

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

Елі Карзун

УДК 666.924.2.661

МОДЕЛЮВАННЯ І ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ СУХОЇ ГІДРАТАЦІЇ ПРИ  
ДВОХСТАДІЙНІЙ ОБРОБЦІ ВАПНА ВОДОЮ

Спеціальність 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології

Автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня  
кандидата технічних наук

Харків – 2008

Дисертацією є рукопис

Робота виконана на кафедрі хімічної техніки та промислової екології Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут» Міністерства освіти і науки України, м. Харків

**Науковий керівник:**

доктор технічних наук, професор  
**Шапорев Валерій Павлович**  
Національний технічний університет  
«Харківський політехнічний  
інститут», м. Харків, завідуючий  
кафедрою хімічної техніки та  
промислової екології

**Офіційні опоненти:**

доктор технічних наук, ст. н. с.  
**Фрумін Віталій Моїсєвич**  
Державний науково-дослідний і  
проектний інститут основної хімії  
«НІОХІМ» Міністерства промислової  
політики України, м. Харків,  
завідуючий лабораторією

кандидат технічних наук, доцент  
**Атаманюк Володимир Михайлович**  
Національний університет «Львівська  
політехніка» Міністерства освіти і  
науки України, м. Львів, доцент  
кафедри хімічної інженерії

Захист відбудеться «4» червня 2008 року о 14<sup>00</sup> годині на засіданні спеціалізованої вченої ради Д 64.050.05 у Національному технічному університеті «Харківський політехнічний інститут» за адресою: 61002, м. Харків, вул. Фрунзе, 21.

З дисертацією можна ознайомитись у бібліотеці Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут».

Автореферат розісланий 05.05.2008 року

Вчений секретар  
спеціалізованої вченої ради

Тимченко В.К.

## ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ

**Актуальність теми.** В даний час особлива увага поділяється шляхам і методам інтенсифікації хіміко-технологічних процесів міжфазного переносу. Стратегічною метою запропонованих методів інтенсифікації є збільшення продуктивності існуючого обладнання і покращення якості продуктів, що виробляються. Це має важливе значення для технологічних процесів, які здійснюються в системах: тверде – рідина; тверде – рідина – газ. Такі процеси покладені в основу виробництва багатьох каталізаторів (капілярне просочення носія рідиною); виробництва композитів (просочення волокнистих матеріалів); виробництва дисперсних наповнювачів і інгредієнтів (суха гідратація оксидів водою).

Одним з таких технологічних процесів є виробництво високодисперсного гідроксиду кальцію, який широко використовується в багатьох областях промисловості в якості наповнювача, нейтралізатора, композита для очистки газових викидів від шкідливих домішок, для виробництва будівельних матеріалів і будівельних сумішей та інше. Такий самий технологічний процес використовується як одна із стадій у виробництві кальцинованої соди: вироблення вапнякової суспензії для регенерації аміаку через стадію «пушонки» (сухий гідроксид кальцію).

З огляду на вищезазначене, актуальність теми дисертаційного дослідження полягає в об'єктивній необхідності вдосконалення кожної із стадій виробництва високодисперсного гідроксиду кальцію, орієнтованих на підвищення ступеню використання сировини, підвищення якості продукції, зменшення відходів виробництва за рахунок удосконалення і створення нового апаратного оформлення процесу. Рішення цієї задачі дозволить зменшити собівартість продукції, підвищити її конкурентну спроможність, а також зменшити негативний вплив виробництва на навколишнє середовище, що підтверджує актуальність теми дисертаційного дослідження.

**Зв'язок роботи з науковими програмами, планами темами.** Дисертаційна робота пов'язана з науково-дослідною тематикою кафедри хімічної техніки та промислової екології НТУ «ХПІ». Здобувач як виконавець проводив дослідження при виконанні науково-дослідного госпдоговору «Математична модель змішувача в схемі установки розкладення хлориду амонію вапняком» з Державним науково-дослідним і проектним інститутом основної хімії «НІОХІМ», (м. Харків) та виробничою фірмою «Karzonn engineering & Contracting», (м. Набатіє, Республіка Ліван).

**Мета і задачі дослідження.** Метою дисертаційної роботи є вдосконалення основних стадій виробництва високодисперсного гідроксиду кальцію і створення перспективного апаратного оформлення процесу. У зв'язку з цим поставлені наступні задачі дослідження:

– систематизувати теоретичні та прикладні аспекти двохстадійної обробки вапна водою при процесі сухої гідратації, провести аналіз даних і обґрунтувати використання на першій стадії контакт шматків вапна з водою шляхом повного

занурювання шматків вапна в об'єм води на деякий час, тобто обґрунтувати метод «занурювання» шматків у воду;

– провести дослідження процесу «занурювання» шматків вапна у воду, отримати математичну модель процесу і виявити методи інтенсифікації процесу;

– на основі математичного опису процесу «занурювання» і експериментальних даних розробити більш досконалу конструкцію апарата змочування вапна;

– отримати математичні моделі процесів, що протікають на другій стадії, – в реакторі-гідраторі, визначити залежність продуктивності гідратора від параметрів процесу і обґрунтувати конструктивні зміни гідраторів для процесів вироблення гідроксиду кальцію і «пушонки»;

– розробити удосконалені апаратурно-технологічні схеми процесів вироблення гідроксиду кальцію і «пушонки», напрацювати дослідні партії продуктів і довести переваги їх фізико-хімічних властивостей порівняно з відомими стандартами.

*Об'єкт дослідження* – процес просочення шматків вапна водою і гідратації змоченого вапна, апарати для змочування і гідратації.

*Предмет дослідження* – кінетика процесу просочення, вплив на кінетику температури рідини, її складу і парогазової фази, кінетика процесу гідратації змоченого вапна, процес диспергації шматків при проходженні вздовж гідратора, умови класифікації продукту гідратації та фізико-хімічні властивості продукту.

