

Шифр: клінкер, декарбонізатор

ДОСЛІДЖЕННЯ КАЛЬЦИНАЦІЇ ВАПНЯКОВОГО ПОРОШКУ
ЗА УМОВ ОПОСЕРЕДКОВАНОГО НАГРІВУ

АНОТАЦІЯ

Загальна характеристика наукової роботи - 27 с., 4 рис., 13 джерел.

Об'єкт розробки – декарбонізатор із опосередкованим нагрівом вапнякової сировини за рахунок електричних нагрівачів для обертової печі з виробництва цементного клінкеру.

Мета роботи – теоретичні дослідження термічної обробки вапнякової сировини у декарбонізаторі за умов опосередкованого нагріву та визначення залежностей його розмірів від продуктивності.

В «Основній частині» дипломної роботи розроблено математичну модель процесів тепломасообміну у декарбонізаторі. Проведені теоретичні дослідження впливу діаметру та концентрації матеріалу у робочому просторі на тривалість термічної обробки, висоту та продуктивність реактора. Узагальнені результати досліджень у вигляді номограм.

КЛІНКЕР, ОБЕРТОВА ПЧ, ПАРНИКОВІ ГАЗИ, ДЕКАРБОНІЗАТОР,
ОПОСЕРЕДКОВАНИЙ НАГРІВ, РОБОЧИЙ ПРОСТІР, ПРОДУКТИВНІСТЬ

ЗМІСТ

ВСТУП	4
1 АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА	6
1.1 Аналіз сучасних технологій виробництва цементу	7
1.2. Викиди цементної промисловості	9
1.3. Методи уловлювання CO ₂	11
2 ОСНОВНА ЧАСТИНА	13
2.1 Розробка методики досліджень	13
2.2. Дослідження впливу діаметру установки та концентрації пилу на висоту та продуктивність реактору	21
ВИСНОВКИ	26
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ	27

ВСТУП

Цементна промисловість є основною із розвинених світових галузей, яка забезпечує потреби будівництва. Як у найближчій так і у віддаленій перспективі споживання цементу бути зростати разом з світовою економікою. Однак одним з негативних явищ цієї галузі є негативний вплив на навколишнє середовище, оскільки вона генерує до 7-14% викидів парникових газів. Найпотужнішим джерелом емісії CO₂, близько 560 кг/т клінкеру, є вапняк як основна складова у виробництві цього матеріалу. Отже вирішення проблем уловлювання CO₂ та розвитку відповідних технологій є актуальною науково-технічною задачею.

Аналіз літературних джерел показує, що перспективним напрямком у вирішенні зазначеної проблеми є застосування перед подачею сировини в обертові печі, основні агрегати з виробництва цементу, так званих декарбонізаторів з опосередкованим підведення теплоти. В таких установках можливе попереднє нагрівання до 925°C та повне термічне перетворення вапняку у вапно. Таке технічне рішення дозволяє централізовано збирати високочистий CO₂ та транспортувати його до місць постійного сховища.

Декарбонізатор як теплотехнічний агрегат може використовувати електричну енергію, що дозволяє максимально знизити викиди парникових газів у виробництві цементу.

В цьому зв'язку, метою даної роботи було проведення теоретичних досліджень термічної обробки вапнякової сировини у декарбонізаторі за умов опосередкованого нагріву та визначення залежностей розмірів такого декарбонізатору від його продуктивності.

Об'єктом досліджень – умовний декарбонізатор із опосередкованим нагрівом, наприклад, за рахунок електричної енергії, перед обертовою піччю з виробництва клінкеру.

Предмет досліджень – процеси тепломасообміну у декарбонізаторі

опосередкованого нагріву та їх зв'язок з технічними параметрами установки.

Робота виконана шляхом теоретичних досліджень на основі розробленої автором математичної моделі термічної дисоціації вапняку у вільно падаючому шарі. Методика розрахунку включає рівняння теплового, матеріального балансу процесу, радіаційного теплообміну за руху матеріалу під дією сил тяжіння.

За результатами досліджень отримано зв'язки впливу діаметру декарбонізатору та концентрації пилу у робочому просторі на тривалість термічної обробки, висоту реактора та його продуктивність. Остаточні результати представлені у вигляді узагальненої номограми, зручної для подальшого застосування, яка дозволяє визначати відповідний зв'язок геометричних розмірів реактора та концентрації пилу в залежності від заданої продуктивності реактора. Також визначені технічні межі промислового застосування декарбонізаторів з електричними нагрівачами.

1 АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА

Виробництво цементу – одна з провідних галузей промисловості будівельних матеріалів, що виробляє різні види цементу; портландцемент, шлакопортландцемент, пуцолановий портландцемент, спеціальні цементы (декоративні, тампонажний, глиноземистий, сульфатостійкий, цемент для гідротехнічних споруд і ін.). Будучи основним в'язким матеріалом, цемент знаходить широке застосування в народному господарстві, головним чином у виробництві бетону, залізобетону, розчинів будівельних, а також в азбестоцементної, нафтовидобувної та ін. галузях промисловості [1].

Сировинною базою цементної промисловості є карбонатні і глинисті породи, родовища які розташовані на території України. Крім природної сировини, цементна промисловість використовує відходи інших галузей промисловості: шлаки металургійного виробництва, золи теплових електростанцій, розкриті породи при видобутку корисних копалин, колчеданні недогарки та фосфогіпс. Все це обумовлює значне поширення кооперації цементної промисловості з відповідними галузями народного господарства з метою комплексного використання сировини і відходів. Наявність вихідної сировини і повсюдна потреба в цементі зумовили необхідність будівництва цементних заводів в різних районах країни.

