

**П.В.Беседин
П.А. Трубаев**

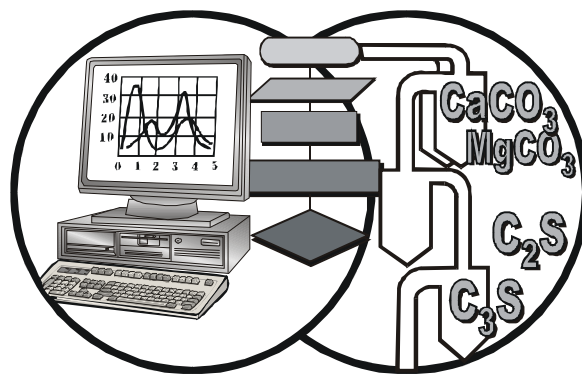
ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ
АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ
В ТЕХНОЛОГИИ
ЦЕМЕНТНОГО
КЛИНКЕРА



**Белгород
2005**

П. В. Беседин
П. А. Трубаев

ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ В ТЕХНОЛОГИИ ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА



Белгород 2005

УДК 666.9.011:621.745.326.1

ББК Б31

Б 53

Рецензенты:

Академик академии естествознания, заслуженный деятель науки и техники РФ, почетный работник высшего образования РФ, доктор технических наук, профессор **А. П. Зубехин** (Южно-Российский государственный технический университет – Новочеркасский политехнический институт)

Доктор технических наук, профессор **В. А. Кузнецов** (Белгородский государственный технологический университет им. В. Г. Шухова)

Беседин П. В.

Б53

Энерготехнологический анализ процессов в технологии цементного клинкера / П. В. Беседин, П. А. Трубаев; Под общ. ред. П. В. Беседина. – Белгород: Изд-во БГТУ им. В. Г. Шухова: БИЭИ, 2005. – 460 с.

В монографии в качестве практической реализации методологии системного анализа рассмотрены методы теплотехнического и термодинамического анализа процессов получения цементного клинкера; моделирование и интенсификация теплообмена в высокотемпературных аппаратах технологии клинкера; оптимизация, управление, регулирование и интенсификация процессов технологии клинкера в условиях промышленного производства. Изложенные в монографии материалы ориентированы на применение в информационных системах для технологических процессов производства цементного клинкера.

Монография рассчитана на научных и инженерно-технических работников промышленности строительных материалов, а также на студентов строительно-технологических вузов.

УДК 666.9.011:621.745.326.1

ББК Б31

© Беседин П. В., Трубаев П. А., 2005

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	7
-------------------	---

ЧАСТЬ I. ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ АНАЛИЗА ПРОЦЕССА ОБЖИГА ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА

1. Теплотехнические расчеты в технологии цементного клинкера.....	17
1.1. Материальный баланс и расходы материальных потоков в цементной печи.....	17
Основные этапы расчета материального баланса (17). Расчет расхода шлама и производительности печи (17). Расчет расхода шлама и производительности печи при двухшламовом питании печи (21). Расчет выхода технологических газов (25). Расчет объема отходящих газов (31). Расход соединений в зонах печи (31)	
1.2. Методы расчетов тепловых балансов теплотехнологических аппаратов	46
Цели и методы расчетов тепловых балансов (46). Температуры тепловых эффектов химических реакций (50). Тепловой баланс цементной печи (51). Интенсификация и энергосбережение в цементной промышленности (53)	
1.3. Теплоемкость сырьевых смесей и клинкера	59
1.4. Расчет потерь теплоты через корпус вращающихся печей	64
Методы определения потерь теплоты в окружающую среду (64). Расчет коэффициента теплоотдачи от корпуса печи (66). Структура теплопотерь от корпуса вращающейся печи (73). Влияние на теплопотери определяющих факторов (75). Степень черноты поверхности вращающейся печи (77). Оценка погрешности определения теплопотерь (78). Формулы и номограммы для расчета теплопотерь (79)	
2. Тепловые балансы цементных вращающихся печей	83
2.1. Методика расчета материального и теплового баланса	83
2.2. Теплотехнические расчеты в условиях недостатка контрольной информации	92
Объем и теплоемкость продуктов горения и отходящих газов (93). Расчет коэффициента избытка воздуха по содержанию кислорода в отходящих газах (96). Расчет теплового баланса по упрощенной методике (101)	
2.3. Программа расчета теплового баланса	106
3. Анализ тепловых балансов цементных вращающихся печей	117
3.1. Сравнение теплотехнических режимов вращающихся печей мокрого способа производства	117
Цель и методы испытаний (117). Результаты испытаний (118). Анализ статей расхода теплоты на обжиг клинкера (121). Потери теплоты через корпус печи (122)	
3.2. Анализ теплотехнической работы вращающейся печи комбинированного способа производства	124
Описание печи (124). Результаты теплотехнических испытаний (126). Анализ работы печи (130). Использование третичного воздуха (133). Анализ режима работы печи по замерам температуры корпуса (134)	

