



УДК 66.067.8.081.3:546.39

А.М. МАЛЬОВАНИЙ, аспірант,

М.С. МАЛЬОВАНИЙ, докт. техн. наук, професор, **Й.Й. ЯТЧИШИН**, докт. хім. наук, професор
НУ «Львівська політехніка», м. Львів

Е. ПЛАЗА, докт. наук, професор

Королівський технічний інститут, м. Стокгольм, Швеція

КОНЦЕНТРУВАННЯ АМОНІЮ ЗІ СТІЧНОЇ ВОДИ З ВИКОРИСТАННЯМ КОЛОННИХ АПАРАТІВ ТА ІОНООБМІННИХ МАТЕРІАЛІВ

Надано результати дослідження можливості концентрування амонію з основного потоку побутових стоків з використанням сильнокислотного катіоніту, природного та синтетичного цеоліту. Досліджено вплив складу модельного розчину на процес насичення та регенерації іонообмінних матеріалів. Моделювання процесу насичення здійснено з використанням моделей Томаса та Адамса-Богарта. Зважаючи на найвищу обмінну ємність та швидкий процес регенерації, оптимальним є використання з метою концентрування сильнокислотного катіоніту.

Ключові слова: катіоніт, цеоліт, амоній, концентрування, колонний апарат, моделювання.

Одним із головних завдань станції очищення стічних вод є вилучення з них біогенних елементів (азоту та фосфору) для запобігання процесу евтрофікації водойм. Вилучення азоту в сучасних станціях очищення побутових стоків здійснюється внаслідок протікання біологічних процесів нітрифікації та денітрифікації. Цей процес вимагає додаткових затрат на аерацію для переведення амонію в нітритну та нітратну форми, перекачування зворотного активованого мулу у більших обсягах для досягнення довшого часу затримання мулу в реакторі (solid retention time – SRT) та значного перекачування стоків (до 400 % від вхідного потоку) у технології пре-денітрифікації [1]. Концентрування амонію з подальшим його вилученням за технологією нітрифікації/денітрифікації може зменшити затрати енергії та матеріалів на очистку.

Останнім часом підвищується увага не тільки до якості очищення стічної води (вона вже досягнута на достатньому рівні в розвинутих країнах), але й до кількості енергії, яку можна отримати зі стоків – наскільки енергоєфективним є процес очищення. Найкращих результатів щодо вилучення енергії у вигляді біогазу можна дійти із використанням анаеробного розкладу органічних забрудників у реакторах UASB. Недоліком такого очищення є подальше видалення сполук азоту – для процесу денітрифікації потрібне використання значної кількості зовнішнього вуглецю, що значно підвищує затрати на очищення. У випадку використання процесу Anammox можна було б обійти це обмеження, оскільки для проведення очищення від азоту з використанням цього методу зовнішнє джерело вуглецю не потребується. Проблемною є порівняно низька концентрація амонію у стічній воді після UASB реактора – у межах 25–50 мг $\text{NH}_4\text{-N}/\text{л}$ (вилучення азоту всього 9–17 %) [2]. За такої концентрації вимоги до затримання біомаси у реакторі дуже значні. Досягти достатнього затримання біомаси для стабільного видалення амонію зі стічної води за допомогою технології часткової нітрифікації Anammox дуже важко, тому перспективною виглядає технологія попереднього концентрування амонію з подальшим його біологічним видаленням.

Таким чином, концентрування амонію може бути цікавим для інтеграції як у традиційній технології активованого мулу, так і в новітніх технологіях анаеробного розкладу органічних забрудників з вилученням азоту з використанням процесу Anammox, який дозволяє очищати висококонцентровані амонійні стоки. Використання технології анаеробної обробки стоків з подальшим концентруванням амонію зі стоків та вилученням його з використанням біологічного процесу Anammox дозволить значно зменшити витрати на аерацію та додатково отримувати біогаз, який може бути використаний для генерування енергії. Процес Anammox [3–4] є повністю анаеробним – роз-

чинений кисень є оборотним інгібітором. Оскільки нітрит використовується як субстрат в процесі Anammox, авто-трофне окислення нітриту бактеріями роду *Nitrobacter* є небажаним. Необхідність аерації у цьому процесі є меншою у порівнянні з традиційним процесом нітрифікації/денітрифікації, оскільки лише 57 % іонів амонію потрібно перевести у форму нітриту. Взагалі зазначалося [5], що енергія, яка необхідна для очищення стічних багатих на амоній вод, може бути зменшена вдвічі, коли використовується процес Anammox.

