

7. Integrated Pollution Prevention and Control. Reference Document on. Best Available Techniques on. Emissions from Storage [Electronic resource] / European Commission. — July 2006. — Available at: \www/URL: http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/esb_bref_0706.pdf
8. Measures to Reduce Emissions of VOCs during Loading and Unloading of Ships in the EU [Electronic resource]; B4-3040/99/116755/MAR/D3 / European Commission — Directorate General Environment // Report No AEAT/ENV/R/0469. — Issue 2. — Abingdon: AEA Technology, 2001. — Available at: \www/URL: <http://webcache.googleusercontent.com/search?q=cache:exedoerNnCEJ:ec.europa.eu/environment/air/pdf/voc-loading.pdf+&cd=1&hl=ru&ct=clnk&gl=ua>
9. Environmental Code of Practice for Vapour Recovery in Gasoline Distribution Networks [Electronic resource] / National Task Force on Vapour Recovery in Gasoline Distribution Networks. — Canadian Council of Ministers of the Environment, March 1991. — Available at: \www/URL: http://www.ccme.ca/files/Resources/air/emissions/pn_1057_e.pdf
10. Li, Y. Experimental Study on Inert Replacement Ventilation of Oil Vapor in Oil Tank [Text] / Y. Li, Y. Du, P. Zhang // Procedia Engineering. — 2012. — Vol. 45. — P. 546–551. doi:10.1016/j.proeng.2012.08.201
11. Robinson, M. Recommendations for the design of push-pull ventilation systems for open surface tanks M. Robinson [Text] / M. Robinson // The Annals of Occupational Hygiene. — 1996. — Vol. 40, № 6. — P. 693–704. doi:10.1016/s0003-4878(96)00011-7
12. Fardell, P. J. The evaluation of an improved method of gas-freeing an aviation fuel storage tank [Text] / P. J. Fardell, B. W. Houghton // Journal of Hazardous Materials. — 1975. — Vol. 1, № 3. — P. 237–251. doi:10.1016/0304-3894(75)80016-1
13. Бронштейн, И. С. Выбор технических средств для сокращения потерь нефтепродуктов от испарения из резервуаров и транспортных емкостей [Текст]: методическое пособие / И. С. Бронштейн, В. Ф. Вохмин, В. Е. Губин, П. Р. Ривкин. — М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1969. — 182 с.
14. Методика расчета концентраций в атмосферном воздухе вредных веществ, содержащихся в выбросах предприятий [Текст]. — Утв. Гос. комитетом СССР по гидрометеорологии и контролю природной среды 04.08.86. — Изд. офиц. — СПб.: ГИДРОМЕТЕОИЗДАТ, 1986. — 79 с.
15. Кулагин, А. В. Прогнозирование и сокращение потерь бензинов от испарения из горизонтальных подземных резервуаров АЗС [Текст] / А. В. Кулагин. — Уфа: Спектр, 2003. — 154 с.

ПІДВИЩЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ ПРИМУСОВОЇ ВЕНТИЛЯЦІЇ РЕЗЕРВУАРІВ ЗБЕРІГАННЯ СВІТЛИХ НАФТОПРОДУКТІВ

На прикладі резервуара РВС-5000 показана екологічна небезпека процесу його дегазації, проведений розрахунок концентрації шкідливих речовин (вуглеводнів) в атмосферному повітрі для діючого в Україні способу дегазації, на всіх його стадіях. На прикладі міжнародного досвіду, показана необхідність впровадження установок уловлювання парів вуглеводнів, для ефективної експлуатації яких запропоновано новий, ежекторний-вихровий спосіб примусової вентиляції резервуарів.

Ключові слова: дегазація резервуарів, примусова вентиляція, шкідливі речовини, екологічна безпека, спосіб дегазації.

Гарбуз Сергей Викторович, ад'юнк, кафедра пожежної та техногенної безпеки об'єктів та технологій, Національний університет громадянської захисту України, Харків, Україна, e-mail: garbuz_88@inbox.ru.

Гарбуз Сергій Вікторович, ад'юнк, кафедра пожежної та техногенної безпеки об'єктів і технологій, Національний університет цивільного захисту України, Харків, Україна.

