

Зниження техногенного навантаження на довкілля при проведенні процесу абсорбції аміаку у содовій промисловості

В. Ф. Моїсєєв¹⁾, Є. В. Манойло¹⁾, А. О. Грубнік²⁾

^{1), 2)} Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», вул. Фрунзе, 21, 61002, м. Харків, Україна

Article info:

Paper received:

10 November 2016

The final version of the paper received:

23 November 2016

Paper accepted online:

01 December 2016

Correspondent Author's Address:

²⁾ gr_alia@mail.ru

Наведені результати досліджень ефективності роботи існуючих конструкцій абсорберів содового виробництва для здійснення очищення газових викидів від аміаку. Визначені основні джерела викидів аміаку у виробництві кальцинованої соди та показані недоліки роботи діючого обладнання.

Захист повітряного басейну від забруднення промисловими викидами є однією з важливих проблем сучасності, що тією чи іншою мірою охоплює практично всі країни світу незалежно від рівня їх промислового розвитку. Вона не визнає територіальних кордонів.

Тому створення нових конструкцій апаратів для очищення, удосконалення діючої газоочисної апаратури є єдиним шляхом для зростання обсягів господарської діяльності та розширення виробництва.

На підставі аналізу конструкцій та показників роботи абсорбційних апаратів обґрунтована доцільність створення нової конструкції вихрового апарата, що дозволить підвищити ступінь очищення, зменшити виробничі площі, які займає газоочисне обладнання, та скоротити енергетичні витрати на проведення процесу очищення.

Ключові слова: аміак, екологія, кальцинована сода, абсорбція, вихровий абсорбер, барботажний принцип, масообмінний апарат, газові викиди, очищення, хімічна промисловість, вихровий апарат.

1. ВСТУП

У виробництві кальцинованої соди головними джерелами газових викидів є процеси енергозабезпечення та процеси випалу вапняку [1]. Після карбонізації амонізованого розсолу не досягаються санітарні норми очищення газових викидів від аміаку. Через один промивач газів колон-2 витрата газів досягає 10 000 м³/год. При ПДВ = 50 мг/м³ концентрація аміаку в газовому викиді перебуває у межах 0,1–0,2 г/м³.

Екологічні проблеми регіонів, де розташовані виробництва кальцинованої соди, – це насамперед забруднення орних земель, річок, повітря та ін. У той самий час майже в усіх країнах світу проблема відходів розглядається як пріоритетна з відповідною державною підтримкою. Потенційні руйнівні ефекти відходів, що прогноуються на майбутнє, змусили останнє десятиріччя сконцентрувати зусилля вчених та урядів Європейського співтовариства для того, щоб взяти проблему відходів під контроль. Виходячи з цього, науково-дослідні праці і дослідження за напрямками, які дозволяють зменшувати кількість відходів та розроблення методів їх утилізації, є актуальними не лише для України, а й усього світу.

2. ОСНОВНА ЧАСТИНА

2.1. Аналіз літературних даних та постановка проблеми

Однак у технології виробництва кальцинованої соди, окрім проблем екології, значні капітальні витрати покладені на обладнання. Висока матеріаломісткість обладнання в технології виробництва кальцинованої соди сьогодні стримує та зменшує подальші темпи інтенсифікації виробництва соди.

Основним принципом роботи діючих масообмінних апаратів у виробництві кальцинованої соди є барботажний. Основним матеріалом для виготовлення апаратів є чавун.

Загальна матеріаломісткість колонного обладнання виробництва соди досягає більш ніж десяти тисяч тонн через велике число ступенів із теплообмінними поверхнями та великий діаметр апаратів.

Проблема створення сучасних компактних апаратів для виробництва кальцинованої соди є актуальною як в основній технології виробництва, так і в технології очищення газових викидів від аміаку. Необхідно зазначити, що за конструкцією ступені барботажних апаратів виконані однаково як для абсорбції газів низької концентрації, так і для газів

високої концентрації, хоча вимоги з бризковинесення для тих та інших відрізняються в десятки разів.