Дослідники [6] розглядали можливість концентрування азоту, фосфору та калію із сечі та фільтрату анаеробного розкладу мулу для використання отриманого концентрату як добрива. Серед технологій, які пропонувались, були зворотній осмос, вакуумне висушування та осадження азоту та фосфору у формі $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ з подальшою перегонкою амонію. Усі ці технології є досить дорогими і тому неприйнятними для очищення основного потоку стічних вод. Отже, більш перспективною є технологія іонного обміну, яка не вимагає великих затрат енергії.

Завдяки своїм селективним іонообмінним властивостям відносно іонів амонію, природний цеоліт типу кліноптилоліт розглядається як перспективний матеріал для очищення води від іонів амонію в багатьох роботах [4, 5, 7, 8]. Було доведено, що обмінна ємність цеоліту великою мірою залежить від гранулометричного складу, походження цеоліту та складу розчину, з якого сорбується амоній. Так, обмінна ємність для природного кліноптилоліту різного походження та різних умов насичення була визначена в різних дослідженнях на рівні 0,21–1,69 мекв/г [7].

Найсильніший молекулярно-ситовий ефект проявляють кристали синтетичних цеолітів, які мають добре розвинуту внутрішню поверхню [9, 10]. Синтетичні цеоліти виявляють визначену вибірково здатність відносно різних молекул, їх молекулярно-ситова дія може бути вираженою у різному ступені. Цеоліти одержують шляхом гідротермального синтезу у вигляді кристалів з розмірами порядку мікрона. У повністю гідратованому вигляді вони є суцільними твердими тілами. Завдяки жорсткій алюмосилікатній будові цеолітів, що практично не змінюється у результаті дегідратації, після видалення води утворюються пористі кристали. У цеолітах типу А є великі порожнини розміром 11,4 Å і вікна розміром 6,6 Å і 2,5 Å. Цеоліти типу X, окрім малих порожнин аналогічних розмірів, мають декілька великих порожнин з вікнами діаметром 8–9 Å.

Відомо, що високу обмінну ємність мають сильно-кислотні іонообмінні смоли, які в основному використовуються у гальванічній промисловості та для підготовки питної води у невеликих масштабах для зменшення твердості [11, 12].



Регенерацію іонообмінних матеріалів зазвичай проводять концентрованим розчином кислоти або солі. Використання кислоти призводить до низького значення рН отриманого концентрату, що унеможливує вилучення амонію з нього біологічними методами, тому більш вигідним виглядає використання розчину NaCl, що є дешевою сировиною та поширений у природних середовищах. Регенерат, очищений від амонію біологічними методами, все ще містить значну частину початкового вмісту NaCl, тому може використовуватись повторно з частковою заміною свіжим розчином NaCl. У випадку очисних споруд, які розташовані на березі моря, перспективним також є використання морської води як регенераційного розчину.

Ціллю цієї роботи є дослідження процесів концентрування амонію за допомогою катіоніту КУ-2-8, природного та синтетичного цеоліту у колонному апараті.

Основу лабораторної установки складає скляна колони діаметром 10 мм, що заповнена іонообмінним матеріалом (рис. 1).

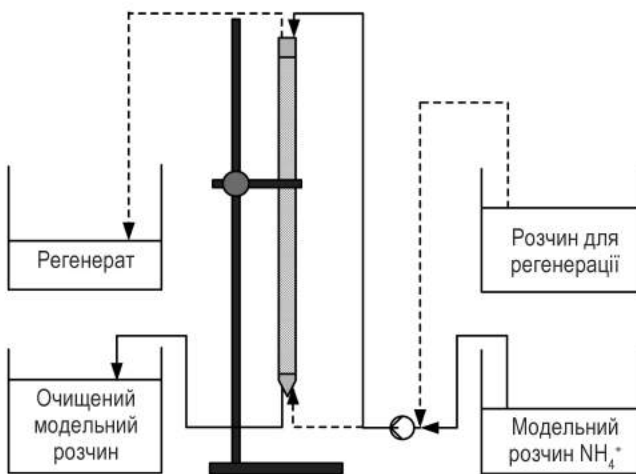


Рисунок 1 – Схема лабораторної установки

Для стабілізації положення іонообмінний матеріал знизу та зверху зацемлений ватними тампонами. Під час фази насичення розчин подавався перистальтичним насосом зверху, а під час фази регенерації – знизу (колони). Насичення іонообмінного матеріалу іонами амонію проводилось з використанням трьох модельних розчинів (табл. 1).

