

Пропонуємий винахід відноситься до технолога одержання концентрованого оксиду азоту II як цільового продукту (для виробництва концентрованої або неконцентрованої азотної кислоти на його основі) шляхом окислення аміаку киснем.

Відомі способи одержання оксидів азоту окисленням аміаку киснем в суміші з водяною парою, що включає насичення суміші аміаку і кисню водяною парою до оптимального співвідношення $O_2 - NH_3$ у реакційній суміші, що забезпечує мінімальне кислотоутворення на стадії охолодження нітрозного газу і наступну очистку кислого конденсату і витрат водяної пари (авторське свідоцтво СРСР №171391, №138923, №295387).

Відомий спосіб (патент Франції №1565793 Кл. C05B заявлений 16.04.68р., опублікований 02.05.69р.) одержання висококонцентрованого оксиду азоту II, в якому рішення проблеми ліквідації стоків (конденсату), забруднених азотною кислотою з концентрацією 1% мас. HNO_3 проводять нейтралізацією аміаком. Отриманий розчин аміачної селітри упарюють до 40% гарячим газом, що надходить після контактного апарату з температурою 850°C. Утворену водяну пару в суміші з аміаком повертають до системи на змішування з киснем. Сюди же додатково вводять водяну пару для розведення аміако-паро-кисневої суміші.

Зазначений спосіб має істотні недоліки:

Для його здійснення необхідна підвищена витрата енергоресурсів за рахунок необхідності упарювання розчину аміачної селітри утвореним нітрозним газом при температурі 850°C з додатковим введенням водяного пару. При цьому відбувається часткове розкладання утвореної аміачної селітри, що знижує безпеку процесу.

Нами запропонований спосіб одержання концентрованого оксиду азоту II, що включає окислення аміаку киснем, з наступним розведенням суміші водяною парою, перевипаровування утвореного конденсату азотної кислоти під тиском більш низьким, ніж тиск на стадії окислення аміаку, за рахунок тепла конденсації водяної пари з нітрозного газу. Перевипаровування кислого конденсату проводиться в потоці кисню, що використовується на стадії окислення аміаку. Отриману парокисневу суміш очищують від пари азотної кислоти і спрямовують на змішування з аміаком.

Згідно з запропонованим винаходом, перевипаровування конденсату азотної кислоти в потоці кисню, що використовується на стадії окислення аміаку, одержану парокисневу суміш очищають від пари азотної кислоти, спрямовують на змішування з аміаком.

Новизна способу полягає в тому, що перевипаровування конденсату ведуть в потоці кисню, що використовується у процесі. Одержану парокисневу суміш після очистки від пари азотної кислоти стискують і спрямовують на змішування з аміаком. Перед випаровуванням з кислого конденсату віддувають розчинені в ньому оксиди азоту.

Суть винаходу полягає в тому, що конденсацію водяної пари з нітрозних газів ведуть не охолодженням їх водою в теплообміннику, як це робиться в відомому способі, а шляхом перевипаровування теплом конденсації одержаного кислого конденсату під більш низьким тиском, щоб забезпечити різницю температур для теплопередачі. Від величини різниці температур конденсації водяної пари з нітрозних газів і випаровування отриманого конденсату залежить необхідна поверхня теплопередачі.

Процес конверсії аміаку киснем в присутності води в промисловості здійснюється під тиском, що незначно перевищує атмосферний (близько $1,2 \text{ кг/см}^2$). По літературним і промисловим даним без істотного зниження ступеня конверсії аміаку і збільшення витрат платини, процес окислення аміаку можна проводити при тиску до $4\text{--}5 \text{ кг/см}^2$. Якщо вести процес окислення аміаку під тиском, наприклад 3 кг/см^2 , то температура початку конденсації водяної пари з нітрозних газів складе близько 128°C, наприкінці конденсації приблизно 115°C.

При перевипаровуванні кислого конденсату під атмосферним тиском температура його кипіння буде близько 100°C, тобто забезпечується прийнятна різниця температур для теплопередачі.

При проведенні процесу окислення аміаку під тиском, близьким до атмосферного, перевипаровування необхідно вести під вакуумом.

Випаровування кислого конденсату проводять в потоці кисню, що використовується в процесі окислення аміаку. Це дозволяє знизити температуру випаровування конденсату і інтенсифікувати процес випарки. При цьому стисненні підлягає парокиснева суміш, у порівнянні з відомим способом, зі схеми можна виключити компресори для стиснення кисню та стиснення NO , що забезпечує найбільший економічний ефект.

При здійсненні даного способу бажано забезпечити високий ступінь очистки водяної пари від пари азотної кислоти. Це досягається ректифікаційною очисткою водяної пари в тарілчастій колоні, причому на верхні тарілки подається чистий паровий конденсат і визначається концентрацією кислоти.

При одержанні концентрованої азотної кислоти як цільового продукту (наприклад, в виробництві капролактаму) концентрація азотної кислоти в абсорбційній колоні не повинна перевищувати 20%, щоб забезпечити чистоту оксиду азоту II. На фігурі наведена принципова схема одержання концентрованого оксиду азоту для виробництва гідроксиламінсульфату, де: 1. Контактний апарат трубчатого типу; 2. Котел утилізатор; 3. Конденсатор-поглинач; 4. Сепаратор; 5. Ректифікатор; 6. Дефлегматор; 7. Турбокомпресор; 8. Підігрівач; 9. Ежектор; 10. Абсорбційна колона; 11. Холодильник кислоти; 12. Насос; 13. Холодильник-конденсатор; 14. Холодильник.