У сучасному виробництві кальцинованої соди також складна екологічна обстановка. У виробництві останньої після процесу карбонізації газова фаза спрямовується в перший, а потім у другий промивач газів. Газовий потік після другого промивача газів проходить через бризкоуловлювач та викидається в атмосферу. Охолодження газів з одночасною абсорбцією частини діоксиду вуглецю відбувається в першому промивачі газів колон-1. У другому багатоступеневому промивачі аміак уловлюється розсолем до залишкової концентрації 0,1–0,2 г/м³. У цьому газовому викиді в атмосферу концентрація оксиду вуглецю досягає 2 г/м³. Очищення газового потоку від оксиду вуглецю, спів вимірною за токсичністю з аміаком, зовсім не здійснюється. Із літератури відомо, що очищення газу від оксиду вуглецю можна здійснити на різноманітних каталізаторах [2]. Однак ефективність будь-якого відомого каталізатора для очищення газів від оксиду вуглецю в умовах виробництва соди швидко знижується. Це можна пояснити тим, що на каталізаторі утворюються солі. У результаті бризковинесення рідкої фази із другого промивача газів колон утворюються карбонатні, амонійні солі та сіль хлористого натрію. При нагріванні на каталізаторі розчини солей висихають і твердіють. Відомо, що кристали солей, які осідають на поверхні каталізатору, будуть не лише різко зменшувати ефективність роботи будь-якого каталізатора, а навіть повністю закривати активну поверхню. У зв'язку із цим промивач газів колон-2 є перспективним і повинен забезпечувати виконання ряду жорстких вимог не лише щодо ефективності абсорбції аміаку, але і щодо максимальної ліквідації бризковинесення рідкої фази. Крім того, у складі потоку відхідних газів після другого промивача газів колон знаходяться оксиди азоту з концентрацією 0,15–0,25 г/м³, що значно перевищує допустиму концентрацію газового викиду.

2.2. Об'єкт, мета та завдання дослідження

Об'єкт дослідження – процес очищення газових викидів у виробництві кальцинованої соди в існуючих апаратах.

Метою дослідження є розроблення принципово нових компактних та високоефективних вихрових апаратів.

Каталітичне очищення газових потоків від суміші вуглеводнів, оксиду вуглецю та оксидів азоту після роботи печей випалу вапняку є складним процесом. Розроблення компактних апаратів для очищення газових викидів, крім великого значення для виробництва кальцинованої соди, має значний вплив на вирішення комплексу складних науково-технічних проблем охорони довкілля.

Технологічна схема виробництва соди за маловідомою технологією наведена авторами [4]. При цьому одним із головних завдань виробництва є уловлювання діоксиду вуглецю та аміаку.

Ефективне очищення газового потоку перед викидом в атмосферу стало складною науково-технічною проблемою, яка має важливе економічне, екологічне та соціальне значення. Тому, незважаю-

чи на високу досконалість технології виробництва кальцинованої соди, виникла необхідність подальшого розвитку процесів, апаратів і технологій, що забезпечують екологічну безпеку підприємства.

Потрібні принципово нові підходи до проектування високопродуктивних компактних апаратів, що повинні базуватися на законах статистики і кінетики процесів, що відбуваються при абсорбції суміші аміаку з діоксидом вуглецю.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити такі завдання:

- провести аналіз роботи діючого обладнання;
- обґрунтувати доцільність створення високоінтенсивних абсорберів.

2.3. Дослідження роботи існуючих абсорберів

У результаті роботи печей випалу вапняку в газовому викиді процесу карбонізації утворюються оксид вуглецю та оксиди азоту. На практиці перед карбонізацією очищення газового потоку після печей випалу вапняку полягає тільки в очистці газу від пилу. Процес очистки газового потоку проходить у декілька стадій:

- сухе очищення газів від пилу в циклоні;
- мокре очищення газів водою в трубі Вентурі;
- мокре очищення газів водою в насадній колоні;
- очищення газів від аерозолів в електрофільтрі.

Вода, що дозується в апараті мокрого очищення, уловлює пил та охолоджує газ, а також одночасно уловлює частину вуглеводнів. У результаті утворюються стічні води. Уловлені водою вуглеводні складають основну частину токсичності утворених стічних вод. У весняний період концентрація нафтопродуктів у стічній воді після її очищення на деяких підприємствах досягає 250 мг/л, що в 5 000 разів вище від ГДК. У стічній воді одночасно із уловленим пилом міститься фенол та інші токсичні речовини. Однак на содових виробництвах практично не проводять очищення стічних вод від фенолу.

Високоефективне каталітичне очищення сильно запиленого газу важко застосовне, а подальша утилізація тепла при запиленому газовому потоці є громіздкою. Це робить неможливим застосування ефективного каталітичного очищення газового потоку безпосередньо після печей випалу вапняку. У зв'язку з цим, на нашу думку, каталізатор каталітичного газоочищення повинен бути застосований лише після другого промивача газів колон карбонізації та лише після максимальної ліквідації бризковинесення із нього.

