

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

Відома 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, збірник конденсату з насосом повертання його у відділення пароутворення, відділення синтезу з двома випарувачами для охолодження циркуляційного газу на ділянці вторинної конденсації до температури (-5°C), один з яких включений до схеми роботи водоаміачної абсорбційно-холодильної установки (АХУ) з температурою кипіння холодоагенту (-10°C), а другий - до схеми роботи аміачно-холодильної установки зріджування аміаку [див. Кузнецов Л.Д., Дмитренко Л.Д., Рабина П.Д., Соколинский Ю.А. Синтез аммиака. - М.: Химия, 1982. - С. 11-16, С. 155].

Недоліком цієї установки є підвищена витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів для охолодження відпрацьованої пари турбіни приводу компресора технологічного повітря. При цьому безповоротно втрачається низько потенційне тепло відпрацьованої пари тиском 0,04МПа, температурою до 90°C і витратою до 54,5т/год, що складає біля 30Гкал/год.

Відомий агрегат з конденсаційною колоною, циркуляційною магістраллю із сумішшю газу з парами аміаку, абсорбційними холодильними установками, турбокомпресорною холодильною установкою, обладнаних конденсаторами повітряного охолодження і випарувачами 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, що призводить до підвищення затрат електроенергії на виробництво холоду.

Найбільш близькою за технічною сутністю та досягаемого ефекту є установка для виробництва аміаку, що складається з послідовно з'єднаних системою трубопроводів відділень сіркоочистки, риформінгу, пароутворення, конверсії оксиду вуглецю, МЕА очистки, метанування, компресії з паровою турбіною і компресором технологічного повітря для риформінгу, повітряними конденсаторами відпрацьованої пари турбін, збірником конденсату і насосом вороття його у відділення пароутворення, відділення синтезу з двома випарувачами для охолодження циркуляційного газу на ділянці вторинної конденсації до температури (-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 АХУ проектною холодопродуктивністю 5,4Гкал/год, що містять генератор-ректифікатор з дефлегматором, конденсатор повітряного охолодження з ресивером, переохолоджувач, абсорбер з ресивером, насос подачі міцного розчину і теплообмінник розчинів [див. Постоянный технологический регламент цеха аммиака 1-Б., № 114. - Северодонецк: ПО "Азот", 1985. - 722 с.].

Недолікам цієї установки притаманні: високі енерговитрати для отримання холоду за допомогою АТК, витрата електроенергії на привод компресора у якій складає 4000 кВт-год; підвищена витрата електроенергії для охолодження відпрацьованої пари турбін компресора технологічного повітря у повітряних конденсаторах, у яких застосовані три вентилятори, що споживають 972 кВт-год електроенергії; зниження холодопродуктивності АХУ в умовах роботи при підвищених температурах атмосферного повітря, що пов'язано із застосуванням повітряних конденсаторів і охолодження абсорбера водою, яка надходить із градирень. При цьому, підвищення температури атмосферного повітря (особливо у літній період) понад 25°C призводить до підвищення тиску конденсації, абсорбції, зниження холодопродуктивності АХУ, а, отже, і підвищення температури охолодження циркуляційного газу вище проектною у середньому на 5°C. 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], це призводить до підвищення витратних коефіцієнтів по природному газу і знесоленій воді відповідно (для 1°C температури) на 3,85нм³/т. NH₃ і 36,8кг/т. NH₃. За весняно-літній період (5 місяців) при продуктивності агрегату 1360т/добу перевитрата природного газу складає біля 800 тис.нм³, а води - біля 8000т. Крім того, робота АТК залишає бажати кращого. Він часто виходить з ладу, що потребує для нормальної експлуатації агрегату у цілому наявності резервного АТК. А це пов'язано із збільшенням часу ремонтних робіт, як у період експлуатації, так і у період щорічного зупинкового ремонту агрегату.

Задачею теперішнього винаходу є підвищення холодопродуктивності абсорбційно-холодильних установок і зниження енерговитрат на ділянці вторинної конденсації виробництва аміаку.

