МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН

ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО–ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

На правах рукописи

УДК 666.940:41.002.6

САЛИМБАЕВ АБДУРАХИМ ЭРИКОВИЧ

УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССА РАБОТЫ ДЕКАРБОНИЗАТОРА ПРИ РАЗЛОЖЕНИИ ИЗВЕСТНЯКА НА БЕКАБАДСКОМ ЦЕМЕНТНОМ ЗАВОДЕ

Д И С С Е Р Т А Ц И Я

на соискание академический степени магистра по специальности:

5А320305 – «Машины и аппараты химической промышленности и предприятий строительных материалов»

Научный руководитель:
кандидат технических наук, доцент Мухамедбаева З.А.
Работа рассмотрена и
допущена к защите
Заведующий кафедрой
«Технология силикатных материалов
и редких, благородных металлов»
д.т.н., профессор Арипова М.Х.

Декан магистратуры,
Т.ф.н., доц. Мухамедов К.

Ташкент - 2013

ВВЕДЕНИЕ 3

ГЛАВА I. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР 6

1.1. Современные тенденции развития печных систем обжига клинкера 6

1.2. Рекомендации по выбору системы печей с декарбонизаторами и современные технологические схемы 19

ГЛАВА II. МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ И ХАРАКТЕРИСТИКА ИСХОДНЫХ МАТЕРИАЛОВ 26

2.1. Методы исследования 26

2.2. Характеристика исходных материалов 40

ГЛАВА III. ОСОБЕННОСТИ ПРОЦЕССА ДЕКАРБОНИЗАЦИИ СЫРЬЕВОЙ СМЕСИ ПОРТЛАНДЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА ПРИ НАГРЕВАНИИ И РАСЧЕТ ЦИКЛОННЫХ ТЕПЛООБМЕННИКОВ 43

3.1. Физико-химические процессы, протекающие при декарбонизации сырьевых материалов 43

3.2. Тепловой баланс и расчет циклонных теплообменников 46

ГЛАВА IV. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДЕКАРБОНИЗАЦИИ ЦЕМЕНТНОЙ СЫРЬЕВОЙ СМЕСИ ОАО «БЕКАБАДЦЕМЕНТ» 54

4.1. Влияние минерализаторов на процесс декарбонизации сырьевой смеси Бекабадского портландцемента 54

ЗАКЛЮЧЕНИЕ 59

Список использованных источников 60

Список опубликованных работ 64

ВВЕДЕНИЕ

На современном этапе развития экономики Республики Узбекистан в условиях финансово-экономического кризиса особое значение приобретают модернизация, техническое обновление и диверсификация производства, широкое внедрение инновационных технологий. Как отмечает Президент Узбекистана И.А. Каримов в своей работе «Мировой финансово-экономический кризис, пути и меры по его преодолению в условиях Узбекистана», повышение конкурентоспособности предприятий за счет введения жесткого режима экономии, стимулирования снижения производственных затрат и снижения себестоимости является надежным путем преодоления кризиса и выхода Узбекистана на новые рубежи на мировом рынке [1].

Мы выбрали этот путь не для того, чтобы демонстрировать наши достижения перед кем-либо. И каким бы тяжелым и сложным он ни оказался, этот путь - (путь развития полностью отвечающим нашим национальным интересам надеждам и чаяниям, к которым мы стремились в течении многих веков.

Вместе с тем мы осознаем - для того, чтобы занять достойное место в ряду стран развитых и с политической и с экономической точек зрения, нам предстоит ещё много сделать [2].

Актуальность работы. В указе Президента Республики Узбекистан «О внедрении и освоении новых, современных технологий производства строительных материалов, в том числе на базе отечественных прикладных исследований и разработок» особо подчеркивается необходимость развития производства цемента на базе научных исследований и рекомендаций отечественных ученых Узбекистана [2].

Цементная промышленность является одной из важнейших отраслей народного хозяйства страны, определяющей развитие капитального строительства. Современная строительная индустрия предъявляет высокие

требования к качеству строительных материалов на основе цемента. В Республике Узбекистан за последние 5-6 лет объем производства цемента возрос в 1,8 раза, экспорт более 10 раз. Особое внимание уделяется качеству, производимой продукции [3].

Рост экономики Республики в близлежащих регионах обусловливает существенные темпы роста строительных работ, спроса на цемент.

На сегодня цементные заводы в Республике практически вышли на полную мощность и существующие мощности могут обеспечить растущую потребность в ближайшее время.

Правительством Республики уделяется особое внимание развитию производства строительных материалов, удовлетворению потребностей и насыщению потребительского рынка современными строительными материалами, принята программа развития промышленности строительных материалов на 2005-2010 гг., программа модернизации, технического перевооружения предприятий промышленности строительных материалов на период с 2007 по 2011 год [4].

Цементные заводы нового поколения - это заводы, работающие по сухому способу производства цемента с применением перспективных технологических инноваций.

Одна из наиболее значимых технологий, применяемых на новых цементных заводах - печные системы с реакторами – декарбонизаторами.

Цель диссертационной работы – оптимизация параметров циклонных теплообменников в системе с декарбонизатором и достижение полного разложения карбоната кальция в сырьевой смеси портландцемента.

Научная новизна. Повышение эффективности процесса декарбонизации сырьевой смеси при сухом способе производства цемента, углубление термической подготовки материала во взвешенном состоянии при его прохождении по запечному теплообменнику. Установлена зависимость степени декарбонизации сырьевой степени и кремнефтористого

минерализатора. Выявлено, что введение кремнефтористого натрия в количестве 0,5% в сырьевую смесь, понижает содержание карбоната кальция.

Задачи исследования. В рамках поставленной цели были решены следующие задачи:

-проведен обзор информации научно-технической литературы в области развития печных систем обжига клинкера;

-изучены методы оптимизации процесса разложения карбоната кальция по сухому способу производства цемента;

-разработаны комплекс мероприятий по изменению гидравлического режима циклонной установки с увеличением количества отходящих газов, улучшению подготовки газов к очистке в электрофильтрах и повышению их пропускной способности;

-для выявления температуры отходящих газов и температуры нижних ступеней циклонов и определения степени декарбонизации материала циклонно-шахтной печи;

-изучена роль минерализатора на степень декарбонизации сырьевой смеси.

Практическая ценность. При решении вопроса выбора циклонных теплообменников следует учитывать не только то, что в результате снижения температуры отходящих газов возможна экономия топлива, но и возможность повышения гидравлического сопротивления системы в случае недостаточно удачной конструкции циклонов.

Применение циклона 5-ступенчатом запечном теплообменнике позволит снизить его сопротивление по сравнению с 4-ступенчатым на 110 мм.вод.ст.

Структура диссертации. Диссертация изложена на 64 страницах. Состоит из введения, четырёх глав, выводов, списков опубликованных материалов по теме диссертации, использованной литературы и приложений. В диссертации приведены 12 рисунков и 3 таблицы.

ГЛАВА I. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1. Современные тенденции развития печных систем обжига клинкера

Преимущества процесса декарбонизации настолько значительны, что он займет свое место в мировой цементной промышленности, пока не появится новый более совершенный процесс. Самые существенные из этих преимуществ, общие для всех систем декарбонизаторов, перечислены ниже.

Перемещение до 60% теплового процесса в реактор-декарбонизатор позволяет повысить производительность вращающейся печи с циклонными теплообменниками более, чем в 2 раза [9].

Уменьшение термической нагрузки и повышение скорости процесса обжига во вращающейся печи с декарбонизатором по сравнению с вращающейся печью аналогичного размера, оборудованной только циклонными теплообменниками, практически удваивает долговечность огнеупорной футеровки в зоне обжига. А поскольку производительность печи с декарбонизатором в 2 раза выше таковой с циклонными теплообменниками, расход огнеупоров на 1 т клинкера снижается почти в 4 раза [10].

Увеличение долговечности огнеупорной футеровки повышает коэффициент использования печи с декарбонизатором до 90% и приводит к сокращению удельных капитальных затрат на 1 т продукции.

Низкая температура, требуемая для сжигания топлива в декарбонизаторе, позволяет применять низкосортное топливо и топливо содержащие отходы. В декарбонизаторе можно сжигать уголь с более высоким содержанием серы, чем допустимо в печной системе с циклонными теплообменниками.

Сжигание 60% топлива в декарбонизаторе при более низкой, чем во вращавшейся печи температуре (менее 1100°С), уменьшает содержание NO_3,

образующихся при горении в условиях высокой температуры, развиваемой горелкой вращающейся печи, и составляет около 50%.

Сокращение количества высвобождаемого тепла при сгорании топлива и почти полное отсутствие процесса декарбонизации во вращающейся печи уменьшает количество отходящих до печи газов почти в 3 раза, что приводит к концентрированию щелочей, серы и других малых составляющих, улетучивающихся в зоне обжига, примерно в 1/3 объёма отходящих печных газов и облегчает освобождение от этих веществ. При этом уменьшаются потери тепла при байпасировании отходящих газов по сравнению с печной установкой с циклонными теплообменниками [8].

Уменьшение термической нагрузки в печи создает условия, обеспечивающие ослабление настылеобразования и забивания газоходов, стояков и циклонов теплообменника, такими доставляющими сырьевых материалов, как SO_2, Na, K, O, улетучивающимися из зоны обжига. Проведенные испытания систем с циклонными теплообменниками с системами, оборудованными декарбонизаторами, показали, что скорость настылеобразования уменьшается на 50 % и более.

Высокая скорость процесса в декарбонизаторе (менее 2 мин) при четком ее контроле по температурам материала в декарбонизационной камере и отходящих газов облегчает регулирование всего процесса обжига и делает возможным его управление с помощью ЭВМ [11].

Перемещение процесса декарбонизации из вращающейся печи в декарбонизатор улучшает стабильность работы печи, потому что она сводится только к одной функции - к процессу клинкерообразования. Регулирование декарбонизация сырьевой шихты до подачи ее в печь дополнительно способствует стабилизации работы печи.

С 1971 по 1984 гг., в мировой цементной промышленности установлена 221 - система с декарбонизаторами, имеющая общую мощность 643 тыс.т клинкера в сутки что соответствует 7% общего числа вращающихся печей

мира (в мире установлено 3400 печей за исключением 4800 шахтных печей в Китае) или 18 суточного мирового производства клинкера.

В настоящее время разработаны и эксплуатируются в мире 23 систем декарбонизаторов, которые производятся 30 машиностроительными фирмами мира и по принципу действия и основным характеристикам подразделяются на 5 групп (рис. 1.1.1):

I - циклонные топки для обжига во взвешенном состоянии: SF - декарбонизатор, NSF - новая модификация декарбонизатора, CSF- декарбонизатор фирмы Chiohibu, CoSF декарбонизатор с центральным выпускным отверстием;

II - RCP- усиленный декарбонизатор циклонный теплообменник, CG- генератор восстановительного газа, EVS-PS- теплообменник - декарбонизатор для работы по сухому способу;

III - N-MFC - новый декарбонизатор с кипящим слоем фирмы Мицубиси; CFB- декарбонизатор с циркулирующим кипящим слоем.

IV-N-KSV- новый декарбонизатор с завихрением струй Кавасаки, DD декарбонизатор двойного сжигания топлива и деазотирования, SGS - крестовидный декарбонизатор взвешенного состояния, PA - преаксиальный декарбонизатор, PASEK - декарбонизатор с последовательными потоками материала и параллельными потоками газов в двухветвевом циклонном теплообменнике, ILC- встроенный декарбонизатор, SLC- декарбонизатор с отдельным трубопроводом, SLC-S- декарбонизатор с отдельным трубопроводом - специальный;

Y - P-AS - система Prepol с отдельной подачей воздуха, P-AS-LS - система Prepol отдельной подачей воздуха и использованием низкосортных топлив, P-AT- система Prepol со сквозной подачей воздуха, PR -система Pyroclon обычная, PS - система Pyroclon специальная, PR-SF/M-система Pyroclon для обычных и специальных топлив и материалов.

Основные производители декарбонизаторов и лицензиаты приведены ниже:

IHI - Ishikawajima Herima Heavy Ind.Co. (Япония)

F - Fuller Company (США)

TCE - Taiwan Cement Engineering Co. (О.Тайвань)

FCB - Fives-Cail Babcook SA (Франция)

KCP -The KCP Ltd. (Индия)

HMC - Heavy Mechanical Complex (Пакистан)

OE - Onoda Engineering and Consulting Co. (Япония)

KHI - Kawasaki: Heavy Induetries (Япония)

AC - Allis Chalmers Corp. (США)

CLE - CLE Group. Technip (Франция)

USI - Usinexport Import (Румыния)

МШ - Mitsubishi Heavy Industries (Япония)

NB - Noyes Bros (Австралия)

ACC-B - ACC-Baboock (Индия)

N - Nordon (Бразилия)

ACC - The Associated Cement Compays (Индия)

L - Lurgi GmbH (ФРГ)

KSL - Kobe Steel Ltd. (Япония)

SCC - Sumitomo Cement Co. (Япония)

Рис. 1.1.1. Основные характеристики и схемы декарбонизаторов, используемых в мировой цементной промышленности: Условные обозначения:

С 1, 2, 3, 4, 5 - номера циклонов сверху вниз

С 4А и В - двойные циклоны С4, С3 и т.д. в ветвях А и В

С 4С - циклон С4 в ветви циклонного теплообменника с декарбонизатором С 4К

- циклон С4 в печи с циклонным теплообменником в ветви с теплообменником К

- циклонный теплообменник С

-декарбонизатор

Система SF - японской фирмы IHI - одна из первых систем декарбонизаторов, нашла широкое распространение в мире.

