



УКРАЇНА

(19) UA (11) 20992 (13) U

(51) МПК (2006)

F25B 15/02

F25B 49/00

C01C 1/04 (2007.01)

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

2

(21) u200609938

(22) 18.09.2006

(24) 15.02.2007

(46) 15.02.2007, Бюл. № 2, 2007 р.

(72) Бабіченко Анатолій Костянтинович, Тошинський Володимир Ілліч, Бабіченко Юлія Анатоліївна

(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, пароежекторну холодильну систему у складі двопорожнинного парогенератора, 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 надходить з другого виходу двопорожнинного парогенератора, повітряного конденсатора турбокомпресорної холодильної установки, збірника аміачного конденсату і насоса подачі рідкого аміаку до другого входу двопорожнинного парогенератора, відділення синтезу з конденсаційною колоною, виносним теплообмінником, колоною синтезу із пусковим підігрівачем газу, підігрівачем води, апаратами повітряного охолодження та сепаратором первинної конденсації і двома низькотемпературними випарниками з абсорбційно-холодильними установками для охолодження циркуляційного газу на дільниці вторинної конденсації, яка відрізняється тим, що вона додатково оснащена третім високотемпературним випарником, трубний простір якого включений по потоку циркуляційного газу між циркуляційним компресором та конденсаційною колоною, його міжтрубний простір по потоку холодоагенту підключено до пароежекторної холодильної системи, а кожний з двох паралельно встановлених по потоку виходу циркуляційного газу з конденсаційної колони низькотемпературних випарників з'єднаний з абсорбційно-холодильною установкою.

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

Відома установка для виробництва аміаку, що містить послідовно з'єднані системою трубопроводів відділення сірко очистки, риформінгу, пароутворення, конверсії оксиду вуглецю, моноетаноламінової (MEA) очистки, метанування, компресії з паровою турбіною для привода компресора технологічного повітря для риформінгу, компресором стиску свіжої азотно-водневої суміші (ABC) і циркуляційним компресором, повітряні конденсатори відпрацьованої водяної пари турбін, збірник конденсату з насосом повернення його у відділення

пароутворення, відділення синтезу з конденсаційною колоною, виносним теплообмінником, колоною синтезу з пусковим підігрівачем газу, підігрівачем води, апаратами повітряного охолодження з сепаратором первинної конденсації аміаку і двома низькотемпературними випарниками для охолодження циркуляційного газу на дільниці вторинної конденсації аміаку до температури не більше 5°C, один з яких включений до схеми роботи аміачної турбокомпресорної холодильної установки (АТК) проектною холодопродуктивністю 4,2Гкал/год з повітряним конденсатором для конденсації холодоагенту, стиснутого компресором АТК, а другий - до схеми роботи двох водоаміачних абсорбційно-

U
(13)

20992
(11)

UA
(19)

холодильних установок (АХУ) проектною холодопродуктивністю 5,4Гкал/год [див. Постійний технологічний регламент цеха амміака 1-Б, № 114. - Северодонець: ПО «Азот», 1985. - 722с.; Кузнецов Л.Д., Дмитренко Л.Д., Рабина П.Д., Соколинский Ю.А. Синтез амміака. - М.: Химия, 1982.-С.11-16, С.155].

Недолікам цієї установки притаманні: високі енерговитрати для отримання холоду за допомогою АТК, витрата електроенергії на привод якої складає 4000кВтгод; підвищена витрата електроенергії для охолодження відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря у повітряних конденсаторах, у яких застосовані три вентилятори, що споживають 972кВтгод електроенергії; не використовується низько потенційна теплота відпрацьованої водяної пари турбін тиском 0,04МПа, температурою до 90°C і витратою 54,5т/год., що складає біля 30Гкал/год; недостатня надійність роботи АТК, який часто виходить з ладу, що вимагає для нормальної експлуатації виробництва у цілому наявності резервного АТК, внаслідок чого збільшується обсяг і час ремонтних робіт, як у період експлуатації, так і у період щорічного зупинкового ремонту агрегату синтезу аміаку.