Сучасна цементна промисловість України відчуває дефіцит сировини, тому важливим є розвиток виробництва на основі використання відходів. Одночасно можливе вирішення двох завдань: захист навколишнього природного середовища та забезпечення будівельної індустрії матеріальними ресурсами при мінімум витрат на їх видобуток. У зв'язку з цим актуальні систематичні наукові дослідження щодо раціонального використання відходів, створення маловідходних і комплексних виробництв. Відвальні доменні шлаки є тим видом відходів, які необхідно дорозробляти, досліджувати їх властивості та характеристики, розробляти послідовність технологічних операцій використання: сушку, грануляцію, гранулометричного поділу і т.д.

1.1 Аналіз сучасних технологій виробництва цементу

Технологія виробництва цементу передбачає багато стадій. Основною сировиною у виробництві є вапнякова сировина 75% та глина 25% (рис. 1.1). Вапняк видобувається у кар'єрах після чого надходить до цементних заводів. Перед використанням у технології сировина проходить стадію сушіння та подрібнення до середнього діаметру часток 10 мкм. Саме такий гранулометричний склад забезпечує у подальшому оптимальні споживчі властивості цементу [1-5].

Підготовлена сировина разом із глиною у кількості 25% надходить до підігрівача. Основною функцією підігрівача є утилізація теплоти відхідних газів, а також попереднє нагрівання сировини до температур 700-950°C. Такий підхід забезпечую вищий коефіцієнт корисної дії технології та забезпечує високу продуктивністю обертової печі.

За рахунок високої температури у підігрівачі розпочинаються хімічні реакції дисоціації вапняку та утворення вапна. Ці реакції проходять за хімічною формулою:



Реакція є ендотермічною, тобто відбувається із поглинанням значної кількості теплоти. У середньому тепловий ефект реакції складає близько 1570 кДж/кг. Продуктами реакції є вапно CaO, твердий матеріал майже такого ж гранулометричного складу, та діоксид вуглецю CO₂, який разом із димовими газами обертової печі спрямовується у димовий тракт.

У підігрівачі процес (1.1) може протікати частково або повністю, тому даний елемент технологічної схеми часто називають декарбонізатором.

Після підігрівача-декарбонізатора суміш вапна та глини з температурою 900-950°C надходить до основного технологічного агрегату, обертової печі, де відбувається термічна обробка порошку при температурах до 1450°C. За цих умов відбуваються структурні перетворення у суміші та на виході з агрегату отримують продукт під назвою клінкер. Клінкер охолоджують із заданою швидкістю і подрібнюють. Після цього можуть додаватися інші мінеральні складові для отримання певної марки цементу.

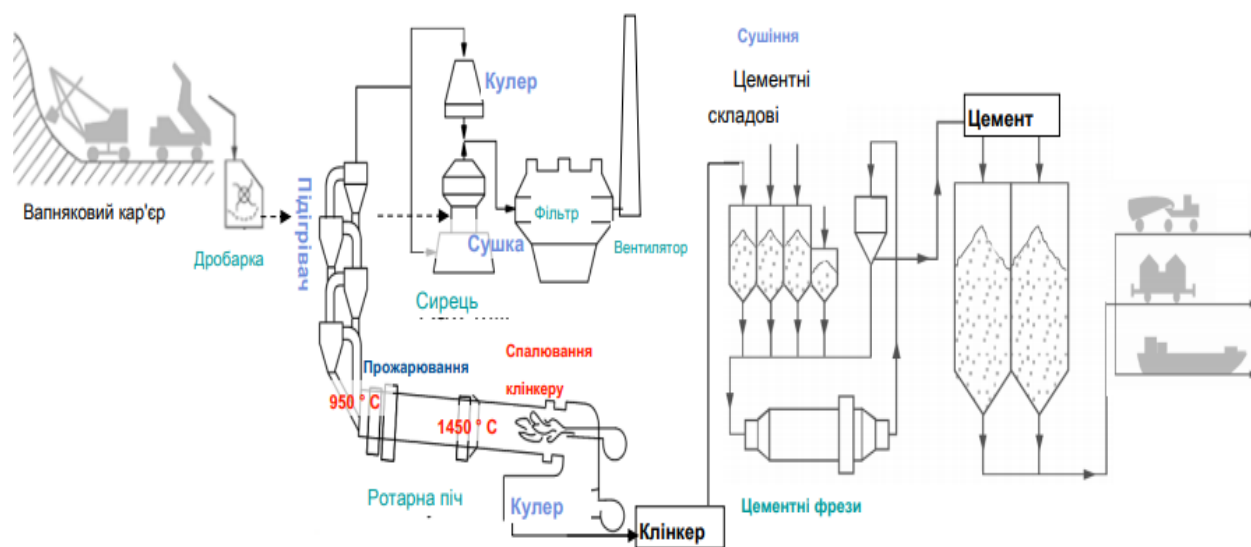


Рисунок 1.2 - Процес виробництва цементу

В якості основного компонента цементу використовується вапняк. Встановлено, що характеристики міцності цементного каменю також зберігаються при заміні до 10 мас. % цементу вапняком. Подальше збільшення частки вапняку призводить до зниження міцності зразків, що пояснюється головним чином недостатнім вмістом алюмінату кальцію в клінкері місцевого виробництва.

Підвищення тонкощі помелу цементної суміші, що містить вапняк, не тільки сприяє збереженню міцності цементного каменю, а й забезпечує її запас. Частинки вапняку, зміст якого в цементі з питомою поверхнею близько 4000 см² / г становить не більш як 10 мас. %, грають роль мікронаповнювача, і міцність такого цементу перевищує міцність вихідного портландцементу.