В декарбонизаторах этой группы обеспечивается 90%-я степень декарбонизации, расход тепла на обжиг клинкера снижен до 3010 кДж/кг. Из-за короткого времени нахождения пылегазовой смеси в камере декарбонизатора (1,5 - 4 с) эта группа декарбонизаторов рассчитана на применение высококалорийных видов топлива. Наибольшая производительность печной установки с декарбонизатором SF 5000 т/сут.

Некоторые недавно разработанные системы во всех вышеописанных группах декарбонизаторов оборудуются пятиступенчатыми циклонными - теплообменниками, повышающими термический коэффициент полезного действия.

Отдельные системы оборудуются двумя ветвями циклонных теплообменников. Это облегчает эксплуатации печи, значительно увеличивает ее производительность.

Фирма Humboldt wedag (ФРГ), поставляющая системы декарбонизации Pyroclon, сконструировала установку Pyrorapid состоящую из пятиступенчатого теплообменника, декарбонизатора - типа Pyroclon в короткой вращающейся печи с отношением L/D около 10. Это первый шаг к внедрению в цементную промышленность скоростного обжига с использованием современного оборудования.

Схема системы Pyrorapid, характеризующаяся по сравнению с классической печной системой с циклонным теплообменником более низким расходом топлива (3%), капиталовложениями, меньшими массой машинного оборудования (3,5%), расходом огнеупора (на 13%) к строительными и эксплуатационными расходами.

Система Pyrorapid отличаются более высоким удельный съемом с единицей объема печи (5,53 т/м^3- сут) по сравнению с 2,5-5,2 т/м^3 в современных печных системах при одновременно более низком удельном тепловом напряжении зоны спекания - около 8,87* 106 кДж/м^2 ч).

Вращающиеся печи с реакторами-декарбонизаторами

Основной путь совершенствования сухого способа производства без увеличения размера печей - введение в систему запечных теплообменников дополнительного теплообменного устройства - декарбонизатора, в котором сжигается около 40-60% топлива, расходуемого на обжиг клинкера. В декарбонизаторе за очень короткий промежуток времени (примерно 20 с) и почти полностью (80-95%) завершается процесс декарбонизации. Это позволяет значительно повысить производительность печных агрегатов.

По данным фирмы «Смидт» (Дания), зависимость размеров и производительности вращающихся печей различных типов (рис. 1.1.2) показывает, что печи с декарбонизаторами характеризуются меньшим тепловым напряжением и при меньшем диаметре имеют значительно большую производительность по сравнению с печами других типов.

В настоящее время имеется много различных конструкций декарбонизаторов, например фирм «Мицубиси», «Онода», «Кавасаки», «Ихи» (Япония), «Гумбольдт», «Фуллер», «Попизиус», «Ведаг», «Миаг», «Клаудиус-Петерс» (ФРГ); «Смидт» (Дания) и др.

Для всех конструкций декарбонизаторов общим является использование в качестве декарбонизационного узла реактора, встраиваемого в систему циклонных теплообменников в качестве дополнительной системы. Выделение стадии декарбонизации в отдельную стационарную ступень вне вращающейся печи позволяет стабилизировать трудно управляемые процессы подготовки материала в печах с запечными теплообменниками.

При установке декарбонизаторов к действующим печам с циклонными теплообменниками их производительность возрастает примерно в 2 раза.

Удельный расход теплоты при декарбонизаторах теоретически несколько выше по сравнению с циклонными теплообменниками.

Рис. 1.1.2. Производительность вращающихся печей различных типов.
1- печи мокрого способа производства; 2 - печи с четырехступенчатыми циклонами теплообменниками; 3 - печи с декарбонизаторами.

При оценке расхода теплоты следует учитывать многие факторы. С одной стороны, повышение температуры отходящих газов, пропорциональное количеству сжигаемого в декарбонизаторе топлива, обусловливает увеличение расхода теплоты. Повышение температуры отходящих газов связано также с тем, что циклон I (нижней) ступени фактически не является теплообменником, а служит лишь для осаждения материала. С другой стороны, уменьшение удельных потерь в окружающую среду в связи со значительным увеличением производительности печного агрегата при установке декарбонизатора, повышение стойкости футеровки печи в связи с уменьшением ее диаметра и тепловых нагрузок, а также уменьшение вероятности образования настилов и замазывания циклонов сокращают число остановок и розжигов печи, что, естественно, снижает расход топлива.

В реакторе конвективный теплообмен происходит почти мгновенно, поэтому в нем отсутствует высокотемпературная зона, горение идет в присутствии большого количества инертных газов при температуре 900-1000°С. Это обусловливает беспламенное горение топлива, что в свою очередь предотвращает локальный нагрев материала и позволяет избежать налипания его на стенки декарбонизатора и газоходов. При использовании многозольных углей во избежание образования настилов, обусловленных плавлением золы топлива, рекомендуется применять только угли с температурой плавления золы выше 1100 °С. Требования по теплоте сгорания, зольности, содержанию летучих, тонкости помола не отличаются от обычных.

При контакте топлива с нагретой до 700-800°С сырьевой мукой его воспламенение гарантировано. Температура горения топлива в декарбонизаторе невысокая, около 900-1000°С. Это обеспечивает возможность сжигания в них топлива с низкой теплотой сгорания, например бурых углей с удельной теплотой сгорания 8000-15000 кДж/кг и даже горючих техногенных продуктов. Имеются сведения об использовании в Корее глинистых сланцев с удельной теплотой сгорания около 9300 кДж/кг, в ФРГ - горючих сланцев с теплотой сгорания примерно 3900 кДж/кг.

В связи с тем, что в декарбонизаторах осуществляется беспламенное горение топлива при относительно низкой температуре и незначительном избытке кислорода, оксиды азота не образуются. Кроме того, при прохождении через декарбонизатор печных газов содержащиеся в них оксиды азота восстанавливаются. Это снижает содержание оксидов азота в выбрасываемых в атмосферу газах.

В производственной практике декарбонизаторы работают на угольном, газообразном, но чаще на жидком топливе. По производительности и расходу топлива они различаются незначительно.

Из всего разнообразия конструктивных схем печных агрегатов с декарбонизаторами можно выделить три варианта. По одному из них вторичный воздух, необходимый для горения топлива в декарбонизаторе, подается через вращающуюся печь. В таких системах диаметр печи не может быть уменьшен и мощность их ограничена. По другому варианту печные газы также проходят через декарбонизатор, но вторичный воздух в него подается дополнительно из холодильника. Такие системы широко применяют в промышленности. Мощность их достигает 8500 т/сут.

Недостаток таких систем - затруднение в управлении тяговыми режимами и процессами в печи и декарбонизаторе, так как тяга в них обеспечивается одним дымососом.

Третья схема предусматривает установку двух отдельных линий подогревателей: линии газов вращающейся печи и линии декарбонизатора с

индивидуальными дымососами. Для сжигания топлива в декарбонизаторе используется чистый воздух из холодильника. Особенность данной схемы -возможность независимого управления режимом горения топлива в линии печи и линии декарбонизатора, процессом предварительной декарбонизации и процессом обжига во вращающейся печи.

FLSmidth предлагает шесть стандартных систем печей для производства цемента по сухому способу. Каждая из них обладает уникальными преимуществами, которые зависят от конкретных особенностей применения.

На современных цементных заводах сырьевая мука подогревается до температуры декарбонизации в многоступенчатых циклонных теплообменниках. Основная часть процесса протекает в декарбонизаторе, имеющем независимую от основной печи горелку. Завершение процесса декарбонизации и получение клинкера происходит в коротких («длина/диаметр») вращающихся печах без внутренней оснастки.

Фирма FLSmidth предлагает шесть конфигураций систем «теплообменник/декарбонизатор» (рис. 1.1.3 а, б, в) и приведены

рекомендации по их выбору с учетом требований к производительности, а также с учетом
того, идет ли речь о новом проекте или о модернизации существующей установки.

Шесть стандартных конфигурация систем печей для производства цемента по сухому способу

Рис. 1.1.3а. Однониточная система с декарбонизатором, работающим на избыточном воздухе

Рис. 1.1.3б. Однониточная система с декарбонизатором на отдельной нитке с нисходящим потоком.

Рис. 1.1.3в. Двухниточная система с декарбонизаторами

Основные характеристики приведенных схем печей с декарбонизаторами соответственно следующие:

а) -номинальная мощность: 800-5500 т/сутки;

-коэффициент обжига в декарбонизаторе: 10-25%;

-байпас печного газа: 0-25%;

-декарбонизация на входе в печь: 50-70% (по сравнению с 30-40% при использовании SP);

-может применяться планетарный холодильник.

б) -номинальная мощность: 1500-6000 т/сутки, с многониточным теплообменником >10000 тонн в день;

-коэффициент обжига в декарбонизаторе: 55-60%;

-байпас печного газа: 0-60%;

-максимальный диапазон регулировки байпаса: 30%;

-декарбонизация на входе в печь: 90-95%.

в) -номинальная мощность: 6500-11000 т/сутки;

-коэффициент обжига в нитке печи ILC: 10-15%;

-коэффициент обжига в нитке декарбонизатора SLC: 40-50%;

-байпас печного газа: 0-30%;

-максимальный диапазон регулировки байпаса: 30%;

-декарбонизация на входе в печь: 90-95%.

Особыми преимуществами являются:

-самое экономическое решение для малых и средних мощностей;

-низкое удельное энергопотребление с планетарным холодильником;

-простота эксплуатации, благодаря высокой концентрации избыточного воздуха в печи;

-незначительное образование налета на входе в печь и стояк;

-долгий срок службы футеровки печи, благодаря стойкому покрытию;

-меньшая чувствительность к хлоридам и сере, чем в системах предварительной декарбонизации с третичным воздуховодом (без байпаса);

-меньшие, чем у системы SP размеры печи.

Существенным фактором, оказывающим влияние на температуру и теплосодержание газов, является конструкция циклонов верхней ступени. Наилучшим является применение направляющей пластины на выходном патрубке [11]. При этом основная часть потока газов, циркулирующего у крышки циклона, отводится d выходной патрубок, при этом разделение твердых частиц и газа не ухудшается. Применение такой конструкции циклона позволяет снизить его сопротивление на 110 мм вод. ст.

Фирма «Убе» добилась снижения сопротивления циклонов за счет применения конструкции выходного патрубка в виде башмака и изменения конфигурации входного сечения [13].

Фирма «Кавасаки» разработала 5-ти ступенчатый циклонный теплообменник с декарбонизатором KS-5, в котором 3 и 4 ступени представляют собой горизонтальные циклоны. По сравнению с 5-ти ступенчатым теплообменником с обычными циклонами, в KS-5 сокращаются потери давления на 100 мм. вод.ст., расход электроэнергии на 18%, тепла – на 1% [14].

1.2. Рекомендации по выбору системы печей с декарбонизаторами и современные технологические схемы

Производственная мощность и стоимость инвестиций.

Для производства любой мощности, наличие системы предварительной декарбонизации позволит значительно уменьшить размеры вращающейся печи, в сравнении с простои системой с подвесным теплообменником.

Использовать вращающуюся печь диаметром не более 6 м. что обеспечит достаточно долгий срок службы футеровки. По этой причине для почей производительностью более 4000 т/сутки рекомендуется использовать систему предварительной декарбонизации (с третичным воздуховодом).

Простота конструкции системы ILC-E с планетарным холодильником, делает ее самым экономичным решением для производств мощностью до 1500 г. сутки.

Эксплуатация и техническое обслуживание.

В настоящее время вместо систем печей SP обычно предпочитают использовать системы с предварительной декарбонизацией, поскольку они обеспечивают фиксированную степень декарбонизации поступающего в печь сырья, и меньшее время пребывания сырья в системе. Более высокая долговечность футеровки и пониженный вес огнеупоров печи являются причиной более продолжи тельного, чем у печей типа SP, срока эксплуатации систем с предварительной декарбонизацией. Таким образом, сокращается время простоя, и снижаются расходы на огнеупоры. В целом, эксплуатационные расходы на однониточные системы печи ниже, чем на двухниточные. Как следствие, однониточный теплообменник всегда

предпочтительнее, чем двухниточный, для малых и средних производств, если отсутствуют ограничения по высоте башни теплообменника.

Виды и сорта топлива.

Все печные системы F.L.Smidth могут работать на природном газе, дизельном топливе, стандартных сортах угля, или на сочетании этих видов топлива. Тем не менее, специальные виды топлива требуют отдельного рассмотрения при выборе соответствующей конфигурации системы.

Использование тепловой энергии.

Удельное потребление тепла различными системами печей в основном зависит от размера у печи количества ступеней теплообменника, величины байпаса печи (если он предусмотрен) состава сырьевой смеси и вида топлива

Рабочие тепловые балансы печей SLC и ILC с 5-ступенчатыми и 6-ступенчагыми теплообменниками свидетельствуют что, удельное потребление тепла системы с 6-ступенчатым теплообменником на 10 ккал/кг меньше, чем у аналогичной 5-ступенчатой системы. Для сравнения: удельное потребление тепла системой с 5-ступенчатым теплообменником на 20-25 ккал/кг меньше, чем аналогичной 4-ступенчагой системы.