Відомий агрегат синтезу з конденсаційною колоною, циркуляційною магістраллю із сумішшю газу з парами аміаку, абсорбційними холодильними установками, турбокомпресорною холодильною установкою, обладнаних конденсаторами повітряного охолодження і випарниками з лініями підводу рідкого холодоагенту і лініями відводу парів холодоагенту [див. АС СРСР №1002756 МПК F25B15/04, опубл. бюл. №9 від 07.03.83].

Недолік цього агрегату полягає у неможливості відключення турбокомпресорної холодильної установки у весняно-літній період, коли висока температура атмосферного повітря, яка обумовлює в процесі охолодження циркуляційного газу за допомогою повітряних конденсаторів на дільниці первинної конденсації відділення синтезу підвищення температури майже до 40°C. Після стиску циркуляційним компресором циркуляційного газу його температура підвищується до 50°C, що призводить до збільшення теплового навантаження з циркуляційним газом внаслідок підвищення температури навіть до 24°C (18°C за проектом) на низькотемпературні випарники дільниці вторинної конденсації, а отже і до збільшення затрат електроенергії на виробництво холоду за рахунок АТК. При цьому і температура вторинної конденсації досягає критичної межі 5°C, що згідно технологічного регламенту неприпустимо.

Найбільш близькою за технічною сутністю та досягаемого ефекту є установка для виробництва аміаку, що містить послідовно з'єднані системою трубопроводів відділення сіркоочистки, риформінгу, пароутворення, конверсії оксиду вуглецю, моноетаноламінової (МЕА) очистки, метанування, компресії з паровою турбіною та компресором технологічного повітря для риформінгу, повітряні конденсатори відпрацьованої пари турбіни та турбокомпресорної холодильної установки, відділення синтезу з двома низькотемпературними випарниками для охолодження циркуляційного газу на

дільниці вторинної конденсації, один з яких включений до схеми роботи двох абсорбційно-холодильних установок у складі генератора-ректифікатора з дефлегматором, конденсатора повітряного охолодження з ресивером, переохолодника, абсорбера з ресивером, насоса подачі міцного розчину, теплообмінника розчинів, двопорожнинний парогенератор, один з входів якого з'єднаний з трубопроводом виходу відпрацьованої пари турбіни компресора технологічного повітря для риформінгу, а один з виходів його для конденсації водяної пари з'єднаний із входом подачі конденсату у повітряний конденсатор для переохолодження його у цьому конденсаторі, по потоку робочої аміачної пари високого тиску з'єднаний трубопроводами з паровими ежекторами для стиску випарених парів аміаку з першого і другого низькотемпературних випарників, парів аміаку з дефлегматора двох абсорбційно-холодильних установок, дотискувальним ежектором робочих парів аміаку абсорбційно-холодильних установок другого низькотемпературного 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 низькотемпературного випарника, а другий потік підключений до насосу рідкого аміаку, вихід якого з'єднаний з другим входом двопорожнинного парогенератора отримання робочої пари ежекування [див. Деклараційний патент України №65356 А, МПК F25B15/04, F25B49/00, C01C1/04, опубл. бюл. №3 від 15.03.2004].

Недоліком цієї установки є підвищена витрата електроенергії кількістю біля 2200кВтгод на привод вентиляторів повітряного охолодження для конденсації майже 120т/год. робочої пари і пари холодоагенту та привод аміачного насосу для подачі 107т/год. рідкого аміаку.

Необхідність конденсації аміачної пари вимагає застосування 10 конденсаторів, кожен з яких вагою 69,7т складається з двох апаратів повітряного охолодження типу АБЗ-14,6-16-Б1-ВЗТ4 з електродвигуном типу ВАСВ-14-34-24 для приводу вентилятора з лопастями УК-2М, що обумовлює підвищення загальної металоємності установки тільки за рахунок конденсаторів до 700т. Враховуючи значну віддаленість до 100м, що має місце у реальних умовах, АХУ від відділення пароутворення загальна металоємність перевищить 1000т за рахунок прокладання додаткових трубопроводів комунікацій на ежектори АХУ.