Garbuz Sergei, National University of Civil Protection of Ukraine, Kharkiv, Ukraine, e-mail: garbuz_88@inbox.ru

УДК 66.01.011

DOI: 10.15587/2312-8372.2015.56295

**Моїсєєв В. Ф.,
Манойло Є. В.,
Грубнік А. О.**

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОМИВАЧА ГАЗУ КОЛОН У ВИРОБНИЦТВІ КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ

Висвітлено головні задачі та проблеми роботи апаратів для очистки газових викидів у технології виробництва кальцинованої соди. Визначено основні джерела викидів аміаку у виробництві кальцинованої соди та недоліки існуючих промислових апаратів. Показано необхідність створення принципово нових компактних та високоефективних вихрових абсорберів, що забезпечують інтенсифікацію процесів абсорбції газів та вирішення екологічних проблем.

Ключові слова: кальцинована сода, абсорбція, вихровий абсорбер, барботажний принцип, масообмінний апарат, газові викиди.

1. Вступ

У виробництві кальцинованої соди утворюється значна кількість відходів, що викидаються у навколишнє середовище [1–3]. Головними джерелами газових викидів виробництва кальцинованої соди є процеси енергозабезпечення та процеси випалу вапняку. Після карбонізації амонізованого розсолу не досягаються санітарні норми очистки газових викидів від аміаку. Через один промивач газів колон-2 витрата газів досягає 10000 м³/год. При ПДВ = 50 мг/м³ концентрація аміаку в газовому викиді знаходиться в межах 0,1–0,2 г/м³.

Екологічні проблеми регіонів, де розташовані виробництва кальцинованої соди — це, насамперед, забруднення ораних земель, річок, повітря та ін. В той же час майже в усіх країнах світу проблема відходів розглядається як пріоритетна з відповідною державною підтримкою. Потенційні руйнівні ефекти відходів, що прогноуються на майбутнє, примусили останнє десятиріччя сконцентрувати зусилля вчених та урядів Європейського співтовариства для того, щоб взяти проблему відходів під контроль. Виходячи з цього науково-дослідні роботи і дослідження по напрямках, які дозволяють зменшувати кількість відходів і розробку методів їх

утилізації є актуальною роботою не тільки для України, а й усього світу.

2. Аналіз літературних даних та постановка проблеми

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

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

Загальна матеріаломісткість колонного обладнання виробництва соди досягає більш ніж десяти тисяч тонн із-за великого числа ступенів з теплообмінними поверхнями та великого діаметру апаратів.

Проблема створення сучасних компактних апаратів для виробництва кальцинованої соди є актуальною як в основній технології виробництва, так і в технології очистки газових викидів від аміаку [4]. Необхідно відзначити, що за конструкцією ступені барботажних апаратів виконані однаковими, як для абсорбції газів низької концентрації, так і для газів високої концентрації, хоча вимоги по бризкоунесенню для тих та інших відрізняються в десятки разів. Однак в атмосфері газові викиди підсумовуються, та забруднена атмосфера наносить значний економічний та соціальний збиток, які в сукупності перевищують прибуток багатьох інших виробництв.

У сучасному виробництві кальцинованої соди також склалася складна екологічна обстановка. У виробництві кальцинованої соди, після процесу карбонізації, газова фаза прямує в перший, а потім в 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. Очистка газового потоку від оксиду вуглецю, сумірного по токсичності з аміаком, взагалі не здійснюється. Із літератури відомо, що очистку газу від оксиду вуглецю можна здійснити на різноманітних каталізаторах [5, 6]. Однак ефективність будь-якого відомого каталізатора для очистки газів від оксиду вуглецю в умовах виробництва соди швидко знижується. Це можна пояснити тим, що на каталізаторі утворюються солі. У результаті бризкоунесення рідкої фази із другого промивача газів колон утворюються карбонатні, амонійні солі та сіль хлористого натрію. При нагріві на каталізаторі розчини солей висихають та твердіють. Відомо, що кристали солей, які осідають на поверхні каталізатору, будуть не просто різко зменшувати ефективність роботи будь-якого каталізатору, а навіть повністю закривати активну поверхню. У зв'язку з цим промивач газів колон-2 є перспективним та повинен забезпечувати виконання ряду жорстких вимог не тільки по ефективності абсорбції аміаку, але й по максимальній ліквідації бризкоунесен-

ня рідкої фази. Окрім 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.

3. Об'єкт, мета та задачі дослідження

Об'єкт дослідження — процес та обладнання очистки газових викидів у виробництві кальцинованої соди.