Современные технологические системы.

Проектирование оборудования и систем для производства цемента всегда было непростой задачей из-за разнообразия сырьевых материалов огромного количества необходимых рынку видов цементной продукции и необходимости уменьшить стоимость капиталовложений. Кроме того, сочетание высокоэффективных концепций и необходимости соблюдения требований по надежности привело к замедлению в развитии новых машин и оборудования. Однако повсеместное внедрение систем, оснащенных теплообменником и декарбонизатором, создало возможность выхода на сегодняшний высокий уровень эффективности и надежности. Отражена

тенденция к увеличению доли крупных одиночных производственных линий и достижению неслыханно низких до сегодняшнего момента показателей потребления топлива при использовании современных технологий производства цемента по сухому способу.

Оптимальная технология

На современных цементных заводах сырьевая мука подогревается до температуры декарбонизации в многоступенчатых циклонных теплообменниках. Основная часть процесса протекает в декарбонизаторе, оснащенном независимой от основной печи горелкой. Завершение процесса декарбонизации и получение клинкера происходит во вращающейся печи.

Компания FLSmidth предлагает производителям цемента оборудование для оптимизации данного процесса. Теплообменник с встроенным декарбонизатором (ILC) от FLSmidth остается одним из самых успешных решений, начиная со своего первого запуска в 1976 г., благодаря низкому уровню выбросов, разнообразию конструкций и простоте эксплуатации. Непрерывное совершенствование данной системы с момента ее изобретения позволяет теплообменнику ILC до сих пор сохранять свои передовые позиции. Гибкая конструкция данной системы сможет отвечать любым требованиям в будущем; обеспечивает, и будет обеспечивать заводам лидирующие позиции.

Сырьевая мука (рис. 1.2.1) загружается через входной газоход на 1 (верхнюю) ступень циклонов. Затем она подогревается встречным потоком горячего газа, собирается и передается вниз через другие ступени циклонного теплообменника в декарбонизатор. Топливо сгорает в декарбонизаторе, чтобы обеспечить 92-95% общей декарбонизации смеси до сбора в нижнем циклоне и поступления в печь. Воздух для горения поступает в декарбонизатор из печи через стояк и от холодильника через отдельный газоход третичного воздуха. Типовая конструкция теплообменника ILC предусматривает значительное сокращение образования NO_2 благодаря

высокотемпературному режиму горения. В результате становится возможным легко и эффективно получить условия для минимальных выбросов NO_2, благодаря одной точке горения, одной точке разделения сырья и одному потоку третичного воздуха, поступающему в декарбонизатор по касательной.

Запатентованная FLSmidth конструкция основана на том, что поток сырьевой муки из второго снизу циклона делится на две части, и сырье поступает одновременно в стояк печи и декарбонизатор. Стояк печи и декарбонизатор отделены друг от друга расширительным стояком, который и образует зону уменьшения NO_2. Декарбонизационная камера встроена (по крайней мере, частично) в печной стояк. Все топливо декарбонизатора поступает в стояк печи с более низким уровнем кислорода, чем это требуется для полного сгорания, и таким образом формируется зона понижения NO_2.

Над этой зоной находится основная емкость декарбонизатора, которая разделена на два или более отсека, отделенных друг от друга сужением. Такое изменение поперечного сечения создает сильные вихревые потоки, за счет чего происходит эффективное перемешивание сырьевой муки, топлива и газа, что улучшает передачу тепла и горения. Петлеобразующий газоход декарбонизатора обеспечивает оптимальное время задержки газа, дальнейшее смешивание компонентов и полное сгорание топлива. Поток сырьевой муки из второй или третьей снизу ступени циклона может быть дополнительно разделен так, чтобы часть его подавалась непосредственно в верхнюю часть декарбонизатора. Таким образом, создается активная «горячая зона» в нижнем отсеке декарбонизатора, которая обеспечивает оптимальное сгорание низко реакционного топлива и дальнейшее сокращение выбросов NO_2.

Технические характеристики

• Полный диапазон производственных мощностей сегодняшних заводов - 13000 т/сутки и более;

• Проектируется с однониточной или многониточной системой теплообменника и циклоном до 6 ступеней;

• Коэффициент обжига в декарбонизаторе: 55-65%;

• Декарбонизация на входе в печь: 92-95%;

• Байпас печного газа: 0-60%;

• Максимальный байпас печного газа: 0-100% при использовании специальной конфигурации ILC;

• Дополнительно устанавливается «горячая зона» в нижнем отсеке декарбонизатора;

• Дополнительно устанавливается камера сгорания HOTDISC™ для сжигания крупнокускового альтернативного топлива.

Эксплуатационные характеристики

• Высокоэффективные циклоны с низким падением давления обеспечивают низкое потребление топлива и энергии;

• Самые низкие выбросы NO_2 благодаря уникальной высокотемпературной зоне снижения N_2;

• Низкие выбросы CO благодаря зауженной форме декарбонизатора и петлеобразующему газоходу;

• Простая эксплуатация с отдельной подачей топлива в декарбонизатор и отдельным газоходом для третичного воздуха;

• Подходит для традиционных и альтернативных видов топлива.

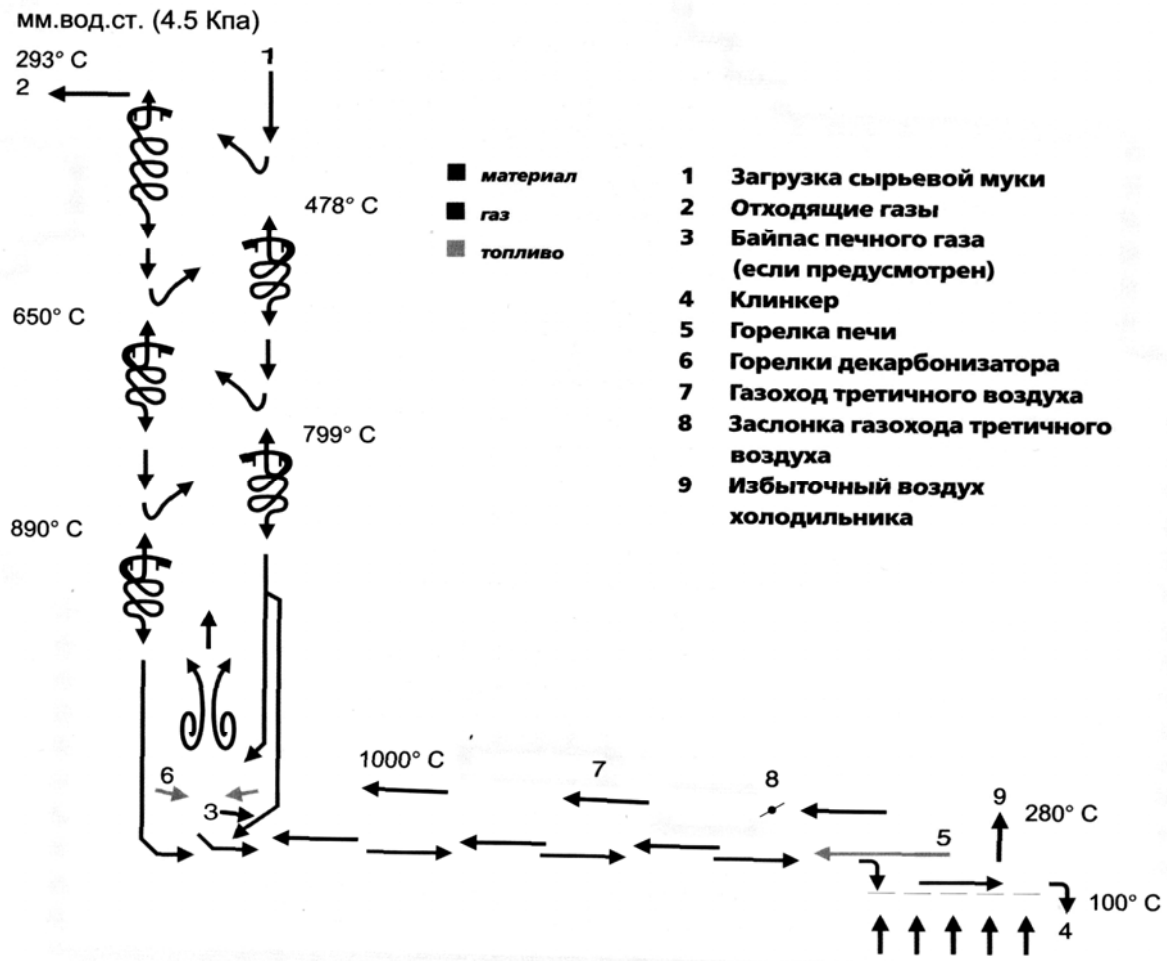
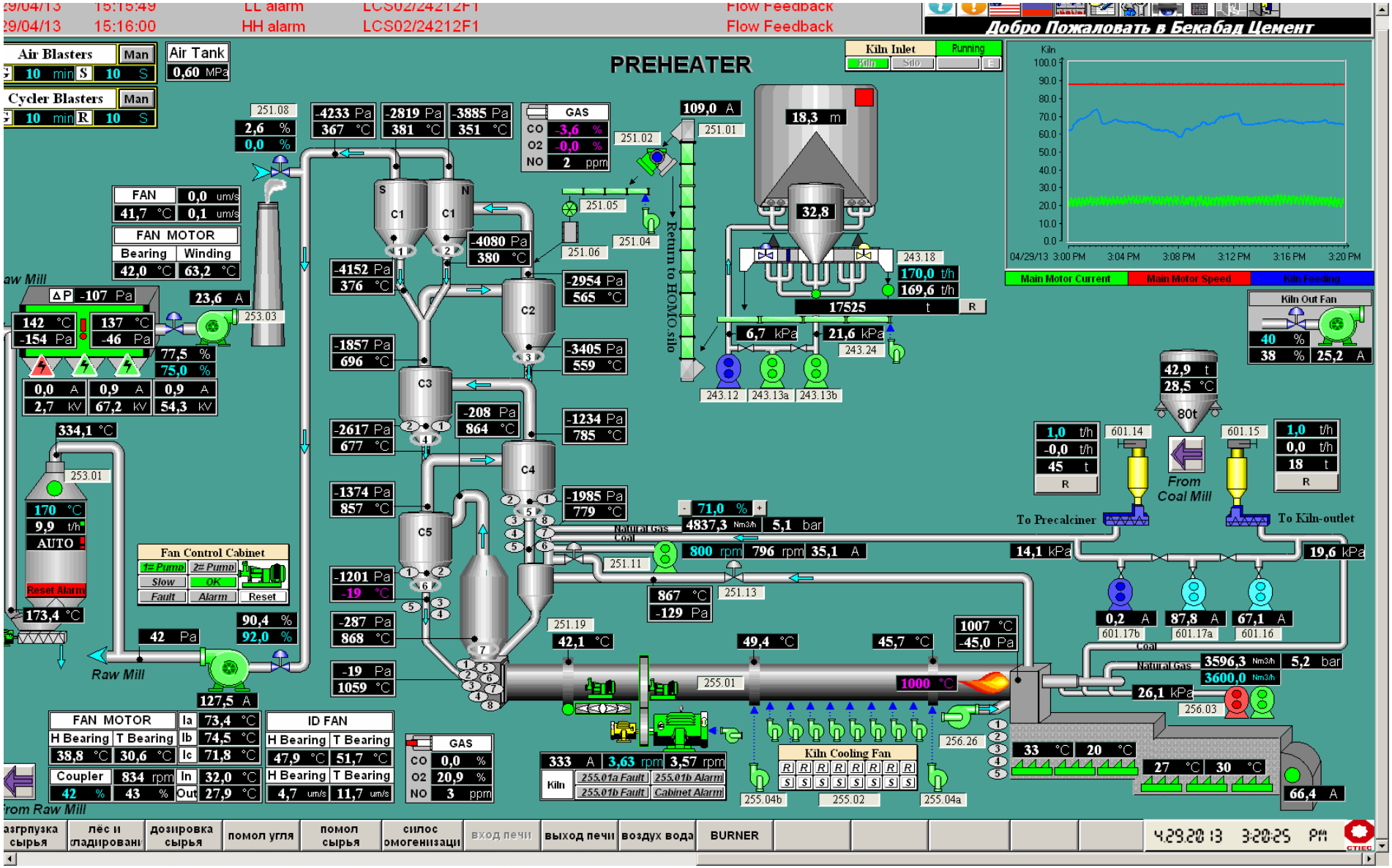


Рис. 1.2.1. Типовая технологическая схема системы печи ILC



Добро Пожаловать в Бекабад Цемент
PREHEATER
Air Blasters
Cycler Blasters
Air Tank
Kiln Inlet
Running
Main Motor Current
Main Motor Speed
Kiln Feeding
Kiln Out Fan
Return to HOMO.silo
From Coal Mill
To Precalciner
To Kiln-outlet
Fan Control Cabinet
Raw Mill
Kiln Cooling Fan
FAN MOTOR
ID FAN
GAS
Coupler
Reset Alarm
AUTO

ГЛАВА II. МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ И ХАРАКТЕРИСТИКА ИСХОДНЫХ МАТЕРИАЛОВ

2.1 Методы исследования

Метод обжига клинкера в печи с устройством взаимного подогрева

Существует много методов обжига клинкера, но на современных цементных заводах, технология обжига клинкера подразделяют на два вида:

а. Метод обжига клинкера в печи с устройством взвешенного подогрева;

б. Метод обжига клинкера по технологии разложения за печью.

