

У статті показано актуальність технології доменної плавки з застосуванням пиловугільного палива в умовах України. Надано принципову технологічну схему приготування та вдування пиловугільного палива в доменні печі. Надано опис роботи реконструйованої установки ЗАТ «Донецьксталь» – МЗ».

The article shows urgency of blast-furnace melting practice with coal injection in conditions of Ukraine. Functional flowsheet of preparing and coal injection into blast-furnace hearth is presented. Operation of the reconstructed plant at JSC "Donetskstal" – Iron & Steel Works» is described.

УДК 661.53:66.042.2

А.К. БАБІЧЕНКО, к.т.н., професор, **В.І. ТОШИНСЬКИЙ**, д.т.н., професор, завідувач кафедри Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут» (НТУ «ХПІ»), м. Харків

ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ПРОМИСЛОВИХ АГРЕГАТІВ СИНТЕЗУ АМІАКУ

Розглянуто особливості експлуатації відділення синтезу аміаку базового для України агрегату серії АМ-1360 в умовах підвищеної температури атмосферного повітря. Розроблено апаратурно-технологічне оформлення конденсаційних систем вилучення продукційного аміаку в циклі синтезу, що забезпечує підвищення енергоефективності агрегату синтезу за рахунок зниження витратних норм природного газу, електроенергії та глибоко знесоленої води.

синтез аміаку, енергоефективність, енергозбереження, ресурсозбереження, конденсаційні системи

Одними з базових для азотної промисловості України є великотоннажні агрегати синтезу аміаку серії АМ-1360, які є складним енерготехнологічним комплексом з великим числом відділень, що пов'язані між собою багатьма зворотними зв'язками. Остаточне отримання продукційного аміаку відбувається у відділенні синтезу, де для вилучення продукційного аміаку прийнята двоступенева схема конденсації за рахунок охолодження з подальшою сепарацією. На першій ступені охолодження здійснюється в апаратах повітряного охолодження (АПО) із загальною витратою споживання електроенергії на привід вентиляторів 480 кВт·год, а на другій – у двох аміачних випарниках з конденсаційною колоною. Один з випарників включений до схеми роботи двох водоаміачних абсорбційно-холодильних установок (АХУ), утилізуючих низькопотенційну теплоту конвертованого газу з температурою 137 °С і парогазової суміші з температурою 126 °С, що відповідно надходять з відділень конверсії оксиду вуглецю і розгонки газового конденсату, а другий – до схеми роботи аміачного двоступеневого турбокомпресорного холодильного агрегату (АТК) з приводом від електродвигуна з витратою електроенергії – 3,2 тис. кВт·год. До того ж, в АТК для міжступеневого охолодження холодоагенту (аміаку) в процесі його стис-

ку передбачена подача у водяний холодильник оборотної води кількістю понад 120 т/год та вприскування аміаку за допомогою труби Вентурі у кількості 0,5 т/год., а для конденсації пари холодоагенту в циклі використовуються 8 АПО з електроприводом із загальною витратою електроенергії – 800 кВт·год.

Застосування АПО на стадії первинної конденсації в умовах коливання (сезонних та добових) температур атмосферного повітря викликає суттєві зміни температур як первинної (25–40 °С), так і вторинної (-5–5 °С) конденсації, підвищення яких, як відомо [1], обумовлює збільшення концентрації аміаку у циркуляційному газі. У свою чергу, це збільшує навантаження на трикорпусний, сполучений з циркуляційним колесом, відцентровий компресор з приводом від парової турбіни відділення синтезу, а отже, збільшуються витрати глибоко знесоленої води для забезпечення водяної пари тиском 10,5 МПа і природного газу у допоміжний паровий котел. Враховуючи багатотоннажність агрегату, зменшення температури первинної конденсації навіть на 1 °С надає можливість зменшити експлуатаційні витрати у виробництві аміаку майже на 172 тис. грн на рік [2].

Таким чином, зниження температур конденсації та їх стабілізація вимагає більш ефективного апаратурно-



технологічного оформлення конденсаційних систем вилучення продукційного аміаку.