*Методи дослідження.* В роботі використані методи фізичного і математичного моделювання процесів, що досліджуються. При визначенні теплової моделі процесу гідратації використовували метод теплофізичного моделювання. Експериментальні дослідження проводили на установках лабораторного типу, стендових збільшеного типу і напівпромислових. Більшість експериментальних досліджень проводилась відповідно планів повного факторного експерименту, обробка результатів досліджень проводилась з використанням програмних пакетів Statistica та Microsoft Excel. Дослідження фізико-хімічних властивостей вапна, проміжних продуктів і гідроксиду кальцію виконувались відповідно методик, які прийняті на виробництвах, і паралельно по сучасним методикам, прийнятим за кордоном. Питому поверхню продукту – гідроксиду кальцію визначали методами БЕТ; величину часток продукту, окрім ситового аналізу, визначали за допомогою електронного мікроскопа.

### **Наукова новизна отриманих результатів.**

1. Теоретично обґрунтований і експериментально досліджений новий процес обробки вапна парогазовою фазою і водою перед апаратом гідратації – процес «занурювання» шматків вапна у воду. Доведено, що інтенсифікація процесу просочування шматків вапна при цьому забезпечується за рахунок заміни дифузійного принципу руху рідини в капілярах (порах) на термоконденсаційний.

2. Розроблено математичну модель, яка описує кінетику просочування шматків вапна при повному занурюванні їх у рідину; на основі аналізу математичної моделі і експериментальних досліджень запропонована нова конструкція апарату попереднього змочування вапна.

3. Розроблено повну математичну модель процесів, що протікають в гідраторі при переробці попередньо змоченого вапна; модель адекватно описує процеси диспергації вапна, розподілу температур вздовж гідратора, класифікації продуктів, залежність продуктивності гідратора від параметрів процесу; на основі аналізу здобутих залежностей запропоновані конструктивні зміни в гідраторах.

4. Розроблена апаратурно-технологічна схема і конструкція апарату попереднього змочування вапна і гідратора для проведення безперервного процесу гідратації вапна, які забезпечують вироблення продукту з показниками, що перевищують відомі стандарти і забезпечують ступінь використання  $\text{CaO}_{\text{своб}}$  – 85–87%.

5. Напрацьовані дослідні партії продукту – гідроксиду кальцію, які характеризуються наступними показниками:  $\text{Ca}(\text{OH})_2 > 96,5\%$ , фракція  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  з величиною часток менше 30 мкм – більше 96%, питома поверхня – від 25 до 45  $\text{m}^2/\text{г}$ , вологість продукту – менше 0,4%. При цьому кількість відходів процесу вироблення  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  зменшилась в три рази, а концентрація  $\text{CaO}_{\text{своб}}$  у відходах не перевищувала 9%. Ці показники у виробництві гідроксиду кальцію досягнуті вперше.

6. Розроблена апаратурно-технологічна схема процесу вироблення вапнякової суспензії у виробництві кальцинованої соди через стадію «пушонки». Вперше доведено доцільність її впровадження і працездатність апаратури.

**Практичне значення одержаних результатів.** Одержані результати мають практичне значення у хімічному виробництві при виготовленні кальцинованої соди та суміжних продуктів. Їх реалізація дозволить удосконалити діючі процеси і апарати в вищезначеній галузі.

Здобуті аналітичні залежності, що представляють математичні моделі, дали можливість виконувати прогнозовані розрахунки раціональних технологічних режимів процесів, що досліджуються, і відповідно довести економічну доцільність нових технічних рішень

Виконані техно-робочі проекти нових апаратів попереднього змочування вапна і гідратації, виготовлені апарати і введені в дослідну експлуатацію.

Практична цінність здобутих результатів досліджень полягає в напрацьованих дослідних партіях продуктів, передачі результатів досліджень Державному науково-дослідному інституту основної хімії «НІОХІМ», (м. Харків) для впровадження при проектуванні гідраторів, а також виробничій фірмі «Karzonn engineering & Contracting» (Республіка Ліван).

**Особистий внесок здобувача.** Здобувачем сформульована задача удосконалення першої і другої стадії процесів гідратації, заплановані та виконані експериментальні дослідження щодо визначення раціональних режимів і параметрів процесів та залежностей фізико-хімічних властивостей

продукту від цих параметрів. Проведено наукове узагальнення результатів дослідження.

**Апробація результатів дисертації.** Основні положення і результати дисертації доповідались на: V, VI Міжнародній науковій конференції «Молодь у вирішенні регіональних та транскордонних проблем екологічної безпеки», (м. Чернівці, 2006, 2007 р.); XIII, XIV науково-практичних конференціях «Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта, здоров'я», (м. Харків, 2005, 2006 р.).

**Публікації.** Результати дисертації опубліковані у 5 статтях, серед яких 3 статті у фахових виданнях ВАК України.

**Структура і обсяг роботи.** Дисертаційна робота складається із вступу, 4 розділів, висновків та двох додатків. Повний обсяг дисертації складає 137 сторінок, з них 23 ілюстрацій по тексту, 6 таблиць по тексту, 2 таблиці на 2 сторінках, 2 додатки на 3 сторінках, список використаних джерел із 127 найменувань на 9 сторінках.

## ОСНОВНИЙ ЗМІСТ РОБОТИ

У **вступі** обґрунтовано актуальність роботи, встановлено мету досліджень, визначено новизну та практичну значимість роботи.

У **першому розділі** наведено аналітичний огляд науково-технічної інформації закордонних та вітчизняних авторів з теоретичних і практичних основ технології високодисперсного гідроксиду кальцію. Наведена інформація щодо процесу вироблення вапнякової суспензії у виробництві кальцинованої соди через стадію «пушонки». Розглянуто і проаналізовано роботу обладнання для реалізації процесу, наведені дані щодо класифікації продукту гідратації і вимогам до його якості. На основі аналізу літературних джерел визначено мету, предмет і задачі дослідження.

У **другому розділі** наведені лабораторні, стендові і напівпромислові установки по дослідженню кінетики просочення шматків вапна водою, кінетики гідратації попередньо змоченого вапна; дослідження процесу гідратації шматкового вапна в гідраторах різної конструкції (типу).

Для кожного типу установки наведено схему замірів параметрів автоматизації процесу. В розділі наведено також устаткування для класифікації продукту і експериментальні схеми сухої і мокрої очистки пило-, парогазової фази, яка виходить з гідратора. В розділі наведені методи аналізу якості вапна які базуються на загальноприйнятих у виробництві методах і технічних умов до якості продукту.