3.3. Влияние технологических параметров на затраты теплоты в печи	138
Влажность шлама (138). Температура отходящих газов (141). Состав сырья (143). Недожог топлива и избыток воздуха (149). Уплотнение горячей части печи (151). Эффективность работы клинкерного холодильника (152). Потери теплоты через корпус печи (153). Факторы, влияющие на расход теплоты на обжиг (154)	
4. Моделирование и интенсификация теплообмена в цементной вращающейся печи	156
4.1. Влияние теплового режима на производительность вращающейся печи	156
4.2. Позонный расчет теплообмена в цементной вращающейся печи	160
4.3. Экономический критерий оптимизации работы печи	181
4.4. Интенсификация процесса обжига во вращающейся печи	183
4.5. Интенсификация процесса обжига при вводе техногенного продукта	194
5. Моделирование и интенсификация теплообмена в клинкерном колосниковом холодильнике	199
5.1. Тепловой баланс колосникового холодильника	199
5.2. Расчет расхода воздуха по данным аэродинамических замеров	203
5.3. Методы расчета процессов теплообмена в колосниковом холодильнике	206
Схема теплообмена в клинкерном слое (206). Анализ методов расчета аэродинамического сопротивления слоя (208). Анализ методов расчета коэффициента теплообмена в слое (213)	
5.4. Экспериментальное моделирование аэродинамических и теплообменных процессов в клинкерных колосниковых холодильниках	216
5.5. Численное решение модели процесса теплообмена в колосниковом холодильнике	222
Расчет теплообмена и средних температур в клинкерном слое (222). Дискретизация клинкерного слоя и расчет теплообмена в секции холодильника (228). Учет неравномерности засыпки в слое (232). Алгоритм моделирования теплообмена в колосниковом холодильнике (233)	
5.6. Влияние теплопроводности гранул на теплообмен в клинкерных холодильниках	240
5.7. Интенсификация теплообмена в колосниковом клинкерном холодильнике	249

ЧАСТЬ II. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ АНАЛИЗА ПРОЦЕССА ОБЖИГА ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА

6. Расчет тепловых балансов промышленных агрегатов на основе характеристик их входных и выходных потоков	261
6.1. Уравнение теплового баланса на основе характеристик входных и выходных потоков	261
6.2. Расчет различными способами затрат теплоты на декарбонизацию	268