Таблиця 1 – Склад модельних розчинів

№ розчину	NH ₄ -N, мг/л (NH ₄ Cl)	Na ⁺ , мг/л	K ⁺ , мг/л (KCl)	Mg ²⁺ , мг/л (MgCl ₂)	Ca ²⁺ , мг/л (CaCl ₂)	Теоретична лужність, ммоль/л	Загальний вміст катіонів, мекв/л	pH
1	40	–	–	–	–	0	2,46	5,9
2	40	95 (Na ₂ CO ₃)	6,5	18	21	4,13	9,7	9,12
3	40	95 (NaCl)	6,5	18	21	0	9,7	6,2

*В дужках вказана сіль, яка використовувалась для отримання необхідної концентрації катіонів.

Вміст іонів амонію в цих розчинах є однаковим і відповідає середньому вмісту амонію у побутових стоках. Розчин № 1 не містить інших компонентів, окрім хлориду амонію. Розчин № 2 є наближеним до того, що використовувався у [13], де стверджувалось, що склад розчину відповідає складу реальних стоків. Результати наших досліджень показали, що вилучення амонію з такого розчину було практично неможливим, тому як альтернатива використовувався модельний розчин № 3.

Як регенераційний розчин використовувався розчин NaCl у дистильованій воді концентрацією 30 г/дм³. Регенерація іонообмінних матеріалів здійснювалась за приблизно однакової об'ємної витрати регенерату.

Як іонообмінний матеріал використовувався катіоніт КУ-2-8 (аналог Amberlite JR-130C, Dowex HJR-W2, Purolite C-100H, Lewatit S-100), природний цеоліт типу клиноптілоліт Сокирницького родовища та синтетичний цеоліт типу NaA.

Висота шару катіоніту після заповнення складала 0,45 м, проте після проведення трьох циклів насичення-регенерації зменшилась у результаті укомпактнення матеріалу до 0,403 м. Після уточнення вологості катіоніту (що є вологою масою) визначили масу сухого катіоніту (11,1 г), яким заповнили колону.

Для досліджень використовувався природний та синтетичний цеоліт фракції +0,71–1,0 мм (з метою максимального зрівняння умов проведення експерименту, оскільки фракційний склад катіоніту дорівнював +0,6–1,2 мм). Маса сухого природного та синтетичного цеоліту, що використовувався у експерименті, складала відповідно 27,3 г та 17,4 г, висота заповнення колон з природним та синтетичним цеолітом (яка істотно не змінювалась з ходом експерименту) – 0,378 м.

Оскільки катіоніт КУ-2-8 поставляється у Н-формі, а багаторазова регенерація розчином NaCl передбачає основне його використання у Na-формі, після завантаження катіоніту він промивався регенераційним розчином з витратою 1,5 л/год, що еквівалентно 45,75 об'єму завантаження колони (ОК) на годину. Велось спостереження за зміною рН, і катіоніт вважався переведеним у Na-форму після того, як показник рН переставав зростати. Природний та синтетичний цеоліти перед використанням також промивалися еквівалентною кількістю реге-

нераційного розчину. Усі експерименти проводились за кімнатної температури (22–25 °C).

Для моделювання процесу насичення іонообмінного матеріалу використовувались моделі Томаса та Адамс-Богарта [14]. Лінеаризовану модель Томаса надано рівнянням:

$$\ln\left(\frac{C_0}{C} - 1\right) = \frac{k_{Th}q_0X}{Q} - \frac{k_{Th}C_0}{Q}V_{eff} \quad (1)$$

де C та C_0 – відповідно концентрації в момент часу t та початкова концентрація, мг/л; q_0 – максимальна концентрація речовини в твердій фазі, мг/г; X – кількість іонообмінного матеріалу в колоні, г; Q – об'ємна витрата, л/хв; V_{eff} – прокачаний об'єм, л; k_{Th} – кінетична константа Томаса, л/(мг·хв).

Лінеаризована модель Адамса-Богарта має такий вигляд:

$$\ln\frac{C_0}{C} = k_{AB} \cdot C_0 t - k_{AB} \cdot N_0 \frac{Z}{U_0} \quad (2)$$

де Z – висота шару іонообмінного матеріалу колони, см; U_0 – приведена швидкість, см/хв; N_0 – максимальна концентрація речовини в твердій фазі, мг/л; k_{AB} – кінетична константа Адамса-Богарта, мг/хв.