Слід також мати на увазі, що найближчим часом в Україні буде введено в дію новий стандарт на цемент для будівельних розчинів. У цьому цементі з успіхом може використовуватися вапняк. У США і в Європі для будівельних розчинів і низькомарочних бетонів проводиться велика кількість кладочного цементу (за аналогічними технічними умовами), одержуваного шляхом спільного помелу клінкеру і вапняку. Випуск такого цементу в Україні представляє обопільний інтерес як для виробників, так і для споживачів, оскільки сприятиме виключенню в ряді випадків невиправдано завищеною марки бетону і перевитрати цементу [4].

1.2. Викиди цементної промисловості

Цементна промисловість регулюється національним і міжнародним законодавством [6-10]. Тому більшою мірою рівні викидів залежать від очисних установок, що використовуються для відповідності встановленим нормам викидів.

Викиди від випалювання в цементній печі обумовлені фізичними і хімічними реакціями сировинних матеріалів і палива.

В якості палива як правило використовується природний газ. Процес горіння в цементній печі є невід'ємною частиною виробничого процесу, в якому паливна зола стає частиною цементного клінкеру і енергетичні витрати пов'язані з утворенням складових клінкеру. Основні складові газів, що відходять це азот і надлишковий кисень з повітря, що надходить в зону горіння, і діоксид вуглецю і вода, що утворюються в результаті горіння сировини.

Відхідні гази також включають в себе дрібні частинки пилу, діоксиди сірки, оксиди азоту, оксиди вуглецю, хлориди, фториди, аміак і невелика кількість органічних сполук і важкі метали.

Особливої уваги заслуговує емісія парникових газів у виробництві цементу, яка спричиняє майже 7-14% загальних викидів у світі [6-9].

Як зазначено вище, звичайний потрландцемент, найбільш поширений в будівництві вид, отримують з подрібненого вапняку, обпаленої разом з піском і глиною. У процесі випалу CO_2 виділяється двома шляхами - як продукт горіння вугілля і з газів, які виділяє вапняк при нагріванні - і приблизно в рівному обсязі [6].

Вапняк будучи підданий сильному нагріванню (випалу), втрачає вуглекислоту яка затримується в ньому, що позначається формулою CO_2 . Розкладання починається при температурі 400°C . Повне розкладання відбувається при 925°C , але для прискорення процесу обпалюють вапно при температурі світло-червоного розжарювання (1200°C) [5].

Сьогодні на кожен кілограм виробленого цементу припадає близько одного кілограма вуглекислого газу. Тим часом цемент залишається основним будівельним матеріалом: за рік в світі виробляють від трьох до чотирьох мільярдів тон цементу і CO_2 , і ця кількість продовжує зростати.

Викиди від вапна і цементу, неминучі. Процес CO_2 , який хімічно виділяється з вапняку, складає більше 60% загального викиду CO_2 від вапна та цементу. В структурі загальних викидів CO_2 у виробництві цементу близько 60% пов'язані саме з хімічною реакцією термічного розкладення вапняку (рис. 1.2). Решта 30% та 10% обумовлені у наслідок спалювання вуглеводнів (палива) обертової печі та споживання електричної енергії відповідно.

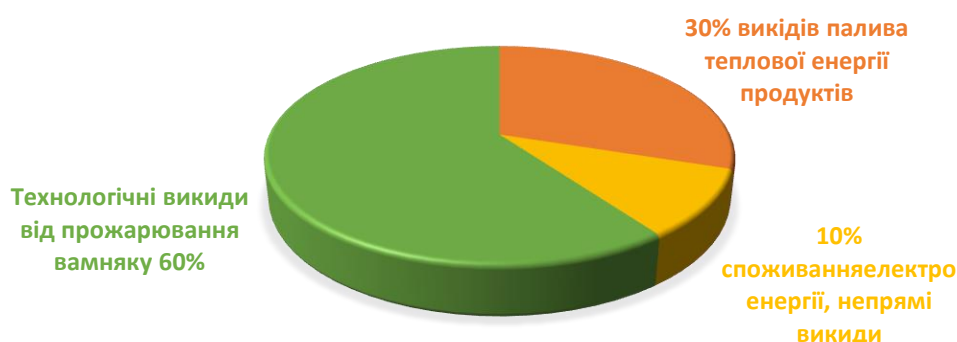


Рисунок 1.2 – Викиди в процесі виробництва цементу

1.3. Методи уловлювання CO₂

Останні 20 років у світі набувають поширення технології уловлювання CO₂ [6-10]. Серед них слід зробити увагу на уловлювання на основі твердих сорбентів; геологічне зберігання CO₂; використання мембран та технологія прямої сепарації LEILAS.

Технологія на основі сорбентів передбачає їх циклічне використання – нагрівання охолодження. Під час охолодження сорбент поглинає CO₂, по закінченню цього періоду відбувається «розрядження» сорбенту шляхом нагрівання та уловлювання діоксиду вуглецю. Завдяки своєму принципу дії із використання джерел низькопотенційної теплоти дана технологія розглядається як найбільш перспективна для теплових електростанцій, де наявні відносно гарячі димові гази та значна кількість парникових газів.

Геологічне зберігання CO₂ насправді є не стільки технологією уловлювання, скільки способом поводження з вже уловленим газом. Технологія передбачає накопичення CO₂ від джерела емісії та поступове закачування цих газів у природні підземні порожнечі, які наприклад утворюються унаслідок видобутку природного газу. Незважаючи на перспективність такої технології в експертів існує побоювання, що неможливо передбачити як саме поведитимуть себе такі сховища у майбутньому.