Крім того, недоцільна і паралельна робота двох АХУ на один випарник, що ускладнює процес керування роботою АХУ і призводить за умов різного опору у парових лініях подачі граючої пари до генератора-ректифікатора та всмоктуючих ліній аміачної пари між випарником і абсорбером до розузгодження тисків відповідно у генераторі-ректифікаторі та абсорбері. Кількість відсмоктуваних парів аміаку в двох установках буде різною. Різна буде і концентрація водоаміачних розчинів,

кратність циркуляції, а отже і холодопродуктивність. Це явище спостерігається у реальних умовах експлуатації, внаслідок чого неможливо забезпечити однакову максимальну холодопродуктивність кожної установки. Дренування флегми з одного випарника на дві АХУ також призводить до відмінності у режимах роботи АХУ.

Задачею корисної моделі є зниження витрат електроенергії в процесі охолодження циркуляційного газу, збільшення холодопродуктивності та стабілізація температурного режиму на дільниці вторинної конденсації.

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 стику 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, пароежекторну холодильну систему у складі двопорожнинного парогенератора, 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 надходить з другого виходу двопорожнинного парогенератора, повітряного конденсатора турбокомпресорної холодильної установки, збірника аміачного конденсату і насоса подачі рідкого аміаку до другого входу двопорожнинного парогенератора, відділення синтезу з конденсаційною колоною, виносним теплообмінником, колоною синтезу із пусковим підігрівачем газу, підігрівачем води, апаратами повітряного охолодження з сепаратором первинної конденсації і двома низькотемпературними випарниками з абсорбційно-холодильними установками для охолодження циркуляційного газу на дільниці вторинної конденсації, яка відрізняється тим, що з метою підвищення економічності вона додатково оснащена третім високотемпературним випарником, трубний простір якого включений по потоку циркуляційного газу між циркуляційним компресором та конденсаційною колоною, його міжтрубний простір по потоку холодоагенту підключено до пароежекторної холодильної системи, а кожний з двох паралельно встановлених по потоку виходу циркуляційного газу з конденсаційної колони низькотемпературних випарників з'єднаний з абсорбційно-холодильною установкою.

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, чотириступеневий 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 високотемпературний випарник 14, конденсаційну колону 15, два низькотемпературні випарники 16 з підключеними до кожного з них абсорбційно-холодильними установками 17, виносний теплообмінник 18, колону синтезу аміаку 19 з пусковим підігрівачем (на схемі відсутній), підігрівач води 20, виносний теплообмінник 18 (по зворотному потоку), апарати повітряного охолодження 21 з сепаратором 22. Відпрацьована водяна пара з турбіни 8 по трубопроводній лінії 23 підключена до повітряного конденсатора 24 із збірником водяного конденсату 25 та насосом 26 повернення його у відділення пароутворення, а по трубопроводній лінії 27 - до входу двопорожнинного парогенератора 28, пароежекторної холодильної системи (ПХС) 29, що окрім парогенератора 28 містить струменевий компресор 30, повітряний конденсатор 31, збірник конденсату 32 і аміачний насос 33. Вихід з парогенератора 28 по конденсаційній порожнині підключений трубопроводом 34 виходу водяного конденсату на доохолодження до повітряного конденсатора 24. Другий вихід двопорожнинного парогенератора 28 трубопроводом подачі робочої аміачної пари 35 підключений до парового струменевого компресора 30 для інжектування пари холодоагенту з високотемпературного випарника 14 і подачі стиснутої аміачної пари до повітряного конденсатора 31 із збірником аміачного конденсату 32, вихід з якого по трубопроводу 36 прямує у якості холодоагенту до високотемпературного випарника 14, а по трубопроводу 37 - до насоса 33 повернення аміачного конденсату до другого входу по аміачній порожнині парогенератора 28.