Збиток, що наноситься газовими викидами через: токсичність речовин; зростаючу корозію будівель, споруд та обладнання; зростаючу загибель лісів, ґрунту та водних басейнів; зростаючу вірогідність екологічної катастрофи. Як відомо, збиток, що наноситься викидом токсичних речовин, може бути непередбачувано великим та навіть несумісним із прибутком від основної технології [3].

Через це стає очевидним, чому розвинені країни намагаються розташувати екологічно небезпечні технології далеко за межами своїх кордонів.

У виробництві кальцинованої соди у відхідних газах після промивача газів колон-2 залишається

суміш токсичних газів: аміак, бризки розсолу, оксид вуглецю, вуглеводні та оксиди азоту [4]. Їх сумарна концентрація досягає $2,3 \text{ г/м}^3$. Основну частку в цій сумарній концентрації токсичних речовин займає оксид вуглецю – до 2 г/м^3 . Оксиди азоту містяться у вигляді NO. Концентрація NO перебуває у межах $0,1\text{--}0,2 \text{ г/м}^3$.

Основним джерелом оксиду вуглецю, вуглеводнів та оксиду азоту у відхідних газах після промивача газів колон-2 є не колона карбонізації амонізованого розсолу, а піч випалу вапняку, де утворюється основний технологічний газ CO_2 . У газовому потоці після печей випалу вапняку одночасно міститься велика кількість твердих та газоподібних речовин.

Суккупність речовин прямує із газовим потоком із печі випалу вапняку, проходить сухе очищення від пилу в циклоні, потім мокре очищення водою в трубі Вентурі та остаточне мокре очищення в насадній колоні з електрофільтром. Після цього потік компресором подається на абсорбцію CO_2 в колони карбонізації. Після абсорбції CO_2 газовий потік рухається в промивачі газу (в промивач-1, а потім у промивач-2). У колонах карбонізації аміак десорбує із амонізованого розсолу. У першому промивачі газовий потік охолоджується. Тут уловлюється деяка кількість діоксиду вуглецю. В другому промивачі уловлюється аміак. Після другого промивача газ викидається в атмосферу.

Очищення газового потоку від усіх компонентів є складною науково-технічною проблемою, що має важливе економічне та екологічне значення. В діючих виробництвах газовий потік після печей випалу вапняку очищується лише водою. Витрата води досягає 17 тис. $\text{м}^3/\text{доб}$. Рециркулювати воду немає. Очищення стічних вод здійснюється в фільтрах, заповнених кварцовим піском. У весняний період концентрація нафтопродуктів у потоці стічних вод різко збільшується. Останнє пояснюється тим, що у весняний період кокс та вапняк мокрі. Тому горіння коксу в печі випалу вапняку погіршується. Навесні у точці скидання стічних вод концентрація фенолу збільшується до 50 разів.

Окрім бризок амонізованої рідини та газоподібного аміаку, з газовим потоком у ПГКЛ-2 надходять залишки діоксиду вуглецю, оксид вуглецю, вуглеводні, сірководень та оксиди азоту. В одному апараті очистити такий газовий потік неможливо.

Аналіз закономірностей процесу карбонізації показує, що висока концентрація аміаку в газовому потоці, що виходить із колони карбонізації, неминуха. Пояснюється це тим, що у верхній частині колони карбонізації температура амонізованого розсолу перебуває у межах $60\text{--}68 \text{ }^\circ\text{C}$. При цьому рівноважна концентрація аміаку в газі над гарячою рідиною досягає 100 г/м^3 , що у 5 000 разів більше від допустимої норми викиду газів в атмосферу. Зрозуміло, що такий газ потрібно ефективно очищувати.

Для прискорення абсорбції аміаку потрібні апарати, що забезпечують максимальне значення коефіцієнта дифузії та мінімальну товщину плівки, як газу, так і рідини. Тому для інтенсифікації процесу абсорбції аміаку розсолу необхідні підвищена турбулізація газової фази та швидке оновлення поверхні контакту фаз.

У зв'язку з цим перспективними є контактні пристрої з підвищеною швидкістю газового потоку та підвищеним ступенем оновлення площі повної поверхні контакту фаз. До таких пристроїв належать пристрої вихрового типу.