Аналіз літератури [2, 3] та технологічного оформлення агрегату синтезу засвідчив доцільність застосування тепловикористовуючих пароежекторних холодильних установок (ПХУ), забезпечення яких робочою аміачною парою може бути здійсненим за рахунок утилізації у додатково встановленому парогенераторі низькопотенційної теплоти відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря відділення пароутворення витратою 54,5 т/год з температурою 90 °С і тиском 0,04 МПа, що на цей час безповоротно втрачається в АПО з електроприводом від трьох вентиляторів з витратою електроенергії 974 кВт·год. Така утилізація забезпечує можливість отримання аміачної робочої пари з тиском понад 3 МПа і температурою 69 °С при теплоті пароутворення 964 кДж/кг у кількості близько 125 т/год [4]. Застосування високотемпературного випарника у складі ПХУ на ділянці первинної конденсації поміж АПО і сепаратором забезпечує стабілізацію оптимальної температури первинної конденсації на рівні 26 °С при встановленому технологічним регламентом значенні температури вторинної конденсації 0 °С [3]. За таких умов температура циркуляційного газу на вході випарників складає 16 °С, що вимагає збільшення холодопродуктивності двох АХУ згідно з розрахунками за апробованою у практичних умовах методикою [5] майже на 10 %.

Попередніми дослідженнями були сформульовані основні технічні рішення [6, 7], що забезпечують збільшення холодопродуктивності АХУ на 20 % (у порівнянні з проектною) з виключенням АТК за рахунок отримання холодоагенту (аміаку) майже 100 % концентрації (0,9997 кг/кг) і зменшення теплового навантаження на абсорбер. При цьому розрахунки циклів АХУ здійснювались, як і за проектом, за загально прийнятою методикою [2]. Проте аналіз експлуатаційних режимів АХУ [8, 9] свідчить про суттєву невідповідність концентраційних показників слабкого та міцного водоаміачних розчинів проектним (рівноважним), що обумовлено в першому випадку зневажанням гідродинамічними умовами роботи генератора-ректифікатора, а в іншому – існуючою у реальності недонасиченістю розчину на виході абсорбера. Визначення дійсно можливого підвищення холодопродуктивності АХУ з урахуванням вищенаведених обставин є предметом подальших досліджень у цій роботі.

Результати досліджень

Дослідження проводились на промисловому агрегаті синтезу із застосуванням експериментально-аналітичного методу і передбачали, насамперед, встановлення бази порівняння. Як таку базу було обрано режим роботи АХУ, що забезпечує в умовах підвищеної температури атмосферного повітря найвищу її хо-

лодопродуктивність. Температура циркуляційного газу на вході випарника встановлювалась на рівні 16 °С, що відповідає оптимальній температурі первинної конденсації – 26 °С [3], яка забезпечує мінімальні експлуатаційні витрати (енергоспоживання) за умови виключення АТК при стабілізації температури вторинної конденсації на рівні, що не перевищує 0 °С. Визначення температури вторинної конденсації і кількості дренажної флегми (як для базового, так і для нового енерготехнологічного оформлення АХУ) здійснювалось з використанням математичної моделі випарника, у якій коефіцієнт тепловіддачі α (Вт/м²·К) з боку циркуляційного газу встановлювався з урахуванням додаткового термічного опору, що утворюється при конденсації аміаку за умов підвищеного вмісту інертів, за скорегованою формулою Краусольда [10]

$$\alpha = \frac{AW_{TP}^{0,8} d_{BH}^{-0,2}}{1 + (1,66742M_{CK}^2 - 9,40232M_{CK}) 10^{-6} AW_{TP}^{0,8} d_{BH}^{-0,2}}, \quad (1)$$

де A – коефіцієнт, що залежить від теплофізичних властивостей газу;

W_{TP} – вагова швидкість газу у трубному просторі на одиницю поверхні, кг/м²·с;

d_{BH} – внутрішній діаметр труб, м;

M_{CK} – середня витрата аміачного конденсату, т/год.