Як довели криві насичення іонообмінних матеріалів амонієм (рис. 2–4), склад модельного розчину має велике значення на перебіг процесу насичення.

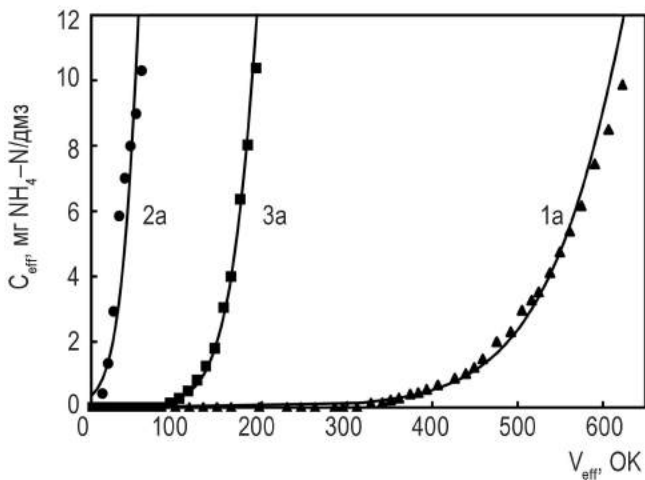


Рисунок 2 – Криві насичення катіоніту амонієм з трьох модельних розчинів. Позначення кривої відповідає циклу насичення:

1а – модельний розчин № 1; 2а – модельний розчин № 2; 3а – модельний розчин № 3

Очищення модельного розчину № 2 від амонію практично не здійснювалось. Імовірна причина цього – високе значення рН такого розчину. Згідно з теоретичними даними [15], при рН = 9,12 та за температури 25 °C 43 % азоту (17,1 мг/л) модельного розчину № 2 знаходиться у

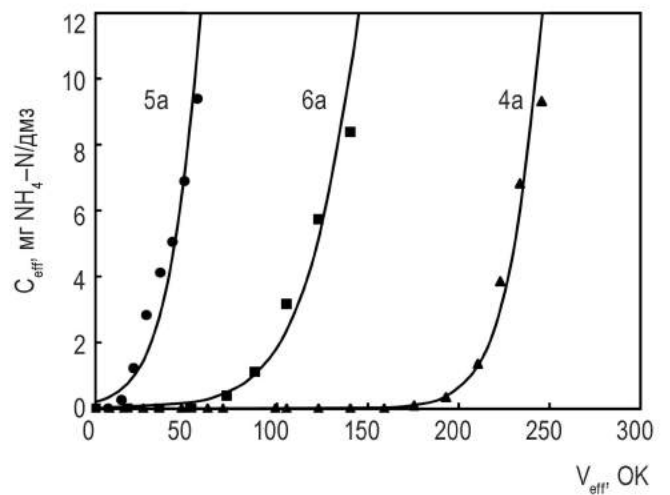


Рисунок 3 – Криві насичення природного цеоліту амонієм з трьох модельних розчинів:

4а – модельний розчин № 1; 5а – модельний розчин № 2; 6а – модельний розчин № 3

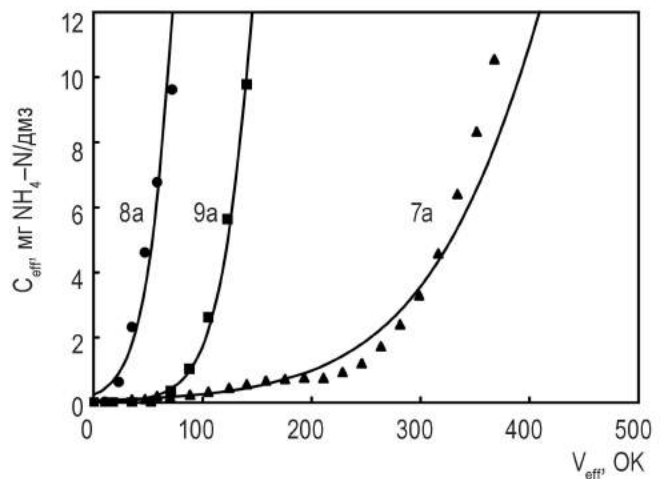


Рисунок 4 – Криві насичення синтетичного цеоліту амонієм з трьох модельних розчинів:

7а – модельний розчин № 1; 8а – модельний розчин № 2; 9а – модельний розчин № 3

формі розчиненого аміаку, а решта – у формі іону амонію. Оскільки в основному в колонному апараті відбуваються іонообмінні процеси, то розчинений аміак матеріалами практично не сорбується, що і спричиняє високе значення амонійного азоту на виході з колони. Тому було прийнято рішення про проведення експерименту ще і з модельним розчином № 3, у якому як джерело іонів натрію виступала сіль NaCl, а не Na₂CO₃, як у розчині № 2. Такий розчин мав нижче рН, і очищення від амонію з нього проходило набагато ефективніше.

