зрошення верхньої частини генераторів-ректифікаторів, створення підвищеного тиску конденсації шляхом інжектування струменевими компресорами пари холодоагенту з генераторів-ректифікаторів і переохолодження холодоагенту у водяному переохолоднику забезпечує підвищення економічності установок для виробництва аміаку за рахунок отримання чистого (100 % концентрації) холодоагенту, що надходить з АХУ до низькотемпературного випарника, внаслідок чого збільшується холодопродуктивність АХУ з 3,21 МВт.год за проектом до 3,68 МВт.год, тобто майже на 15 %, що дозволяє знизити температуру вторинної конденсації на 3°C , зменшити навантаження на циркуляційний компресор та компресор стиску свіжої азотно-водневої суміші на 95,25 кВт.год і знизити витрати природного газу на виробництво водяної пари на 128 $\text{м}^3/\text{год}$ і глибоко знесоленої води для цієї пари на 1,23 т/год, необхідних для приводу турбіни.

При цьому, включення трубопроводу подачі рідкого аміаку з повітряних конденсаторів забезпечує додаткову ректифікацію і збільшення концентрації холодоагенту до 100 %-вої. Внаслідок цього

збільшується питома холодопродуктивність з 1064,4 кДж/кг до 1107,4 кДж/кг, і за рахунок можливого отримання більшої кількості холодоагенту з 10,9 т/год за проектом до 12 т/год загальна холодопродуктивність підвищиться з 3,21 МВт.год до 3,68 МВт.год. Таке збільшення кількості холодоагенту згідно розрахунків за загально відомою методикою [Див. Типовые и конструктивные расчеты холодильных машин: Учебн. пособие для вузов / Е.М. Бухарин, Е.Д. Герасимов и др., под. ред. И.А. Сакуна. - Л.: Машиностроение, 1987. - С. 41-50] стає можливим внаслідок зменшення питомої теплоти генерації-ректифікації з 2473,8 кДж/кг до 2160,3 кДж/кг за рахунок вилучення зі схеми дефлегматора, збільшення питомої теплоти в теплообміннику розчинів з 1367,5 кДж/кг до 2001,7 кДж/кг і подачі міцного розчину до генератора-ректифікатора у насиченому стані. Отже збільшення холодопродуктивності двох АХУ до 7,36 МВт.год дозволяє згідно розрахунків у відповідності з підтвердженою у промислових умовах методикою [Див. Ефимов В.Т., Ероценков С.А., Бабиченко А.К. Повышение эффективности работы абсорбционных холодильных установок в агрегатах синтеза аммиака большой мощности. // Холодильная техника - 1979. - № 2. - с. 23-26] знизити температуру вторинної конденсації майже на 3°C , тобто з 0°C до -3°C . Проте забезпечення такої глибокої ректифікації до 100 %-вої концентрації холодоагенту вимагає збільшення загальної теплоти конденсації, яка повинна скласти $(1+0,3075) \cdot (1296,4-203,9) \cdot 12 \cdot 10^3 / 3600 = 4,76$ МВт (де 0,3075 кг/кг - маса рідкого холодоагенту з ресивера конденсатора на додаткову ректифікацію, 1296,4 кДж/кг і 203,9 кДж/кг - питома ентальпія пари і рідкого холодоагенту при температурі $42,55^\circ\text{C}$ і тиску 17 МПа, $12 \cdot 10^3$ - витрата холодоагенту, кг/год). При цьому величина маси рідкого холодоагенту на ректифікацію, як відомо, визначається відношенням $33598 / (1296,4-203,9) = 0,3075$ кг/кг (де 335,98 кДж/кг - питома теплота конденсації).

За рахунок збільшення середньої різниці температур на $2,5^\circ\text{C}$ внаслідок підвищення тиску конденсації до 1,7 МПа температура конденсації збільшиться з 40°C до $42,55^\circ\text{C}$. Існуючою поверхнею теплообміну (15000 м^2) при коефіцієнті теплопередачі $35,12 \text{ Вт/м}^2\text{град}$ за проектом буде забезпечено конденсацію $1,3075 \cdot 12 = 15,7$ т/год холодоагенту, тобто кількість знімаємої теплоти конденсації складе $35,12 \cdot 15000 \cdot 9,5 = 5,04$ МВт.год (де $9,5^\circ\text{C}$ - нова середня різниця температур). Збільшення температури конденсації до $42,55^\circ\text{C}$ негативно впливає на підсумкову холодопродуктивність АХУ, тому потік холодоагенту необхідно додатково охолоджувати, що в установці передбачено встановленням водяного переохолодника з температури $42,55^\circ\text{C}$ до температури не більше 35°C . У зв'язку із зменшенням питомого теплового навантаження абсорбера з 2390,8 кДж/кг з проектом до 1813,5 кДж/кг за рахунок вилучення зі схеми дефлегматора відпадає необхідність в існуючій кількості води 420 т/год, що охолоджує абсорбер. При загальному тепловому навантаженні абсорбера для запропонованої установки $1813,5 \cdot 12 \cdot 10^3 = 6,045$ МВт.год для охолодження абсорбера буде достат-

ньо води у кількості $(6,045 \cdot 10^3 / 13,5 - 4,2) \cdot 3,6 = 381,2$ т/год, а залишок води у кількості $(420 - 381,2) = 38,8$ т/год буде більш ніж достатньо для переохолодження холодоагенту до температури не більше 35°C .