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

Каталітична очистка газових потоків від суміші вуглеводнів, оксиду вуглецю та оксидів азоту після роботи печей випалу вапняку є складним процесом.

Розробка компактних апаратів для очистки газових викидів, крім великого значення для виробництва кальцинованої соди, має великий вплив на рішення комплексу складних науково-технічних проблем охорони навколишнього середовища.

На виробництві головною задачею, з точки зору економіки, є уловлювання діоксиду вуглецю та аміаку. Однак, з точки зору екологічної безпеки виробництва необхідно максимально правильно провести процес очистки газових викидів від усіх компонентів.

Ефективна очистка газового потоку перед викидом в атмосферу стала складною науково-технічною проблемою, яка має важливе економічне, екологічне та соціальне значення. Тому, незважаючи на високу досконалість технології виробництва кальцинованої соди, дозріла необхідність подальшого розвитку процесів, апаратів та технологій, які забезпечують екологічну безпеку підприємства.

Потрібні принципово нові підходи до проектування високопродуктивних компактних апаратів, які повинні базуватися на закономірностях статистики та кінетики процесів, які протікають при абсорбції суміші аміаку з діоксидом вуглецю.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити такі задачі:

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

4. 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 очистка газового потоку після печей випалу вапняку полягає тільки в очистці газу від пилу. Процес очистки газового потоку проходить у декілька стадій:

- суха очистка газів від пилу в циклоні;
- мокра очистка газів водою в трубі Вентурі;
- мокра очистка газів водою в насадній колоні;
- очистка газів від аерозолів в електрофільтрі.

Вода, яка дозується в апарати мокрої очистки, 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 в стічній воді після її очистки на деяких підприємствах досягає 250 мг/л, що в 5000 разів вище ГДК. В стічній воді одночасно

з уловленим пилом міститься фенол та інші токсичні речовини. Однак на содових виробництвах практично не проводять очистку стічних вод від фенолу.

Високоєфективна каталітична очистка сильно запиленого газу важко застосовна, а також важка подальша утилізація тепла при запиленому газовому потоці. Це робить неможливим застосування ефективної каталітичної очистки газового потоку безпосередньо після печей випалу вапняку. У зв'язку з цим, на думку авторів статті, каталізатор каталітичної газоочистки повинен бути застосований тільки лише після другого промивача газів колон карбонізації та тільки після максимальної ліквідації бризкоунесення із нього.

Очевидна необхідність оцінювати збиток, що наноситься газовими викидами із-за: токсичності речовин; зростаючій корозії будівель, споруд та обладнання; зростаючій загибелі лісів, ґрунту та водних басейнів; зростаючій вірогідності екологічної катастрофи. Як відомо збиток, що наноситься викидом токсичних речовин, може бути непередбачувано великим та навіть несумісний з прибутком від основної технології.

Із-за цього стає очевидним, чому розвинені країни намагаються розташувати екологічно небезпечні технології далеко за межами своїх кордонів.

У виробництві кальцинованої соди в відхідних газах після промивача газів колон-2 залишається суміш токсичних газів: аміак, бризки розсолу, оксид вуглецю, вуглеводні та оксиди азоту. Їх сумарна концентрація досягає 2,3 г/м³. Основну частку в цій сумарній концентрації токсичних речовин займає оксид вуглецю — до 2 г/м³. Оксиди азоту містяться у вигляді NO. Концентрація NO знаходиться в межах 0,1–0,2 г/м³.

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 утворюються основний технологічний газ CO₂. У газовому потоці після печей випалу вапняку одночасно міститься велика сукупність твердих та газоподібних речовин, основними з яких є наступні: діоксид вуглецю (CO₂); азот (N₂); кисень (O₂); пил вапняку (CaCO₃); пил оксиду кальцію (CaO); пил коксу (C); сажа (C); пари води (H₂O); оксид вуглецю (CO); водень (H₂); оксид азоту (NO); сірчистий газ (SO₂); сірководень (H₂S); вуглеводні: етан (C₂H₆), метан (CH₄), етилен (CH₂=CH₂), бензол (C₆H₆), пропан (C₃H₈), ацетилен (CH≡CH), толуол (C₆H₅CH₃), *m*-кілол C₆H₄(CH₃)₂, *n*-бутан (C₄H₁₀), *n*-нонан (C₉H₂₀); кисневмісні органічні речовини: альдегиди, формальдегід (НСОН), акролеїни (CH₂=CH-CHO), оцтовий ангідрид (CH₃CO); складні ароматичні вуглеводні поліциклічної будови: пірен, антрацен, бенз(а)пірен та інші.