6.3. Баланс процесса обжига извести	271
6.4. Расчет затрат теплоты при последовательном преобразовании материала в печи	272
6.5. Термодинамическая база данных	277
7. Критерии термодинамической эффективности процесса преобразования исходного сырья в клинкер	288
7.1. Термодинамические характеристики процесса получения клинкера	288
7.2. Зависимость свойств клинкера от термодинамических характеристик	291
7.3. Обобщенный баланс термодинамических свойств	295
7.4. Критерии термодинамической эффективности процесса получения клинкера	299
8. Тепловой эффект клинкерообразования	302
8.1. Обзор методов расчета ТЭК	302
Расчет ТЭК по затратам теплоты на процессы клинкерообразования (302). Расчет ТЭК по химическим реакциям получения клинкера (306). Упрощенные методики для расчета ТЭК (308). Сравнение расчета ТЭК по разным методикам (309).	
8.2. Расчет ТЭК на основе баланса термодинамических свойств	312
8.3. Расчет ТЭК для различных видов сырья и клинкера	314
9. Эксергетический анализ процесса обжига цементного клинкера	319
9.1. Задачи и методы эксергетического анализа	319
9.2. Эксергетический анализ промышленных печей	324
9.3. Расчет эксергии для соединений технологии силикатов	327
Расчет химической эксергии (328). Расчет термомеханической эксергии вещества в потоке (332).	
9.4. Эксергетический анализ процесса обжига цементного клинкера	333

ЧАСТЬ III. МОДЕЛИРОВАНИЕ, ОПТИМИЗАЦИЯ И УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ ОБЖИГА ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА

10. Моделирование и математическое описание структуры факела в топочном пространстве печи	341
10.1. Физико-химические представления и математическая модель концентрации субстанции топочного пространства	341
10.2. Алгоритм метода численного определения концентрации и температуры пламенного пространства печи	348
10.3. Определение температурного поля факела без учета излучения	351
10.4. Алгоритм определения температурного поля	352
11. Оптимизация процессов технологии клинкера	357
11.1. Критерии оптимального управления процессом охлаждения клинкера	357
11.2. Критерии оптимального управления процессом обжига клинкера	362

11.3. Методика интенсификации и оптимизации технологии получения клинкера	368
11.4. Анализ эффективности работы машинистов на печах цементного производства	370
12. Управление, регулирование и интенсификация процессов технологии клинкера в условиях промышленного производства	380
12.1. Анализ методов контроля, управления и интенсификации процессов в технологии цементного клинкера	380
12.2. Формирование моделирующего алгоритма управления и интенсификации процесса обжига клинкера	389
12.3. Алгоритм управления качеством сжигания топлива	392
12.4. Алгоритм управления толщины и протяженности обмазки печи в зоне спекания	395
12.5. Блок алгоритма управления грануляцией клинкера	399
12.6. Формирование оптимальной энтальпии зоны спекания	403
Приложения	409
Таблица 1. Средняя теплоемкость газов в интервале $0...t$, кДж/кг·м ³ ...	411
Таблица 2. Средняя теплоемкость компонентов сырьевой смеси в интервале $0...t$, кДж/кг.....	411
Таблица 3. Средняя теплоемкость клинкера и входящих в него соединений в интервале $0...t$, кДж/кг.....	412
Рисунок 1. Средняя в интервале $0...t$ теплоемкость клинкера и газов	412
Рисунок 2. Теплосодержание клинкера и воздуха	412
Таблица 4. Стандартная энтальпия образования, энергия Гиббса, энтропия и уравнения теплоемкости некоторых соединений	413
Таблица 5. Энтальпия образования из оксидов при 0°С ΔH_0 и уравнения теплосодержания $H(t)$ для некоторых соединений	419
Таблица 6. Полная энтальпия некоторых соединений $H = \Delta H_0 + H(t)$, кДж/кг	425
Таблица 7. Полная энтальпия некоторых газов $H = \Delta H_0 + H(t)$, кДж/м ³ .	427
Таблица 8. Теплофизические характеристики строительных и огнеупорных материалов	428
Таблица 9. Уравнения для расчета теплофизических свойств газов ...	430
Таблица 10. Химическая эксергия элементов	431
Таблица 11. Химическая эксергия соединений	432
Библиографический список	438

ПРЕДИСЛОВИЕ

Технология производства строительных материалов на основе силикатных соединений (цемента, стекла, керамики, огнеупоров и др.) заключается в высокотемпературной обработке специально приготовленных сырьевых смесей в обжиговых агрегатах. Высокий уровень сложности технологии обусловлен тесной взаимосвязью протекающих в одном аппарате тепломассообменных, физико-химических и химических процессов.