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, повітряними конденсаторами відпрацьованої пари турбін, збірником конденсату і насосом вороття його у відділення пароутворення, відділення синтезу з двома випарувачами для охолодження циркуляційного газу на ділянці вторинної конденсації, один з яких включений до схеми роботи двох водоаміачних абсорбційно-холодильних установок, кожна з яких містить генератор-ректифікатор і дефлегматор, конденсатор повітряного охолодження з ресивером, переохолоджувач, абсорбер з ресивером, насос подачі міцного розчину і теплообмінник розчинів, стосовно винаходу установка додатково споряджена аміачним двопорожневим парогенератором, один з входів якого з'єднаний з трубопроводом виходу відпрацьованої пари турбіни компресора технологічного повітря для риформінгу, а один із виходів його для сконденсованої водяної пари з'єднаний з входом подачі конденсату у повітряний конденсатор для переохолодження його у цьому конденсаторі, другий вихід двопорожневого парогенератора по потоку робочої аміачної пари високого тиску з'єднаний трубопроводами з паровими ежекторами для стиснення випарених парів аміаку з першого і другого випарувачів, парів аміаку з дефлегматорів двох АХУ, дотискующим ежектором робочих парів аміаку АХУ другого випарувача і, що надходять на повітряний конденсатор АТК та додатково встановлений повітряний конденсатор, утворений конденсат з яких збирається у збірнику конденсату, звідкіля один з потоків надходить у якості холодоагенту до першого випарувача, змішуючись частково з потоком рідкого аміаку із конденсаторів

АХУ, а другий потік подається насосом рідкого аміаку на другий вхід двопорожневого парогенератора для отримання робочої пари ежектування. На кресленні представлена схема установки для виробництва аміаку. Установка містить 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, повітряний конденсатор 10 із збірником водяного конденсату 11 та насосом 12 вороття його у відділення пароутворення 3, відділення синтезу аміаку 13 з двома випаровувачами 14 і 15 для охолодження циркуляційного газу на дільниці вторинної конденсації, перший з яких підключений по потоку інжектування до ежектора 16, конденсатори повітряного охолодження 17 та 18, збірник 19 аміачного конденсату, насос 20 і двопорожневий парогенератор 21, вхід якого по конденсатній порожнині підключений до трубопроводу 22 відпрацьованої пари з парової турбіни 8, а вихід - до трубопроводу 23 виходу водяного конденсату на до охолодження у повітряний конденсатор 10, а другий вихід двопорожневого парогенератора 21 - до трубопроводу 24 подачі парів аміаку високого тиску у паровий ежектор 16. Другий випаровувач 15 підключений до двох абсорбційно-холодильних установок 25, що містять генератор-ректифікатор з дефлегматором 26, паровий ежектор 27, повітряний конденсатор з ресивером 28, переохолоджувач 29, паровий ежектор 30 першого ступеня стиску парів з випаровувача 15 і прямуючих частково в абсорбер 31, а частково - у паровий дотискуючий ежектор 32 другого ступеня стиску, насос 33 подачі міцного розчину з абсорбера 31 у теплообмінник розчинів 34. Випаровувач 14 по випаровувальній порожнині підключений на вхіді до трубопроводу 35 виходу рідкого аміаку із збірника 19 аміачного конденсату, а на виході - до трубопроводу 36 подачі парів аміаку у паровий ежектор 16, вихід якого через конденсатори 17 і 18 повітряного охолодження, збірник 19 аміачного конденсату і насос 20 підключений до другого входу двопорожневого парогенератора 21, трубопровід 38 часткової подачі стиснутих парів аміаку в ежекторах 27 і 32 у повітряні конденсатори 17 і 18, трубопровід 39 часткової подачі рідкого аміаку з переохолоджувачів 29 двох АХУ 25 і трубопровід 40 часткового вороття парів аміаку з першого випаровувача 14 через переохолоджувач 29 на стиск в ежектори 30 до тиску абсорбції.

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 кобальт-молібденовому 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 $0,5 \text{ мг/см}^3$. 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 технологічного повітря кількістю $50400 \text{ нм}^3/\text{год}$ забезпечується компресором 9. Склад конвертованого газу після відділення риформінгу 2 (в перерахунку на сухий газ, $\% \text{ об.}$) наступний: $\text{CH}_4-0,3$; CO_2-13 ; H_2-57 ; $\text{N}_2-22,4$; $\text{Ar}-0,3$. Витрата газу після риформінгу - $185 \text{ тис. нм}^3/\text{год}$ (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 ступені 380°C , а на другому - при 220°C і тиску 3 МПа . Склад газу після конверсії оксиду вуглецю (в перерахунку на сухий газ, $\% \text{ об.}$) наступний: $\text{CH}_4-0,3$; $\text{CO}_2-17,3$; $\text{H}_2-61,6$; N_2-20 ; $\text{Ar}-0,3$; $\text{CO}-0,5$. Витрата вологого газу після конверсії оксиду вуглецю - $292 \text{ тис. нм}^3/\text{год}$ (в перерахунку на сухий газ - $207 \text{ тис. нм}^3/\text{год}$).