Перерахована сукупність речовин прямує з газовим потоком із печі випалу вапняку, проходить суху очистку від пилу в циклоні, потім мокру очистку водою в трубі Вентурі та остаточну мокру очистку в насадочній колоні з електрофільтром. Після цього потік компресором подається на абсорбцію CO₂ в колоні карбонізації. Після абсорбції CO₂ газовий потік рухається в промивачі газу (в промивач-1, а потім в промивач-2). В колонах карбонізації аміак десорбує із амонізованого розсолу. У першому промивачі газовий потік охолоджується. Тут же уловлюється деяка кількість діоксиду вуглецю. В другому промивачі уловлюється аміак. Після другого промивача газ викидається в атмосферу.

Очистка газового потоку від усіх компонентів є складною науково-технічною проблемою, яка має важливе економічне та екологічне значення. В діючих виробництвах газовий потік після печей випалу вапняку очищується тільки водою. Витрати води досягають 17 тис. м³/доб. Рециклу по воді немає. Очистка стічних вод здійснюється в фільтрах, що заповнені кварцовим піском. У весняний період концентрація нафтопродуктів в потоці стічних вод різко збільшується. Останнє пояснюється тим, що в весняний період кокс та вапняк мокрі. Тому горіння коксу в печі випалу вапняку погіршується. Навесні в точці скидання стічних вод концентрація фенолу збільшується до 50 раз.

Окрім бризків амонізованої рідини та газоподібного аміаку з газовим потоком в 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 немінуча. Пояснюється це тим, що в верхній частині колони карбонізації, температура амонізованого розсолу знаходиться в межах 60–68 °С. При цьому рівноважна концентрація аміаку в газі над гарячою рідиною досягає 100 г/м³, що в п'ять тисяч раз більше допустимої норми викиду газів в атмосферу. Звісно, такий газ потрібно ефективно очищувати.

Для прискорення абсорбції аміаку потрібні апарати, які забезпечують максимальне значення коефіцієнту дифузії та мінімальну товщину плівки, як газу, так і рідини. Тому для інтенсифікації процесу абсорбції аміаку розсолу необхідна 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 відносяться пристрої вихрового типу [7].

Площа повної поверхні контакту фаз в одиниці об'єму ступеню апарату максимальна для насадних колон та апаратів з плоскопаралельною насадкою. Наприклад, для промислових насадних колон питома площа поверхні контакту фаз досягає 200 м²/м³ [8]. Однак, коефіцієнт масопередачі, віднесений до одиниці поверхні контакту фаз в насадних колонах найменший порівняно з іншими апаратами та знаходиться в межах величин, які визначаються для плівкової колони [9]. Виключення складають насадні колони, які працюють у режимі «захливання», коли швидкість газу в колоні збільшена до значень швидкості «витання» частинок. При цій швидкості протиток між газом та рідиною зберігається, хоча рідина зависає у великій кількості, знаходячись у турбулізованому стані. Цей спосіб інтенсифікації відкрито академіком В. В. Кафаровим [10]. Однак, на практиці із-за великого гідравлічного опору насадної колони в режимі «захливання» такий спосіб інтенсифікації не використовується.

У вихрових контактних пристроях питома площа поверхні контакту фаз на порядок менша [11], ніж у насадних колонах та колонах з плоскопаралельною насадкою [10], але різко збільшується ступінь оновлення поверхні та ступінь турбулізації фаз. Високий ступінь оновлення поверхні та високий ступінь турбулізації

рідини та газу в вихрових пристроях, приводить до того, що коефіцієнт корисної дії вихрових пристроїв, як по газовій, так і по рідкій фазі знаходиться в межах 90–99 %. Окрім того, найважливішою перевагою вихрових пристроїв є мінімальне бризкоунесення, що дозволяє проводити процеси абсорбції при відносно малому навантаженні апарату по рідкій фазі. 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 насосу.