За допомогою математичної моделі абсорбера визначався його концентраційний та температурний режим роботи і, насамперед, досяжна кількість абсорбованого холодоагенту за умов підвищеної температури охолоджуючої води (26 °С). При цьому коефіцієнт тепловіддачі з боку розчину α_p (Вт/м²·К) та доля активної поверхні масообміну ψ розраховувались за рівняннями, які отримані за даними промислової експлуатації:

$$\alpha_p = 5,824 \cdot 10^8 (\lambda_p^3 \rho_p^2 g / \mu_p \Delta t_{CP} d_H) \Gamma^{-3,8906}, \quad (2)$$

$$\psi = 3,51606 + 0,00244\Gamma - 3,44106\omega - 4,0317t_{pL}, \quad (3)$$

де λ_p – теплопровідність розчину, Вт/м·К;

ρ_p – густина розчину, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

d_H – зовнішній діаметр труб, м;

Γ – теплота пароутворення аміаку, кДж/кг;

Δt_{CP} – середньологарифмічна різниця температур, °С;

μ_p – динамічна в'язкість розчину, Па·с;

Γ – щільність зрошення, кг/м·год;

ω – швидкість пари, м/с;

t_{pL} – середньо логарифмічна температура розчину, °С.

Для визначення розподілу тиску в генераторі-ректифікаторі застосовувалась формула розрахунку гідродинамічного опору ΔP_{OP} (Н/м²) [8]

$$\Delta P_{OP} = 11,13 \frac{L \omega_0^2}{d_3 v_p} \left(\frac{\omega_0^2}{u_p} \right)^{7,63}, \quad (4)$$

де L – загальна довжина насадки (труб, корзини з кільцями Рашига, тарілчастої частини), м;

ω_0 – відносна швидкість пари, м/с;

v_p – питомий об'єм пари, м³/кг;

d_3 – еквівалентний діаметр каналу руху пари, м;

u_p – лінійна швидкість розчину, м/с.

Зведення теплового балансу АХУ здійснювалось за загальноприйнятою методикою [2], однак з урахуванням кількості дренажної флегми з випарника до абсорбера. Результати експериментальних досліджень, математичного моделювання та розрахунку теплового балансу АХУ надані у табл. 1, 2.

Порівняльний аналіз показників за існуючою і запропонованою схемами АХУ, наведених у табл. 1, 2 доводить, що за рахунок додаткової ректифікації рідким аміаком з конденсатора концентрація холодоагенту збільшується з 0,998 до 0,9997 кг/кг, унаслідок чого питома холодопродуктивність підвищується з 1095,5 до 1121,1 кДж/кг. При цьому, незважаючи на загальне підвищення теплового навантаження на генератор-ректифікатор з 6,01 до 6,44 МВт·год, кількість холодоагенту збільшується з 10,72 до 11,5 т/год, що обумовлене зменшенням температури кипіння розчину з 122 до 118 °С і, як наслідок, підвищенням середньої різниці температур на 2 °С. За такої умови з урахуванням проектних показників поверхні теплообміну 2480 м² та середньому коефіцієнту теплопередачі для верхньої і нижньої частин генератора 300 Вт/м²К загальна кількість підведеної теплоти збільшиться і скла-

Таблиця 1 – Параметри вузлових точок за існуючою та новою схемою енерготехнологічного оформлення АХУ

Стан матеріального потоку	Найкращий експлуатаційний режим за існуючою схемою				Експлуатаційний режим за новою схемою			
	Температура, °С	Тиск, МПа	Концентрація, кг/кг	Витрата, т/год	Температура, °С	Тиск, МПа	Концентрація, кг/кг	Витрата, т/год
Міцний розчин на вході генератора	106	1,6	0,396	82,774	96,5	1,46	0,4056	81,5
Міцний розчин на виході абсорбера	35	0,29	0,396	82,744	35,9	0,29	0,4056	81,5
Слабкий розчин на виході генератора	122	1,68	0,304	72,054	118,43	1,55	0,308	70,0
Слабкий розчин з теплообмінника розчинів	49	1,68	0,304	72,054	43	1,55	0,308	70,0
Рідкий холодоагент з конденсатора	36	1,58	0,998	10,72	37	1,6	0,9997	11,5
Рідкий холодоагент з переохолодника	30	1,58	0,998	10,72	31	1,6	0,9997	11,5
Пара на вході конденсатора	50	1,58	0,998	10,72	49	1,6	0,9997	14,87
Флегма з конденсатора	–	–	–	–	37	1,6	0,9997	3,37
Флегма з випарника	-3,1	0,29	0,784	0,1	-5,85	0,29	0,8516	0,023
Пара на виході випарника	-3,1	0,29	1,0	10,62	-5,85	0,29	1,0	11,477
Пара на виході переохолодника	10	0,29	1,0	10,62	6	0,29	1,0	11,477
Циркуляційний газ до випарника	16	23,49	0,8714*	198,512	16	23,49	0,08714*	168,512
Циркуляційний газ з випарника	1,5	23,49	0,10544*	168,512	-0,5	23,49	0,10745*	168,512