Згідно схеми процес в установці здійснюється наступним чином. Природний газ, наприклад, кількістю $35600 \text{ нм}^3/\text{год}$ тиском $4,4 \text{ МПа}$ змішується з азотоводневою сумішшю (АВС) кількістю $6000 \text{ нм}^3/\text{год}$ до вмісту водню в суміші $10,7\% \text{ об.}$ і подається до відділення сіркоочистки 1. У відділенні сіркоочистки 1 в каталітичному реакторі на кобальтомолібденовому каталізаторі при температурі 390°C відбувається гідрування сірчистих сполук, що містяться в природному газі, до сірководню, а потім - поглинання сірководню на окисноцинковому вбирачі до вмісту його не більше $0,5 \text{ мг/см}^3$. Очищена газова суміш змішується з водяною парою, витрата якої складає $132 \text{ тис. нм}^3/\text{год}$, та поступає до відділення риформінгу 2 першого ступеня, де на нікелевому каталізаторі при температурі 800°C і тиску $3,5 \text{ МПа}$ відбувається конверсія природного газу водяною парою, отриманою у відділенні 3 пароутворення, до вмісту залишкового метану в газі $11\% \text{ об.}$ Після цього газ поступає на другу ступінь конверсії, де при температурі 1200°C відбувається пароповітряна конверсія метану до залишкового вмісту метану $0,3\% \text{ об.}$ Витрата пари на пароповітряну конверсію складає $5000 \text{ нм}^3/\text{год}$ і забезпечується відділенням пароутворення 3. Витрата технологіч-

ного повітря кількістю 50400 $\text{nm}^3/\text{год}$ забезпечується компресором 9. Склад конвертованого газу після відділення риформінгу 2 (в перерахунок на сухий газ, % об.) наступний: CH_4 -0,3; CO_2 -11; H_2 -57; N_2 -22,4; Ar -0,3; CO -9. Витрата газу після риформінгу 185 тис. $\text{nm}^3/\text{год}$ (в перерахунок на сухий газ).

Після конверсії метану газ прямує у відділення 4 конверсії оксиду вуглецю. Конверсія відбувається у два ступеня при температурі на першому ступені 380°C, а на другому - при 220°C і тиску 3МПа. Склад газу після конверсії оксиду вуглецю (в перерахунок 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. $\text{nm}^3/\text{год}$. (в перерахунок на сухий газ - 207 тис. $\text{nm}^3/\text{год}$).

Отриманий конвертований газ прямує далі на очистку від двооксиду вуглецю до відділення моносаноламінової очистки 5, де при температурі 40°C і тиску 2,8МПа відбувається поглинання двооксиду вуглецю водним розчином МЕА до вмісту CO_2 в газі 0,1% об. Склад газу після очистки від CO_2 (в перерахунок 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. $\text{nm}^3/\text{год}$.

Очищений від CO_2 газ поступає на каталітичну очистку від кисневміслючих сполук до відділення метанування 6, де при температурі 350°C і тиску 2,6МПа відбувається відновлення кисневміслючих сполук до метану. Після відділення 6 азотно-воднева суміш (АВС) має наступний склад (% об.): CH_4 -1,1; H_2 -74; N_2 -24,6; Ar -0,3; $\text{CO}+\text{CO}_2$ - сліди. Ця АВС тиском 2,5МПа і температурою 43°C надходить до відділення компресії 7, де стискається чотириступеневим компресором 10 до тиску 32МПа. Привід компресора здійснюється паровою турбіною. При цьому пара тиском 10МПа прямує з відділення пароутворення 3. Пара відбору тиском 4МПа і витратою 54,5т/год надходить на парову турбіну 8 для привода компресора 9 технологічного повітря. Відпрацьована водяна пара після турбіни 8 з тиском 0,4МПа і температурою 80-90°C (у залежності від пори року) розподіляється на два потоки. Перший потік кількістю 32,5т/год по трубопроводу 23 надходить до повітряного конденсатора 24, а другий по трубопроводу 27 кількістю 22т/год прямує до двопорожнинного парогенератора 28, де відбувається його конденсація за рахунок віддачі теплоти рідкому, що при цьому випаровується, аміаку, який подається аміачним насосом 33 по трубопроводу 37 із збірника 32. Утворений водяний конденсат другого потоку з двопорожнинного парогенератора 28 по трубопроводу 34 прямує в конденсатори 24 на переохолодження. З конденсатора 24 перший і другий потоки, які мають температуру 65°C, збираються в збірнику 25 водяного конденсату, звідки водяним насосом 26 подаються на демінералізацію води від кисневміслючих сполук до відділення пароутворення 3.