На виробництвах кальцинованої соди абсорбцію аміаку ведуть розсолем, потік якого значний. Наприклад, у другий промивач газів при витраті газів порядку 10 тис. м³/год подають розсіл з потоком до 100 т/год. При цьому відношенні L/Q досягає 8. У таких умовах на практиці застосовують тільки тарілчасті барботажні апарати. При збільшенні витрати газу робота барботажних апаратів зазвичай супроводжується різким збільшенням бризкоунесення рідини, а значить й витратою аміаку з рідиною.

Допустима концентрація аміаку у газовому потоці, який викидається, разом із бризкоунесенням складає 0,05 г/м³. Необхідно відмітити, що бризкоунесення після барботажного ступеня контакту фаз по даним літератури вважається нормальним, якщо воно досягає 10 % від кількості рідини, яка входить на ступень [9]. Десять процентів від 100 т/год розсолу складає величину 10 т/год. Очевидно, що таке бризкоунесення недопустимо. Тому для скорочення бризкоунесення барботажні ступені контакту фаз в умовах виробництва соди мають в 2–3 рази збільшену висоту зони сепарації. Висота кожного робочого ступеню контакту фаз досягає 1,3 м. Останнє призводить до збільшення загальної висоти та загальної матеріаломісткості апаратів. Слід відмітити, що сучасні вихрові пристрої дозволяють скоротити бризкоунесення рідини в сотні раз. Порівняння різноманітних апаратів по бризкоунесенню представлено на рис. 1 [12].

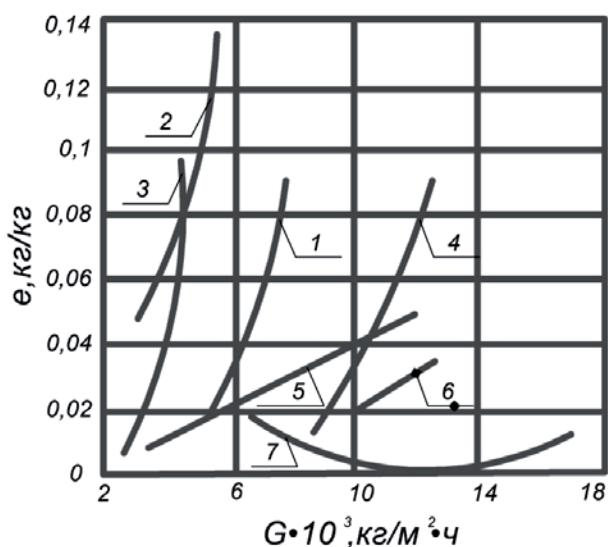


Рис. 1. Залежність бризкоунесення від витрати газу для різноманітних апаратів: 1 — клапанна тарілка; 2 — струменева; 3 — барботажна; 4 — сітчаста тарілка без відбійника; 5 — сітчаста тарілка з відбійником; 6 — провальна; 7 — тарілка з ВКП (вихровий контактний пристрій) розпилювального типу, де e — щільність зрошення, кг/кг; $G \cdot 10^3$ — масова швидкість газу в перерізі апарату, кг/м²·ч

Верхня частина апарату 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, які представлені на рис. 2.

По даним рис. 2 для повного уловлювання аміаку мінімальне число теоретичних ступенів контакту фаз рівно трьом. У діючих барботажних апаратах число ступенів контакту фаз рівно восьми.

Слід відмітити, що волокнисті фільтри в новому апараті призначені не тільки для ефективного уловлювання бризків рідини, але й для уловлювання туману. Відомо, що при високій концентрації аміаку (після промивача газів колон-2) газовий потік, який викидається із безбарвного перетворюється в сизий із-за викиду аерозолів.

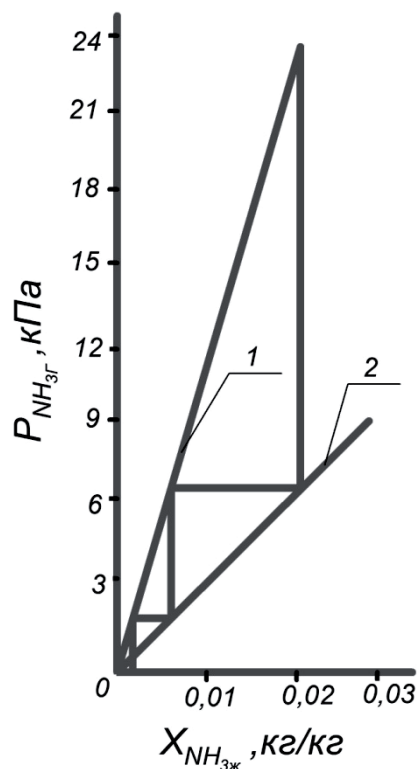


Рис. 2. Графічне визначення числа теоретичних тарілок для абсорбції аміаку в промивачі газів колон-2: 1 — робоча лінія; 2 — лінія рівноваги

При високій концентрації аміаку в газі над розсолем може відбуватися пересичення газової фази аміаком вище критичної величини.