Технологія на основі селективних мембран передбачає зменшення концентрації компонентів димових газів окрім CO₂ до концентрації достатньої для подальшого охолодження газу і отримання рідкого діоксиду вуглецю. В результаті отримують високочистий газ під тиском, який легко транспортувати до пункту зберігання.

Для цементної промисловості перспективним є реалізація технології прямої сепарації для уловлювання CO₂ [10]. Сутність процесу полягає у заміні конструкції підігрівача (декарбонізатора). Декарбонізатор виконується у вигляді реактора із опосередкованим нагріванням вапнякової сировини через розподільчу стінку. Джерелами теплоти можуть бути природний газ, тверде

паливо або електрична енергія. Таким чином в декарбонізаторі утворюється виключно діоксид вуглецю, який централізовано уловлюється для подальшої обробки.

У свою чергу димові гази від обертової печі використовуються до температури 700-800°C, рівень початку декарбонізації, а також для сушіння сировини.

Безсумнівними перевагами технології є можливість використання електричної енергії, яка може надходити від відновлюваних джерел. Отже технологія дозволяє суттєво скоротити викиди парникових газів у цементній промисловості.

Сучасними викликами на шляху її впровадження є визначення конструктивних характеристик нового типу декарбонізатора, який забезпечить повну дисоціацію сировини. Також важливим є визначення конструкційних матеріалів, зокрема, жаростійкої сталі, здатної витримувати високі температури 1000-1100°C. Саме такий рівень за попередньою оцінкою забезпечить процес декарбонізації сировини.

У цьому зв'язку метою даної роботи є дослідження процесів термічної дисоціації вапнякової сировини у декарбонізаторі із опосередкованим підведенням теплоти. У результаті досліджень мають бути визначені діаметр й висота реактора у відповідності до продуктивності декарбонізатора.

2 ОСНОВНА ЧАСТИНА

2.1 Розробка методики досліджень

Для проведення досліджень розроблено математичну модель розрахунку тривалості термічної обробки клінкеру, висоти та продуктивності реактора (декарбонізатора). Зазначені параметри пов'язані із розрахунковою концентрацією часток у робочій камері та діаметром реактору.

Прийнята схема протікання процесів у реакторі передбачає, що матеріал надходить у верхню частину реактора та вільно падає у низ під дією сил тяжіння. Готовий продукт розвантажується у нижній частині. Теплова енергія виділяється на стінках реактору за рахунок встановлених бічних електричних нагрівачів. Утворена теплота передається усередину камери до пилу та газу потоку. Пил відповідно являється сумішшю часток вихідної та оброблюваної сировини. Газ утворюється виключно за рахунок декарбонізації вапняку та відводиться у верхній частині реактора.

Отже процес декарбонізації забезпечується балансом наступних факторів: часом вільного падіння сировини та відповідним їй перебування у камері реактора, а також тепловим потоком від стінок реактора на поверхню матеріалу.

Основні припущення, які прийняті у моделі:

- середній розмір часток становить 10 мкм відповідно до технології виробництва цементу;
- температура в реакційній зоні становить 925°C, що обумовлено властивостями вапняку;
- масова частка вапняку у суміші із глиною становить 75% відповідно до технології виробництва цементу;

- витрати теплоти на нагрівання сировини до температури процесу 925°C не враховуються, оскільки нагрівання за попередньою оцінкою відбувається доволі швидко, менш $0,1$ с, а доля витрат теплоти на цей процес не перевищує 5% ;

- враховано, що у випадку застосування у реакторі електричних нагрівачів, максимальна щільність теплового потоку на поверхні таких нагрівачів має становити не більше 25 кВт/м $^{\circ}$, що обумовлено термічною стійкістю подібних пристроїв;

- температура газів (CO_2 , що виділяється у наслідок декарбонізації) дорівнює температурі матеріалу;

- ступінь випалу вапняку має становити 100% по завершенню процесу декарбонізації;

- у зв'язку із невеликим розміром, частинки матеріалу приймаються термічно тонкими тілами. Отже температура та фізичні властивості частинки є однаковими незалежно від стадії процесу;

- в розрахунках тривалості падіння вважалось, що висхідний потік утвореного CO_2 не перешкоджає руху матеріалу.

Методика досліджень процесів у реакторі кальцинації вапнякової сировини ґрунтується на рівняннях теплового та матеріального балансів, а також радіаційного теплообміну запилених потоків.

Вихідними даними у математичній моделі є наступні параметри:

- діаметр реактору $D = 0,5-1,5$ м;
- діаметр часток порошку $d = 10$ мкм;
- концентрація порошку матеріалу у робочій камері μ не більш 1000 г/м 3 (цей параметр обирається у відповідності до розрахункової висоти реактору);
- температура декарбонізації $t_p = 925^{\circ}\text{C}$;

- початкова температура та кінцева матеріалу дорівнює температурі декарбонізації $t_{\text{п}} = t_{\text{к}} = 925^{\circ}\text{C}$;

- теплота дисоціації вапняку $q_{\text{дис}} = 1570$ кДж/кг;

Розрахункова схема реактору наведена на рисунку 2.1.