Підвищення тиску конденсації до 1,7 МПа забезпечується струменевим компресором, який стискає робочою аміачною парою пару холодоагенту з генератора-ректифікатора з 15,85 МПа до 1,7 МПа. За такої невеликої різниці стиснення, коефіцієнт інжекції буде високим, який згідно розрахунків у відповідності з відомим алгоритмом [Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. - М.: Энергия, 1970. - с. 86-94] складає 1,8 і забезпечує інжекцію парів аміачного холодоагенту з генератора-ректифікатора у кількості 15,7 т/год робочою аміачною парою тиском 3 МПа значно меншою кількістю до 8,7 т/год на кожну АХУ. Збільшиться і кількість робочої пари на повітряні конденсатори ПХС до 17,4 т/год, конденсація яких вимагає встановлення додаткових повітряних конденсаторів із загальним енергоспоживанням не більше 300 кВт.год. При цьому загальна витрата аміачної пари на повітряні конденсатори ПХС складе біля 101 т/год, а за рахунок додаткового використання відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря для отримання робочої пари на струменеві компресори в АХУ зменшиться навантаження з водяною парою на повітряні конденсатори на 8 т/год, що забезпечить зниження енергоспоживання на привід вентиляторів не менше ніж на 100 кВт.год.

Отже, підвищення холодопродуктивності двох АХУ забезпечує не тільки зниження температури вторинної конденсації, як в літній так і в зимовий періоди на 3°C , але й зниження витрат природного газу і глибоко знесоленої води за рахунок зменшення навантаження на турбокомпресор циркуляційного газу і АВС.

Таким чином, з реалізацією запропонованої установки загальна холодопродуктивність АХУ підвищується до 7,36 МВт.год, зменшуються витрати природного газу і глибоко знесоленої води відповідно на $128 \text{ м}^3/\text{год}$ і $1,23 \text{ т/год}$, а також повністю відпадає необхідність у дренаванні флегми з випарника.

Економічна ефективність застосування такої установки, в порівнянні з прототипом, забезпечується зниженням споживання природного газу,

глибоко знесоленої води та енергоспоживання на привід вентиляторів повітряних конденсаторів для відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря, за рахунок отримання 100 %-го чистого та в усуненні необхідності дренавання флегми з низькотемпературних випарників і, як наслідок, збільшення холодопродуктивності. При цьому, дещо збільшується навантаження на конденсатори ПХС на 300 кВт.год, що обумовлено більшою кількістю необхідної робочої пари.

При вартості природного газу для промисловості на 2008 рік 1200 грн. (240\$) за 1 тис. м^3 , та глибоко знесоленої води 6 грн. за одну тону і середньорічній роботі агрегату 8000 годин економічний ефект за рахунок зниження споживання природного газу та глибоко знесоленої води складе біля 1,3 млн.грн, а за рахунок зменшення споживання електроенергії при вартості 300 грн. за 1 тис. кВт.год економічний ефект складає біля 0,24 млн.грн. При цьому додаткове споживання електроенергії збільшить витрати на 0,72 млн.грн. Отже загальна економічна ефективність установки складає понад 800 тис.грн. для одного агрегату синтезу аміаку.

Список джерел інформації:

1. Деклараційний патент України № 65356 А, МПК F25B15/04, F25B49/00, C0101/00, опубл. бюл. № 3 від 15.03.2004.

2. Патент на корисну модель України № 34437, МПК F25B15/02, F25B49/00, C0101/00, опубл. бюл. № 15 від 11.08.2008.

3. Бабіченко А.К., Тошинський В.І., Бабіченко Ю.А. Оптимальне керування процесом охолодження циркуляційного газу у випарниках абсорбційних холодильних установок агрегату синтезу аміаку // Інтегровані технології та енергозбереження. - 2000. - № 3. - с. 105-113.

4. Типовые и конструктивные расчеты холодильных машин: Учебн. пособие для вузов / Е.М. Бухарин, Е.Д. Герасимов и др., под. ред. И.А. Сакуна. - Л: Машиностроение, 1987. - С. 41-50.

5. Ефимов В.Т., Ерощенко С.А., Бабіченко А.К. Повышение эффективности работы абсорбционных холодильных установок в агрегатах синтеза аммиака большой мощности. // Холодильная техника - 1979. - № 2. - с. 23-26.

6. Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. - М.: Энергия, 1970. - с. 86-94.