Графіки регенерації катіоніту, насиченого модельними розчинами 1–3 (рис. 5), мають подібну форму; кількість розчину, що необхідна для повної регенерації, є приблизно однаковою. Теоретичний підрахунок амонію, що сорбова-



ний катіонітом та регенований збігається у всіх циклах. Максимальна концентрація амонію на виході з колони на стадії регенерації була різною і змінювалась залежно від кількості амонію, який насичений у першій фазі циклу.

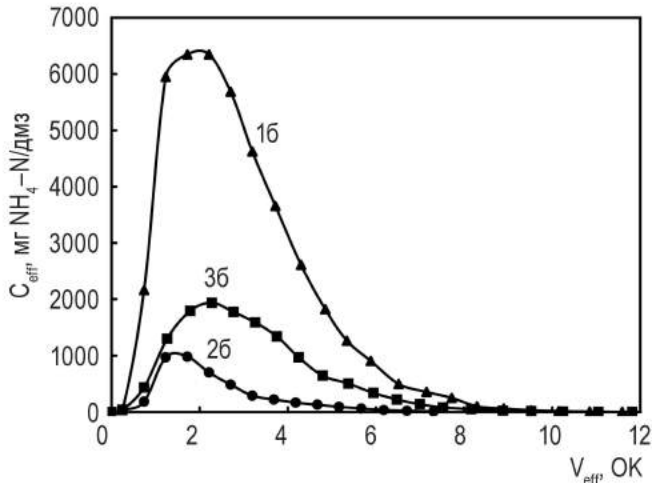


Рисунок 5 – Криві регенерації катіоніту після насичення трьома модельними розчинами:

16 – модельний розчин № 1; 26 – модельний розчин № 2; 36 – модельний розчин № 3

Регенерація синтетичного та особливо природного цеоліту виявилась набагато довшим процесом, ніж той, який спостерігався у випадку регенерації катіоніту (рис. 6).

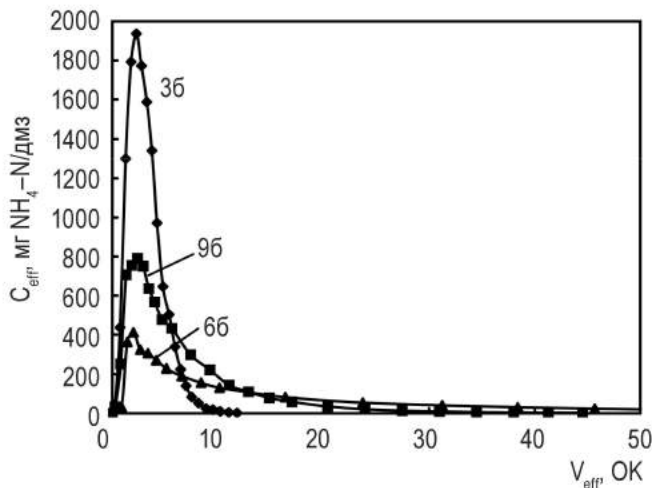


Рисунок 6 – Криві регенерації іонообмінних матеріалів після насичення модельним розчином № 3:

36 – катіоніт; 66 – природний цеоліт; 96 – синтетичний цеоліт

Початковий різкий стрибок концентрації змінюється дуже повільним спадом концентрації амонію в регенераті. Повної регенерації природного та синтетичного цеоліту не вдалося досягти навіть після довгої промивки його регенеруючим розчином, про що краще свідчать графіки, які надано у логарифмічній формі (рис. 7).