**Третій розділ** присвячено аналізу відомих методів і способів попереднього змочування шматків вапна водою. В ньому доведено, що з точки зору ефективного контакту шматків вапна з водою при проведенні процесу попереднього змочування є метод, який забезпечує повне занурювання шматків в об'єм води. При цьому основними стадіями просочування шматків водою є заповнення рідиною, що просочує, капілярів (пор), в основному за рахунок капілярних сил (1); дифузія газу, що є в порах, через поверхню розділу фаз

всередині пор (2); рух рідини всередину пори за рахунок зменшення тиску газу при реалізації попередньої стадії (3); дифузія газу в рідині, що заповнює пору за рахунок молекулярної дифузії (4); турбулентної дифузії з поверхні шматків (5). Практично всі вищезазначені стадії для процесу, що досліджується, не описані і носять якісний характер, що не дозволяє аналітично визначити глибину просочування, час просочування, для того, щоб досягти необхідного співвідношення у змоченому шматку вапна і води, розробити методи інтенсифікації процесу. При цьому потрібно враховувати обмеження на час просочування шматків вапна: шматок вапна повинен усмоктувати таку кількість води, що достатня для протікання процесу сухої гідратації, але за період просочування сам процес гідратації не повинен йти, тобто утворення  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  не повинно бути, а якщо цей процес спостерігається, то з дуже малою швидкістю. Відповідно з вищезазначеного зрозуміло, що найбільш повільними стадіями є стадії (2–4).

Відповідно з рівнем ієрархії повільних стадій процесів для кількісної оцінки рівнів і вибору напрямків інтенсифікації було встановлено фактор інтенсивності процесу, в якості якого є відношення продуктивності процесу змочування  $Q$  до об'єму робочої зони  $V$ . Для масообмінного процесу в порах (капілярах) цей фактор оцінюється рівнянням

$$I = \frac{Q}{V} = \frac{M\rho}{V} = \frac{\pi r^3 \Delta P \rho}{8\eta l_k S m}, \quad (1)$$

де  $M = \frac{\pi r^4 \Delta P}{8\eta l_k}$  – кількість рідини, що перенесено в одиницю часу в тонкій циліндричній порі по закону Пуазейля,  $\text{м}^3$ ;  $V$  – об'єм пори,  $\text{м}^3$ ;  $\eta$  – в'язкість рідини, Па с;  $r$  – радіус пори, м;  $l_k$  – довжина пори, м;  $\Delta P$  – перепад тиску, Па;  $S$  – питома поверхня пор,  $\text{м}^2/\text{кг}$ ;  $m$  – маса пористого матеріалу, кг;  $\rho$  – густина рідини,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

З рівняння (1) витікає, що на величину  $I$  сильно впливають: реологічні властивості рідини, тому що при просочуванні роль в'язкого опору зростає, а також впливає перепад тиску, який є рушійною силою процесу. Визначення рушійної сили процесу для тупикових пор (що притаманне шматкам вапна) проводили при атмосферному тиску, вакуумі та під гідростатичним тиском рідини. Відповідно здобуті рівняння для розрахунку  $I$ :

$$I_1 = \frac{\pi r^3 \rho}{8\eta l_k S m} \left( P_k + P_a - P_a \frac{l_k}{l_k - l} \right), \quad (2)$$

$$I_2 = \frac{\pi r^3 \rho}{8\eta l_k S m} \left( P_k + P_a - P_2 \frac{l_k}{l_k - l} \right), \quad (3)$$

$$I_3 = \frac{\pi r^3 \rho}{8\eta l_k S m} \left( P_k + P_2 - P_1 \frac{l_k}{l_k - l} \right), \quad (4)$$

де  $P_k$  – капілярний тиск у порах, Па;  $P_a$  – гідростатичний тиск рідини, Па;  $P_1$  – тиск у порі, Па;  $P_1 \ll P_k$ .

Аналіз цих рівнянь довів, що для інтенсифікації процесу просочування необхідно зменшувати залишковий тиск газової фази у порі, або забезпечувати надлишковий тиск рідини.

Виходячи з вищезазначеного, можна запропонувати кілька варіантів технічних рішень, які забезпечують інтенсифікацію процесу.

По-перше, збільшення рушійної сили може бути за рахунок заміни газу в порі ( $\text{CO}_2$ , повітря) іншим газом, який добре розчинюється у воді, або який вступає у хімічну взаємодію з рідиною. По-друге, збільшення рушійної сили у випадку, що розглядається, може бути за рахунок попереднього заповнення пор перегрітою парою, яка конденсується при умовах просочування. У виробництвах, що досліджуються, реалізація вказаних технічних рішень вирішується за рахунок контакту парогазової фази, що відсмоктується з гідратора, зі шматками вапна перед їх подачею в апарат змочування, а потім, в апараті змочування – реалізація процесу просочування шматків вапна.

Для визначення часу контакту вапна з парою або газом (тобто часу обробки вапна паром чи газом) використано рівняння

$$\tau_1 = \frac{l^2}{0,601 \sigma r \sqrt{8RT / \pi M}}, \quad (5)$$

де  $r$  – радіус пори;  $R$  – універсальна газова константа;  $T$  – температура дифузійного газу;  $M$  – молекулярна маса пара (газу), що заповнює пору.

Час заповнення пор рідиною при просочуванні буде

$$\tau_2 = \frac{l^2 \eta}{r_{\text{эф}}^2 (P_0 - P_{\text{П(Г)}})}, \quad (6)$$

де  $r$  – ефективний радіус пор;  $P_0$  – атмосферний тиск;  $P_{\text{П(Г)}}$  – парціальний тиск пара (газу) при просочуванні.

Таким чином, час просочування шматка вапна за інтенсивною технологією визначається сумою  $\tau_1 + \tau_2$  і при цьому повинно бути досягнуто 100% заповнення пор рідиною.

Відомо з теоретичних засад механізму і кінетики сухої гідратації вапна, що в залежності від реакційної спроможності вапна, утворення  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  і диспергація шматків для високореакційного вапна може наступити через 120–150 с і через 600–660 с для жорстковипаленого вапна. Відповідно цьому  $\tau_2$  можна прийняти на рівні 200–250 с (вапно середньої активності). Тому необхідно визначити значення  $\tau_1$ . Для цього були в лабораторних умовах проведені експерименти для оцінки значення параметрів процесу при парогазовій обробці шматків вапна. Оцінку виконано для поруватості вапна  $\Pi = 0,2$  (20%) – малоактивне вапно і  $\Pi = 0,4$  (40%) – вапно середньої активності. Всі зразки вапна здобуті в шахтній печі і взяті з виробництва.