а. Метод обжига клинкера в печи с устройством взвешенного подогрева

Печь с устройством взвешенного подогрева состоит из вращающейся обжиговой печи и блока устройств взвешенного подогрева, порошки сырьевой муки в устройстве подогрева находятся во взвешенном состоянии, теплообмен происходит с горячим дымовым газом из вращающейся обжиговой печи, нагревается до 800°C, происходит подогрев глины, обезвоживается и разлагается часть карбоната, часть возвращается во вращающуюся печь. Подогрев сырьевой муки с применением метода взвешенного теплообмена имеет много достоинств. В настоящее время в мире на крупных цементных предприятиях в основном применяют технологии предварительного разложения, но в производственной линии клинкера с производительностью меньше чем 1000 т/дней, в основном применяют печь с подвешенным подогревом, особенно для производственной линии клинкера с производительностью меньше, чем 700т/д.

По форме устройства взвешенный подогрев подразделяется на два вида: циклонный подогреватель и цилиндрический подогреватель. В подогревателях высокая дисперсность сырья, большая площадь контакта

сырьевых смесей и газа. Хороший теплообмен, следовательно, тепловая эффективность системы на много лучше, чем в системе полой печи.

На рис. 2.1.1 приведены технологические процессы в системе вращающейся обжиговой печи с циклонным подогревателем, и данные изменения газов и температур материалов в различных ступенях циклонов.

Рис. 2.1.1. Технологические процессы в системе вращающейся обжиговой печи с циклонным подогревателем

Исходные данные:

вход сырья; выход газа; подогреватель; вентилятор; сырье; температура; выход сырья; вход газа; устройство охлаждения; вращающаяся обжиговая печь.

Из рисунка видно, что циклонный подогреватель состоит из 4 или 5 ступеней циклонов сверху вниз. Для увеличения степени улавливания пыли, в верхней 1-ой ступени циклона применяют два барабана. По требованиям «Правила проектирования цементных заводов», эффективность улавливания пыли на самой верхней ступени не должна быть меньше, чем 92%. Между барабанами циклоны присоединяются трубопроводами. Каждый барабан циклона и присоединяющие барабаны образуют 1-ую ступень подогрева. Обычно сверху вниз пронумеруют циклоны: 1-ая, 2-ая ... 4-ая или 5-ая

ступень. Разгрузочный проем барабана циклона присоединяется с газовым трубопроводом следующей ступени.

Сырье сначала подается в трубопровод поднятия на вход циклона 1-ой ступени, в трубопроводе сырье полностью диспергируется, и двигается по направлению, противоположного поднимающегося горячего воздуха, в турбулентном режиме проходят полный теплообмен между газовой и твердой фазой. Меняют направление движения сырья вверх вместе с горячим воздухом, на входе циклона приближают к равновесию температуры газовой и твердой фаз. В 1-ой ступени циклона разделяют воздух и сырье, улавливаемое сырье через разгрузочный трубопровод поступают в трубопровод поднятия 2-ой ступени циклона, проходят вторичное нагревание, через 2-ую ступень циклона они разделяются таким образом, что через четырехступенчатое или пятиступенчатое устройства циклонного подогрева поступают во вращающуюся печь. Температура газовых отходов на выходе примерно составляет 1050-1100°С, через теплообмен на каждых ступенях устройства подогрева температура газовых отходов снижается до 350°С и меньше, потом через колонку увеличения влажности, пылеуловитель выбрасывают в атмосферу вентилятором. Сырье с температурой около 50°С, через каждые ступени устройства подогрева, подогревается до 800-900°. В трубопроводах и циклонах каждой ступени устройства циклонного подогревателя, теплообмен происходит в трубопроводе поднятия, при этом противоточный воздух и твердые частицы приходят во вращение с одинаковым направлением, сырьевая смесь пребывает в трубопроводе поднятия 2-3 секунды, процесс завершается более 80% теплообмена на данной ступени подогревателя. Но в целом, в системе устройства подогрева, теплообмен происходит тогда, когда воздух и твердые частицы двигаются по противоположным направлениям. В данной системе с поточным теплообменом в микроструктуре и с противоточным теплообменом в общем, наблюдается высокая эффективность теплообмена в теоретическом и

практическом аспекте. В циклонном подогревателе теплопередача между газовой и твердой фазой в основном происходит в трубопроводах, что занимает 87,5-94% от общей суммы теплопередачи, а в циклоне - только 6-12,5%, это объясняется тем, что когда сырье поступает в трубопровод, он находится в процессе ускорения во взвешенном состоянии, относительная скорость газовой и твердой фазы высокая, больше, чем скорость потока воздуха в 1,8-1,9 раза. Средняя разница температур между газовой и твердой фазой в трубопроводах также большая и скорость теплопередачи высокая. В циклонном подогревателе относительная скорость сырьевой смеси и газа очень маленькая, разница температур также маленькая, теплообмен находится в процессе плавного равновесия. Барабанные циклоны в каждых подогревателях в основном выполняют задачу разделения газа и твердых частиц, что приводит к нагреванию в трубопроводах циклонного подогревателя следующей ступени.

На эффективность теплообмена влияют следующие факторы: дисперсность частиц сырья, оптимальная длина трубопровода и скорость ветра, коэффициент прососа системы и эффективность пылеулавливания циклонного барабана. Для того чтобы сырье полностью распределялось и находилось во взвешенном состоянии в трубопроводе, ускоряют теплопередачу между газовой и твердой фазой. Необходимо обращать внимание на нижеследующие:

1) На поднимающей части трубопровода каждой ступени подогревателя, где сырье поступает в подогреватель, в трубопроводе надо устанавливать установку для распределения сырья;

2) Выбирают оптимальное место, где частицы сырья поступают в трубопроводы. Надо делать так, чтобы частицы сырья противопоточно поступали в трубопроводы, нужно увеличивать относительную скорость между газовой и твердой фазой и увеличивать время пребывания частиц сырья в трубопроводах. Кроме того, место подачи материалы должно быть

ближе к выходу циклона следующей ступени. Местонахождение и высота загрузочного проема определяется по производительности и размерам, но обычно, расстояние от выхода газа следующей ступени циклона не должно быть меньше, чем 1,0м.;

3) Длина трубопроводов между двумя ступенями барабанного циклона должна быть достаточно большой, чтобы обеспечивать взвешенное состояние частиц сырья, и иметь достаточное расстояние движения в трубопроводах, полностью проявлять преимущество теплопередачи в трубопроводах;

4) Клапаны на нижней части циклона должны двигаться. Кроме того, надо устранять просос клапана, что и увеличивает эффективность пылеулавливания циклона, это приводит к тому, что материалы непрерывно разгружаются, поступают в трубопроводы, часть разлагается за счет ударения газовыми потоками и взвешивается в газовом потоке.

5) Для обеспечения того, что в конусе последних двух ступеней циклонного подогревателя при высокой температуре не образовались корки из-за накопления частицы сырья, в некоторых подогревателях под конусом устанавливается бункер с расширением. На конусной части бункера расширения и барабанного циклона, применяют установку автоматической продувки сжатым воздухом и воздушную пушку.

На рис. 2.1.2 показана схема касательного вертикального барабанного подогревателя. Он различается от обычных циклонных подогревателей по конструкции. В данном вертикальном циклонном подогревателе нет завальцовки, отходящие газы по трубопроводу поднятия за печью, поступают сбоку по касательной линии вертикального барабана. На верхней части барабана установлены две ступени циклона, принцип действия тот же самый, что в циклонном подогревателе.

Рис. 2.1.2. Касательный вертикальный барабанный подогреватель

1. Барабан 1 -ой ступени
2. Барабан 2-ой ступени
3. Трубки для отвода газов
4. Вертикальный барабанный подогреватель
5. Касательный трубопровод
6. Камера дымовых газов в конце печи
7. Вращающаяся обжиговая печь

Отходящие газы из конца вращающейся обжиговой печи по касательному направлению входят в вертикальный барабан, где вращаются и поднимаются. Сырье подается пневматическим насосом или бункерным устройством подъема на трубопровод поднятия на входе циклонного барабана 1-ой ступени, и распределяется поднимающим потоком, находящимся во взвешенном состоянии в газовом потоке, здесь проходит теплообмен. В циклонном барабане под воздействием центробежных сил из газового потока отделяется смесь, через разгрузочную трубку она поступает в вертикальный трубопровод расположенный на выходе вертикального барабана, проходит вторичное нагревание, потом через циклонный барабан 2-й ступени разделяется, поступает на

косой трубопровод у выхода вертикального барабана, и равномерно распределяется в вертикальном барабане. Скорость ветра на сечении в вертикальном барабане маленькая, концентрация частиц сырья большая, частицы сырья двигаются по направлению против потока и осаждаются. Турбулентное движение потока предоставляет движение оседаемых частиц сырья, что полезно для распределения частиц сырья и увеличения относительной скорости между газовой и твердой фазой, что увеличивает скорость теплообмена. Материалы подогреваются в вертикальном барабане и частично разлагаются, потом собираются на нижней части конуса, по загрузочной трубке поступают в печь.

С точки зрения теоретического анализа, дисперсность материалов в вертикальном барабане и эффекты теплопередачи, за счет противопоточной операции и высокой относительной скорости между газовой и твердой фазой, эффект теплопередачи в каждой камере должен быть лучше, чем в каждой ступени циклонного барабана. Но в практике, максимальный перепад температуры газа в каждой ступени циклонного подогревателя достигает около 300°C; а в вертикальном барабане дисперсность взвешенных частиц в потоке лучше, чем в трубопроводе. Пылеулавливание хуже, чем в циклонном барабане, распределение взвешенного расположения частиц сырья в вертикальном барабане также хуже и максимальный перепад температуры составляет 250°C, в среднем составляет 130°C.

Хотя эффективность подогрева и тепловой эффект в вертикальном барабане хуже, чем в циклонном, но у последнего простая конструкция, низкое капиталовложение, маленькие потери сопротивления, кроме того, в вертикальном барабане не образуются корки, применяются в обжиге сырья с большим содержанием щелочи, хлора и серы. Они нашли применение при реконструкции средних и мини-заводов.

б. Метод обжига клинкера по технологии разложения за печью

Печь предварительного разложения является одним из технологического оборудования обжига, позволяющего резко увеличить производительность цемента во вращающейся обжиговой печи. Ее основные особенности являются тем, что переносят реакции разложения карбоната кальция, в печь обжига (печь разложения), находящуюся между взвешенным подогревателем и печью. Образованные порошки равномерно распределяются в печи обжига, находятся во взвешенном или в кипящем состоянии, между всеми зонами минимальная разница температуры, во время сгорания топлива проходит высокоскоростной процесс теплопередачи, что приводит к быстрой реакции разложения сырья. Видимое удельное разложение сырья в печи увеличивается с 40-50% до 85-95%, что резко уменьшает нагрузки во вращающейся обжиговой печи, резко уменьшает количество образованного газа во вращающейся обжиговой печи, что позволяет увеличить скорость вращения вращающейся обжиговой печи, увеличить высоту отсеивания сырья во вращающейся обжиговой печи, увеличить площадь теплообмена сырья с горячим газовым потоком, что увеличивает эффективность теплообмена во вращающейся обжиговой печи. Резко увеличивается удельный процент разложения карбоната кальция в сырье и увеличивается производительность вращающейся обжиговой печи. Краткость увеличения производительности соответствует увеличению процента разложения.

Печь разложения является ядром технологии разложения за пределом печи. Она в основном предназначена для разложения материалов. Различные виды печи разложения и различные подогреватели образуют различные типы системы разложения за пределом печи. Например, подогреватель KHD и печь разложения SF образуют систему разложения за пределом печи SF, подогреватель Дополь и печь разложения MFC, KSV соответственно образуют систему разложения за пределом печи MFC и KSV. Кроме того,

также существуют другие различные системы разложения за пределом печи: RSP, D-D, и др. [46]

Существуют различные типы и формы печей разложения. Но по основным принципам работы они почти одинаковые. Одновременно подают сырье и соответственно топливо после подогрева подают газ с высокой температурой из холодильника клинкера. При температуре около 900°C порошки угля во взвешенном или кипящем состоянии быстро зажигаются и сжигаются. В турбулентном состоянии сырье сильно диспергировано, проходит теплообмен с газом высокой температуры, резко увеличивается температура, процесс разложения карбоната кальция протекает быстро. Процесс сжигания продолжается 10 сек., а для разложения карбоната кальция в случае достижения нужной температуры нужно 1-2 сек. Температура сырья в печи составляет 800-900°C, при этом разлагается 85-95% карбоната кальция в сырье. По форме движения газа и порошков, печи разложения подразделяются на 3 формы: взвешенные, распыленные и псевдоожиженные. По движению газовых потоков и форме сжигания, например циклонные, турбулентные, вихревые сжигания и комбинированные. По местонахождению подогревателя в системе предварительного разложения, печи разложения подразделяются на анлайные и офлайные.

Технологические характеристики печи разложения

Технологическая задача печи разложения - разложение карбоната. В фактическом производстве много факторов влияют на разложение карбоната. Главные факторы: температура разложения в печи, давление CO_2 в дымовом газе, равномерность расположения материалов в печи, время пребывания, размеры порошков сырья, состояние кристаллизации карбонатных минералов и др.