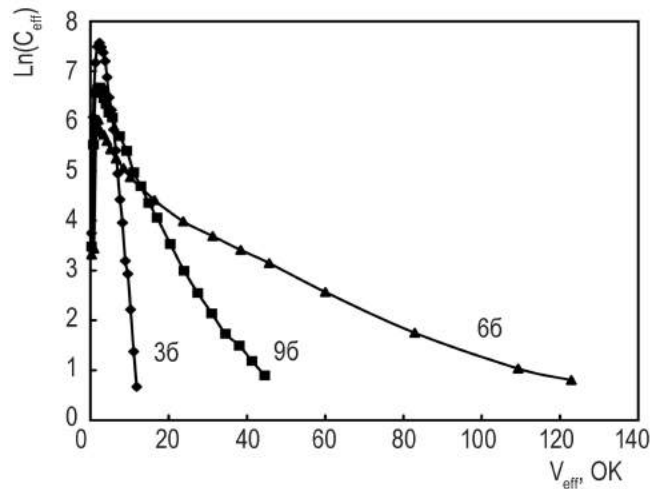


Рисунок 7 – Криві регенерації іонообмінних матеріалів після насичення модельним розчином № 3 в логарифмічній формі:

36 – катіоніт; 66 – природний цеоліт; 96 – синтетичний цеоліт

Імовірною причиною цього є структура цеоліту. Амоній, що сорбований на зовнішній поверхні цеоліту, обмінюється з іонами Na^+ досить швидко, проте вилучення його з внутрішніх пор проходить дуже повільно. Подібна ситуація спостерігалась й іншими вченими при дослідженнях процесу регенерації природного цеоліту [7, 8].

Якщо порівнювати обмінну ємність трьох іонообмінних матеріалів за умови насичення модельним розчином № 3, що має характеристики, які найбільш наближені до реальних побутових стоків, то можна відзначити, що природний та синтетичний цеоліт показали майже однакову сорбційну ємність, яка є нижчою за ємність катіоніту КУ-2-8 (рис. 8).

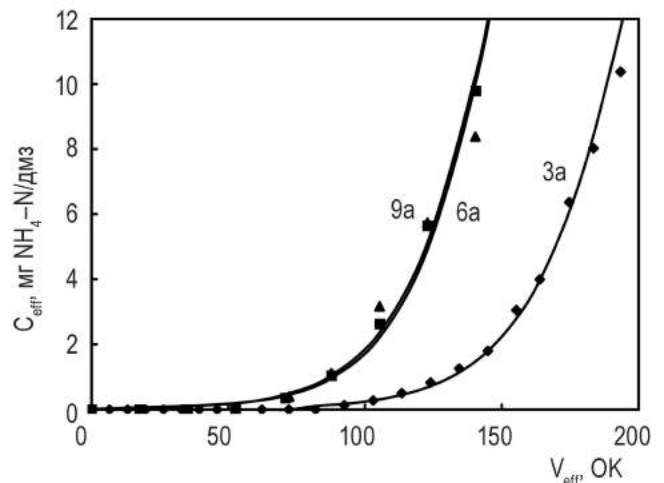


Рисунок 8 – Криві насичення іонообмінних матеріалів модельним розчином № 3:

3a – катіоніт; 6a – природний цеоліт; 9a – синтетичний цеоліт

Падіння обмінної ємності у випадку збільшення солемісту модельного розчину є найменшим для при-

родного цеоліту. Імовірною причиною цього є більша селективність природного цеоліту до обміну іонів амонію. Обмінна ємність клиноптилоліту, яку визначено у цій роботі, узгоджується з даними, що отримано вченими для клиноптилоліту іншого походження [7].

Результати усіх циклів насичення-регенерації іонообмінних матеріалів надано у табл. 2, 3.

Слід зазначити, що оскільки повної регенерації природного та синтетичного цеоліту досягти не вдалося, то у стовпчику «Об'єм, що необхідний для повної регенерації» вказувався об'єм прокачаного регенераційного розчину.

Результати моделювання процесу насичення катіоніту та природного цеоліту надано у табл. 4.

Таблиця 2 – Результати насичення іонообмінних матеріалів амонієм

№ циклу	№ модельного розчину	Об'ємна витрата модельного розчину		Перші сліди NH ₄ ⁺ в очищеній воді, ОК	Досягнення концентрації 10 мг NH ₄ -N/л, ОК	Динамічна обмінна ємність, мг NH ₄ -N/г
		Мл/хв	ОК/год			
Катіоніт КУ-2-8						
1а	1	20,8	40,9	328	623	36,1
2а	2	16,7	32,8	13	57	1,4
3а	3	21,9	43,1	92	192	10,1
Природний цеоліт						
4а	1	13,8	29,0	193	249	8,1
5а	2	13,7	28,8	14	58	0,6
6а	3	14,8	31,2	72	149	3,0
Синтетичний цеоліт						
7а	1	14,7	30,9	35	361	2,3
8а	2	15,1	31,7	23	74	1,5
9а	3	14,2	29,9	71	141	4,7