Площа повної поверхні контакту фаз в одиниці об'єму ступеня апарата максимальна для насадних колон та апаратів із плоскопаралеельною насадкою. Наприклад, для промислових насадних колон питома площа поверхні контакту фаз досягає $200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ і більше. Однак коефіцієнт масопередачі, віднесений до одиниці поверхні контакту фаз у насадних колонах, найменший порівняно з іншими апаратами та перебуває в межах величин, що визначаються для плівкової колони [5]. Виняток становлять насадні колони, що працюють у режимі «захливання», коли швидкість газу в колоні збільшена до значень швидкості «витання» частинок. При цій швидкості протіччя між газом та рідиною зберігається, хоча рідина зависає у великій кількості, перебуваючи у турбулізованому стані. Цей спосіб інтенсифікації відкрито академіком В. В. Кафаровим. Однак на практиці через великий гідравлічний опір насадної колони в режимі «захливання» такий спосіб інтенсифікації не використовується.

У вихрових контактних пристроях питома площа поверхні контакту фаз на порядок менша [6], ніж у насадних колонах та колонах із плоскопаралеельною насадкою, але різко збільшується ступінь оновлення поверхні та ступінь турбулізації фаз. Високий ступінь оновлення поверхні та високий ступінь турбулізації рідини й газу у вихрових пристроях приводить до того, що коефіцієнт корисної дії вихрових пристроїв як за газовою так і за рідкою фазою перебуває у межах $90\text{--}99 \%$. Крім того, найважливішою перевагою вихрових пристроїв є мінімальне бризковинесення, що дозволяє проводити процеси абсорбції при відносно малому навантаженні апарата за рідкою фазою. При абсорбції легкокорозивних газів вихровий апарат є працездатним при L/Q навіть менше ніж $0,001$. Насадні колони стають працездатними лише при величині L/Q більше $1,0$. Тому в насадних колонах для забезпечення необхідного відношення L/Q застосовується циркуляція рідини за допомогою насоса.

На виробництвах кальцинованої соди абсорбцію аміаку проводять розсолу, потік якого значний. Наприклад, у другий промивач газів при витраті газів порядку $10 \text{ тис. м}^3/\text{год}$ подають розсіл із потоком до 100 т/год . При цьому відношення L/Q досягає 8. У таких умовах на практиці застосовують лише тарілчасті барботажні апарати. При збільшенні витрати газу робота барботажних апаратів, як правило, супроводжується різким збільшенням бризковинесення рідини, а отже, витратою аміаку з рідиною. Допустима концентрація аміаку у газовому потоці, який викидається, разом із бризковинесенням становить $0,05 \text{ г/м}^3$. Необхідно відмітити, що бризковинесення після барботажного ступеня контакту фаз за даними літератури вважається нормальним, якщо воно досягає 10% від кількості рідини, яка надходить на ступінь [7]. Десять процентів від 100 т/год розсолу становить величину 10 т/год . Очевидно, що таке бризковинесення недопустимо. Тому

для скорочення бризковинесення барботажні ступені контакту фаз в умовах виробництва соди мають в 2–3 рази збільшену висоту зони сепарації. Висота кожного робочого ступеня контакту фаз досягає 1,3 м. Останнє призводить до збільшення загальної висоти та загальної матеріаломісткості апаратів. Треба відмітити, що сучасні вихрові пристрої дозволяють скоротити бризковинесення рідини в сотні разів. Порівняння різноманітних апаратів щодо бризкоунесення наведено на рис. 1 [6], де 1 – клапанна тарілка; 2 – струменева; 3 – барботажна; 4 – сітчаста тарілка без відбійника; 5 – сітчаста тарілка з відбійником; 6 – провальна; 7 – тарілка з ВКП (вихровий контактний пристрій) розпилювального типу, e – щільність зрошення, кг/кг , $G \cdot 10^3$ – масова швидкість газу в перерізі апарата, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$.

Верхня частина апарата повинна мати волокнисті фільтри, а нижня частина повинна мати декілька ступенів вихрових пристроїв, верхня з яких повинна бути бризкоуловлювачем, а декілька нижніх вихрових пристроїв повинні забезпечити абсорбцію аміаку. Число робочих ступенів контакту фаз визначається графічним шляхом між робочою та рівноважною лініями, що наведені на рис. 2.

За даними рис. 2 для повного уловлювання аміаку мінімальне число теоретичних ступенів контакту фаз дорівнює трьом. У діючих барботажних апаратах число ступенів контакту фаз дорівнює восьми.