Отриманий конвертований газ прямує далі на очистку від двооксиду вуглецю до відділення моноетаноламінової очистки 5, де при температурі 40°C і тиску $2,8 \text{ МПа}$ відбувається поглинання двооксиду вуглецю водним розчином МЕА до вмісту CO_2 в газі $0,1\% \text{ об.}$ Склад газу після очистки від CO_2 (в перерахунку на сухий газ, $\% \text{ об.}$) наступний: $\text{CH}_4-0,4$; $\text{CO}_2-0,1$; $\text{H}_2-74,5$; $\text{N}_2-24,1$; $\text{Ar}-0,3$; $\text{CO}-0,6$. Ступінь очистки газу від $\text{CO}_2-99,6\%$. Витрата очищеного газу після абсорбції - $171,3 \text{ тис. нм}^3/\text{год}$.

Очищений від CO_2 газ поступає на каталітичну очистку від кисневміщуючих сполук до відділення метанування 6, де при температурі 350°C і тиску $2,6 \text{ МПа}$ відбувається відновлення кисневміщуючих сполук до метану. Після відділення 6 азотоводнева суміш (АВС) має наступний склад (в $\% \text{ об.}$): $\text{CH}_4-1,1$; H_2-74 ; $\text{N}_2-24,6$; $\text{Ar}-0,3$; $\text{CO}+\text{CO}_2$ - сліди. Ця АВС тиском $2,5 \text{ МПа}$ і температурою 43°C надходить до відділення компресії 7, де стискається чотирьохступеневим компресором до тиску 32 МПа . Привод компресора здійснюється паровою турбіною. При цьому пара тиском 10 МПа прямує з відділення пароутворення 3. Пара відбору тиском 4 МПа і витратою $54,5 \text{ т/год}$ надходить на парову турбіну 8 для приводу компресора 9 технологічного повітря. Відпрацьована водяна пара після турбіни 8 з тиском $0,04 \text{ МПа}$ і температурою $80-90^\circ\text{C}$ (в залежності від пори року) розділяється на два потоки. Перший потік кількістю до $4,5 \text{ т/год}$ надходить до повітряного конденсатору 10, а другий по трубопроводу 22 кількістю біля 50 т/год прямує до двопорожневого парогенератору 21, де відбувається його конденсація за рахунок віддачі теплоти рідкому, що при цьому випаровується, аміаку, який надходить із збірника 19. Утворений водяний конденсат другого потоку з двопорожневого парогенератора 21 по трубопроводу 23 прямує в конденсатори 10 на переохолодження. З конденсатора 10 перший і другий потоки, які мають температуру 65°C , збираються в збірнику 11 водяного конденсату, звідки водяним насосом 12 подаються на демінералізацію води від кисневміщуючих сполук до відділення пароутворення 3.

АВС високого тиску після відділення компресії 7 кількістю $168 \text{ тис. нм}^3/\text{год}$ надходить до відділення синтезу аміаку 13. В колоні синтезу аміаку при тиску не більше 32 МПа і температурі $420-530^\circ\text{C}$ відбувається екзотермічна реакція утворення аміаку із АВС на залізному каталізаторі. Концентрація аміаку в газі після колони не менше $12\% \text{ об.}$ Відділення аміаку із газової суміші здійснюється шляхом двоступеневої конденсації за рахунок його охолодження. Охолодження в першому ступені здійснюється повітряними конденсаторами (на кресленні не показані), а в другому ступені - в двох випаровувачах рідкого аміаку 14 і 15. Рідкий аміак кількістю 22 т/год до другого випаровувача 15 надходить через переохолоджувач 29 із ресиверів конденсатора 28 двох АХУ 25, а в перший випаровувач кількістю 14 т/год - із збірника 19 аміачного конденсату (8 т/год) і по трубопроводу 39 із