Таблиця 3 – Результати регенерації іонообмінних матеріалів

№ циклу	Об'ємна витрата розчину для регенерації		Максимальна концентрація регенерату, мг NH ₄ -N/дм ³	Об'єм, що необхідний для повної регенерації, ОК	Ступінь регенерації, %	Середня розрахункова концентрація регенерату, мг NH ₄ -N/дм ³
	Мл/хв	ОК/год				
Катіоніт КУ-2-8						
1б	3,5	6,9	6350	13,0	100	1860
2б	3,3	6,5	990	9,5	100	220
3б	3,4	6,7	1950	12,8	100	580
Природний цеоліт						
4б	3,6	7,6	1840	122,9	95	74
5б	3,4	7,2	340	129,3	92	19
6б	3,6	7,6	410	122,9	88	38
Синтетичний цеоліт						
7б	2,9	6,0	3800	42,5	92,5	305
8б	3,2	6,7	390	42,7	92	57
9б	4,0	8,4	800	46,2	95	118

Таблиця 4 – Результати моделювання процесу насичення іонообмінних матеріалів

№ циклу	Модель Томаса			Модель Адамса-Богарта			
	K _{тн} , дм ³ /(мг×хв)	q ₀ , мг/г	R ²	K _{ав} , мг/хв	N ₀ , мг/л	q ₀ , мг/г	R ²
Катіоніт							
1а	0,000262	74,7	0,99	0,000248	27898	76,7	0,98
2а	0,000959	7,4	0,85	0,000870	2906	8,0	0,83
3а	0,000806	23,4	0,99	0,000758	8778	24,1	0,99
Природний цеоліт							
4а	0,000868	10,8	0,99	0,000823	10459	10,9	0,98
5а	0,000921	2,9	0,90	0,000830	2979	3,1	0,88
6а	0,000629	6,8	0,97	0,000585	6753	7,0	0,96
Синтетичний цеоліт							
7а	0,000175	31,8	0,97	0,000168	19412	20,3	0,97
8а	0,000782	5,7	0,93	0,000713	3712	6,1	0,91
9а	0,000618	10,6	0,99	0,000555	6846	11,2	0,98



Розрахункова максимальна сорбційна ємність для умов досліджень, що розрахована згідно з двома моделями, відрізняється несуттєво. Вірогідність апроксимації у більшості випадків є вищою за 0,97, що свідчить про задовільну відповідність моделей експериментальним даним. У випадку насичення модельним розчином № 2 вірогідність апроксимації є нижчою. В усіх випадках апроксимація є кращою у випадку використання моделі Томаса. Суцільні лінії на рис. 2–4, 8 зображують апроксимацію результатів відповідних циклів насичення згідно з моделлю Томаса.

ВИСНОВКИ

Базуючись на результатах дослідження можна зробити такі висновки. Серед трьох іонообмінних матеріалів найбільшу обмінну ємність по відношенню до іонів амонію має катіоніт КУ-2-8. Солевміст модельного розчину, а також його рН мають значний вплив на вилучення амонію іонним обміном на катіоніті, природному та синтетичному цеоліті, причому збільшення солевмісту та зменшення рН веде до зменшення обмінної ємності. Застосування катіоніту КУ-2-8 дозволяє концентрувати амоній з модельного розчину, який наближений до реальної стічної води, до концентрації 580 мг/л. Регенерація природного та синтетичного цеоліту проходить дуже повільно, тому для застосування його з метою концентрації амонію потрібно дослідити інші механізми регенерації – регенерацію за підвищеної температури, зміненого рН або складу регенераційного розчину, неповну регенерацію цеоліту, використання цеоліту дрібнішої фракції та ін. Моделювання процесів насичення катіоніту та цеоліту може бути здійснено з високою вірогідністю з використанням моделей Томаса та Адамса-Богарта.

Використання іонного обміну для концентрування амонію з побутових стоків дозволить розділити процеси вилучення амонію зі стоків та біологічне його переведення в молекулярний азот. Таким чином, стоки можуть бути ефективно очищені від амонію, а регенерат після біологічної стадії вилучення амонію може застосовуватись для повторної регенерації іонообмінного фільтру. Використання біологічного процесу Анаммох для вилучення амонію з регенерату дозволить значно зменшити витрату енергії на аерацію та вилучати амоній зі стоків без використання зовнішнього джерела вуглецю.