Треба відмітити, що волокнисті фільтри в новому апараті призначені не лише для ефективного уловлювання бризок рідини, але й для уловлювання туману. Відомо, що при високій концентрації аміаку (після промивача газів колон-2) газовий потік, що викидається, із безбарвного перетворюється на синій через викид аерозолів. При високій концентрації аміаку в газі над розсоллом може відбуватися пересичення газової фази аміаком вище від критичної.

У промислових умовах роботи другого промивача газів туман може утворюватися на зародках туманоутворення у вигляді залишків вуглеводнів, які містяться в газах. Залишки вуглеводнів утворюються в результаті спалювання коксу в печах випалу вапня-

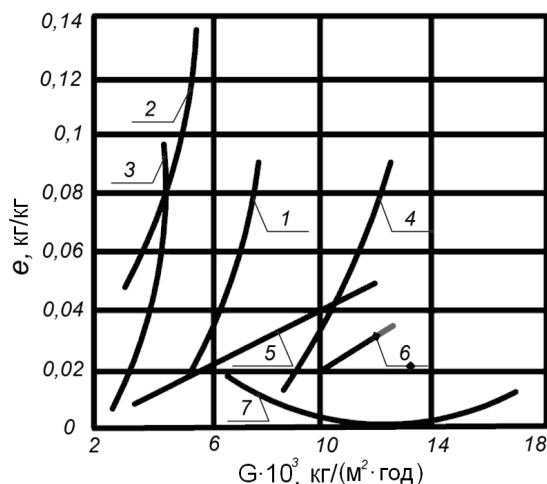


Рисунок 1 – Залежність бризкоунесення від витрати газу для різноманітних апаратів

ку. Дисперсний склад частинок туману, як правило, визначають експериментально за допомогою п'ятиступінчатого імпактора [7].

Для скорочення негативного впливу необхідно застосовувати допоміжний проміжний бризкоуловлювач між першим та другим ступенями. У зимовий період експлуатації другого промивача газів початковий розсіл має температуру (4–7) °С. У літній період відповідно – (10–25) °С. Рівноважна пружність парів аміаку над амонізованим розсоллом на першому за ходом ступені велика. Тому у літній період доцільне охолодження першого ступеня. Через відсутність охолодження рідини на першому ступені за ходом газу число ступенів на практиці збільшують від трьох до восьми.

Є ще одна специфічна особливість роботи другого промивача газів. Вона пояснюється тим, що у початковому газі, окрім парів аміаку міститься велика кількість рідини, що утворюється в результаті конденсації парів води й бризковинесення рідини із першого промивача газів. Рідина являє собою амонізований розсіл. Кількість цієї рідини порівнянна з кількістю аміаку в газі. У промислових умовах для уловлювання рідини, що знаходиться в газододі, повинні бути передбачені необхідні бризкоуловлювачі. Однак на практиці їх зазвичай немає і передбачені лише патрубки зливання рідини із газододу. Тому значна кількість рідини виноситься газовим потоком газовим колектором і потрапляє на дно другого промивача.

У промислових умовах потрібно зменшувати бризковинесення із першого промивача газів. Для цього потрібно створювати спеціальні допоміжні пристрої або спеціальні бризкоуловлювачі. При цьому виникають труднощі, що полягають в тому, що елементи бризкоуловлювачів швидко заростають солями. Очевидно, що здійснювати найпростіше ефективне уловлювання рідини доцільно у даній частині промивача газів колон-2, створюючи спеціальну конструкцію нижньої частини апарата.

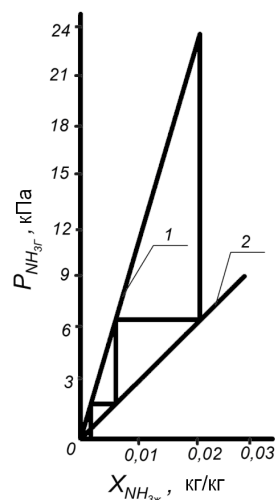


Рисунок 2 – Графічне визначення числа теоретичних тарілок для абсорбції аміаку в промивачі газів колон-2:

1 – робоча лінія; 2 – лінія рівноваги

Тому в нижній частині промивача газів колон-2

повинно бути використане поле відцентрових сил, яке забезпечує сепарацію фаз із одночасним зрошенням газового потоку розсолон. Зрошення розсолон забезпечить різке скорочення рівноважної пружності парів аміаку в ділянці днища другого промивача газів колон та збільшить рухоми силу процесу абсорбції. Бризковинесення амонізованого розсолу на робочий ступінь контакту фаз промивача газів-2 повинно бути скорочене до мінімуму. Це дозволить додатково запобігти солеутворенню на внутрішніх стінках вихрового апарата і зменшить імовірність заростання солями волокнистих фільтрувальних елементів.