ресиверів конденсатора 28 двох АХУ 25 (6т/год). Аміак, що випарився, при тиску 0,36МПа і температурі (-5°С) у випаровувачі 14 розділяється на два потоки. Один потік по трубопроводу 36 кількістю 8т/год робочим потоком аміачної пари з витратою не менше 40т/год, з тиском не менше 3МПа і температурою 65°С, отриманим в двопорожневому парогенераторі 21, стискається ежектором 16 до тиску не менше 1,58МПа, а другий потік кількістю 6т/год по трубопроводу 40 прямує через переохолоджувачі 29 двох АХУ 25 на стиск в ежекторі 30 двох АХУ 25, змішуючись попередньо з випареним аміаком із другого випаровувача 15. Одночасно отриманий робочий потік аміачної пари високого тиску по трубопроводу 37 з тими ж параметрами й сумарною кількістю 67т/год надходить на ежектори 27, 30, і 32 двох АХУ 25. При цьому в ежекторі 27 робочий потік витратою 25т/год здійснює стиск парів холодоагенту із генератора-ректифікатора з дефлегматором 26 від тиску 1,2МПа до тиску конденсації не менше 1,58МПа. В ежекторі 30 першого ступеня стиск потоку парів холодоагенту з випаровувача 15, що проходять попередньо переохолоджувач 29 з температурою (-2 ÷ -5)°С і тиском 0,2МПа, здійснюється робочим потоком в кількості 26т/год. Після ежектору 30 потік з температурою 30°С і тиском не більше 0,6МПа розділяється навпіл. Частина потоку парів аміаку кількістю 28т/год надходить до абсорберів з ресивером 31, де відбувається поглинання парів слабим водоаміачним розчином концентрацією до 0,3кг/кг, який виходить з куба генератора-ректифікатора з дефлегматором 26 і теплообмінника розчинів 34. Утворений в абсорбері 31 міцний розчин з концентрацією не менше 0,42кг/кг насосом 33 подається через теплообмінник розчинів 34 на розділення в генератор-ректифікатор з дефлегматором 26. Друга частина потоку парів аміаку кількістю 26т/год із ежектора 30 надходить на дотискуючий ежектор 32 до тиску не менше 1,58МПа робочим потоком високого тиску кількістю 15т/год, на виході котрого температура складає 45°С, а витрата - 41т/год. Загальний потік з ежекторів 32, 27 по трубопроводу 38 кількістю до 67т/год сумісно з потоком із ежектору 16 кількістю 48т/год по трубопроводу 38 надходить на повітряні конденсатори 17 і 18. Сконденсований аміак збирається в збірнику 19, звідки більша (107т/год) частина його при температурі не більше 45°С аміачними насосами 20, що забезпечують витрату до 115т/год, подається в двопорожневий парогенератор 21.

Таким чином, установка двопорожневого парогенератора для вироблення робочих парів аміаку високого тиску для проведення процесу ежекування, ежекторів, що включені по потоку інжектування парів аміаку поміж дефлегматором і конденсатором двох АХУ, поміж переохолоджувачами і абсорберами АХУ, дотискуючого ежектору робочої пари аміаку з другого випаровувача, ежектора стиску парів аміаку з першого випаровувача, повітряних конденсаторів (разом з існуючими конденсаторами АТК) для конденсації парів аміаку, збірника аміачного конденсату і насоса подачі рідкого аміаку в двопорожневий парогенератор дозволяє створити паро-ежекторну холодильну систему, що забезпечує підвищення економічності установки для виробництва аміаку за рахунок виключення із схеми аміачного турбокомпресора з приводом від електродвигуна потужністю 4000 кВт-год електроенергії, підвищення холодопродуктивності двох АХУ, зниження температури кипіння аміаку у випаровувачах, а також і температури охолодження циркуляційного газу на дільниці вторинної конденсації.