Примітка: * концентрація аміачного конденсату

Таблиця 2 – Узагальнені показники теплового розрахунку АХУ за існуючою та новою схемами

Найменування апарату	Кількість теплоти			
	Підведеної		Відведеної	
	Питома q, кДж/кг	Загальна Q, МВт·год	Питома q, кДж/кг	Загальна Q, МВт·год
Найкращий експлуатаційний режим за існуючою схемою				
Генератор-ректифікатор	2023,8	6,01	–	–
Випарник	1095,5	3,22	–	–
Абсорбер	–	–	2009,4	5,96
Конденсатор	–	–	1157,6	3,43
АХУ в цілому	3119,3	9,23	3167,0	9,39
Запропонований режим за новою схемою				
Генератор-ректифікатор	2023,8	6,44	–	–
Випарник	1121,1	3,56	–	–
Абсорбер	–	–	1720,6	5,48
Конденсатор	–	–	1426,6	4,54
АХУ в цілому	3144,9	10,0	3147,2	10,02



де $300 \cdot 2480 \cdot 9 = 6,69$ МВт·год (де 9 °С – нова середня різниця температур), що цілком достатньо для отримання 11,5 т/год пари холодоагенту. Отже, навіть за постійності питомої теплоти генератора-ректифікатора зниження температури слабкого розчину в генераторі сприяє збільшенню холодопродуктивності з 3,22 до 3,56 (на 11 %), а теплового коефіцієнту – з 0,535 до 0,553 одиниць (на 3,36 %). При цьому за рахунок зниження температури слабкого розчину з 49 до 43 °С та пари холодоагенту – з 10 до 6 °С на вході абсорбера зменшується і його питоме теплове навантаження з 2009,4 до 1720,6 кДж/кг, що і забезпечує збільшення кількості абсорбованого холодоагенту з 10,72 до 11,5 т/год.

Робота струменевого компресора для інжекції 14,87 т/год пари холодоагенту і стиску її з 1,435 до 1,6 МПа забезпечується робочою парою тиском 3 МПа. За такої невисокої різниці стиску коефіцієнт інжекції буде достатньо високим і, згідно з розрахунками за достатньо

апробованим у практичних умовах алгоритмом, складе 1,73 одиниці [11], що вимагає підведення до цього компресора 8,6 т/год робочої пари для кожної АХУ. Це призведе до збільшення пари (робочої і холодоагенту) на конденсатори пароежекторної холодильної установки (ПХУ) до 11,97 т/год. З урахуванням двох АХУ (23,94 т/год) необхідні додатково два конденсатори повітряного охолодження із загальним споживанням електроенергії 400 кВт·год. Проте, внаслідок додаткового використання відпрацьованої водяної пари турбіни компресора технологічного повітря в циклі ПХУ для отримання робочої пари тиском 3 МПа зменшиться навантаження на повітряні конденсатори з водяною парою на 8 т/год, що обумовить зниження споживання електроенергії на привод вентиляторів.

Основні експлуатаційні показники за існуючим і запропонованим енерготехнологічним оформленням конденсаційних систем вилучення продукційного аміаку агрегату синтезу зведені у табл. 3.

Таблиця 3 – Основні експлуатаційні показники існуючого і розробленого варіантів апаратурно-технологічного оформлення конденсаційних систем агрегату синтезу аміаку