1. Характеристика разложения карбоната кальция в сырье

$CaCO_3 \leftrightarrow CaO+CO_2$-1.645kJ/g

Это обратимый процесс реакции. По различным температурам системы и различным давлениям CO_2, реакция идет по любому процессу (рис. 2.1.3). Для ускорения процесса реакции направо, необходимо поддерживать высокую температуру и снижать давление CO_2 в среде. Обычно при 600°C начинается разложение $CaCO_3$, но скорость разложения очень медленная, при 800-850°C начинается ускорение реакции, при 900°C давление разложенного CO_2 составляет 1 атм.

Рис. 2.1.3. График повышения температуры

При 600°C начинается разложение CO_2, но давление разложенного CO_2 очень низкое, тогда как в контактируемой среде нет CO_2, реакция разложения продолжается. Вместе с повышением температуры, равновесное давление CO_2 также постоянно увеличивается, давление разложенного CO_2 больше, чем давление CO_2 в реакционной среде, таким образом можно продолжить протекание реакции. Обычно фактическая температура разложения $CaCO_3$ сырья составляет 820-850°C, температура газа выше, чем температура материалов на 20-50°C, следовательно, температура газа в печи разложения обычно находится в пределе 850-900°C.

2. Процесс разложения порошков $CaCO_3$

Процесс разложения порошков карбоната кальция показан на рис. 2.1.4. Разлагаемый порошок $CaCO_3$ нагревается с поверхности, с

повышением температуры выделяется CO_2. Далее нагревание переходит с поверхности в глубину. Эта реакция протекает по 5 этапам.

Рис. 2.1.4. Процесс разложения порошков карбоната кальция

а) Процесс теплопередачи от газового потока на поверхность порошка.

б) Процесс передачи теплоты с поверхности на поверхность разложения.

в) При определенной температуре карбонат кальция поглощает теплоту, разлагается и выделяет CO_2.

г) Выделенный CO_2 с поверхности разложения CaO диффундирует на внешнюю поверхность.

д) CO_2 на внешней поверхности порошков обменивается с окружающей газовой средой.

В 5 выше указанных процессах, 4 процесса являются физическими процессами передачи, 1 процесс является процессом химической реакции. На процессы воздействуют различные факторы, в основном процесс разложения. Следующие факторы влияют на скорость разложения $CaCO_3$ в печи:

• Температура разложения: чем выше температура, тем быстрее разложение.

• Концентрация CO_2: чем меньше концентрация CO_2 в печи, тем быстрее разложение.

• Физико-химические свойства порошков сырья: у кальцита с плотной структурой и грубыми кристаллами медленная скорость разложения.

• Чем больше гранулометрический состав смеси, чем меньше удельная поверхность контакта, тем длительнее время необходимо для разложения.

• Зернистость и взвешенность порошков сырья: плохая зернистость и взвешенность, как увеличение размеров порошков, меняют сущность процесса разложения, и снижают степень разложения.

3. Время разложения порошков материалов в печи разложения. Время разложения порошков материалов также является одним важным характерным параметром. Обычно в производстве коэффициент разложения сырья в печи должен находиться в пределах 85-95%. Если требование более строгое, то требуются большего времени пребывания смеси в печи и необходимо увеличить объем печи. Если коэффициент разложения очень низкий, ниже чем 80%, то желательно использовать сырьё с высоким коэффициентом разложения.

Теплотехнические характеристики печи разложения

1. Особенности сгорания в печи разложения

а) Сгорание без пламени и с пламенем

Сгорание без пламени, это процесс, в котором сжигание газов или хорошо распыленной жидкости протекает в пламени мало светящих частиц.

В большинстве печей разложения, порошки угля поступают в печь разложения и сжигаются, происходит подогрев, разложение, сгорание, свечение. Выделяется теплота, образуются различные искры, которые распределяются во всей печи. В данном процессе сжигания, на одном и том же месте одновременно происходит экзотермические и эндотермические реакции, температура пламени низкое, сгорание без пламени. При сгорании

без пламени мало излучения, теплопередача проводится в основном за счет конвекции.

Интенсивность абсолютного излучения прямо пропорциональная 4-ой степени температуры, излучение занимает большую пропорцию теплопередачи.

В центральной части камеры SC печи RSP, в зоне интенсивного сгорания происходит сгорание с пламенем, а в камере MC проходит сгорание без пламени. В остальных печах разложения в основном проходит сгорание без пламени.

Температура сгорания обычных распыленных угольных частиц или топлива составляет 1500-1700°C, а температура газовых потоков в печи разложения составляет 850-900°C, т.к. топливо и порошки сырья смешиваются во взвешенном состоянии, выделенные теплоты топливом сразу поглощаются сырьем. Если топливо быстро сгорает, то быстро выделяется теплота и быстро разлагаются порошки сырья; если сгорает медленно, то медленно выделяется теплота и медленно разлагается сырье. Следовательно, реакция разложения в какой-то степени ингибирует повышение температуры сгорания.

В печи разложения быстро сгорает топливо, сильное нагревание. Порошки материала распределяются в газовых потоках во взвешенном состоянии, между высокотемпературным газом и низкотемпературными материалами происходит сильная конвекция, высокая эффективность теплопередачи. При сгорании выделяется много теплоты, которая в короткое время поглощается порошками материалов.

В печи разложения основная форма теплопередачи это конвекция, потом излучение. В печи топливо и порошки материалов взвешиваются в газовых потоках, горючие газы нагревают газ до высокой температуры, высокотемпературный газ передает теплоту материалам конвекцией. Благодаря полному контакту газовой и твердой фазы, скорость

теплопередачи высокая. В печи разложения температура газов составляет около 900°C, излучение хуже, чем в зоне обжиге во вращающейся обжиговой печи, но в печи разлагается больше $CaCO_3$, выделяется много CO_2, молекулы данного газа различаются от симметрических молекул O_2 и N_2, имеют сильное излучение, в газе существуют много тонких частиц, которые увеличивают черноту пламени, в какой то степени также увеличивают способность излучения в печи, такое излучение очень полезно для равномерного распределения температуры во всей печи.

2.2 Характеристика исходных материалов

Основными сырьевыми материалами для производства портландцемента служат известняки, глины, сланцы, мергели, различные горные породы.

Класс карбонатов представлен минералом кальцитом, реже минералом арагонитом. Кальцит имеет твердость – 3, арагонит – 3,5-4,0. Известняки осадочные породы. По происхождению различают известняки органогенные, химические и оболочные. Известняки содержат примесные минералы – алюмосиликатные минералы глин, примеси кварца, халцедона, опала, окиси железа, пирита, гипса, фосфорита, барита. Примеси находятся в виде самостоятельных соединений, а известняк представляет собой механическую смесь минералов. Объемная масса 2650-2900 кг/м^3, прочность 50-200 МПа.

Глины являются водными алюмосиликатами в виде тонких частиц < 2 мкм. К глинистым минералам относятся каолинит $Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 2H_2O$ и монтмориллонит $Al_2O_3 \cdot 4SiO_2 \cdot 4H_2O$, до 5% Fe_2O_3, 4-9% MgO, до 3,5% CaO. К глинистым породам относится леи, суглинки. Леи – землистая порода, сложенная из слюд, каолинита, полевых шпатов, кальцита и кварца. Сланцы – скальная порода, продукт перекристаллизации глин. Суглинки – глины содержащие до 40% кварца. Мергели – природная смесь глинистых минералов и кальцита.

Базальты относятся к изверженным породам. В составе базальта не содержится кварца, но имеется много темных составляющих, отличающихся вязкостью и большим удельным весом. базальты в основном состоят из темных минералов.

В диссертационной работе мы пользовались сырьевыми материалами завода «Бекабадцемент» по производству цемента сухим способом.

Карьер известняка расположен в 180 км от завода. Фракция известняка - 40 мм.

Карьер глины находится в 16 км от завода.

В настоящее время, используемые заводом железные руды расположены в 180 км от завода.

В качестве топлива используется природный газ, теплотворность которого составляет 34411 кДж/м^3, теплотворность угля 25900 кДж/кг.

Ниже приводятся химический состав исходных применяемых материалов.

Химический состав исходных сырьевых материалов

Таблица 2.2.1

Исходный материал	Содержание оксидов, %									
	потеря	SiO_2	$A1_2O_3$	Fe_2O_3	CaO	MgO	K_2O	Na_2O	SO_3	Σ
Известняк	42,04	1,44	0,59	0,4	53,6	"0,9	-	-	0,23	99,27
Глина	11,04	54,26	11,25	4,72	10,09	3,03	-	0,15	0,83	99,05
Железная руда	-	21,37	4,21	63,55	3,82	1,79	-	-	1,44	96,56

Для сырьевой смеси берем следующую пропорцию сырьевых материалов

известняк – 75%; глина – 24%; железная руда – 1%

Химический состав сырьевой смеси

Таблица 2.2.2

Наименование материала	Содержание оксидов, %							
	Потери п.п	SiO_2	$A1_2O_3$	Fe_2O_3	CaO	MgO	R_2O	Σ
Сырьевая смесь	34,27	14,32	3,18	2,07	42,66	1,42	0,27	98,19

Химический состав клинкера

Таблица 2.2.3

Наименование материала	Содержание оксидов, %

	SiO_2	$A1_2O_3$	Fe_2O_3	CaO	MgO	R_2O	Σ
Клинкер	21,78	4,845	3,15	64,90	2,16	0,41	97,245

Для клинкера задаемся следующими коэффициентами.

КН=0,91; n=2,7; p=1,5

Расчетный минералогический состав клинкера состоит из:

C_3S – 57,56%

C_2S – 19,06%

C_3A – 7,51%

C_4AF -9,57%

Потребление сырья для клинкера 1,5289 т/т.

Глава III. ОСОБЕННОСТИ ПРОЦЕССА ДЕКАРБОНИЗАЦИИ СЫРЬЕВОЙ СМЕСИ ПОРТЛАНДЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА ПРИ НАГРЕВАНИИ И РАСЧЕТ ЦИКЛОННЫХ ТЕПЛООБМЕННИКОВ

3.1 Физико-химические процессы, протекающие при декарбонизации сырьевых материалов

Основным путем повышения эффективности процесса обжига клинкера при сухом способе производства является углубление термической подготовки материала во взвешенном состоянии при его прохождении по запечному теплообменнику. К настоящему времени известно множество различных конструкций декарбонизаторов, которыми оснащено большинство печей, работающих по сухому способу. При подаче в декарбонизатор 60-65% от общего расхода топлива в агрегате, степень разложения $CaCO_3$ достигает 90-95%. Это позволяет в 2-2,5 раза увеличить производительность печи при повышении стойкости футеровки и уменьшении удельного расхода топлива.

В Республике по сухому способу производства работает Навоийский цементный завод, основной характерной особенностью линий которого являются завышенные по сравнению с расчетной производительностью, размеры печей и также размеры газоходов и циклонов, пропускная способность которых используется в настоящее время далеко не полностью. Подтверждением этого является сравнительно низкое гидравлическое сопротивление циклонных теплообменников, составляющих около 400 мм вод.ст. По мере освоения эксплуатируемых линий на заводе рассматривались различные варианты оптимизации их работы путем устранения несоответствия между размерами печей и теплообменников, а также их производительностью как за счет ее увеличения при строительстве декарбонизаторов, так и за счет сохранения ее на уровне 3000-3500 т/сут клинкерак, с заменой корпусов печей меньшими по диаметру.

Однако детальная проработка этих предложений показала, что технические решения, связанные с крупной реконструкцией печей, ни при

каком из вариантов экономически не оправдываются из-за потерь, связанных с простоями печей и длительным сроком окупаемости затрат.

Единственно целесообразным представляется путь, связанный с использованием резервов по увеличению производительности действующих печей без их коренной переделки за счет оптимизации режима работы, в частности, за счет сжигания дополнительного топлива в газоходах I ступени. Внедрение такого способа на печах Навоийского завода позволило значительно улучшить все показатели их работы.

Степень декарбонизации материала на входе в печь возросла при сжигании топлива в газоходе до 70-72% (п.п.п. на входе в печь снизились с 20 до 13,5%).

Повышение степени подготовки материала существенно улучшило показатели работы печи: возросла длина зоны спекания, снизилась температура корпуса и прекратилось образование нестабильной обмазки в подготовительной зоне. В результате продолжительность кампании футеровки увеличилась с 96 до 126 сут., а выработка клинкера за кампанию возросла с 303 до 393 тыс.т.

Таким образом, для увеличения тепловой мощности нужно разработать комплекс мероприятий по изменению гидравлического режима печи с увеличением количества отходящих газов, улучшению подготовки газов к очистке в электрофильтрах и повышению пропускной их способности.

Система сжигания газообразного дополнительного топлива в газоходе I ступени разработана и освоена Гипроцементом на печи № 1 размером 7,0/6,4x95 м Навоийского цементного завода. Для создания в газоходе равномерного температурного поля в нем выполнен щелевидный пережим, под которым установлены пять газовых горелок, типа ГДК конструкции института ВНИИПромгаз. Горелки установлены в фурмах, в которые подается минимальное количество первичного воздуха, — до 5% от стехиометрического.