При цьому, використання двопорожневого парогенератора за такою схемою забезпечує утилізацію низько потенційного тепла відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря у кількості біля 30Гкал/год, яке безповоротно втрачалось в конденсаторах повітряного охолодження, і здійснюється отримання робочої пари тиском не менше 3МПа у кількості $(54,5 \cdot 10^3 \cdot 550/250) = 120$ т/год (де 250ккал/кг - питома теплота пароутворення аміаку при температурі 65°С і тиску 3МПа; 550ккал/кг - питома теплота конденсації відпрацьованої водяної пари турбіни), яка необхідна для проведення процесу ежекування. Установка ежекторів у схемі двох АХУ поміж дефлегматором і конденсатором дозволяє стабілізувати і знизити тиск у генераторі-ректифікаторі з дефлегматором до рівня 1,2МПа, а тиск конденсації - до рівня не менше 1,58МПа, що забезпечить зниження концентрації слабого розчину в кубі генератора-ректифікатора до величини не більше 0,3кг/кг. Установка ежектора поміж переохолоджувачами і абсорберами двох АХУ дозволяє стабілізувати і знизити тиск аміаку у випаровувачі до величини 0,2МПа, а в абсорбері - до рівня не більше 0,6МПа, що забезпечить зниження і стабілізацію температури кипіння аміаку в випаровувачі на рівні (-15°С), а в абсорберах АХУ за рахунок підвищення тиску - підвищення концентрації міцного розчину до рівня не менше 0,42кг/кг. Це призведе до збільшення зони дегазації розчинів до величини $(0,42-0,3) = 0,12$ кг/кг, за рахунок чого кратність циркуляції розчинів знизиться до величини $f = (0,993-0,3)/(0,42-0,3) = 5,8$, де 0,993кг/кг - концентрація парів аміаку на виході з дефлегматора при $t = 55^\circ\text{C}$ і $P = 1,2$ МПа (за експериментальними даними).

Зниження кратності циркуляції, як відомо [Бадилькес І.С., Данилов Р.Л. Абсорбционные холодильные машины. - М.: Пищепромиздат, 1966. - С. 89, С. 291] дозволить збільшити витрату рідкого аміаку до величини $D = G_r/f = 82,5/5,8 = 14$ т/год, де $G_r = V_r \cdot \rho_r = 110 \text{ м}^3/\text{год} \cdot 750 \text{ кг/м}^3 = 82,5$ т/год - витрата міцного розчину.

Це дозволить збільшити і холодопродуктивність установки майже в 1,5 рази до 8Гкал/год при значно більш низькій температурі кипіння аміаку в випаровувачі (не більше -15°С), що особливо важливо в літній період, коли теплове навантаження по циркуляційному газу на випаровувач особливо велике. При цьому стабілізується і тиск конденсації в АХУ до величини не менше 1,58МПа, а сезонні та добові зміни температури повітря, що охолоджує конденсатори АХУ, і води, що охолоджує абсорбери, практично не будуть чинити суттєвого впливу за рахунок постійності тисків на стабільність роботи самих АХУ. Збільшення холодопродуктивності АХУ, які входять до складу роботи другого випаровувача, забезпечить зменшення потрібної холодопродуктивності на перший випаровувач, що робив раніше в складі АТК, до величини 2Гкал/год. Потрібна кількість робочих парів аміаку, згідно розрахункам, виконаним у відповідності із відомим алгоритмом [Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. - М.: Энергия, 1970. - С. 86 – 94], складе для інжекції парів із дефлегматорів до конденсаторів двох АХУ не більше 25т/год, для інжекції парів з першого випаровувача до 40т/год, із другого випаровувача, що включений до схеми роботи АХУ, не більше 42т/год, виробництво яких забезпечує двопорожневий парогенератор. При цьому для отримання такої кількості робочої пари (107т/год) знадобиться 50т/год відпрацьованої водяної пари турбін компресора технологічного повітря. Окрім цього, особливістю даної установки є і те, що в літній період потік відпрацьованої водяної пари, що використовується для отримання аміачної пари високого тиску в двопорожневому парогенераторі, має більш вищу температуру - на рівні 90°С, а в зимовий час температура складає 82°С. Це забезпечує можливість отримання в літній період пари з більшим тиском, а отже і більшого

коефіцієнту інжекції, що дає можливість підвищення холодопродуктивності в пароежекторному циклі, а в циклі АХУ - більш низьку температуру в випарувачі, загальну температуру охолодження циркуляційного газу, незалежно від пори року та доби - на рівні не більше (-5°C).

Отже, за рахунок застосування потоку відпрацьованої водяної пари в двохпорожневому парогенераторі, забезпечується саморегульована система потрібного збільшення холодопродуктивності в літній період. Також знижується і теплове навантаження на вентилятори повітряних конденсаторів відпрацьованої пари турбін, що дозволить відключити два електродвигуни вентиляторів з трьох діючих в теперішній час і споживаючих по 324кВт-год електроенергії кожний. Нарешті вилучення зі схеми АТК дозволить знизити витрати на ремонтні роботи та скоротити термін щорічного капітального ремонту, а значить збільшити річну продуктивність агрегату синтезу.