Показники		Енерготехнологічне оформлення	
		існуюче	запропоноване
Блок первинної конденсації	Температура циркуляційного газу на вході, °С	55	55
	Температура циркуляційного газу на виході, °С	35	26
	Витрата циркуляційного газу, нм ³ /год	668372	664772
	Тиск циркуляційного газу, МПа	22,24	22,19
	Склад циркуляційного газу на вході, % об:		
	• водень	52,69	52,7
	• азот	17,54	17,57
	• аміак	14,81	14,77
	• аргон	6,53	6,53
	• метан	8,43	8,43
Холодопродуктивність, МВт·год:	• апарати повітряного охолодження (АПО)	11,81	11,81
	• пароежекторна холодильна установка (ПХУ)	–	5,22
Витрата електроенергії, кВт·год*:	• АПО	480	480
	• ПХУ	–	2000
Колона синтезу	Температура синтезу, °С	465	465
	Продуктивність, т/год	55,62	55,62
	Тиск синтезу, МПа	23,089	23,048
Компресія свіжої азотноводневої суміші (АВС) і циркуляційного газу	Витрата АВС, нм ³ /год	150732	150732
	Склад АВС, % об:		
	• водень	74,2	74,2
	• азот	25,3	25,3
	• аргон	0,1	0,1
	• метан	0,4	0,4
	Температура АВС на виході, °С	102	99
	Тиск АВС на виході, МПа	24,565	24,094
	Витрата пари на турбіну, т/год	292,937	287,504
	Витрата природного газу у допоміжний паровий котел, нм ³ /год	1694,7	1260,1
Потужність на валу турбіни, МВт·год	24,637	24,180	

Таблиця 3 – Продовження

Показники		Енерготехнологічне оформлення	
		існуюче	запропоноване
Блок вторинної конденсації	Витрата електроенергії на конденсацію відпрацьованої пари компресора технологічного повітря, кВт·год*	974	372
	Температура циркуляційного газу, °С:		
	• на вході конденсаційної колони	44	35
	• на вході випарника	22	16
	• на виході випарника	0	0
	Витрата циркуляційного газу, нм ³ /год	628524	619650
	Тиск циркуляційного газу, МПа	23,965	24,494
	Склад циркуляційного газу на вході, % об:		
	• водень	55,54	56,08
	• азот	18,42	18,65
	• аміак	10,42	9,43
	• аргон	6,81	6,62
	• метан	8,81	8,92
	Холодопродуктивність, МВт·год:		
• дві АХУ	6,44	7,12	
• АТК	3,36	—	
Витрата електроенергії, кВт·год*			
• дві АХУ	720	720	
• АТК	4120	—	
Витрата оборотної води, т/год			
• дві АХУ	840	840	
• АТК	120	—	
Витрата рідкого холодоагенту для між-ступеневого охолодження в АТК, т/год	0,5	—	
Узагальнені показники споживання:			
• електроенергії, кВт·год*	6294	3572	
• природного газу, нм ³ /год	1694,7	1260,1	
• глибоко знесоленої води, т/год	21,184	15,751	
• витрата оборотної охолоджуючої води, т/год	960	840	

(* вказана годинна витрата електроенергії)

За показниками (табл. 3), застосування високотемпературного випарника ПХУ забезпечує в умовах підвищеної температури атмосферного повітря зниження температури первинної конденсації від 35 до 26 °С і зменшення теплового навантаження на блок вторинної конденсації, а за рахунок підвищення холодопродуктивності АХУ – майже на 11 %, незважаючи на збільшення температури на вході випарників до 16 °С, можливе відключення АТК від схеми агрегату синтезу і стабілізації температури вторинної конденсації на регламентному рівні.

ВИСНОВКИ

Впровадження запропонованого енерготехнологічного оформлення відділення синтезу дозволяє підвищити енергоефективність агрегату за рахунок зменшення споживання природного газу на 434,6 нм³/год, електроенергії – на 2722 кВт·год (годинна витрата) і глибоко знесоленої води – на 5,433т/год. Експлуатація агрегату (в середньому – 3 тис. годин на рік) в умовах підвищеної температури ат-

мосферного повітря та внаслідок зменшення температури первинної конденсації на 9 °С і стабілізації температури вторинної конденсації на регламентному рівні (0 °С), а також з урахуванням вартості природного газу (1 тис. м³ – 1600 грн), електроенергії (1 тис. кВт·год – 300 грн) і глибоко знесоленої води (1 т – 6 грн) надасть змогу зменшити експлуатаційні витрати на 4,629 млн грн на рік.