Дослідження виконані з використанням плану повного факторного експерименту. В якості перемінних були прийняті:  $x_1 - T_{\text{Г}}, ^\circ\text{C}$ ;  $x_2 - G_{\text{П}}, \text{м}^2/\text{с}$ ;  $x_3 - d_k, \text{м}$ ; відкликом є  $V - \tau_1, \text{с}$ .



Після перевірки відтворення, визначення коефіцієнтів регресії та їх значимості були здобуті рівняння в натуральних значеннях факторів відповідно вищезазначеної поруватості:

$$\begin{aligned}\tau_1 &= 3240 T_i^{-0,885} G_i^{-0,3} d_k^{0,025}, \\ \tau_1 &= 2263,75 T_i^{-0,8854} G_i^{-0,287} d_k^{-0,034}.\end{aligned}\quad (7)$$

У таблиці 1 наведено час заміщення повітря в порах вапна на перегрітий газ, розрахований по рівнянням (5-7) і коефіцієнт узгодження з експериментом.

*Таблиця 1*

Рівняння адекватно описують результати експериментів (табл. 1), та з них витікає, що температура дифундуючого газу є визначальним параметром, в той же час збільшення витрат газу і діаметру пор не призводить до значного зменшення часу заміщення.

Кінетика просочування вапна водою наведена на рисунку 1.

**Рис. 1.** Кінетика просочування вапна водою

1, 2 – зразки вапна, які не піддавались газозаміщенню, відповідно пористість  $\Pi - 0,2$  та  $\Pi - 0,4$ ; 3, 4 – зразки вапна, які передчасно піддавались газозаміщенню, відповідно пористість  $\Pi - 0,2$  та  $\Pi - 0,4$

Кінетичні залежності 1, 2 (рис. 1) свідчать про «мляву» або чисто дифузійну стадію процесу просочування, тобто рушійна сила процесу залежить від швидкості дифузії витиснення повітря через шар рідини в порі та від величини тертя рухомої рідини о стінки пори. Характер залежностей 3, 4 (рис. 1) показує, що процес просочування протікає за двома стадіями: швидкій, або конденсаційній, тобто перепад тиску в порі виникає за рахунок конденсації пару й розчинення газів, та «млявий» або конденсаційно-дифузійний, тобто формування рушійної сили проходить за рахунок двох процесів.

При порівнянні часу просочування, розрахованого за рівнянням (6) з експериментальними даними видно, що розбіжність результатів не перевищує 20%, що для процесів, які досліджуються, допустимо. Крім того, очевидно, що шматки вапна, в яких не було процесу газозаміщення, за час  $\tau_2 > 100-120$  с (2 хв.) практично не всмоктують воду до необхідного співвідношення  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O}$ . Збільшення часу  $\tau_2$  приводить до початку хімічної взаємодії між компонентами і диспергації шматків.

Таким чином, проведені дослідження свідчать про ефективність запропонованого методу попередньої обробки вапна водою парогазового сумішки перед подачею в гідратор.

Далі були проведені оцінки апаратного оформлення процесу. Основні вимоги до обладнання – це забезпечення необхідного часу контакту шматків вапна з парогазовою фазою і часу перебування шматків під шаром рідини, а також забезпечення технологічної надійності. Вимоги до технологічної надійності – це безперервний транспорт шматків в апаратах, виключення забивання та замазування апаратів. Аналіз довів, що найбільш технологічно надійним рішенням для передчасного змочування вапна методом занурювання

у рідину на період 40–120 с є перфорований барабан, що обертається і поділений всередині на секції перфорованими лопатками (рис. 2).

**Рис. 2.** Апарат змочування вапна

1 – течка; 2 – нерухомий (стаціонарний) кожух; 3 – циліндр, що обертається; 4 – опорні вальці; 5 – S-образні лопатки; 6 – шнек; 7 – патрубок переливу; 8–9 – повід; 10 – патрубки відводу газу; 11 – гідратор

Згідно рис. 2, апарат включає нахилену течку 1 для подачі вапна після парогазової обробки, стаціонарний корпус 2, перфорований полий циліндр, що обертається, 3, встановлений на опорних вальцях 4, розподілених по колу циліндра, на його внутрішній поверхні – S-образні лопатки 5, шнек 6 подачі змоченого вапна в гідратор 11. Перфорований барабан апарату змочування, шнек подачі вапна і гідратор мають індивідуальні поводи. Для попередньої парогазової обробки вапна течка 1 герметично з'єднана з системою, яка зображена на рис. 3.

Система працює таким чином. Вапно подається з витратного бункера через барабанний дозатор на віброток 1 (рис. 3), індикатор масової витрати вапна 3 і дозується в течку 1 (рис. 2). Індикатор масової витрати фіксує масу потоку вапна з точністю  $\pm 1\%$  від маси, що подається. Регулювання витрат вапна виконується вібратором 2 (рис. 3). Вапно поступає в механізм змочування вапна 4 (рис. 3), де підтримується постійний рівень води. При обертанні перфорованого барабану 3 (рис. 2) вапно серповидними лопатками 5 підіймається, попередньо занурюючись у воду. Надлишок води швидко стікає скрізь шпарувату перфорацію лопаток 5. Рухаючись до шнека 6, змочене вапно зсипається в його порожнину і подальше транспортується до гідратора 11. Парогазова фаза з гідратору і з механізму змочування вапна відводиться через течку 1 та устаткування для дозування вапна і подається на очистку. Таким чином, газова фаза рухається протитоком шматкам вапна. Час руху шматків вапна по тракту до подачі в поз. 4 (рис. 3) регулюється довжиною вібротокта і частотою вібрацій, а також кутом нахилу течки 1 (рис. 2).

В роботі виконані відповідні інженерні розрахунки, які дозволили для продуктивності по вапну від 10 до 45 т/год при середньому часі перебування дози вапна під шаром води – 90 с розрахувати основні розміри апарату.