Таким чином, з реалізацією запропонованої установки повністю вилучається з роботи аміачна турбокомпресорна холодильна установка, що споживає 4000кВт-год електроенергії і забезпечується підвищення холодопродуктивності абсорбційно-холодильних установок в 1,5 рази, а температура вторинної конденсації стабілізується на рівні не більше (-5°C) незалежно від пори року та доби.

Економічна ефективність застосування такої схеми, в порівнянні з прототипом, забезпечується зниженням споживання електроенергії за рахунок вилучення зі схеми агрегату синтезу аміаку АТК і зниження температури вторинної конденсації в літній період в середньому на 5°C. При цьому зниження споживання електроенергії від застосування запропонованої установки складе:

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

де $N_1=4000$ кВт-год - витрата електроенергії на привод АТК за старим варіантом;

$N_2=972$ кВт-год - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряного охолодження відпрацьованої пари турбін компресору технологічного повітря за старим варіантом;

$N_3=2000$ кВт-год - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів для конденсації парів аміаку в пароежекторній холодильній системі за новим варіантом;

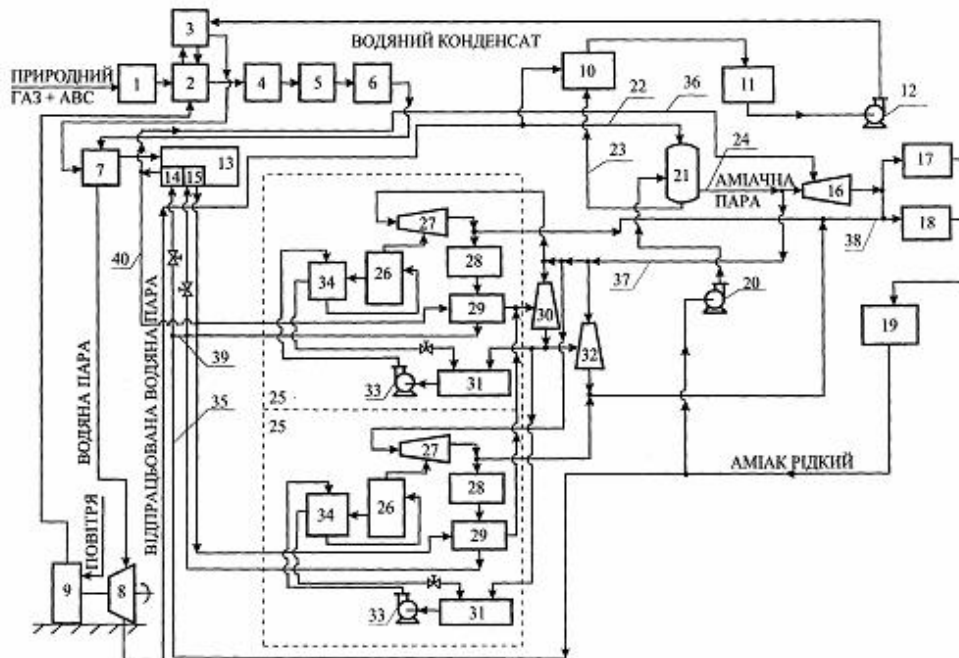
$N_4=324$ кВт-год - витрата електроенергії на привод вентиляторів повітряних конденсаторів відпрацьованої пари турбін компресора технологічного повітря за новим варіантом;

$N_5=160$ кВт-год - витрата електроенергії на привод насосу рідкого аміаку за новим варіантом.

$$N=4000+972-2000-324-160=2488\text{кВт-год.}$$

При вартості електроенергії 156грн. за 1 тис.кВт-год і середньорічній роботі агрегату 8000 годин економічний ефект за рахунок зниження споживання електроенергії складе біля 3,105 млн.грн.

Зниження температури вторинної конденсації в літній період (5 місяців) дозволить знизити витрату природного газу на 800 тис.м³, знесоленої води - на 8000т. При вартості природного газу 190грн. за 1 тис.м³ і знесоленої води 1грн. за 1т економічний ефект складе біля 150 тис.грн. При цьому загальний економічний ефект для одного агрегату буде складати майже 3,3 млн.грн.



Фіг.