БІБЛІОГРАФІЧНИЙ СПИСОК

1. **Бабіченко, А.К.** Вплив температури первинної конденсації на ефективність експлуатації вилокотоннажних агрегатів синтезу аміаку / А.К. Бабіченко, В.І. Тошинський // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2008. – № 3/4 (33). – С. 23–27.
2. **Бамбушек, Е.М.** Тепловые и конструктивные расчеты холодильных машин: учеб. пособие для вузов по специальности «Холодильные и компрессорные машины и установки» / Е.М. Бамбушек, Е.Д. Бухарин, В.А. Герасимов



- и др.; под ред. И.А. Сакуна. – Л.: Машиностроение, 1987. – 423 с.
3. **Бабіченко, А.К.** Конденсаційні системи вилучення аміаку у великотоннажних агрегатах синтезу. Оптимізація роботи / А.К. Бабіченко, В.І. Тошинський // Хімічна промисловість України. – 2008. – № 6. – С. 41–45.
 4. **Варгафтик, Н.Б.** Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
 5. **Ефимов, В.Т.** Повышение эффективности работы абсорбционных холодильных установок в агрегатах синтеза аммиака большой мощности / В.Т. Ефимов, С.А. Ерощенков, А.К. Бабіченко // Холодильная техника. – 1979. – № 2. – С. 23–26.
 6. **Бабіченко, А.К.** З питання підвищення ефективності експлуатації абсорбційно-холодильних установок агрегатів синтезу аміаку / А.К. Бабіченко, В.І. Тошинський // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2009. – № 2/4 (38). – С. 29–32.
 7. **Бабіченко, А.К.** Підвищення енергоефективності експлуатації абсорбційно-холодильних установок бло-
 - ку вторинної конденсації агрегатів синтезу аміаку / А.К. Бабіченко, В.І. Тошинський // Вісник НТУ «ХПІ». – Х.: НТУ «ХПІ», 2009. – № 24. – С. 122–128.
 8. **Бабіченко, А.К.** Дослідження гідродинаміки роботи генератора-ректифікатора абсорбційно-холодильної установки агрегату синтезу аміаку / А.К. Бабіченко // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2009. – № 6/5 (42). – С. 27–29.
 9. **Бадылькес, И.С.** Абсорбционные холодильные машины / И.С. Бадылькес. – М.: Пищевая промышленность, 1966. – 353 с.
 10. **Бабіченко, А.К.** Дослідження процесу теплообміну при конденсації аміаку з циркуляційного газу у випарниках великотоннажних агрегатів синтезу / А.К. Бабіченко, В.І. Тошинський, Є.А. Пирсенкова // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2008. – № 3. – С. 21–25.
 11. **Соколов, Е.Я.** Струйные аппараты / Е.Я. Соколов, Н.М. Зингер. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 350 с.

Поступила в редакцию 12.01.2010

Рассмотрены особенности эксплуатации отделения синтеза аммиака базового для Украины агрегата серии АМ-1360 в условиях повышенной температуры атмосферного воздуха. Разработано аппаратно-технологическое оформление конденсационных систем извлечения производственного аммиака в цикле синтеза, обеспечивающее повышение энергоэффективности агрегата синтеза за счет снижения расходных норм по природному газу, электроэнергии и глубоко обессоленной воде.

The features of ammonia synthesis department exploitation with aggregate АМ-1360, which is base for Ukraine, in conditions of atmospheric higher temperature are considered. The apparatus-technological design of condensation systems of extracting productional ammonia in synthesis cycle is developed. It enables increasing power efficiency of aggregate synthesis due to decrease in consumption of natural gas, energy and deeply unsolt water.

УДК 666.9.015.66

Г.Н. ШАБАНОВА, д.т.н., профессор, главный научный сотрудник,

В.Н. ШУМЕЙКО, инженер, **И.М. РЫЩЕНКО**, к.т.н., доцент, докторант,

А.С. САВЕНКОВ, д.т.н., профессор, **И.С. БЕЛОГУР**, к.т.н., младший научный сотрудник

Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

УТИЛИЗАЦИЯ ОТХОДОВ, ОБРАЗУЮЩИХСЯ ПРИ ПЕРЕРАБОТКЕ НИЗКОСОРТНОГО ФОСФОРСОДЕРЖАЩЕГО СЫРЬЯ

В статье рассмотрены перспективы использования отходов, образующихся при переработке низкосортного фосфорсодержащего сырья, – обедненного фосфат-глауконитового концентрата Ново-Амвросиевского месторождения. Исследована эффективность действия этих отходов на гидратационную активность портландцемента и установлена возможность их использования в строительных материалах.

портландцемент, отходы производства фосфорных удобрений, активная добавка, прочность, сроки твердения