На печах Навоийского завода нет резерва тяги, и освоение системы сжигания дополнительного топлива проводилось за счет снижения его подачи во вращающуюся печь. В настоящее время в газоходе сжигается до 25 % топлива, что позволило повысить степень декарбонизации материала на входе в печь с 40...42 до 65 % и несколько стабилизировать процесс обжига.

Возможность увеличения производительности печей связано с установкой в сырьевом отделении пяти мельниц размером 4,0х10 м, которые могут обеспечить работу печей с производительностью до 4200 т/сут.

Таким образом, работы по декарбонизации материала во взвешенном состоянии в шахтно-циклонных теплообменниках, оснащенных системой сжигания дополнительного газообразного топлива, повышают степень декарбонизации $CaCO_3$ до 90-95%, увеличивает зону спекания во вращающейся части печей. Тепло, выделяющееся при сжигании топлива в запечной системе, полностью расходуется на повышение степени декарбонизации материала, достигающей 70% при сжигании 30% топлива. При этом стабилизируется процесс образования обмазки, возрастают стойкость футеровки и производительность печи.

В данной диссертационной работе для определения снижения температуры и потери тепла с отходящими газами при установке пятой ступени печи с декарбонизатором и, как меняется температура материала и газа по всем ступеням теплообменника мы провели расчет материального и теплового баланса циклонно-шахтной печи.

3.2 Тепловой баланс и расчет циклонных теплообменников

При составлении теплового баланса должны быть известны химический состав сырья, его начальная влажность и температура, удельный расход топлива X^T по печному агрегату в целом (печи + циклонные теплообменники) выход топочных газов $\zeta_{о.г.}{}^T$ и количество топливной золы, присаживающейся к сырью. В расчете должны быть приняты в качестве заданных, в зависимости от конкретных условий, значения нормируемых параметров:

$a_{ун}$=5%; $к_{пр}$=5-25%; $к_{ун}{}^{гор}$=25%;

$к_{окр}$=10-40%; β=0,39; $к_{ун}$=15%.

Конечная температура $t_c^к$ материала, выходящего из циклонных теплообменников обычно задается в пределах 800-900°С. Температура газов и паров $T_{о.г.}$, уходящих из циклонных теплообменников, задается при составлении общего теплового баланса.

Режимные параметры

$АР_1$ – зольность топлива – 12,2

а – присадка золы – 0,7%

X^T – удельный расход натурального топлива – 0,128 $м^3$/кг кл.

W_c – влажность сырья – 8%

п.п.п. с – 34,27%

начальная влажность сырьевой смеси, $W_{см}$=1,0%

$\zeta_{о.г.}$ – весовой выход топочных газов и паров при стечении 1 кг топлива

Какой газ, его химический состав

$j_г$ – средний удельных вес газов, поступающих в декарбонизатор (циклонные топлива) из печи $j_г$=1,4 кг/$нм^3$

$t_в$ – средний удельный вес воздуха, поступающего в декарбонизатор (циклонные теплообменники) из печи, кг/нм – 1,2 кг/$нм^3$

$t_{о.г.}{}''$ – температура выходящих из печи газов – 880°С

$t_в$ – температура окружающего воздуха – 20°С

t_c – температура сухого сырья – 6°С

t_c^n – температура подогретого сырья, поступающего из теплообменника в печь – 720°С

$t_{о.г.}$ – температура газов и паров, уходящих из циклонных теплообменников – 250°С

температура загружаемого сырья t_c=30°С

температура отработанного газа с конца печи – 1000°С

температура выходящего газа с 5 ступени циклона – 900-880°С

температура выходящего газа с 1 ступени циклона – 750°С

температура в камере разряжена – 600-700°С

Потребление тепла для обжига клинкера 3266 лДж/кг кл.

Потребление природного газа на тонну клинкера 94,9 м^3

Температура клинкера на выходе из колос. хола. – 65°С

Концентрация пыли на выходном отверстии составляет ≤50 мг/м^3

Материальный баланс циклонной установки

Расходные статьи

1. Расход гранулированной сырьевой смеси

$$\zeta_c = \frac{(100 - aA^p \cdot X^T)100 - 0{,}01 \cdot K_{пр} \cdot W_c}{(100 - ППП^c)(100 - a_{ун}(100 - W_a)} = \frac{100 - 0{,}7 \cdot 12{,}2 \cdot 0{,}128}{100 - 37{,}27} \cdot \left(\frac{100}{100-8}\right)\left(\frac{100}{100-1}\right)$$

$$= \left(\frac{100 - 1{,}015}{65{,}73}\right) = \frac{98{,}91}{65{,}73} \cdot 1{,}09 = 1{,}602 \text{ кг/к}$$

где A^p, а и хТ – зольность топлива %, присадка золы в сырьевую смесь, удельный расход топлива (кг/кг)

A^p=12,2; X^{CT}=0,128; а=0,7%

W_c=8% $ППП^c$=34,27%

2. Расход горячих газов (из печи)

$\zeta^г = \zeta_{т.г.} + \zeta_{CO2}$=1,513+0,293=1,806 кг/кг

$\zeta_{т.г.}$- весовой расход топочных газов

$\zeta_{т.г.}$=1,513

$$\zeta_{CO2}^{т} - 0{,}44\left(\frac{100-\alpha\cdot A^{р}\cdot X^{т}}{100-ППП^{с}}\right)\left(\frac{100}{100-а_{ун}}\right)\left[\frac{CaO^{с}(1-\beta)}{56}\right]$$

где $CaO^{с}$, β и константа 56 – весовое содержание декарюонизации $CaCO_3$; молекулярный вес CaO

β=0,3; $CaO^{с}$ -34,27.

$$\zeta_{CO2}^{т} = 0{,}44\left(\frac{100-0{,}7\cdot 12{,}2\cdot 0{,}128}{100-34{,}27}\right)\left(\frac{100}{100-14}\right)\left[\frac{34{,}27(1-0{,}3)}{56}\right]$$
$$= 0{,}44\left(\frac{98{,}91}{65{,}73}\cdot 1{,}01\right)\cdot 0{,}428 = 1{,}505\cdot 1{,}01\cdot 0{,}428 = 0{,}650\ кг/кг$$

средний удельный вес выходящих из печи газов

$j_c^{р}$=1,4 кг/нм^3

3. Расход горячей пыли, выносимой из печи в циклонную установку

$$\zeta_{ун}^{гор} = К_{ун}\frac{(100-а\cdot A^{р}\cdot X^{т})}{(100-ППП^{с})(100-К_{ун})} + \frac{(1-а)A^{р}\cdot X^{т}}{100}$$
$$= 1{,}602\cdot\frac{100-8}{100}\cdot\frac{100-1}{100}\cdot\frac{25}{100-25} = 1{,}602\cdot 0{,}92\cdot 0{,}99\cdot 0{,}33$$
$$= 0{,}482\ кг/кг$$

4. Присос окружающего воздуха в циклонную установку

$$\zeta_{в}^{окр} = \zeta_{г}^{гор}\cdot\frac{j_в}{j_г}\cdot\frac{К_{окр}}{100-К_{гор}} = 1{,}806\cdot\frac{1{,}293}{1{,}4}\cdot\left(\frac{15}{100-15}\right) = 1{,}806\cdot 0{,}923\cdot 0{,}176$$
$$= 0{,}294\ кг/кг$$

5. Средний удельный вес газов, поступающих в установку

$$j_г^{гор} = 1{,}39\ кг/нм^3$$

Всего расход $\zeta_{расх}$=1,602+1,806+0,650+0,482+0,294=4,834 кг/кг кл.

Приходные статьи

1. Выход физической влаги сырья

$$\zeta_w^{\phi} = \zeta_{cw}\frac{W_c}{100} = 1{,}602\frac{8}{100} = 0{,}128\ \text{кг/кг}$$

2. Выход химически связанной влаги

$$\zeta_w^{c} = 0{,}18\left(\frac{100 - A^{p}\cdot a\cdot x^{т}}{100 - ППП^{c}}\right)\left(\frac{100}{100 - a_{ун}}\right)\frac{Al_2O_3}{54} = 0{,}18\left(\frac{100 - 1{,}504}{100 - 34{,}73}\right)\left(\frac{100}{100 - 1{,}4}\right)\cdot\frac{Al_2O_3}{54}$$
$$= 0{,}18\cdot\frac{98{,}50}{65{,}27}\cdot 1{,}4\cdot\frac{102}{54} = 0{,}18\cdot 1{,}509\cdot 1{,}4\cdot 1{,}89 = 0{,}718\ \text{кг/кг}$$

$a_{уп}$=1,4

где Al_2O_3 и 54 – весовое содержание глинозема в сухом сырье и молекулярный вес Al_2O_3

3. Выход технологического углекислого газа в циклонной установке

$$\zeta_{CO2}^{ц} = 0{,}44\left(\frac{100 - a\cdot A^{т}\cdot x^{т}}{100 - ППП^{c}}\right)\left(\frac{100}{100 - a_{уп}}\right)\left(\frac{CaO^{\beta}}{56} + \frac{MgCl}{40}\right)$$
$$= 0{,}44\cdot 0{,}18\cdot 0{,}59\cdot\left(\frac{(40+16)\cdot 0{,}3}{56} + \frac{24{,}3+16}{40}\right) = 0{,}44\cdot 0{,}18\cdot 0{,}59$$
$$= 0{,}06\ \text{кг/кг}$$

4. Безвозвратный унос пыли из циклонной установки

$$\zeta_{ун}^{c} = \frac{a_{ун}}{100}\left[\left(\frac{100 - a\cdot A^{p}\cdot X^{т}}{100 - ППП^{c}}\right)\left(\frac{100}{100 - a_{ун}}\right) - \left(\zeta_w^{т} + \zeta_{CO2}^{ц}\right)\right] = \frac{5}{100}\cdot[0{,}18\cdot 0{,}05 - (0{,}085)]$$
$$= 0{,}15\cdot 0{,}18\cdot 1{,}05\cdot 0{,}085 = 0{,}080\ \text{кг/кг кл}$$

5. Выход из циклонной установки отработанных греющих газов

$$\zeta_г^{холл} = \zeta_г^{п} + \zeta_в^{пкр} = 0{,}294 + 0{,}482 = 0{,}776\ \text{кг/кг}$$

6. Выход из циклонной установки подогретого материала

$$\zeta_c^{гор} = (\zeta_{cw} + \zeta_{ун}^{гор}) - (\zeta_w^{D} + \zeta_w^{т} + \zeta_{CO2}^{к} + \zeta_{ун}^{c}) = (1{,}602 + 0{,}482) - (0{,}128 + 0{,}06 + 0{,}080)$$
$$= 2{,}08 - 0{,}268 = 1{,}812\ \text{кг/кг}$$

Всего приход

$$\zeta_{прих} = 0{,}128 + 0{,}02 + 0{,}718 + 0{,}080 + 2{,}08\cdot 1{,}812 = 3{,}769\ \text{кг/кг}$$

Навязка=1,06

Тепловой баланс циклонной установки

Приходные статьи

1. Теплосодержание горячих газов, поступающих в циклонную установку

$$Q_г^{гор} = (\zeta_{ог}^{т} \cdot X^{т} \cdot C_{ог} + \zeta_{CO2}^{п} \cdot C_{CO2}) t_{ог}^{п} + \zeta_{в}^{окр} \cdot C_{в} \cdot t_{в}$$

$t_{ог}^{п}$, $t_{в}$ - температура выходящих из печи газов и окружающего воздуха, град.

$C_{ог}$, C_{CO2}, $C_{в}$ – весовые теплоемкости топочных газов, CO_2 и воздуха.

$$Q_г^{гор} = 1{,}806 \cdot C_{ог} + 0{,}650 \cdot C_{CO2}) t_{ог}^{п} + 0{,}294 \cdot 0{,}24 \cdot 20$$
$$= (1{,}806 \cdot C_{нг} + 0{,}650 \cdot C_{CO2}) t_{г}^{п} + 1{,}411 = (0{,}128 + (1{,}602 - 0{,}128) 0{,}2 \cdot 30$$
$$= (0{,}128 + 1{,}474) \cdot 6 = 9{,}612 \frac{кг}{кг} кл$$

3. Теплоиспользование в результате циркуляции горячей пыли при

$t_{ун}^{гор}$ - 1000°С

$$Q_{ун}^{гор} = \zeta_{ун}^{гор} \cdot (t_{ог}^{п} \cdot C'_{ун} - t_{с}^{к} \cdot C'_{ун}) = 0{,}482(1100 \cdot 0{,}25 - 720 \cdot 0{,}24) = 0{,}482 \cdot 103$$
$$= 49{,}6 \text{ ккал/кг}$$

$t_{с}^{к}$ - температура подогретого материала, поступающего их циклонов в печь.