В 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 вапняку. Дисперсний склад частинок туману зазвичай визначають експериментально за допомогою п'ятиступінчатого імпактору [13].

Для скорочення негативного впливу необхідно застосовувати допоміжний проміжний бризкоуловлювач між першим та другим ступенем. 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 розсолон на першому по ходу ступені велика. Тому в літній період доцільно охолодження першого ступеню. Из-за відсутності охолодження рідини на першому ступені по ходу газу число ступенів на практиці збільшують від трьох до восьми.

Є ще одна специфічна особливість роботи другого промивача газів. Вона пояснюється тим, що в початковому газі окрім парів аміаку міститься велика кількість рідини, яка утворюється в результаті конденсації парів води й в результаті бризкоунесення рідини із першого промивача газів. Рідина представляє собою амонізований розсіл. Кількість цієї рідини порівнянна з кількістю аміаку в газі. У промислових умовах для уловлювання рідини, яка знаходиться в газозоді, повинні бути передбачені необхідні бризкоуловлювачі. Однак на практиці їх зазвичай немає та передбачені лише патрубки зливу рідини із газозоду. Тому значна кількість рідини уноситься газовим потоком по газовому колектору й попадає на дно другого промивача.

В промислових умовах потрібно зменшувати бризкоунесення із першого промивача газів. Для цього потрібно створювати спеціальні допоміжні пристрої або спеціальні бризкоуловлювачі. При цьому виникають труднощі, які полягають в тому, що елементи бризкоуловлювачів швидко заростають солями. Очевидно, що здійснювати найпростіше ефективне уловлювання рідини доцільно в даній частині промивача газів колон-2, створюючи спеціальну конструкцію нижньої частини апарату. Тому в нижній частині промивача газів колон-2 повинно бути використано поле відцентрових сил, яке забезпечує сепарацію фаз з одночасним зрощенням газового потоку розсолон. Зрощення розсолон забезпечить різке скорочення рівноважної пружності парів аміаку в області днища другого промивача газів колон та збільшить рухому силу процесу абсорбції. Бризкоунесення амонізованого розсолу на робочий ступінь контакту фаз промивача газів-2 повинно бути скорочено до мінімуму. Додатково це дозволить запобігти солеутворення на внутрішніх стінках вихрового апарату та зменшить вірогідність заростання солями волокнистих фільтруючих елементів.

Особливе значення в роботі вихрового промивача газів колон-2 може відкрити поділ потоку рідкої фази. Традиційно вся рідка фаза подається на верхній ступінь контакту фаз промивача газів колон-2. Після чого 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 (в днище апарату). Якщо говорити про вихрові апарати, то верхній потік рідини в свою чергу доцільно поділити на дві частини з вводом рідини на два ступені контакту фаз. При цьому з кожного ступеню вихрового апарату рідина може бути виведена із апарату. Це забезпечить мінімум гідравлічного опору вихрового апарату та максимум пропускну здатності апарату по рідкій фазі.

5. Обговорення результатів роботи існуючих абсорберів

У вітчизняній практиці для абсорбції аміаку у викидах застосовуються барботажи кувалочкові тарілки.

На кожній тарілці розташовано 17 барботажи пристроїв та один патрубок для переливу рідини через гідрозатвор на нижче розташовану тарілку.

В основу матеріального балансу покладена пропускну здатність апарату по газовій фазі до 10000 м³/год та по рідкій фазі до 100 т/год. Концентрація аміаку на вході знаходиться в 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 апарату зверху. Усі вісім барботажи ступенів контакту фаз по конструкції однакові. Барботажи кувалочки виконані змінними. Вони встановлюються на тарілках зверху над газовими патрубками. Кожен барботажи кувалочок внутрішніми ребрами притискається до газового патрубка за допомогою шпильки та гайки.