АВС високого тиску після чотирьохступеневого компресора 10 кількістю 168 тис. $\text{nm}^3/\text{год}$ охолоджується у повітряному теплообміннику 11 до температури 45°C і надходить в сепараційну частину конденсаційної колони 15 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 15, де охолоджується зустрічним потоком циркуляційного газу до температури не більше 30°C і далі прямує у міжтрубний простір виносного теплообмінника 18, у якому відбувається її нагрів до температури не вище 195°C теплом зустрічного газу, що проходить по трубкам, а потім прямує у колону синтезу 19. У колоні синтезу газ проходить знизу догори по кільцевій щілині між корпусом колони та кожухом насадки і далі надходить у міжтрубний 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, потім газ послідовно проходить чотири полиці каталізатора, де при тиску не більше 32МПа, об'ємній швидкості 17900год^{-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 бай пасом. Пройшовши четвертий шар каталізатора, азотно-водневоаміачна 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 20, де надлишкове тепло реакції синтезу використовується для підігріву живильної води, яка потім надходить до парозбірника котлів утилізаторів відділення пароутворення 3 для отримання пари тиском 10,5МПа.

Продукційний аміак з азотноводневоаміачною суміші відокремлюється шляхом його конденсації за рахунок охолодження повітрям (первинна конденсація) і аміаком, що випаровується (вторинна конденсація).

Після підігрівача води 20 газова суміш з температурою не більше 240°C проходить трубний простір виносного теплообмінника 18, охолоджуючись до температури не більше 70°C газом, що прямує по міжтрубному простору, та надходить в апарати повітряного охолодження 21, де з газової суміші конденсується частина аміаку при температурі не більше 40°C. Сконденсований аміак відокремлюється в сепараторі 22, а газова суміш, що містить до 11% об. NH_3 , прямує на всмоктування циркуляційного компресора 12, де дотискується до тиску не більше 31,9МПа, компенсуючи втрати тиску в системі. Після циркуляційного компресора 12 циркуляційний газ у кількості не більше 667 тис. $\text{nm}^3/\text{год}$. з температурою 50°C проходить трубний простір високотемпературного випарника 14, охолоджуючись до температури не більше 35°C за рахунок аміаку, що кипить у міжтрубному просторі високотемпературного випарника 14 при температурі не вище 30°C, і надходить у кількості 24т/год по трубопроводу 36 із збірника конденсату 32 парожекторної холодильної системи.

Газоподібний аміак з міжтрубного простору високотемпературного випарника 14 з тиском не більше 1,154МПа інжектується струменевим компресором 30 робочою аміачною парою з тиском до 3МПа та температурою 65°C і стискається до тиску не менше 1,6МПа. Суміш робочої аміачної пари і інжектваної газоподібної з температурою 53°C після струменевого компресора 30 у кількості 72т/год надходить у повітряний конденсатор 31. Отриманий у конденсаторі рідкий аміак з температурою не більше 40°C прямує далі у збірник 32, після якого розподіляється на два потоки. Перший потік у якості холодоагенту кількістю 24т/год надходить по трубопроводу 36 до високотемпературного випарника 14, а другий потік по трубопроводу 37 кількістю до 48т/год аміачним насосом 33 подається у двопорожнинний парогенератор 28, де і відбувається отримання робочої аміачної пари тиском до 3МПа, яка по трубопроводу 35 прямує до струменевого компресора 30.

Циркуляційний газ частково із сконденсованим аміаком з температурою 35°C після високотемпературного випарника 14 подається зверху у конденсаційну колону 15, проходить міжтрубний простір теплообмінника, охолоджуючись газом, що йде по трубкам, до температури не більше 14°C. Далі циркуляційний газ надходить у два низькотемпературні випарники рідкого аміаку 16, де, проходячи по трубкам, охолоджується до температури не вище 0°C за рахунок аміаку, що кипить у міжтрубному просторі низькотемпературних випарників 16 при температурі не вище -5°C.