4. Рекуперация тепла безвозвратного уноса

$$Q_{ун}^{рек} = \zeta_{ун}^{с} \cdot 0{,}5(t_{с}^{к} \cdot C_{ун}^{п} - t_{ог} \cdot C_{ун}) = 0{,}080 \cdot 0{,}5(720 \cdot 0{,}24 - 250 \cdot 0{,}2) = 0{,}04 \cdot 103$$
$$= 4{,}12 \text{ ккал/кг}$$

$t_{ог}$ - температура газов и паров, уходящих из кальцинатора

С – теплоемкости пыли

6. Рекуперация тепла технологического углекислого газа

$$Q_{CO2}^{рек} = \zeta_{CO2}^{к} \cdot (0{,}26_{с}^{к} - 0{,}22 t_{ог}) = 0{,}06 \cdot (720 \cdot 0{,}26 - 250 \cdot 0{,}2) = 0{,}06 \cdot 137$$
$$= 8{,}22 \text{ ккал/кг}$$

Всего приход:

$$Q_{прих} = (1{,}806 \cdot C_{н.г} + 0{,}650 \cdot C_{CO2})t_г^н + 1{,}411 \frac{ккал}{кг} кл$$

Расходные статьи

1. Расход тепла на испарение физической влаги сырья

$$Q_w^ф = \zeta_w^ф \cdot (597 + 0{,}47t_{ог}) = 0{,}128 \cdot (597 + 0{,}47 \cdot 250) = 9{,}145 \text{ ккал/кг}$$

2. Расход тепла на подогрев сухого сырья от 30 до 800°С

$$Q_c^{сух} = \zeta_c \cdot \left(\frac{100-1}{100}\right) \cdot (720 \cdot 0{,}24 - 250 \cdot 0{,}2) = 1{,}602 \cdot \left(\frac{100-1}{100}\right)(172{,}8 - 50)$$
$$= 1{,}602 \cdot 0{,}99122{,}8 = 194{,}76 \text{ ккал/кг}$$

3. Расход тепла на декарбонизацию $CaCO_3$ и $MgCO_3$

$$Q_{CO2}^c = \left(0{,}06 \cdot \frac{100}{44} \cdot 396\right) - 1{,}602\frac{(100-1)}{100} \cdot \frac{2{,}34}{40}(396 - 195)$$
$$= 53{,}99 - 1{,}602 \cdot 0{,}99 \cdot 0{,}06 \cdot 201 = 53{,}99 - 19{,}127 = 34{,}863$$

где 396 и 195 тепловые эффекты декарбонизации.

4. Потери тепла с уносом

$$Q_{ун}^{ог} = \zeta_{ун}^c \cdot C_{ун} \cdot t_{ог} \text{ ккал/кг}$$

5. Теплосодержание отработанных газов и паров

$$Q_{ог} = [\zeta_{ог}^г \cdot X^т \cdot C_c^в + (\zeta_{CO2}^п + \zeta_{CO2}^к) \cdot C_{CO2} + \zeta_w^c \cdot C_{вг} + \zeta_в^{окр} \cdot C_в]t_{ог}$$
$$= \left[1{,}602 \cdot \frac{100-1}{100} - 0{,}080\right]\frac{100-5}{100} \cdot \frac{15}{100} \cdot \frac{}{15} \cdot 0{,}2(250 - 30) + 0{,}080 \cdot 0{,}2$$
$$\cdot 250 = 1{,}506 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}176 \cdot 44 \mid 4 = 11{,}079 \mid 4 = 15{,}079 \frac{ккал}{кг} кл$$

$$Q_{ог} = (0{,}384 \cdot 0{,}22 + 1{,}045 \cdot 0{,}25 + 0{,}029 \cdot 0{,}2 + 0{,}035 \cdot 0{,}45 + (1{,}806 + 0{,}06)$$
$$+ (0{,}482 + 0{,}06) + 0{,}06 \cdot 0{,}24 \cdot 250$$
$$= (0{,}085 + 0{,}26 + 0{,}06 + 0{,}015 + (1{,}866) + 0{,}542 + 36 = 38{,}83 \text{ ккал/кг}$$

6. Потери тепла через корпус циклонной установки во внешнюю среду

$$Q_{ос} = m \cdot Q_{ог} = 0{,}3 \cdot 38{,}83 = 11{,}648 \frac{ккал}{кг} /кл$$

где: m – коэффициент пропорциональности

m=0,1-0,3

Всего расход:

$$Q_{рас} = 9{,}145 + 194{,}76 + 34{,}863 + 15{,}079 + 38{,}83 + 11{,}648 = 304{,}433 \frac{ккал}{кг} / кл$$

Принимаем заводские данные:

температура газов на входе в циклонную установку 880°C.

Тогда число ступеней циклонной установки будет

$$\eta \approx \frac{2(880-30)}{[(880-720)+(250-30)]} = \frac{1700}{160+220} = \frac{1700}{380} = 4{,}47 \approx 5 \text{ циклонов}$$

Интенсивность теплообмена определяется на основе исходных и полученных расчетом данных необходимая продолжительность нагрева материала в циклонной установке по балансовым данным составляет 0,4 сек. Определяющим параметром, характеризующим возможный температурный уровень нагрева материала, практически является аэродинамика и энергозатраты. С увеличением числа ступеней и энергозатрат при том же коэффициенте теплоотдачи количество передаваемого тепла соответственно растет.

Выводы к главе

Из расчетов материального и теплового баланса выявили, что температура отходящих газов снижается примерно на 45-50°C, а температура всех нижних ступеней соответственно возрастает на 30-50°C, также незначительно увеличивается и степень декарбонизации материала в декарбонизаторе за счет лучшей подготовки материала в пяти ступенях циклонов. Теплосодержание отходящих газов снижается на 25-30 ккал/кг и на такую же примерно величину сокращается расход тепла на обжиг.

Учитывая материальный и тепловой расчеты 5-ступенчатого циклонного теплообменника, а также варианты конструкции верхних циклонов следует прийти к выводу, что наиболее целесообразной является оптимизация параметров циклонов. наилучшим по нашему мнению является применение 5-ступенчатого теплообменника в системах с декарбонизатором. Эта система позволяет сократить длину печи, и в этом случае общие выдержки производства с учетом экономии тепла и электроэнергии сократятся по сравнению с 4-ступенчатым теплообменником на 4-5% [14].

Таким образом, при решении вопроса оптимизации работы циклонных теплообменников в системе с декарбонизатором в процессе декарбонизации известняка следует учитывать: снижение температуры отходящих газов за счет изменения конструкции циклонов, увеличения степени разложения $CaCO_3$, сокращения длины вращающейся печи.

ГЛАВА IV. ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДЕКАРБОНИЗАЦИИ ЦЕМЕНТНОЙ СЫРЬЕВОЙ СМЕСИ ОАО «БЕКАБАДЦЕМЕНТ»

4.1 Влияние минерализаторов на процесс декарбонизации сырьевой смеси Бекабадского портландцемента

Диссоциация карбоната кальция, как известно, связана с большими затратами тепла и играет значительную роль в общем процессе клинкерообразования.

Поэтому изучение механизма действия кремнефтористого натрия было начато нами с исследования вопроса о влиянии добавки Na_2SiF_6 на процесс диссоциации карбоната кальция. Для этой цели мы применили в лабораторных исследованиях метод ДТА. В качестве исходных материалов было использовано сырье, химический состав, которого приведен в табл. 2.2.1.

Для указанных целей известняк отбирался с Джизакского месторождения и корректировался глинистым компонентом и корректирующей добавкой до состава сырьевой смеси и клинкера с КН=0,92. Затем указанная смесь делилась на две равные части. Одну часть смешивали с кремнефторидом натрия в фарфоровой лабораторной мельнице.

Кремнефтористый натрий вводился в количестве 0,5%, что не намного превышает дозировку его в практике цементных заводов, применяющих минерализаторы при обжиге портландцементного клинкера.

На рис. 4.1.1 приведена термограмма известняка Джизакского месторождения. Дифференциально-термический анализ выполнен на дериватографе системы Д.Паулик, И.Паулик и А.Эрдей. Дифференциальные кривые полученные нагреванием известняка без добавки (1) фиксирует эндотермический эффект в температурном интервале 150-950°C, соответствует разложению кальция. С добавкой 0,5% кремнефтористого

натрия (2) показывают, что температура диссоциации известняка при добавке Na_2SiF_6 на 20^oC ниже, чем без добавки.

Рис. 4.1.1. Кривые нагревания цементной сырьевой смеси с КН=0,92 из Джизакского известняка и глинистого компонента совместно с корректирующей добавкой: 1-без Na_2SiF_6; 2-с 0,5% Na_2SiF_6.

Для изучения процесса декарбонизации при обжиге сырьевой смеси Бекабадского портландцемента мы использовали сырьевую смесь из под декарбонизатора, растирали в фарфоровый ступке, просеивали через сито №008, после чего добавляли 0,5% Na_2SiF_6, увлажняли и формовали таблитчатые брикеты. Брикеты обжигали в лабораторной силитовой печи. Температура обжига 800, 1000^oC. Выдержка при максимальной температуре 15 мин.

На рис. 4.1.2 приведены кривые дифференциального термического анализа, из которого видно, что при температуре с максимумом 930^oC наблюдается эндотермический эффект, соответствующий диссоциации карбоната кальция. При введении 0,5% Na_2SiF_6 температура диссоциации карбоната кальция понижается до 900^oC (рис 4.1.2).

Рис. 4.1.2. Кривые нагревания известняка Джизакского месторождения:
1-без Na_2SiF_6; 2-с 0,5% Na_2SiF_6.

Температура диссоциации сырьевой смеси с введением 0,5% Na_2SiF_6 на 30° ниже чем без добавки.

Для подтверждения результатов ДТА мы провели рентгенографический метод анализа на дифрактометре ДРОН-3. На рентгенограмме известняка (рис. 4.1.3) фиксируются межплоскостные расстояния, характерные минералу кальциту d=0,384; 0,362; 0,248; 0,228; 0,208; 0,190; 0,186; 0,160 нм.

На дифракторгаммах сырьевой смеси с минерализатором при 800^oC заметно резкое снижение карбоната кальция (рис. 4.1.4). Значительное разложение карбоната кальция наблюдается при температуре 1000^oC.

Таким образом, введение в сырьевую смесь минерализатора ускоряет процесс декарбонизации известняка.