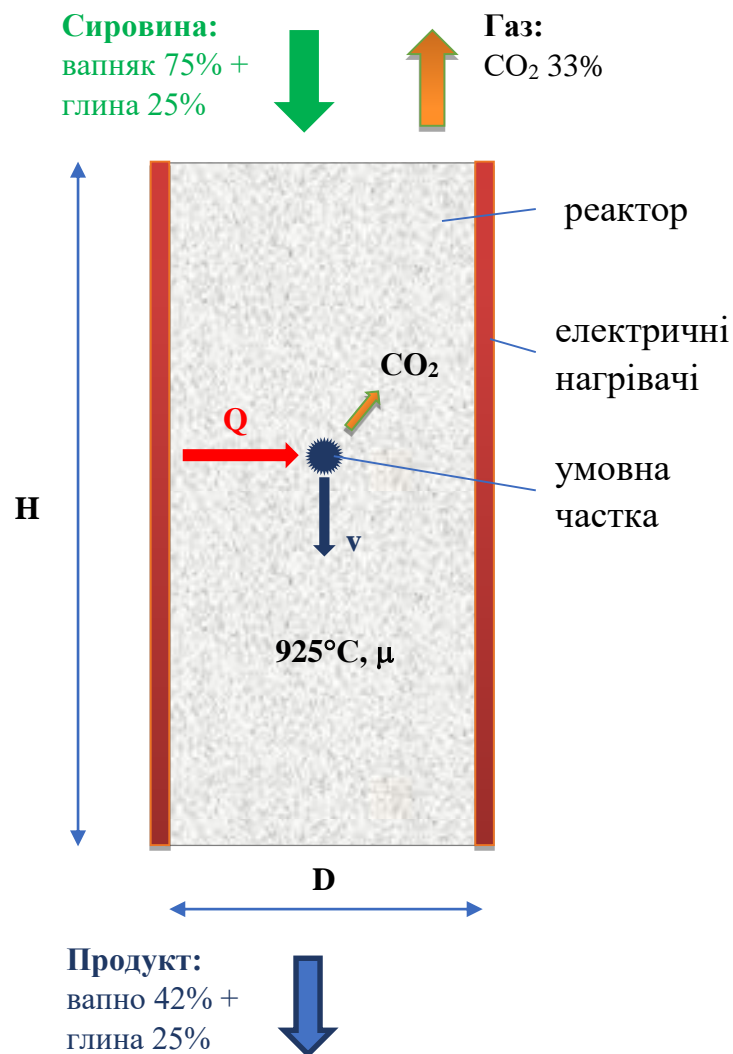


Рисунок 2.1 – Розрахункова схема теплообміну

Вихідними даними у розрахунку тривалості термічної обробки клінкеру, висоти та продуктивності реактора є наступні параметри:

- діаметр реактору D , м (як керуючий параметр);
- розмір часток сировини $d = 10$ мкм (прийнятий відповідно до технології виробництва цементу);
- концентрація пилу у реакторі μ , г/м³ (як керуючий параметр);
- густина вапняку $\rho_{\text{CaCO}_3} = 2,8$ г/см³;
- густина глини $\rho_{\text{Г}} = 1,8$ г/см³;
- густина вапна $\rho_{\text{CaO}} = 1,65$ г/см³;
- температура у реакторі $T = 1198\text{K}$ (925°C) – що забезпечує процес термічної дисоціації;
- максимальна допустима щільність теплового потоку від стінок реактора до частинок матеріалу повинна враховувати технічні можливості високотемпературних електричних нагрівачів. Тому цей показник прийнятий на рівні $q_{\text{макс}} = 25000$ Вт/м².

Методика розрахунку процесів у реакторі включає наступні рівняння та формули.

На першому етапі визначається оптичні характеристики запиленого потоку [11] та температура стінок реактору на основі щільності теплового потоку від до матеріалу:

- коефіцієнт ослаблення теплового випромінювання за рахунок часток пилу:

$$k_{\text{п}} = 0,42 \cdot \frac{A}{\rho_{\text{м}}} \cdot 273 \cdot \sqrt[3]{\frac{1}{T^2 \cdot d^2}} \quad (2.1)$$

де $A = 0,15$ – коефіцієнт, що визначається властивостями матеріалу;

ρ_m – густина матеріалу, кг/м^3 .

- коефіцієнт ослаблення теплового випромінювання за рахунок газів. В системі реактору присутній лише один газ – CO_2 :

$$k_{\Pi} = \frac{0,8 + 1,6 \cdot r_{H_2O}}{\sqrt{P_{\Pi} \cdot L}} \cdot (1 - 0,38 \cdot 10^{-3} \cdot T) \quad (2.2)$$

де $r_{H_2O} = 0$ – парціальний тиск водяної пари в об'ємних долях. Приймається рівним 0, оскільки сировини проходить попереднє сушіння.

$P_{\Pi} = 1$ – парціальний тиск газів, що випромінюють, в об'ємних долях. Приймається рівним 1 – у нашому випадку це CO_2 ;

L – ефективна довжина промінню у реакторі, м.

Останній параметр відповідно до прийнятої розрахункової схеми на рис. 2.1 обчислюється за формулою:

$$L = 0,9 \cdot \frac{4 \cdot V}{F} = 0,9 \cdot \frac{4 \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot H}{\pi \cdot \frac{D^2}{4} + \pi \cdot \frac{D^2}{4} + \pi \cdot D \cdot H} = 0,9 \cdot \frac{D \cdot H}{\frac{D}{2} + H} \quad (2.3)$$

- загальний коефіцієнт ослаблення теплового випромінювання:

$$k = k_{\Gamma} \cdot P_{\Pi} + k_{\Pi} \cdot \mu \quad (2.4)$$

- ступінь чорності запиленого потоку визначається на основі загального коефіцієнту ослаблення та ефективної довжини променю:

$$a = 1 - e^{-k \cdot L}. \quad (2.5)$$

- приведений коефіцієнт випромінювання [12]:

$$\sigma_{\text{пр}} = 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot \frac{1}{\frac{1}{a_{\text{ст}}} + \frac{1}{a} - 1}, \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}^4 \quad (2.6)$$

- температура стінок реактору:

$$T_{\text{ст}} = \left(T^4 + \frac{q_{\text{макс}}}{\sigma_{\text{пр}}} \right)^{0,25}, \text{ К} \quad (2.7)$$

На другому етапі визначається час, висота та продуктивність реактора. Для цього визначено наступну послідовність математичних залежностей.