Особливе значення під час роботи вихрового промивача газів колон-2 може мати поділ потоку рідкої фази. Традиційно вся рідка фаза подається на верхній ступінь контакту фаз промивача газів колон-2. Після цього рідина перетікає вниз з тарілки на тарілку. Однак специфіка роботи промивача газів потребує поділу потоку вхідної рідини мінімум на два потоки: верхній (на верхній ступінь контакту фаз) та нижній (на дно апарата). Якщо говорити про вихрові апарати, то верхній потік рідини у свою чергу, доцільно поділити на дві частини із введенням рідини на два ступені контакту фаз. При цьому з кожного ступеня вихрового апарата рідина може бути виведена із нього. Це забезпечить мінімум гідравлічного опору вихрового апарата та максимум пропускної здатності апарата щодо рідкої фази.

2.4. Обговорення результатів роботи існуючих абсорберів

У вітчизняній практиці для абсорбції аміаку у викидах застосовуються барботажні ковпачкові тарілки.

На кожній тарілці розміщено 17 барботажних пристроїв та один патрубок для переливання рідини через гідрозатвор на нижче ніж розміщена тарілка.

В основу матеріального балансу покладена пропускна здатність апарата щодо газової фази до 10 000 м³/год та щодо рідкої фази до 100 т/год. Концентрація аміаку на вході перебуває у межах 65–130 г/м³, відповідно на виході – в межах 0,1–0,2 г/м³.

Газовий потік входить в апарат знизу та виходить із апарата зверху. Усі вісім барботажних ступенів контакту фаз за конструкцією однакові. Барботажні ковпачки виконані знімними. Вони встановлюються на тарілках зверху над газовими патрубками. Кожен барботажний ковпачок внутрішніми ребрами притискається до газового патрубка за допомогою шпильки та гайки.

Треба зазначити, що в літературі мало уваги приділено опису бризковинесенню та його впливу на показники роботи апарата. Загальноприйнята величина допустимого бризковинесення між ступенями в барботажних апаратах дорівнює 10 % від рідини, що надходить на тарілку.

Для скорочення бризковинесення рідини в основу реконструкції промивача газів колон-2 може бути закладене застосування рукавних волокнистих голкопробивних поліпропіленових фільтрів.

Якщо замінювати діючі барботажні елементи на набір вихрових елементів, можна збільшити продуктивність апарата майже в 2 рази. Якщо застосувати на тарілці набір вихрових елементів та не реконструювати, а створювати новий вихровий апарат, то висоту ступеня можна зменшити з 1,3 м до 0,4 м. Це означає, що новий апарат дозволить забезпечити скорочення питомого об'єму ступеня приблизно у 6 разів.

У виробничих умовах перед шиберною засувкою, встановленою навколо промивача газів колон-2, підтримується тиск 33 330,5 Па. Гідравлічний опір діючого барботажного промивача газів колон-2 перебуває в межах 13 332,2–14 665,42 Па. Стає очевидним, що гідравлічний опір шиберної засувки становить 18 665,08–19 998,3 Па.

Подібні специфічні умови абсорбції характерні не лише для технологічної лінії виробництва кальцинованої соди, але й для багатьох інших хімічних виробництв. Дослідження також можна використати в інших виробництвах. Наприклад, в умовах виробництва сірчаної кислоти навантаження абсорберів за величиною L/Q також перебувають у межах 6–10. Абсорбери триоксиду сірки, абсорбери парів води, абсорбери для промивання газів у виробництві сірчаної кислоти також відрізняються значною матеріаломісткістю. Загальна матеріаломісткість насадних абсорберів для виробництва сірчаної кислоти на деяких заводах досягає 1,5–2,0 тис. т.

Треба зазначити, що завдання скорочення бризковинесення сірчаної кислоти, задачі інтенсифікації процесів абсорбції газів у виробництвах йоду та бром у збігаються із проблемою інтенсифікації процесу абсорбції аміаку в технології виробництва кальцинованої соди, хоча конструкції діючих апаратів зазначених виробництв принципово відрізняються [8].