Відповідно вищезазначеної схеми в дослідно-промисловому апараті в безперервному режимі були проведені дослідження процесу попереднього змочування вапна. Контроль за результатом процесу виконувався по співвідношенню  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O}$  на виході зі шнеку (поз. 6 рис. 2). Стан води та її зв'язок з  $\text{CaO}$  аналізувались методом ДТА й ІЧ-спектроскопією. В якості осередку для змочування вапна використовувались технічна вода і дистилерна рідина виробництва кальцинованої соди, яка має у своєму складі до 10% (мас.)  $\text{CaCl}_2$ . Рідина мала температуру 90°C. Результати експериментів довели, що у всіх випадках масове співвідношення  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O}$  на виході було більше 2. При використанні технічної води воно складало 2,25, а дистилерної рідини – 2,5. Дослідження змоченого вапна за методами ДТА й ІЧ довело, що у всіх випадках вода має слабкий зв'язок з  $\text{CaO}$ , енергія розриву цих зв'язків складає  $<20$  кДж/моль, що відповідає адсорбційним силам зв'язку.

**Четвертий розділ** присвячено розробці математичних залежностей, які б пов'язували продуктивність гідраторів з параметрами процесу гідратації при умові попередньо змоченого вапна до необхідних співвідношень  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O}$ .

Спочатку в розділі представлені попередні дослідження, в яких вивчено вплив співвідношення  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O}$ , фракційного складу вапна та його активності, поруватості на продуктивність гідратору і ступінь гідратації. Обробка даних проводилась на ЕОМ з визначенням коефіцієнтів регресії, які відображають вплив параметрів, що досліджуються, на швидкість перетворення  $\text{CaO}$  у  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Далі, на основі цих попередніх досліджень, створена математична модель гідратора. В таблицях 2, 3 наведені результати попередніх досліджень.

*Таблиця 2*

З даних, наведених в таблиці 2, можна зробити висновок, що хімічний і фракційний склад суттєво не впливає на продуктивність гідратору і швидкість гідратації. Як і треба було очікувати на вищезазначені показники, основний вплив проявляє співвідношення  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O}$ . Підвищення цього співвідношення до значення 2 і більше в 1,5–2 рази підвищує ступінь гідратації й швидкість процесу. При значеннях співвідношення  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O} > 2$  швидкість процесу гідратації є відносно постійною величиною –  $(27,1 \pm 0,9) \cdot 10^{-4} \text{ хв}^{-1} \cdot \text{м}^{-3}$  та не залежить від навантаження апарату по фізичному вапну. В залежності від останнього є температура реакційної маси в зоні диспергації, яка змінюється від 250 до 380°C. При цьому, якщо співвідношення  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O} < 2$ , в реакційній зоні проходить «перегоряння» і агломерація продукту, що різко знижує вихід продукційної фракції менше 5 мм. З цього можна зробити висновок, що розробка процесу просочування вапна, який забезпечує співвідношення  $\text{CaO}/\text{H}_2\text{O} > 2$ , є своєчасним і актуальним. Крім того, можна стверджувати, що повільною стадією процесу в гідраторі є утворення зародків нової фази  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  і розвиток реакційної поверхні. Встановлено також вплив реакційної активності вапна на процес. Доведено, що активне вапно гідратується до ступеня 96,8%, швидкість процесу складає  $56 \cdot 10^{-4} \text{ хв}^{-1} \cdot \text{м}^{-3}$ , вихід фракції менше 0,005 м – 75%. При гідратації неактивного вапна ступінь гідратації склала 91,5%, швидкість процесу –  $2,5 \cdot 10^{-4} \text{ хв}^{-1} \cdot \text{м}^{-3}$ , а вихід фракції менше 0,005 м – 92%. Це свідчить про те, що в першому випадку, за рахунок інтенсивного виділення тепла (температура досягає 380°C), за рахунок розширення кристалічної решітки  $\text{CaO}$  і термічної фрагментації (диспергації) продукт має більш грубодисперсну структуру. В другому випадку переважає «хімічна» фрагментація, що закономірно дає більш дисперсний продукт.

Аналогічні результати, здобуті при дослідженні процесу гідратації в гідраторах іншого типу (табл. 3).

*Таблиця 3*

На основі попередніх досліджень представлена математична модель процесу в гідраторі. Нижче наведені основні рівняння.

1. Теплова модель процесу взаємодії вапна з водою. В основу моделі покладено відоме рівняння щодо зміни ентальпії ( $h$ ) в системі

$$\frac{dT}{d\tau} = k(h - T). \quad (8)$$

У розгорнутому виді рівняння (8) має вигляд

$$C_{p(p.m.)} M_1 \frac{dT_1}{d\tau} - \frac{dQ}{d\tau} + C_{p(H_2O)} \frac{dM_2}{d\tau} T_2 + C_{p(CaO)} \frac{dM_3}{d\tau} T_3 - \left[ C_{p(H_2O)} \frac{dM_2}{d\tau} + C_{p(CaO)} \frac{dM_3}{d\tau} \right] = 0, \quad (9)$$

де  $T_1, T_2, T_3, T$  – відповідно температури у реакторі на початку процесу; температура води при процесі змочування; температура вапна на вході; температура в будь-якому перетині реактора, К;  $M_1, M_2, M_3$  – відповідно кількість маси в реакторі; кількість води, яка була поглинена при змочуванні; кількість вапна, кг/год;  $Q$  – кількість теплоти, яка виділилась в процесі реакції вапна з водою, кДж/кг;  $C_{p(p.m.)}, C_{p(H_2O)}, C_{p(CaO)}$  – відповідні питомі теплоємкості, кДж/кг·К;  $\tau$  – час, (год).