Низькотемпературні випарники 16 по циркуляційному газу включені паралельно і кожний з них підключений по аміачній системі холодоагенту до окремої АХУ 17. Газоподібний аміак з міжтрубного простору низькотемпературного випарника 16 прямує до АХУ, де відбувається зрідження, і подається знову до низькотемпературного випарника 16. З трубною простору низькотемпературних випарників 16 суміш охолодженого циркуляційного газу і сконденсованого аміаку надходить у сепараційну частину конденсаційної колони 15, де відбувається відокремлення рідкого продукційного аміаку від газу. У сепараційній частині конденсаційної колони 15 свіжа АВС змішується з циркуляційним газом, проходить кошик з кільцями Рашига, де додатково сепарується від капель рідкого аміаку. Далі газова суміш піднімається по трубах теплообмінника, охолоджуючи циркуляційний газ. Рідкий продукційний аміак з сепаратора 22 і конденсаційної колони 15 прямує після дроселювання до тиску не більше 4МПа у збірники рідкого аміаку (на схемі відсутні).

Таким чином, установка третього високотемпературного випарника, трубний простір якого включений по потоку циркуляційного газу між циркуляційним компресором і конденсаційною колоною, а його між трубний простір по потоку холодоагенту - до пароежекторної аміачної холодильної системи (ПХС) з підключенням кожного з двох паралельно встановлених по потоку циркуляційного газу після конденсаційної колони низькотемпературних випарників до абсорбційно-холодильної установки, забезпечує підвищення економічності установки для виробництва аміаку за рахунок ви-

ключення зі схеми 4-х конденсаторів повітряного охолодження із споживанням електроенергії на привід восьми вентиляторів 800кВт/год, збільшення загальної холодопродуктивності холодильних систем до 12Гкал/год у літній період та зменшення загальної металоємності холодильних систем на дільниці вторинної конденсації майже на 600т.

При цьому, використання третього високотемпературного випарника, встановленого за такою схемою забезпечує зимовий температурний режим на дільниці вторинної конденсації, тобто температура циркуляційного газу на вході конденсаційної колони не перевищує 35°C, що обумовлює виключення АТК зі схеми агрегату синтезу. Зниження температури у літній період з 50°C до 35°C вимагає підключення високотемпературного випарника до ПХС з холодопродуктивністю згідно розрахунків у відповідності з підтвердженою у промислових умовах методикою [див. Ефимов В.Т., Ерощенко С.А., Бабиченко А.К. Повышение эффективности работы абсорбционных холодильных установок в агрегатах синтеза аммиака большой мощности. //Холодильная техника. - 1979. - №2. - С.23-26] не більше 6,7Гкал/год. Такий більш високий рівень температур циркуляційного газу (50-35°C) дозволяє підвищити і рівень температури кипіння аміачного холодоагенту у третьому випарнику до 29°C при достатньо високому і тиску кипіння 1,154МПа. Збільшення тиску дозволяє підвищити коефіцієнт інжекції циклу ПХС, який згідно розрахунків, виконаних у відповідності з відомим алгоритмом [Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. - М.: Энергия, 1970. - С.86-94], складає не менше 0,5 і забезпечує інжекцію парів аміачного холодоагенту з високотемпературного випарника у кількості 24т/год робочою аміачною парою з тиском 3МПа у кількості до 48 т/год. Загальна кількість парів холодоагенту і робочої пари на повітряні конденсатори ПХС складе 72т/год, конденсація яких може бути забезпечена 6-ма конденсаторами із споживанням електроенергії до 1200кВт/год. Для отримання робочої пари у кількості 48т/год знадобиться відпрацьованої водяної пари не більше $(48 \cdot 250/550) = 22$ т/год (де 250ккал/год - питома теплота пароутворення аміаку при температурі 65°C і тиску 3МПа; 550ккал/кг - питома теплота конденсації відпрацьованої водяної пари турбіни), за рахунок чого можливе виключення лише одного з трьох повітряних вентиляторів конденсатора відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря із споживанням електроенергії 324кВт/год.