Наведені дані свідчать про недоліки та неможливість подальшої інтенсифікації абсорберів, що мають контактні елементи. Тому перевагами розроблення вихрових апаратів для абсорбції з експлуатаційних витрат буде застосування спадного та перехресного способу контактування фаз.

Наші дослідження є продовженням раніше виконаних робіт [9–10]. Тому авторами розроблена нова конструкція вихрового абсорбера, на яку подано документи на отримання патенту України та створюється установка для проведення експериментальних досліджень, що дозволить у подальшому впровадити цю конструкцію у виробництво.

3. ВИСНОВКИ

Для хімічної промисловості назріла необхідність створення наукових основ принципово нових компактних та високоефективних вихрових абсорберів, працездатних при високому відношенні L/Q і таких, що забезпечують не лише інтенсифікацію процесів абсорбції газів, але й вирішення важливих екологічних проблем.

У результаті проведених досліджень обґрунтована необхідність підвищення ефективності процесу абсорбції за рахунок розробленої авторами конструкції вихрового апарата.

Досліджено вплив технологічних і конструктивних параметрів існуючого обладнання на ступінь очищення та гідравлічний опір. Показано, що можна збільшити продуктивність вихрових апаратів у 2 рази, а висоту ступеня зменшити із 1,3 до 0,4 м. Новий апарат дозволить скоротити питомий об'єм приблизно у 6 разів, а також скоротити енергетичні затрати на процес очищення і таким чином знизити його вартість.

The decrease in technogenic load on the environment during the process of absorption of ammonia in soda industry

V. F. Moiseev¹⁾, E. V. Manoilo¹⁾, A. O. Hrubnik²⁾

^{1), 2)} *National technical university "Kharkiv polytechnic institute", 21, Frunze Str., 61002, Kharkiv, Ukraine*

The article studies the effectiveness of implementation of existing equipment of soda production absorbers for ammonia cleaning from gas emissions. It identifies the major sources of ammonia emissions in the soda ash production and the limitations of the existing equipment.

Protection of air basin from pollution by industrial emissions is one of the most important problems of our time, which covers in one way or another almost all countries, regardless of their level of industrial development. It does not recognize territorial boundaries.

Therefore, the creation of new designs of equipment for cleaning, improvement of the existing gas-cleaning equipment is the only way of increasing volumes of economic activities and expansion of production.

The article analysis of equipment and performance of the absorption apparatus and motivates the creation a new design of a vortex apparatus with improved cleaning efficiency, reduced the production area energy costs of the cleaning process.

Keywords: ammonia, ecology, soda ash, absorption, vortex absorber, bubbler principle, mass transfer apparatus, gas emissions, purification, chemical industry, vortex device.

Снижение техногенной нагрузки на окружающую среду при проведении процесса абсорбции в содовой промышленности

В. Ф. Моисеев¹⁾, Е. В. Манойло¹⁾, А. О. Грубник²⁾

^{1), 2)} *Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», ул. Фрунзе, 21, 61002, г. Харьков, Украина*

Приведены результаты исследований эффективности работы существующих конструкций абсорберов содового производства для осуществления очистки газовых выбросов от аммиака. Определены основные источники выбросов аммиака в производстве кальцинированной соды и показаны недостатки работы действующего оборудования.

Защита воздушного бассейна от загрязнения промышленными выбросами является одной из важнейших проблем современности, что в той или иной мере охватывает практически все страны мира, независимо от уровня их промышленного развития. Она не признает территориальных границ.

Поэтому создание новых конструкций аппаратов для очистки, усовершенствование действующей газоочистительной аппаратуры являются единственным путем для возрастания объемов хозяйственной деятельности и расширения производства.

На основании анализа конструкций и показателей работы абсорбционных аппаратов обоснована целесообразность создания новой конструкции вихревого аппарата, которая позволит повысить степень очистки, уменьшить производственные площади, занимаемые пылеочистным оборудованием, и сократить энергетические затраты на проведение процесса очистки.