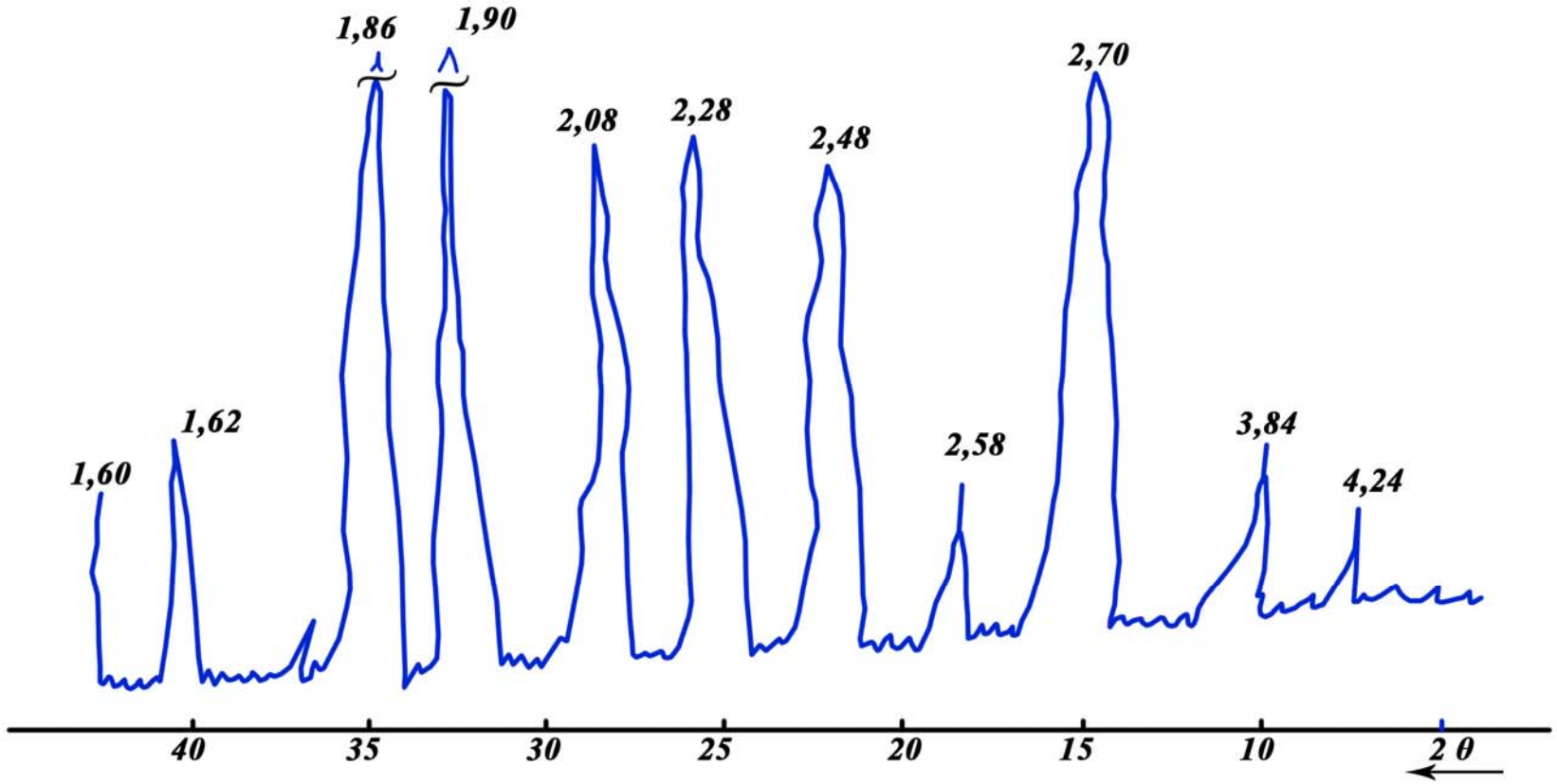


Рис. 4.1.3. Рентгенограмма известняка Джизакского месторождения

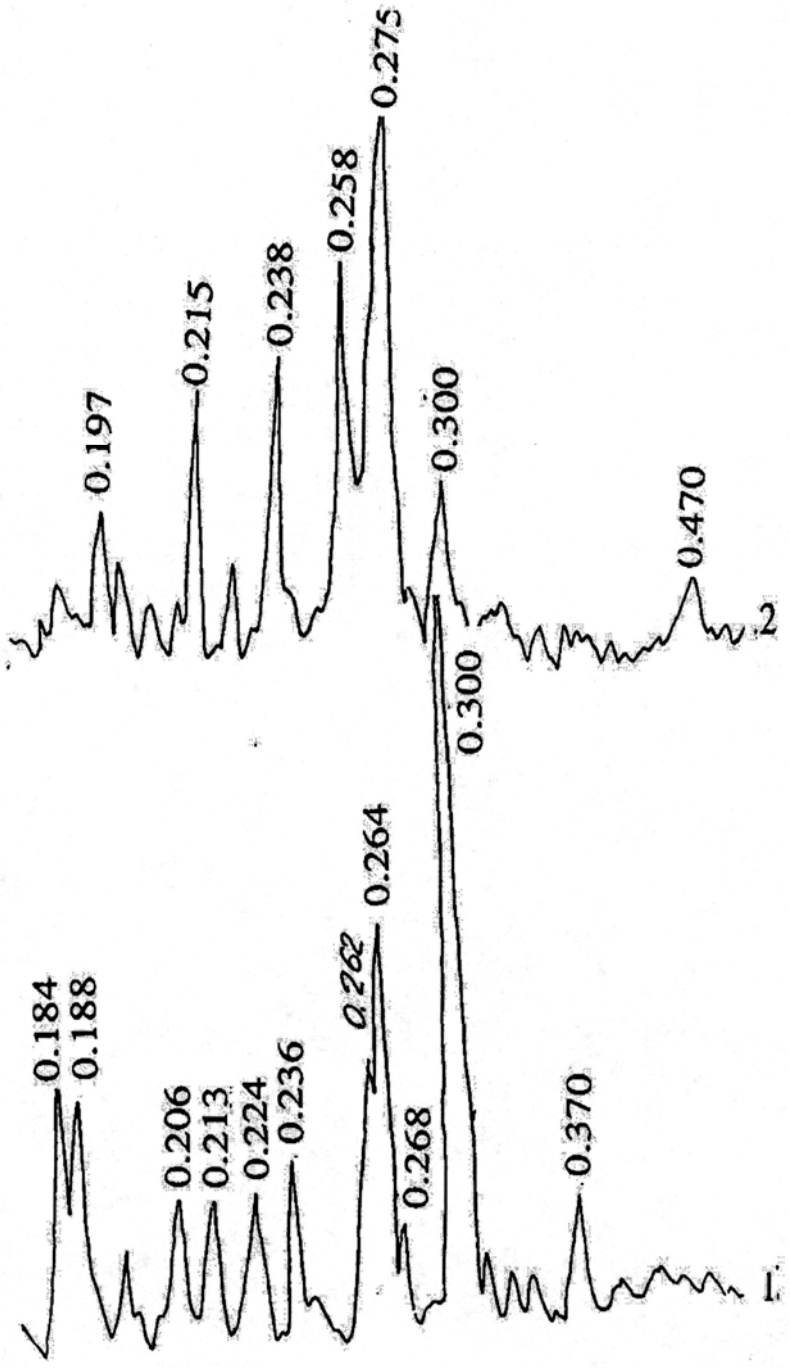


Рис. 4.1.4. Дифрактограммы продуктов термообработки цементных сырьевых смесей с КН=0,92 0,5% NaSiF сложенных в течение 15 мин. при: 1. 800°С; 2. 1000°С;

Заключение

1. Проведен обзор информации научно-технической литературы в области развития печных систем обжига клинкера.

2. При решении вопроса оптимизации работы циклонных теплообменников в системе с декарбонизатором в процессе декарбонизации известняка учтены снижение температуры отходящих газов за счет изменения конструкции циклонов, увеличения степени разложения $CaCO_3$.

3. Выявлено, что наиболее целесообразной является оптимизация параметров традиционных циклонов. Применение 5-ти ступенчатого теплообменника в системе с декарбонизатором позволит сократить длину печи, что уменьшит общие издержки производства с учетом экономии тепла и электроэнергии на 4-5%.

4. Выявлено, что введение в сырьевую смесь 0,5% $NaSiF_6$ увеличит степень разложения известняка в декарбонизаторе.

Список использованных источников

1. Каримов И.А. «Мировой финансово-экономический кризис, пути и меры по его преодолению в условиях Узбекистана» 2009 г.

2. Каримов И.А.Доклад на торжественном собрании посвященному 17-летию Конституции РУз. «Правда Востока» №235 от 8.12.2009 г.

3. Указ Президента Республики Узбекистан от 24 мая 2005 года «О внедрении и освоении новых, современных технологий производства строительных материалов, в том числе на базе отечественных прикладных исследований и разработок».

4. Атакузиев Т.А., Рузиев Н.Р. Многокомпонентные цементы (технология и применения) Ташкент «Vektor-press» 2008 г., 328 с.

5. Бабаев Н.Х. Моделирование технологических процессов протекающих в высокотемпературной части цементных вращающихся печей. Теорет. журнал Вестник БГТУ, Белгород, 2003, №5, с. 17-22.

6. Древицкий Е.Г., Добровольский А.П., Коробок А.А. Повышение эффективности вращающихся печей. Москва. Стройиздат.

7. Бутт Ю.М., Тимашев В.В. Практикум по химической технологии вяжущих материалов. - М. Высшая школа - 1973-504 с.

8. Гнедина И.А. Расчет тепловых параметров циклонного теплообменника//Цемент. 1984. № 12. С. 12—14.

9. Гнедина И.А., Бондарев М.Б., Кацыан С.Л. Расчет параметров циклонного теплообменника с предварительной декарбонизацией сырья//Цемент. 1986. № 7. С. 6-8.

10. Степухин А.С. Аэродинамические характеристики циклонов запасного теплообменника с декарбонизатором//Тр. ВНИИцеммаша. 1983. Вып. XXVI. С. 29-34.

11. Анализ и прогноз развития изготовления оборудования для производства цемента до 2000 г., г. Пршеров (ЧССР) Отчет по теме, выполняемой КОЦ по цементному оборудованию.

12. Sasaki S. //Zement-Kalk-Gips. 1986. N 7. P. 407.

13. Sack a r I. //Stavivo. 1985. Sv. 63. N 11. S. 457.

14. Kwech L. //Zement-Kalk-Gips. 1986. N 7. P. 351-366.

15. Taddei R.//World Cement. 1986. Vol. 17. N 1. P. 27-30.

16. Igawa T., Hatano H. //Zement-Kalk-Gips. 1986, N 12, P. 661- 663.

17. Kawai I. Ichiuanagi T., Suto K. //Zement-Kalk-Gips. 1980. N 12. P. 610-616.

18. Hatano H.л Hirota I., Sasaki A. //Rock Products. 1983. N 6.

19. Tanioka T. Kobe Steel, LTD, Japan. Energy saving in the Preheater-Precalciner Kiln - Improved Performance of Ciclones, to be presented at the 1984 JEEE Cement Industry Conference in Anaheim, California, May 22/24, 1984.

20. Jokooji M., Kit a jim a M. //Zement-Kalk-Gips. 1984. N 7. P. 348-352.

21. An advanced technology rohich leads improvements of size enlarging and energy saving, Kawasaki Heavy Industrees, LTD. Cat. N 3F 1196. Jul. 1984 (M).

22. Kreft W. //Zement-Kalk-Gips, 1985. N 2. P. 67-76.

23. Немыка В.Г. Разработка способов обеспыливания узлов перегрузки дробленного сырья при производстве цемента. Дис. на соиск. уч.ст. канд. техн. наук М., 1984. С.95-113.

24. Фрайман Л.С., Кичкина Е.С. Интенсификация процесса охлаждения клинкера путем импульсной подачи в слой охлаждающего воздуха//Тр. НИИцемента. 1984. Вып. 67. С. 42-47.

25. Кулабухов В.А. Интенсификация процесса обжига и повышение качества клинкера белого цемента, разработка и внедрение эффективных теплообменных и обменивающих устройств: Автореф. дис…. канд. наук. М., 1985. С. 2.

26. А.с. 1028991. Чурюмов В.А. Способ термообработки сыпущего материала во вращающейся печи// Отрытия. Изобретения. 1983. №26.

27. Хромова Л.М. (НИИцемент) Многокомпонентные малоклинкерные цементы и рациональные области их применения. (Материалы XV Всесоюзного совещания-семинара начальников ОТК (лабораторий

цементных заводов). «Основы повышения эффективности производства и качества цемента» Труды НИИцемента – М., 1990.

28. Тимашев В.В. Синтез и гидратация вяжущих материалов. Избранные труды. – М.: Наука, 1986. С.424.

29. Кравченко И.В., Кузнецова Т.В., Власов М.Т., Юдович Б.Э. Химия и технология специальных цементов. – М.: Стройиздат, 1979. – 207 с.

30. Турдиева Р.М., Атакузиев З.Т. Портландцементы с мраморными отходами. Межвузовский сборник научных трудов. «Актуальные вопросы в области технических и фундаментальных наук». – Т., 1997. С.109-111.

31. Будников П.П., Колбасов В.М., Пантелеев А.С. О взаимодействии $3CaOAl_2O_3$ и $4CaOAl_2O_3$ $FegO_3$ с карбонатами кальция и магния. Доклады Академии наук СССР. 1969. Том 129. №5. С. 1104-1108.

32. Бутт Ю.М., Тимашев В.В., Бенштейн Ю.И. и др. Срастание гидроокиси кальция с кварцем и кальцитом. Цемент. №5. 1972. С. 13-14.

33. Экспресс-информация. Серия 18. Цементная и асбестоцементная промышленность. Зарубежный опыт, вып. 4, М.: - 1986. Цементы с добавкой карбонатов – 10с.

34. Суханов М.А., Фендер Л.А., Храпов В.С., Джангиров Д.А., Макеев Ю.А., Задерман Е.А. Отходы промышленности – сырье для получения цемента. Цемент. №5-8. 1995. – С. 46-49.

35. Бутт Ю.М., Рашкович А.Н. Твердение вяжущих при повышенных температурах. – М.: Госстройиздат. 1965. – 223 с.

36. Миджлей Х.Г. Минералогическое исследование схватившегося портландцемента. – М.: Стройиздат, 1964. – 38с.

37. Хохлачев Б.А. Перевод цементного завода с мокрого на сухой способ производства. Цемент. №6. 1987. С. 21-23.

38. Хлусов В.Б. Современные исследования в области гидратации клинкерных фаз и цемента. Цемент. №6. 1987. С. 8-11.

39. Hansen R.W. Optimum utilization of wood energy//World Gement. 1985. 16. N. 2. P. 44, 47-48.

40. PASEC – Development of a new plecalcing system// World Gement. 1985. 16. N. 3. P. 10.

41. Meister K. Einflub Aschen in Braun- und Steinkohlenbrennstauben auf die Flammentemperatur//Silikattechnik. 1986. 37. S. 318-321.

42. Scheuer A. NO_x – Minderung in Drehofen-anlagen der Zementindustrie//Zement-Kalk-Gips/ 1986/ 39/ N 10/ S/ 552-554.

43. Гольдштейн Л.Я. Комплексные способы производства цемента. Л.: Стройиздат, 1985.

44. Энтин З.Б., Шатохина Л.П., Лепешенкова Г.Г. Гидратация и твердение зольных цементов// Цемент. 1981. № 10. С.12.

45. Ramachandran V.S., Fedman R.F., Beandoin V.V. Concrete Science Treatise on Current Research. M.: Strojizdat, 1896.

46. Рябченко Н.А. Опыт освоения технологической линии с печью, оснащенной декарбонизатором.// Цемент. №4. 1988. С. 4-5.

47. Сычев М.М., Зозуля П.В., Гольцов В.И.// Цемент, 1976. №3. С. 14-16.

48. Федоров Н.Ф., Гаврилов А.П., Иванов Н.И.// Цемент, 1984. №11. С. 20-21.

49. Glasser F.P.//Cement and concrete Res. 1975. №1.

50. Богданова И.В., Альперович В.Р., Григорьян С.С. Непрерывный рентгеноспектральный анализ сырьевых смесей.// Цемент. 1984. №6. С. 21.

51. http://www.mf.uz

52. http://etelien.ru/Collection/43/43_00005.htm

Список опубликованных работ

1. Салимбаев А., Мухамедбаева З.А. Оптимизация выбора конструкции циклонных теплообменников. Сб. трудов XXII-научно-технической конференции молодых ученых «Умидли кимёгарлар-2013», Т.1, Ташкент, 2013, с.77-78.

2. Салимбаев А., Мухамедбаева З.А., Курбанов Э.Х., Юльчиев Р.А. Вопросы оптимизации работы циклонных теплообменников в системе с декарбонизатором. Республиканский межвузовский сборник «Актуальные вопросы в области технических и социально-экономических наук», Ташкент, 2013, с. 75-76.