Об'ємна кількість матеріалу в одному погонному метрі реактора:

$$V_{\text{м}} = V \cdot \frac{\mu}{\rho_{\text{м}}} \cdot 10^{-6}, \text{ м}^3/\text{м}^3 \quad (2.8)$$

де $V = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$ – об’єм одного погонного метру реактора.

Маса матеріалу в одному погонному метрі:

$$M_M = V_M \cdot \rho_M \cdot 10^3, \text{ кг/м} \quad (2.9)$$

Питома кількість теплоти, яку необхідно витратити щоб отримати вапняк у реакторі:

$$q_{\text{дис}} = 1570 \cdot 10^3 \cdot 0,75 = 1177500 \text{ Дж/кг} \quad (2.10)$$

де 1570 кДж/кг – теплота дисоціація вапняку.

0,75 – масова доля вапняку у суміші із глиною.

Загальна кількість теплоти необхідна для термічної обробки сировини в одному погонному метрі:

$$Q_{\text{дис}} = q_{\text{дис}} \cdot M_M, \text{ Дж/м}^3 \quad (2.11)$$

Тепловий потік від стінок реактора на матеріал в одному погонному метрі реактора:

$$Q = q_{\text{макс}} \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}, \text{ Вт} \quad (2.12)$$

Час необхідний для повного термічного розкладення вапняку [13]:

$$\tau = \frac{Q_{\text{дис}}}{Q}, \text{ с} \quad (2.13)$$

Приймаємо, що матеріал вільно під дією сил тяжіння рухається униз реактора. Тоді мінімальна висота реактора, яка має забезпечити повне термічне розкладання вапняку становить:

$$H = \frac{g \cdot \tau^2}{2}, \text{ м} \quad (2.14)$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

Загальна ємність реактора становить:

$$E = H \cdot M_{\text{м}}, \text{ кг} \quad (2.15)$$

Продуктивність такого реактору буде відповідно дорівнювати:

$$G = \frac{E}{\tau} \cdot 3,6, \text{ кг/ год} \quad (1.16)$$

Отже рівняння (1.1-1.15) є спрощеною математичною моделлю декарбонізатора, яка дозволяє визначати час термічної обробки, висоту та продуктивність реактору на основі прийнятих вихідних даних: діаметру реактору та концентрації пилу у реакторі. Відповідно розмір часток пилу 10 мкм, температура процесу 925°C, щільність теплового потоку з поверхні стінок реактору 25 кВт/м² є незмінними параметрами, які визначаються технологічними умовами та технічними особливостями процесу.

Зазначений алгоритм був реалізований у вигляді програми розрахунку у додатку MS Excel.

2.2. Дослідження впливу діаметру установки та концентрації пилу на висоту та продуктивність реактору

У ході дослідження було обрано наступний діапазон зміни вихідних параметрів реактора: діаметр реактора 1,0-2,0 м; концентрація пилу у робочому просторі 50-250 г/м³.

Оскільки розрахункові параметри, зокрема продуктивність, висота та час термічної обробки пов'язані між собою, то прийняте рішення не приводити результати розрахунку часу. Проте у розрахунках значення цього показника змінювалось у діапазоні 0,8-5,9 с.

Узагальнені результати представлені на рис. 2.2 у вигляді номограми.