Ключевые слова: аммиак, экология, кальцинированная сода, абсорбция, вихревой абсорбер, барботажный принцип, массообменный аппарат, газовые выбросы, очистка, химическая промышленность, вихревой аппарат.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Титов В. М. Разработка теоретических основ технологии и оборудования производства кальцинированной соды с целью создания малоотходного производства: Автореферат диссертации доктора технических наук / В. М. Титов. – Харьков, 2001. – 32 с.
2. Трусова Е. А. Состояние и перспектива каталитической очистки газовых выбросов (обзор) / Е. А. Трусова, М. В. Цодиков, В. П. Сливинский и др. // Нефтехимия. – 1995. – Т. 35. – № 1 – С. 3–24.
3. Николаев Н. А. Исследования и расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа: автореф. дис. д-ра техн. наук / Н. А. Николаев. – Казань : КХТИ, 1974. – 33 с.
4. Ткач Г. А. Производство соды по малоотходной технологии: монография / Г. А. Ткач, В. П. Шаповров, В. М. Титов. – Харьков : ХГПУ, 1998. – 429 с.
5. Gilliland E. R., Sherwood T. K. Diffusion of vapors into air streams // *Ind. Eng. Chem.* 1934. V. 26. No. 5. P. 516–523.
6. Сафин Р. Ш. К вопросу использования вихревого эффекта в скоростных массообменных аппаратах / Р. Ш. Сафин, В. М. Лобанов // Труды КХТИ-Казань. – 1968. – Вып. 39. – С. 283–288.
7. Антонов Ю. Е. Исследование межфазной поверхности в вихревой распылительной колонне / Р. Ш. Сафин, В. Н. Реут // Теоретические основы химической технологии. – 1975. – Т. 9, № 1. – С. 140–142.
8. Махоткин А. Ф. Определение концентрации и размера частиц тумана азотной кислоты: методические указания / А. Ф. Махоткин, И. Н. Хапугин, А. Ф. Поздеева. – Казань : Казан. гос. технол. ун-т, 2001. – 8 с.
9. Интенсивные колонные аппараты для обработки газов жидкости / под ред. Э. Я. Тарата. – Ленинград : Химия, 1976. – 100 с.
10. Цейтлин М. А. Расчет одновременной абсорбции аммиака и диоксида углерода в содовом производстве // М. А. Цейтлин, В. М. Фрумин. – Химическая промышленность. – 1984. – № 7. – С. 424–426.

REFERENCES

1. Titov, V. M. (2001). *Razrabotka teoreticheskikh osnov tehnologii i oborudovaniya proizvodstva kal'cinirovannoj sody s cel'ju sozdaniya maloohodnogo proizvodstva: Avtoreferat dissertacii doktora tehniceskikh nauk.* Kharkiv, 2001 [in Russian].
2. Trusova, E. A., Tsodikov, M. V., Slivinskij, V. P. (1995). *Sostojanie i perspektiva kataliticheskoj ochistki gazovyh vybrosov (obzor)*, Vol. 35, Issue 1, 3–24 [in Russian].
3. Nikolayev, N. A. (1974). *Issledovaniya i raschet rektifikacionnyh i absorbcionnyh apparatov vihrevogo tipa: Avtoref. dis. dokt. tehn. nauk.* KHTI-Kazan' [in Russian].
4. Tkach, G. A., Shaporev, V. P., Titov, V. M. *Proizvodstvo sody po maloohodnoj tehnologii: Monografija* (1998). Kharkiv, KhSPU [in Russian].
5. Gilliland, E. R., Sherwood, T. K. (1934). Diffusion of vapors into air streams. *Ind. Eng. Chem.*, V. 26, No. 5, 516–523.
6. Safin, R. Sh., Lobanov, V. M. (1968). K voprosu ispol'zovaniya vihrevogo jeffekta v skorostnyh massoobmennyyh apparatah. *Trudy KHTI-Kazan'*, No. 39, 283–288 [in Russian].
7. Antonov, Ju. E., Reut, V. N. (1975). Issledovanie mezhfaznoj poverhnosti v vihrevoj raspylitel'noj kolonne. *Teoreticheskie osnovy himicheskoy tehnologii*, Vol. 9, Issue 1, 140–142 [in Russian].
8. Mahotkin, A. F., Hapugin, I. N., Pozdeeva, A. F. (2008). *Opreделение koncentracii i razmera chastic tumana azotnoj kisloty: Metodicheskije ukazaniya.* Kazan' State Technical University [in Russian].
9. Tarat, Y. Y. (1976). *Intensivnye kolonnye apparaty dlja obrabotki gazov zhidkosti*, St. Petersburg, Chemistry [in Russian].
10. Cejtlin, M. A., Frumin, V. M. (1984). *Raschet odnovennoy absorbcii ammiaka i dioksida ugljeroda v sodovom proizvodstve*, *Himicheskaja promyshlennost'*, Issue 7, 424–426.