Рішення рівняння по типу (8) відоме з математики:

$$T = h - C \cdot \exp(-k \cdot \tau), \quad (10)$$

$$\text{де } h = \frac{q + w_2 + w_3}{m_A}, \quad q = \frac{dQ}{d\tau}, \quad w_2 = C_{p(H_2O)} m_2 T_2, \quad w_3 = C_{p(H_2O)} m_3 T_3, \quad m_2 = \frac{dM_2}{d\tau}, \quad m_3 = \frac{dM_3}{d\tau}.$$

У вищезазначених співвідношеннях рішення для стаціонарного режиму має вигляд

$$T_{(\tau)} = \frac{q + m_2 T_2 + 0,19 m_3 T_3}{m_2 + 0,19 m_3}, \quad (11)$$

$$\text{де } 0,19 = C_{p(CaO)} / C_{p(H_2O)}.$$

Підставив в рівняння (11) замість  $q$  ентальпію реакції  $(CaO + H_2O) - \Delta H^R$ , а також натуральні значення  $C_{p(H_2O)}$  та  $C_{p(CaO)}$ , здобує рівняння

$$T - T_1 = \Delta T_{(\tau)} = \frac{m_3 \Delta H^R}{(m_2 - 0,321 m_3) + 0,595}. \quad (12)$$

Рівняння (11, 12) описують і дозволяють розрахувати еволюцію температури в гідраторі в залежності від концентрації  $CaO_{св}$  і температури рідини.

## 2. Фізична модель гідратора

Фізична модель гідратора при моделюванні процесу гідратації у сталому режимі та постійності  $\frac{dQ}{d\tau}$  записується як:

$$V_p \frac{d}{d\tau} (\rho_A C_A) + G C_A + W_A - L_A = 0;$$

$$\begin{aligned}
V_p \frac{d}{d\tau}(\rho_A C_p) + GC_p - xW_A &= 0; \\
V_p \frac{d}{d\tau}(\rho_H C_H) + GC_H &= 0; \\
V_p \frac{d}{d\tau}(\rho_N C_N) + GC_N - L_N &= 0; \\
V_p \frac{d}{d\tau} + G - L_A - L_N - U &= 0,
\end{aligned} \tag{13}$$

де  $V_p$  – об'єм реакційної зони;  $C_A, C_P, C_H, C_N$  – відносні концентрації CaO, Ca(OH)<sub>2</sub>, CaCO<sub>3</sub>, домішок;  $G$  – масова витрата реакційної суміші на виході з гідратора;  $L_A, L_N$  – витрати CaO<sub>св</sub> та домішок відповідно;  $U$  – кількість утвореної пари;  $W_A$  – швидкість процесу гідратації.

В системі рівнянь (13) невизначеною величиною є  $W_A$ , яка залежить від

$$W_A = \hat{O}(L_{i_0} \dots L_{m_0}; C_{i_0} \dots C_{j_0}; Q; \gamma; D; N; r_{m_0}; E_{r_0}; \tau; g; \rho), \tag{14}$$

де  $D$  – діаметр (поперечний розмір) гідратора;  $N$  – швидкість обертання;  $\tau$  – час перебування реакційної суміші в зоні реакції;  $r_{m_0}$  – середній розмір шматків вапна;  $E_{r_0}$  – відхилення від середнього розміру шматка;  $g$  – прискорення сили тяжіння;  $\rho$  – густина.

Виконавши аналіз розмінностей з урахуванням системи (13) і прийнявши в якості критерію теплової подібності рівність  $\frac{dQ}{d\tau}$ , після перетворень було здобуто рівняння в критеріальному виді

$$\frac{W_A}{L_{i_0}} = (D_{ir})_{\tau_0} = BN^{\beta_1} D^{\beta_2} \lambda_0^{\beta_3}, \tag{15}$$

де  $(D_{ir})_{\tau_0}$  – критерій Д'яконова, що визначає співвідношення маси речовини, яка витрачається в одиницю часу на реакцію утворення Ca(OH)<sub>2</sub> до всієї маси речовини в зоні реакції.

Таким чином, продуктивність гідратора пропорційна його розміру –  $D$ , числу обертів –  $N$  і активності вапна –  $\lambda_0$ . Далі було визначено зв'язок між тепловою і фізичною моделями гідратора. Для цього з аналізу рівнянь (8–12) було визначено, що величина  $m_3 = \frac{dM_3}{d\tau}$  з деяким коефіцієнтом пропорційності ідентична величині  $W_A$ . Виконавши ділення правої і лівої частин рівняння (12) на  $L_{i_0}$  було здобуто рівняння

$$(D_{ir})_{\tau_0} = \frac{\Delta T_{(\tau)} B_1}{L_{i_0}}. \tag{16}$$

Підставив (16) в (15), здобуто рівняння

$$\Delta T_{(\tau)} = AL_{n_0} N^{\beta_1} D^{\beta_2} \lambda_0^{\beta_3}. \quad (17)$$

Оцінка коефіцієнта  $A$  і показників степені  $\beta_1$ ,  $\beta_2$ ,  $\beta_3$  для вапна середньої активності з використанням ЕОМ дала наступні результати:  $A = 3,3 \times 10^{-2}$ ,  $\beta_1 = 0,5$ ;  $\beta_2 = 0,99$ ;  $\beta_3 = 0$ . Тоді рівняння (17) має вигляд

$$\Delta T_{(T)} = 3,3 \times 10^{-2} L_0 N^{0,5} D^{0,99}. \quad (18)$$

Здобуті моделі свідчать, що вони дозволяють розраховувати розміри зон гідратації, температурний режим, а також продуктивність гідратора, яка залежить від поперечного розміру апарату і числа обертів, тобто, від величини " $W_M$ ", що характеризує швидкість руху матеріалу вздовж апарату довжиною  $Z$ . Підставивши відому формулу для " $W_M$ " в (18), здобуто рівняння

$$\Delta T_{(\tau)} = \frac{L_{i_0} Z}{1,5 \cdot 10^2 D^{0,01} "W_m"}. \quad (19)$$

З рівняння (19) довжина зони визначається як

$$Z_n = \frac{1,5 \cdot 10^2 D^{-0,01} "W_m" \Delta T_{(\tau)}}{L_{i_0}}. \quad (20)$$

Здобуті рівняння дозволяють виконати повний аналіз процесу гідратації і прогнозування результату, якщо відомі вхідні параметри.

В розділі також наведені балансові опити щодо процесів змочування вапна і послідовної гідратації у барабанному гідраторі діаметром 1,4 м та довжиною 8,5 м, апарат змочування був діаметром 2 м і довжиною 2 м. частоти обертання апарату змочування 1,2–1,6 хв<sup>-1</sup>, гідратора 0,9–1,1 хв<sup>-1</sup>. Температура води в апараті змочування 95°C, температура в гідраторі 205°C. Витрати вапна на гідратацію – 2,8 т/год, вихід готового продукту після класифікації – 2,1 т/год, концентрація Ca(OH)<sub>2</sub> в продукті 96,8%, фракційний склад: частки менше 30 мкм – 96,0%, відходи процесу – 0,2 т/год, концентрація CaO у відходах ~ 12%, CaCO<sub>3</sub> – 87%. Ступінь використання CaO ~ 86,5%.