Слід відмітити, що в літературі мало приділено уваги опису бризкоунесення та його впливу на показники роботи апарату. Загальноприйнята величина допустимого бризкоунесення між ступенями в барботажи апаратах рівна 10 % від надходячої на тарілку рідини.

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

Якщо піти шляхом заміни діючих барботажи елементів на набір маленьких вихрових елементів, то можна збільшити продуктивність апарату майже в 2 рази. Якщо прийняти на тарілці набір маленьких вихрових елементів та піти далі шляхом не реконструкції, а шляхом створення нового вихрового апарату, 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 в 6 раз.

У виробничих умовах перед шиберною засувкою, встановленою навколо промивача газів-колонн-2, підтримується тиск 250 мм. рт. ст. Гідравлічний опір діючого барботажного промивача газів колон-2 знаходиться в межах 100–110 мм. рт. ст. Стає очевидним, що гідравлічний опір шиберної засувки складає 140–150 мм. рт. ст.

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

Слід відмітити, що задача скорочення бризкоунесення сірчаної кислоти, задачі інтенсифікації процесів абсорбції газів у виробництвах йоду та броду співпадають з проблемою інтенсифікації процесу абсорбції аміаку в технології виробництва кальцинованої соди, хоча конструкції діючих апаратів згаданих виробництв принципово відрізняються.

Приведені дані вказують на недоліки та неможливість подальшої інтенсифікації абсорберів, маючих ці контактні елементи. Тому достоїнствами розробки вихрових апаратів для абсорбції по експлуатаційним витратам буде застосування спадного та перехресного способу контактування фаз.

Дослідження авторів статті є продовженням раніше виконаних досліджень у роботах [14–17]. Авторами розроблена нова конструкція вихрового абсорбера, на яку подано документи на отримання патенту України та створюється установка для проведення експериментальних досліджень, які дозволять у подальшому впровадити дану конструкцію у виробництво.

6. Висновки

Для хімічної промисловості нарізла необхідність створення наукових основ принципово нових компактних та високоєфективних вихрових абсорберів, працюючих при високому відношенні L/Q та забезпечуючих не тільки інтенсифікацію процесів абсорбції газів, але й рішення важливіших екологічних проблем.

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

Досліджено вплив технологічних і конструктивних параметрів існуючого обладнання на ступінь очистки та гідравлічний опір.

Показано, що можливо збільшити продуктивність вихрових апаратів в 2 рази, а висоту ступеня зменшити з 1,3 до 0,4 м.

Новий апарат дозволить скоротити питомий об'єм приблизно в 6 раз, а також скоротити енергетичні затрати на процес очистки і таким чином знизити вартість очистки.