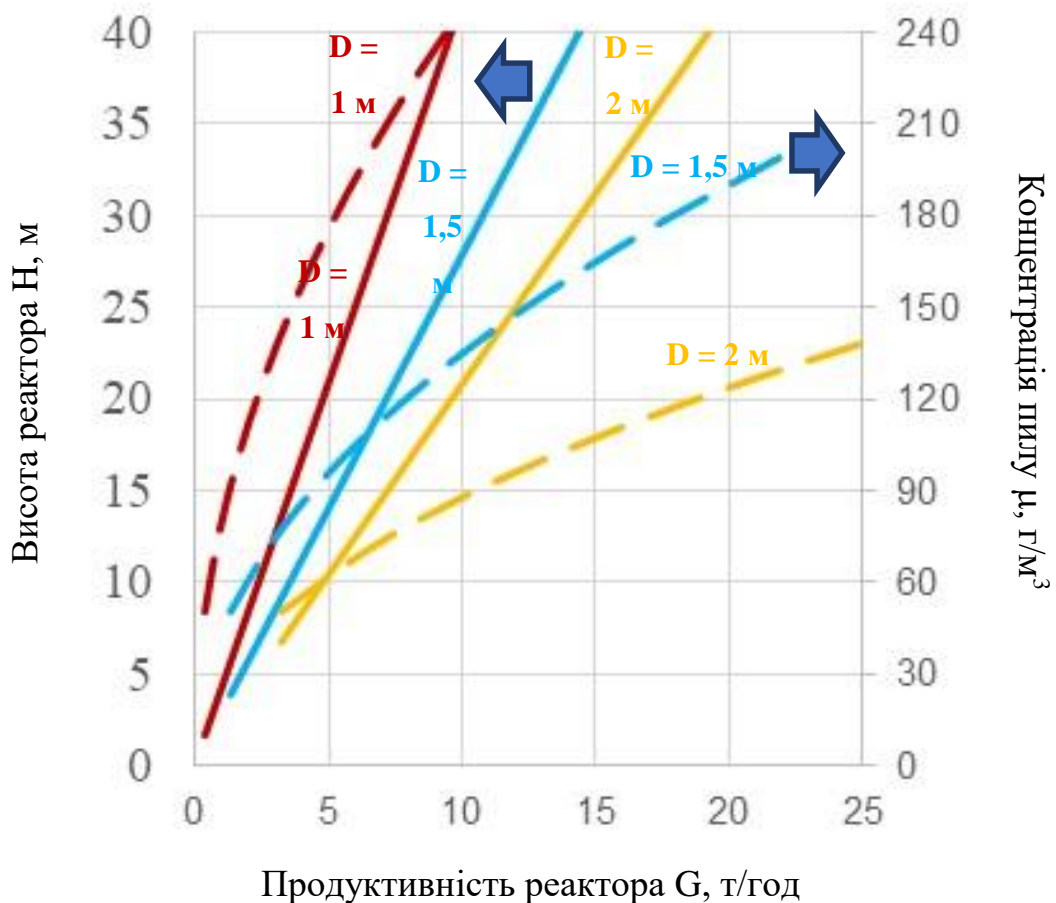


Рисунок 2.2 – Результати дослідження впливу діаметру установки D та концентрації пилу μ на висоту H та продуктивність реактору G

З метою забезпечення спрощеного користування наведеними графіками за віссю абсцис розташована продуктивність реактору, а за віссю ординат – розрахункова висота реактору. Також на допоміжній вертикальній осі показані значення концентрації пилу у реакторі. Отже на рисунку побудовані графіки $H(G)$ – суцільні криві та $\mu(G)$ – пунктирні криві. Кожній кривій відповідає свій прийнятий діаметр реактору 1,0 м, 1,5 м та 2,0 м.

За результатами досліджень можна зазначити наступне.

Технологія опосередкованого нагріву вапнякової сировини у декарбонізаторі (перед подачею в обертову піч) потребує значних габаритів реактору. Зокрема, висота в залежності від продуктивності установки сягає 30-40 м, а в окремих результатах розрахунків навіть 100 м.

Збільшення діаметру реактора у діапазоні 1-2 м дозволяє істотно зменшити висоту. Наприклад за визначеної продуктивності 10 т/год за вихідною сировиною висота установки може бути зменшена з 42 м до 22 м, майже в 3 рази. Проте визначення питомих показників реактору, таких як питома поверхня або вага реактору, показує, що вони практично залишаються незмінними. Отже про можливість оптимізації розмірів реактору за цими ознаками некоректно.

Слід зауважити, що найбільший вплив продуктивності на висоту реактору має місце для малих діаметрів, тобто у діапазоні 1,0-1,5 м.

Наступним слід зауважити зв'язок продуктивності та висоти для певних діаметрів реактору. Як видно з рис. 2.2, має місце майже лінійний зв'язок $H(G, D = \text{const})$. Водночас ця залежність помітно виражена, оскільки, наприклад, для умов $D = 1,0$ м збільшення продуктивності від 2,5 т/год до 5 т/год призводить до відповідного зростання висоти з 10 м до 20 м.

Стосовно зв'язку концентрації пилу та продуктивності можна відзначити, що більшій продуктивності відповідає більша концентрація пилу в усьому діапазоні досліджень. Проте концентрація пилу у робочому просторі залишається доволі невеликою на рівні 50-250 г/м³. При цьому реактор з меншим діаметром матиме більшу концентрацію пилу за інших рівних умов. Однак слід наголосити, що концентрація є виключно вихідним розрахунковим параметром в алгоритмі та не може бути параметром керування під час проектування або експлуатації реактору. Отже цей параметр необхідний виключно для аналізу роботи печі.

На основі отриманих результатів постає питання, якими повинні бути габарити та продуктивність агрегату в цілому. Відповідно до відомих показників роботи печей цементної промисловості реальному виробничому масштабу відповідає продуктивність на рівні 50-70 т/год. Таким чином можна зазначити, що технологія опосередкованого нагріву декарбонізатора навряд чи здатна забезпечити ці потреби в однострубному реакторі.

Звичайно необхідно продуктивності можна досягти за рахунок збільшення діаметр 2 м та вище, проте виникають додаткові ускладнення, пов'язані із забезпеченням рівномірного розподілу сировини по перетину реактора.

Другою проблемою є максимальна висота реактора. Цей фактор визначається декількома чинниками. З одного боку це температура при якій експлуатуються стінки установки, а з іншого конструкційні властивості металу, з якого буде виготовлено реактор. В нашому випадку, температура стінок становила близько 1000°C . За оцінки окремих експертів, це дозволяє використання спеціальних жаростійких сталей, проте реальна висота реактору, яку можна досягнути, це близько 30 м. Отже маємо для реактора діаметром 2 м максимальну продуктивність за вихідною сировиною близько 14 т/год, або близько 8 т/год за готовим продуктом. Крім того слід зауважити, що розроблена математична модель не враховує нагрівання сировини до температури 925°C . Останнє може знизити розрахункові показники продуктивності до 15%.