Порівняння здобутого продукту – гідроксиду кальцію з показниками якості гідроксиду кальцію, що виробляється фірмами «Helter», «Сnim», ООО «Екстор» та ТУ заводу хімреактивів м. Слов'янськ Україна показало, що вироблений продукт має переваги по дисперсному складу, питомій поверхні, яка складає ~ 35–40 м<sup>2</sup>/г і насипної маси. Крім того, очевидно, що підвищилась ступінь використання CaO з 60 до 86,5% та зменшилась кількість відходів у 3 рази.

В розділі також наведена апаратурно-технологічна схема дослідно-промислової установки для вироблення вапнякової суспензії у виробництві кальцинованої соди та результати експериментів її експлуатації.

Середні показники експлуатації установки:

- продуктивність по фізичному вапну – 50 т/год;
- ступінь використання CaO у гідраторі (діаметр 2,5 м, довжина 15 м) 80–81%;

- рідина, в яку проходить занурювання вапна при змочуванні, – дистилерна рідина з температурою 86°C;

- масова доля відходів, враховуючи крупний та мілкий недопал, – 14,1%.

У стаціонарному режимі здобута вапнякова суспензія за рахунок змішування «пушонки» з фракцією менше 30 мм, з дистилерною рідиною і послідувочою класифікації суспензії на віброситах з комірками менше 2 мм.

Молярна концентрація  $\text{CaO}_{\text{акт}}$  – 190–206 н.д., розтікаємість – 75–102 мм, температура після змішування  $\sim 100^\circ\text{C}$ , після класифікації – 94°C. Ступінь очистки парогазової фази при витратах дистилерної рідини на мокре очищення ( $0,5\text{--}0,8\text{ м}^3/\text{нм}^3$  пару) – 99,8%. Рідина після очистки газів повертається на змішування «пушонки». Вищезазначені показники досягнуті вперше і дозволили рекомендувати розроблену схему до впровадження, тому що якість суспензії та ступінь використання вапна відповідають вимогам содового виробництва.

## ВИСНОВКИ

В роботі наведено перспективні рішення науково-практичної задачі вироблення високодисперсного гідроксиду кальцію і вапнякової суспензії. Зроблено висновок про можливість удосконалення процесу сухої гідратації вапна.

1. Виконана оцінка сучасного стану питання по процесу сухої гідратації вапна, виконано аналіз сучасного обладнання для реалізації процесу, сформульовані мета і задачі дослідження.

2. Досліджені кінетичні закономірності процесу змочування вапна водою, визначені шляхи інтенсифікації процесу, обґрунтовано можливість реалізації процесу змочування за рахунок занурення шматків вапна під шар рідини, вперше здобута математична модель, яка дозволяє визначити час попередньої обробки вапна перед подачею в гідратор.

3. Розроблена конструкція апарату і схеми подачі вапна для реалізації попередньої обробки вапна парогазовою фазою і процесу просочування вапна при його занурюванні під шар рідини; доведена доцільність реалізації цього процесу, його ефективність та працездатність обладнання.

4. Розроблено математичну модель процесу гідратації в гідраторах, яка дозволяє аналізувати і прогнозувати хід процесу вздовж апарату, визначити його продуктивність, розрахувати розподіл температур та передбачувати якість продукту.

5. Реалізація двохстадійної обробки вапна у виробництві гідроксиду кальцію з використанням апаратів, запропонованих у роботі, дозволила підвищити ступінь використання вапна з 60% до 85–87%, зменшити відходи виробництва в 3 рази при одночасному виробленні продукту, якість якого перевищує світові вимоги.

6. Вперше відпрацьований процес вироблення вапнякової суспензії у виробництві кальцинованої соди через стадію «пушонки», згідно якого досягнута ступінь використання вапна більше 80%, кількість відходів зменшена в 1,5–2 рази, здобута суспензія, яка відповідає вимогам виробництва;

використання суспензії для регенерації аміаку на станції дистиляції зменшило рідинні стоки виробництва на 0,5–0,8 м<sup>3</sup>/т соди.

7. Державний науково-дослідний інститут основної хімії «НІОХІМ», (м. Харків) і фірма «Karzonn engineering & Contracting», (Республіка Ліван) прийняли рекомендації, що сформульовані на основі проведених досліджень для впровадження у виробництві.

### **СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ**

1. Карзун Э., Боглаенко Д.В., Шапоров В.П. Двухстадийный процесс обработки извести водой при производстве высокодисперсного гидроксида кальция и реакторы для реализации процесса // Східно-Європейський журнал передових технологій. – Харків: Технологічний центр. – 2006. – №2/3 (20). – С. 76–80.

Здобувач провів літературний огляд по темі і обґрунтував напрямки дослідження.

2. Карзун Э., Боглаенко Д.В., Шапоров В.П., Шапоров П.В. Исследование процесса смачивания извести водой перед ее подачей в гидратор в производстве высокодисперсного гидроксида кальция или «пушонки» // Східно-Європейський журнал передових технологій. – Харків: Технологічний центр. – 2007. – 1/3 (25). – С. 41–46.

Здобувач провів експериментальні дослідження і обробку результатів, обґрунтував висновки.

3. Карзун Э., Боглаенко Д.В., Шапоров В.П., Шапоров П.В. Исследование процесса сухой гидратации извести водой в производстве высокодисперсного гидроксида кальция и «пушонки» в производстве кальцинированной соды методом математического моделирования // Вісник Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут». – Харків: НТУ «ХПІ». – 2007. – №9. – С 31–40.

Здобувач провів моделювання процесу за допомогою теплової моделі, встановив зв'язок фізичної і теплової моделей.

4. Карзун Э., Боглаенко Д.В., Шапоров В.П. Технология двухстадийной обработки извести водой при производстве высокодисперсного гидроксида кальция // Тези матеріалів V міжнародної наукової конференції «Молодь у вирішенні регіональних та транскордонних проблем екологічної безпеки». – Чернівці: Зелена Буковина. – 2006. – С. 314–318.