Приклад відноситься до здійснення способу з перевипаровуванням кислого конденсату в потоці кисню, стисненням парокисневої суміші і поверненням її в процес на змішування з аміаком. Процес окислення аміаку можна вести під тиском від 1 до 5 атм. Аміак в кількості 1530 кг/год надходить на змішування з парокисневою сумішшю, що містить 3935,7 кг/год кисню, 7542,5 кг/год водяної пари і 68,9 кг/год азоту, суміш з температурою 140–180°C надходить до контактного апарату 1.

Реакційна суміш охолоджується в котлі-утилізаторі 2 до температури 300°C. Газ охолоджується до 127°C, при якій починається конденсація водяної пари, далі до 115–116°C, при цьому конденсується 7634,2 кг/год води, з них 91,7 кг/год витрачається на кислотоутворення, причому утворюється 8%-та азотна кислота (кислий конденсат).

Реакційні гази, після відділення кислого конденсату, містять (кг/год):

NO	2000,6
NO ₂	316,1
O ₂	76,0
H ₂ O	146,6

І спрямовуються в абсорбційну колону 10, в якій утворюється 20%-на азотна кислота з водяної пари, оксидів азоту та кисню.

На виході з колони 10 гази мають склад (кг/год):

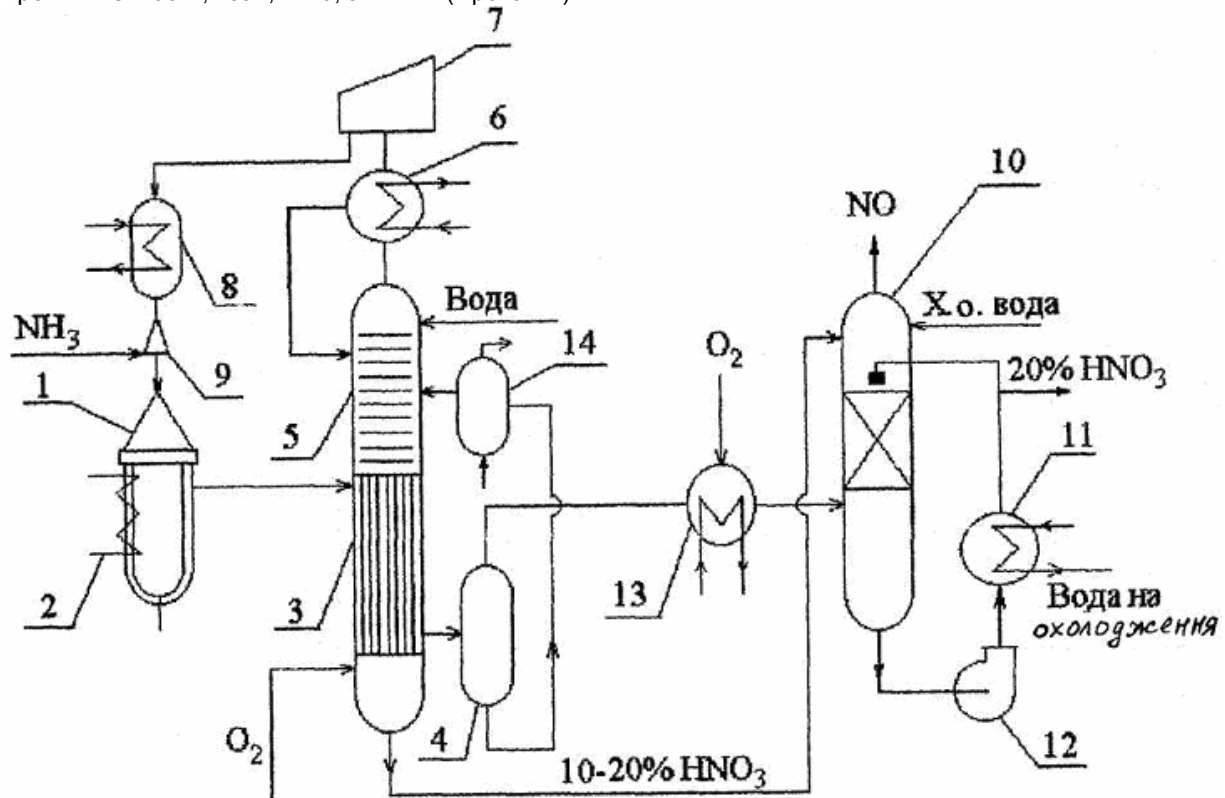
NO	1963
NO ₂	0
O ₂	7,143
H ₂ O	24,54
N ₂	146,6

Далі концентрований оксид азоту може бути використаний в виробництві азотної кислоти і в виробництві капролактаму.

ДЖЕРЕЛА ІНФОРМАЦІЇ

1. Производство азотной кислоты в агрегатах большой единичной мощности /под ред. В.М. Олевского/ М.: Химия. 1985, с. 510.

2. Ферд М.Л. Некоторые технические и экономические аспекты повышения экологической чистоты производства неконцентрированной азотной кислоты за счет применения кислорода. Хим. промышленность, 1991, №10, с. 17-24. (Прототип).



Фіг.