Отже, зниження температури циркуляційного газу до 35°C на вході до конденсаційної колони забезпечує зниження теплого навантаження на блок вторинної конденсації та зимовий розподіл температур на дільниці вторинної конденсації, що дає можливість забезпечити згідно технологічного регламенту температуру охолодження циркуляційного газу двома низькотемпературними випарниками на рівні не більше 0°C лише двома АХУ загальною існуючою холодопродуктивністю до 5,4Гкал/год.

Таким чином, з реалізацією запропонованої установки повністю, як і у прототипі, вилучається аміачна турбокомпресорна установка, збільшуєть-

ся загальна холодопродуктивність до 12Гкал/год, зменшується споживання електроенергії на 556кВтгод в процесі конденсації робочої пари і пари холодоагенту та подачі насосом аміачного конденсату до двопорожнинного парогенератора в циклі пароежекторної холодильної системи, а також більш ніж на 600т металоємність установки для виробництва аміаку при забезпеченні регламентної норми температури вторинної конденсації.

Економічна ефективність застосування такої схеми, в порівнянні з прототипом, забезпечується зниженням споживання електроенергії за рахунок вилучення зі схеми агрегату синтезу чотирьох конденсаторів повітряного охолодження і зменшення навантаження на насос подачі рідкого аміаку у циклі ПХС та металоємності установки в цілому. При цьому зниження споживання електроенергії від застосування запропонованої установки складе:

$$N=N_1+N_2+N_3-N_4-N_5-N_6,$$

де $N_1=2000$ кВтгод. - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів для конденсації парів аміаку в пароежекторній холодильній системі за старим варіантом;

$N_2=324$ кВтгод. - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів відпрацьованої водяної пари турбін компресора технологічного повітря за старим варіантом;

$N_3=160$ кВтгод - витрата електроенергії на привод насосу рідкого аміаку в пароежекторній холодильній системі за старим варіантом;

$N_4=1200$ кВтгод - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів для конденсації парів аміаку в пароежекторній холодильній системі за новим варіантом;

$N_5=648$ кВтгод - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів відпрацьованої водяної пари турбін компресора технологічного повітря за новим варіантом;

$N_6=80$ кВтгод - витрата електроенергії на привод насосу рідкого аміаку в пароежекторній холодильній системі за новим варіантом.

$$N=2000+324+160-1200-648-80=556\text{кВтгод.}$$

При вартості електроенергії для промислового підприємства 240грн. за 1тис.кВтгод і середньорічній роботі агрегату 4000 годин в умовах підвищеної температури атмосферного повітря (весняно-літній період) економічний ефект за рахунок зниження споживання електроенергії складе понад 0,5млн. грн., а за рахунок зменшення металоємності на 600т при вартості металу 1000грн. за 1т витрати зменшаться на 0,6млн. грн. Для діючого в Україні агрегату синтезу аміаку (а за такою типовою схемою в Україні працюють три агрегати) зниження споживання електроенергії буде ще більше і складатиме:

$$N=N_1+N_2+N_3-N_4-N_5-N_6,$$

де $N_1=3000$ кВтгод - витрата електроенергії для забезпечення роботи АТК за старим варіантом;

$N_2=972$ кВтгод - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів відпрацьованої водяної пари турбін компресора технологічного повітря за старим варіантом;

$N_3=800$ кВтгод - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів для конденсації парів аміаку в циклі АТК;

$N_4=80$ кВтгод - витрата електроенергії на привод насосу рідкого аміаку в пароежекторній холодильній системі за новим варіантом;

$N_5=1200$ кВтгод - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів для конденсації парів аміаку в пароежекторній холодильній системі за новим варіантом;

$N_6=648$ кВтгод - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів відпрацьованої водяної пари турбін компресора технологічного повітря за новим варіантом;

$$N=3000+972+800-80-1200-648=2844\text{кВтгод.}$$

При цьому економічний ефект за рахунок зниження споживання електроенергії для діючого в Україні агрегату синтезу складе понад 2,7млн.грн.