Здобувач провів експериментальні дослідження процесу змочування вапна.

5. Карзун Э., Боглаенко Д.В., Шапоров В.П., Шапоров П.В. Исследование процесса сухой гидратации извести водой в производстве высокодисперсного гидроксида кальция и «пушонки» в производстве кальцинированной соды методом математического моделирования // Тези матеріалів VI Міжнародної наукової конференції «Молодь у вирішенні регіональних та транскордонних проблем екологічної безпеки». – Чернівці: Зелена Буковина. – 2007. – С. 92–95.

Здобувач провів дослідження процесу гідротації.

### **АНОТАЦІЇ**



**Елі Карзун. Моделювання і інтенсифікація процесу сухої гідратації при двохстадійній обробці вапна водою. – Рукопис.**

Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08. – процеси та обладнання хімічної технології. – Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків, 2008 р.

Дисертація присвячена вдосконаленню основних стадій виробництва високодисперсного гідроксиду кальцію і вироблення «пушонки» у виробництві кальцинованої соди з метою підвищення ступеня використання сировини, зменшення відходів виробництва і підвищення якості продукції.

Проведено аналіз процесів і обладнання для виробництва вищезазначених продуктів, з'ясовані причини низького ступеню використання вапна в технологічному циклі. Доведено, що перспективною технологією є двохстадійна обробка вапна водою. На першій стадії – змочування вапна з поглинанням води до співвідношення  $\text{CaO}_{\text{св}}/\text{H}_2\text{O} \geq 2$ , а на другій стадії – гідратація вапна.

При цьому на першій стадії найбільш раціонально використовувати метод повного занурювання шматків вапна під шар рідини на період при якому відбувається тільки сорбція води без протікання хімічної реакції.

Проведено дослідження процесу попереднього змочування вапна методом повного занурення вапна у воду, визначені механізми і кінетика процесу, шляхи інтенсифікації і розроблено математичне описання процесу.

Розроблені математичні моделі процесів гідратації на першій і другій стадіях двохстадійної обробки, доведена їх адекватність. Моделі дозволяють при визначених вхідних параметрах для любого типу гідраторів розрахувати продуктивність і якість продуктів.

Проведені дослідно-промислові випробування апаратури і процесів, які довели, що впровадження розробок дозволяють підвищити ступінь утилізації вапна в 1,5 рази, зменшити відходи виробництва в 3 рази і здобувати продукти гідратації, якість яких перевищує відомі світові стандарти.

Ключові слова: процес гідратації, сорбція, дисперсна система, вапно, двохстадійна обробка водою, процес просочування, гідратор.

**Эли Карзун. Моделирование и интенсификация процесса сухой гидратации при двухстадийной обработке извести водой. – Рукопись.**

Диссертация на соискание научной степени кандидата технических наук по специальности 05.17.08. – процессы и оборудование химической технологии. – Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков, 2008 г.

Диссертация посвящена вопросам повышения эффективности и совершенствования основных стадий производства высокодисперсного гидроксида кальция и производства «пушонки» в содовом цикле с целью повышения степени использования извести, уменьшения отходов производств и повышения качества продукции.

Проведен анализ процессов и оборудования для производства вышеотмеченных продуктов, и выяснены причины низкой степени использования извести в технологическом цикле.

Установлено, что наиболее рациональной технологией производства является двухстадийная обработка извести водой. На первой стадии – смачивание извести с поглощением воды до соотношения  $\text{CaO}_{\text{св}}/\text{H}_2\text{O} \geq 2$ , а на второй ступени – гидратация извести. Причем наиболее перспективным методом обработки извести на первой ступени является метод полного погружения кусков извести в объем воды на период, при котором происходит только сорбция воды без протекания химической реакции. Проведены исследования процесса предварительного смачивания извести методом полного погружения в воду, определены механизмы и кинетика процесса, пути интенсификации и разработано математическое описание процесса.

Разработаны математические модели процесса гидратации на первой и второй стадиях обработки и доказана их адекватность. Модели позволяют при известных входных параметрах для любого типа гидрататора рассчитывать производительность и прогнозировать качество продукции.

Проведены опытно-промышленные испытания разработанных процессов и аппаратуры, которые доказали, что их внедрение позволяет повысить степень использования извести в 1,5 раза, уменьшить количество отходов производства в 3 раза и производить продукты, качество которых превышает показатели мировых стандартов.

Ключевые слова: процесс гидратации, сорбция, дисперсная система, известь, двухстадийная обработка водой, процесс впитывания, гидратор.

**Elie Karzoun. Design and intensification of the process of dry hydration at two-stage treatment limes by water. – Manuscript.**

Dissertation on the competition of scientific degree of candidate of engineering's sciences on specialty 05.17.08. – are processes and equipment of chemical technology. – National technical university the «Kharkov polytechnic institute», Kharkov, 2008.

Dissertation is devoted to the improvement of basic stages of the production high dispersion of hydroxide of calcium and production of "pushonka" in production of the limed soda with the purpose of increase of degree of the use of raw material, diminishing of wastes of production and upgrading products.

The analysis of the processes and equipment of the production of these products is conducted; the causes of low level of the using of limes in the technological process are shown. There is wetting limes with absorbing water to  $\text{CaO}_{\text{fr}}/\text{H}_2\text{O} \geq 2$  on the first stage and there is the hydration of limes on the second stage.

Thus on the first stage it is rationally to use the method of the complete dipping of pieces limes under the layer of liquid for the period when there is only the sorption of water without course of chemical reaction.

It is carried out research of process of preliminary wetting limes by the method of full immersing of lime in water, mechanisms and kinetics of the process are certain, ways of the intensification and the mathematical description of process is developed

The mathematical models of the processes on the first and second stage of two-stage treatment are developed, their adequacy is proved. Models allow at certain entries parameters for any types of the hydrator to expect productivity and quality of products.

Scientifically-industrial tests of the equipment and processes which have proved are lead, that introduction of development allows to raise{increase} a degree of recycling of limes in 1,5 times, to reduce production wastes in 3 times and to receive products of hydration which quality exceeds the known world standards.

Keywords: limes, two-stage processing by water, process of absorption, process of hydration, hydrator, sorption.