Література

1. Титов, В. М. Основные направления модернизации тепло- и массообменных аппаратов содового производства с целью защиты окружающей среды [Текст] / В. М. Титов, Г. А. Ткач, В. П. Шапорев, А. В. Колосов // XI Всесоюзная конференция по химическим реакторам «Химреактор-11. Реакторы для процессов защиты окружающей среды». — Алушта, 1992. — 12 с.
2. Титов, В. М. Разработка теоретических основ технологии и оборудования производства кальцинированной соды с целью создания малоотходного производства [Текст]: автореф. дис. ... докт. техн. наук / В. М. Титов. — Харьков, 2001. — 32 с.
3. Зеликин, М. Б. Производство кальцинированной соды [Текст] / М. Б. Зеликин, Е. М. Миткевич, Е. С. Ненко и др. — М.: Госхимиздат, 1959. — 422 с.
4. Смит, Р. Основы интеграции тепловых процессов [Текст]: монография / Р. Смит, Й. Клемеш, Л. Л. Товажнянский и др. — Харьков: НТУ «ХПИ», 2000. — 456 с.
5. Трусова, Е. А. Состояние и перспектива каталитической очистки газовых выбросов (обзор) [Текст] / Е. А. Трусова, М. В. Подиков, В. П. Сливинский и др. // Нефтехимия. — 1995. — Т. 35, № 1. — С. 3–24.
6. Тропинкина, Г. Н. Технично-экономические показатели промышленной очистки воздуха от органических веществ [Текст] / Г. Н. Тропинкина, Л. И. Калинкина. — М.: ЦИНТЭ-нефтемаш, 1983. — 45 с.
7. Николаев, Н. А. Исследования и расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа [Текст]: автореф. дис. ... докт. техн. наук / Н. А. Николаев. — Казань: КХТИ, 1974. — 33 с.
8. Рамм, В. М. Абсорбция газов [Текст] / В. М. Рамм. — М.: Химия, 1976. — 656 с.
9. Gilliland, E. R. Diffusion of vapors into Air Streams [Text] / E. R. Gilliland, T. K. Sherwood // Industrial & Engineering Chemistry. — 1934. — Vol. 26, № 5. — P. 516–523. doi:10.1021/ie50293a010
10. Кафаров, В. В. Основы массопередачи [Текст] / В. В. Кафаров. — 2-е изд. — М.: Высшая школа, 1971. — 494 с.
11. Антонов, Ю. Е. Исследование межфазной поверхности в вихревой распылительной колонне [Текст] / Ю. Е. Антонов, Р. Ш. Сафин, В. Н. Реут // Теоретические основы химической технологии. — 1975. — Т. 9, № 1. — С. 140–142.
12. Сафин, Р. Ш. К вопросу использования вихревого эффекта в скоростных массообменных аппаратах [Текст] / Р. Ш. Сафин, В. М. Лобанов // Труды КХТИ. — Казань, 1968. — Вып. 39. — С. 283–288.
13. Махоткин, А. Ф. Определение концентрации и размера частиц тумана азотной кислоты: Метод указания [Текст] / А. Ф. Махоткин, И. Н. Хапугин, А. Ф. Поздеева; Казан. гос. технол. ун-т. — Казань, 2001. — 8 с.
14. Тарат, Э. Я. Интенсивные колонные аппараты для обработки газов жидкости [Текст] / под ред. Э. Я. Тарата. — Л.: Химия, 1976. — 100 с.
15. Hatch, T. F. Simultaneous Absorption of Carbon Dioxide and Ammonia in Water [Text] / T. F. Hatch, R. I. Pigford // Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals. — 1962. — Vol. 3, № 1. — P. 209–214. doi:10.1021/i160003a009
16. Pinset, B. R. W. The Kinetics of Combination of Carbon Dioxide with Ammonia [Text] / B. R. W. Pinset, L. Pearson, F. G. W. Roughton // Transactions of the Faraday Society. — 1956. — Vol. 52. — P. 1594–1958. doi:10.1039/TF9565201594
17. Цейтлин, М. А. Расчет одновременной абсорбции аммиака и диоксида углерода в содовом производстве [Текст] / М. А. Цейтлин, В. М. Фруммин // Химическая промышленность. — 1984. — № 7. — С. 424–426.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОМЫВАТЕЛЯ ГАЗОВ КОЛОНН В ПРОИЗВОДСТВЕ КАЛЬЦИНИРОВАННОЙ СОДЫ

Освещены главные задачи и проблемы работы аппаратов для очистки газовых выбросов в технологии производства кальцинированной соды. Определены основные источники выбросов аммиака в производстве кальцинированной соды и недостатки существующих промышленных аппаратов. Показана необходимость создания принципиально новых компактных и высокоэффективных вихревых абсорберов, обеспечивающих интенсификацию процессов абсорбции газов и решение экологических проблем.

Ключевые слова: кальцинированная сода, абсорбция, вихревой абсорбер, барботажный принцип, массообменный аппарат, газовые выбросы.

Моисеев Виктор Федорович, кандидат технических наук, профессор кафедры химической техники та промислової екології, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», Україна.

Манойло Євгенія Володимирівна, кандидат технических наук, доцент, кафедра химической техники та промислової екології, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», Україна.

Грубник Алина Олеговна, кафедра химической техники та промислової екології, Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», Україна, e-mail: gr_alia@mail.ru.

Моисеев Виктор Федорович, кандидат технических наук, профессор кафедры химической техники и промышленной экологии, Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», Украина.

Manoilo Eugenia Vladimirovna, кандидат технических наук, доцент, кафедра химической техники и промышленной экологии, Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», Украина.

Grubnik Alina Olegovna, кафедра химической техники и промышленной экологии, Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», Украина.

Moiseev Victor, National Technical University «Kharkiv Polytechnic Institute», Ukraine.

Manoilo Eugenia, National Technical University «Kharkiv Polytechnic Institute», Ukraine.

Grubnik Alina, National Technical University «Kharkiv Polytechnic Institute», Ukraine, e-mail: gr_alia@mail.ru