БІБЛІОГРАФІЧНИЙ СПИСОК

1. Kraume, M. Nutrients removal in MBRs for municipal wastewater treatment / M. Kraume, U. Bracklow, M. Vocks, A. Drews // *Water Science Technology*. – 2005. – № 51. – P. 391–402.
2. Kieniewicz, A. RO plant for sewage treatment and nutrient recovery / A. Kieniewicz // *TRITA LWR Masters Thesis*. – 2006. – P. 57.
3. Mulder, A. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor / A. Mulder, A.A. Van de Graaf, L.A. Robertson J.G. Kuenen // *FEMS Microbiology Ecology*. – 1995. – № 16. – P. 177–183.
4. Dalsgaard, T. Factors controlling anaerobic ammonium oxidation with nitrite in marine sediments / T. Dalsgaard, B. Thamdrup // *Applied Environmental Microbiology*. – 2002. – № 68 (8). – P. 3802–3808.
5. Siegrist, H. Anammox brings WWTP closer to energy autarky due to increased biogas production and reduced aeration energy for N-removal / H. Siegrist, D. Salzgeber, J. Eugster A. Joss // *Water Science and Technology*. – 2008. – № 57 (3). – P. 383–388.
6. Ek, M. Concentration of nutrients from urine and reject water from anaerobically digested sludge / M. Ek, R. Bergström, J.E. Bjurhem, B. Björtenius, D. Hellström // *Water Science Technology*. – 2006. – 54 (11–12). – P. 437–444.
7. Demir, A. Ammonium removal from aqueous solution by ion exchange using packed bed natural zeolite / A. Demir, A. Günay, E. Debik // *Water SA*. – 2000. – № 28 (3). – P. 329–335.
8. Langwaldt, J. Ammonium removal from water by eight natural zeolites : a Comparative Study / J. Langwaldt // *Separation Science and Technology*. – 2008. – № 43. – P. 2166–2182.
9. Кубасов, А.А. Цеолиты в катализе : сегодня и завтра / А.А. Кубасов // *Соросовский образовательный журнал*. – 2000. – № 6. – С. 44–51.
10. Sherman, J.D. Synthetic zeolites and other microporous oxide molecular sieves / J.D. Sherman // *Proc. Natl. Acad. Sci. USA*. – 1999. – Vol. 96. – P. 3471–3478.
11. Волжинский, С.А. Регенерация ионитов / С.А. Волжинский, Г.С. Константинов. – М. : Химия, 1990. – 230 с.
12. Гребенюк, В.Д. Обессоливание воды ионитами / В.Д. Гребенюк, А.А. Мазо. – М. : Химия, 1980. – 256 с.
13. Semmens, M. Modeling ammonium exchange and regeneration on clinoptilolite / M. Semmens, J. Klieve, D. Schnobrich, G.W. Tauxe // *Water Research*. – 1981. – № 15. – P. 655–666.
14. Salamatinia, B. Modeling of the continuous copper and zinc removal by sorption onto sodium hydroxide-modified oil palm frond in a fix-bed column / B. Salamatinia, A.H. Kamaruddin, A.Z. Abdullah // *Chemical Engineering Journal*. – 2008. – № 145. – P. 259–266.
15. Anthonisen, A.C. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid / A.C. Anthonisen, R.C. Loehr, T.B.S. Prakasam, E.G. Srinath // *Journal WPCF*. – 1976. – № 48 (5). – P. 835–852.

Поступила в редакцию 04.07.2011

Работа посвящена исследованию возможности концентрирования аммония из основного потока бытовых стоков с использованием сильнокислотного катионита, природного и синтетического цеолита. Исследовано влияние состава модельного раствора на процесс насыщения и регенерации ионообменных материалов. Моделирование процесса насыщения осуществлено с использованием моделей Томаса и Адамса-Богарта. Исходя из наивысшей обменной емкости и быстрого процесса регенерации, оптимальным можно считать использование в целях концентрирования сильнокислотного катионита.

The aim of the work was to investigate the possibility of ammonium concentration from the main stream of municipal wastewater with using strong acid cationite, natural and synthetic zeolite. The model solution composition influence on the processes of ion exchange material saturation and regeneration was investigated. Modeling of saturation process was done with usage of Thomas and Adams-Bohart models. On the basis of the highest exchange capacity and high speed regeneration process the optimal method for concentration can be considered the usage of strong acid cationite.