Таким чином за результатами дослідження процесу можна зробити наступні висновки:

1. Технологія опосередкованого нагріву, призначена для централізованого уловлювання викидів CO_2 , характеризується низкою сталих (незмінних) параметрів: розмір часток сировини – 10 мкм (промислові вимоги); максимальна допустима щільність теплового потоку з поверхні реактору на матеріал 25 кВт/м^2 (технічні можливості електричних нагрівачів, що забезпечують тривалу безперебійну роботу); висота реактору має бути близько 30 м – конструктивне обмеження.
2. Зі збільшення продуктивності реактору в діапазоні 5-25 т/год висота реактору приймає значення від 1,5 до 40 м. При цьому реактору з меншим діаметром ($D = 1,0 \text{ м}$) відповідає більша висота. Аналогічним чином має місце зв'язок продуктивності та концентрації пилу у

робочому просторі, який приймає відповідно значення від 50 до 250 г/м³.

3. Для виконання усіх технічних та технологічних умов рекомендується реактор з наступними характеристиками: висота 30 м; діаметр 2 м; продуктивність 14 т/год за вихідною сировиною (або 8 т/год за готовим продуктом).
4. Забезпечення промислового масштабу функціонування декарбонізатора на реальних обертових печах цементної промисловості потребує використання багатотрубного реактору – з багатьма вертикальними трубами заввишки 30 м. Для умов печей продуктивністю 50-70 т/год, кількість труб декарбонізатора має становити 4-5 труб.
5. Отримані результати можуть бути використані у подальших дослідження декарбонізаторів із опосередкованим нагрівом, зокрема для визначення матеріального та теплового балансів прототипів.

ВИСНОВКИ

Відповідно до завдання на роботу виконано аналіз літературних джерел стосовно цементного виробництва та супутніх шкідливих викидів у навколишнє середовище, зокрема парникових газів. Вивчення наявних технологій уловлювання діоксиду вуглецю показало, що перспективним є пряме збирання цього газу на основі застосування декарбонізаторів опосередкованого нагріву перед обертовими печами з виробництва клінкеру.

В роботі розроблено математичну модель термічної обробки вапнякової сировини у декарбонізаторі та проведені дослідження впливу діаметру реактору та концентрації пилу у робочому просторі на висоту та продуктивність. Діапазон змін діаметру та концентрації склав відповідно 1-2 м та 50-250 мг/м³. Незмінними умовами щодо проведеного чисельного експерименту були гранулометричний склад сировини 10 мкм, масова частка вапняку у суміші із глиною 75%, максимальна щільність теплового потоку від електричних нагрівачів 25 кВт/м² та температура роботи декарбонізатора 925°C. Вибір останніх параметрів обумовлений технологією виробництва цементу.

За результатами досліджень для виконання усіх технічних та технологічних умов рекомендується реактор з наступними характеристиками: висота 30 м; діаметр 2 м; продуктивність 14 т/год за вихідною сировиною (або 8 т/год за готовим продуктом). Водночас забезпечення промислового масштабу декарбонізатора на реальних обертових печах цементної промисловості потребує використання багатотрубного реактору – з багатьма вертикальними трубами. Для печей продуктивністю 50-70 т/год, кількість труб декарбонізатора має становити 4-5 труб.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Гришманов И. А., Промышленность строительных материалов на рубеже новой пятилетки, М., 1971; Люсов А. Н., Цементная промышленность СССР. Состояние и перспективы развития, М., 1974. [1]
2. Бабич М.В. - директор ГП «СЕПРОЦЕМ», Киряева Э.Е., 06/03, 2012, «Добавка известняка в цемент»,
3. Нехлебаев Ю.П. Экономия топлива при производстве извести. М.: Металлургия, 1987. - 136 с.
4. Anjan Kumar Chatterjee. Cement Production Technology. Principles and Practice, 2018 by CRC Press – 419p.
5. Коженевский С.Р. Известняк [Электроний ресурс]: режим доступа http://vodospad.com/articles/building-stones/izvestnyak_12_10_10.html.
6. European Commission, 2001. Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC), Reference Document on Best Available Techniques (BREF) in the Cement and Lime Manufacturing Industries, December 2001.
7. European Commission, 2007. Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC), Reference Document on Best Available Techniques (BREF) in the Cement and Lime Manufacturing Industries. Draft September 2007. Available at <http://eippcb.jrc.es>. [Accessed 5 August 2009].
8. US EPA, 2011. SPECIATE database version 4.3, U.S. Environmental Protection Agency's (EPA). Available at: <http://cfpub.epa.gov/si/speciate/>.
9. Visschedijk, A.J.H., Pacyna, J., Pulles, T., Zandveld, P. and Denier van der Gon, H., 2004. 'Coordinated European Particulate Matter Emission Inventory Program (CEPMEIP)'. In: Dilara, P. et. al (eds), Proceedings of the PM emission inventories scientific workshop, Lago Maggiore, Italy, 18 October 2004. EUR 21302 EN, JRC, pp. 163–174. [2]
10. PUBLIC LEILAC PRE-FEED SUMMARY REPORT.

11. Тепловой расчет котлов (Нормативный метод). Издание 3-е, переработанное и дополненное. — Издательство НПО ЦКТИ, СПб, 1998. — 256 с.
12. Mullinger, P., & Jenkins, B. (2008). Industrial and process furnaces: Principles, design and operation. Amsterdam: Butterworth-Heinemann.
13. Табунщиков Н.П. Производство извести. М.: Химия, 1974. - 240 с.
14. Старченко А.В. (2020). *Дослідження кальцинації вапнякового порошку за умов опосередкованого нагріву*. Молода академія-2020 / Збірка тез доповідей Всеукраїнської науково-технічної конференції студентів і молодих учених Дніпро, НМетАУ, 2020 - 200 с., с. 104