На теплотехнические процессы и тепловой режим в печах производства силикатных материалов оказывают существенное влияние свойства перерабатываемого материала, его энергетическая ценность и степень изменения энтальпии и внутренней энергии на разных стадиях высокотемпературной обработки. Состав и свойства сырья определяют динамику теплотребления, затраты теплоты на процесс обжига в целом и на его отдельных стадиях. Таким образом, они оказывают влияние на скорость нагрева материала, совокупность и скорость химических превращений, производительность печи и удельный расход топлива. Поэтому можно заключить, что тепловая работа печи во многом определяется свойствами находящегося в ней материала.

В современных условиях задача изучения и интенсификации процессов в печи с учетом свойств обрабатываемого материала приобрела особую актуальность. Изменившиеся экономические условия, выработка запасов традиционного сырья, применение техногенного сырья, увеличение выпуска специальной продукции приводят к изменению традиционных составов сырьевых смесей и значительному изменению свойств перерабатываемого сырья. Но применяемые в настоящее время методы расчета свойств сырья и теплообмена используют усредненные константы, относящиеся к традиционной сырьевой базе.

Можно сделать вывод, что для оптимизации, интенсификации и управления процессами в высокотемпературных аппаратах производства строительных материалов необходимо на позициях системного анализа в системах с распределенными параметрами рассматривать взаимосвязанные и взаимообусловленные процессы «выделение тепла из источника энергии» – «перенос тепла теплоносителем» – «теплопередача к материалу» – «перенос тепла внутри материала» – «преобразование тепловой энергии в хими-

ческую и внутреннюю энергию материала». Решение такой задачи традиционными методами теплотехники и теплотехнологии, рассматривающими отдельные процессы, в полной мере выполнить невозможно [1, 2].

К теплотехнике относятся вопросы получения и использования тепловой энергии, а к теплотехническим процессам – термодинамика и механика газов, теплообмен и горение топлива [3, 4], рассматриваемые отдельно. Теплотехнологией является получение продукции на основе изменения теплового состояния исходных веществ [5, 6]. Согласно работе [5], цель теплотехнологического процесса – подвод теплоты для нагрева исходных материалов до температуры физических или химических превращений и их проведения в соответствии с заданным тепловым или температурным режимом. Получение силикатных строительных материалов в промышленных печах нельзя однозначно отнести к теплотехнике или теплотехнологии. Так, например, процесс обжига клинкера не поддается однозначной теплотехнической классификации, классификации по температурным и тепловым графикам и виду обжига, произведенной в работе [5].

В работе [7] изучение взаимосвязи и взаимообусловленности технологических и энергетических процессов отнесено к области энерготехнологии. Поэтому можно говорить именно об энерготехнологической работе высокотемпературных аппаратов для получения строительных материалов, и в частности цементной печи, рассматривая все виды преобразования материала и энергии (теплоты и внутренней энергии веществ) внутри них. Основой энерготехнологического анализа является комплексный подход к изучению высокотемпературных процессов и аппаратов с использованием методов системного анализа, термодинамики и теплотехники. Энерготехнологический анализ относится к области энергетики теплотехнологии, которая на основе комплексного межотраслевого подхода позволяет решать задачи интенсификации теплотехнических и теплотехнологических процессов, внедрения энергосберегающих технологий, совершенствования схем технологических процессов и конструктивных элементов высокотемпературных аппаратов, определения оптимальных тепловых режимов эксплуатации печей и теплообменных аппаратов [5].

На рисунке (с. 10, 11) представлен один из способов энерготехнологического анализа высокотемпературных теплотехноло-

гических агрегатов и решенные в соответствии с ним задачи комплексного исследования работы цементной вращающейся печи, моделирования взаимосвязанных процессов преобразования сырья и теплообмена, оценки влияния отдельных процессов на эффективность процесса обжига. Задачи, решенные в рамках этого подхода, изложены в монографии [8], являющейся первой частью работы, и в данном издании – второй части работы.

* * *

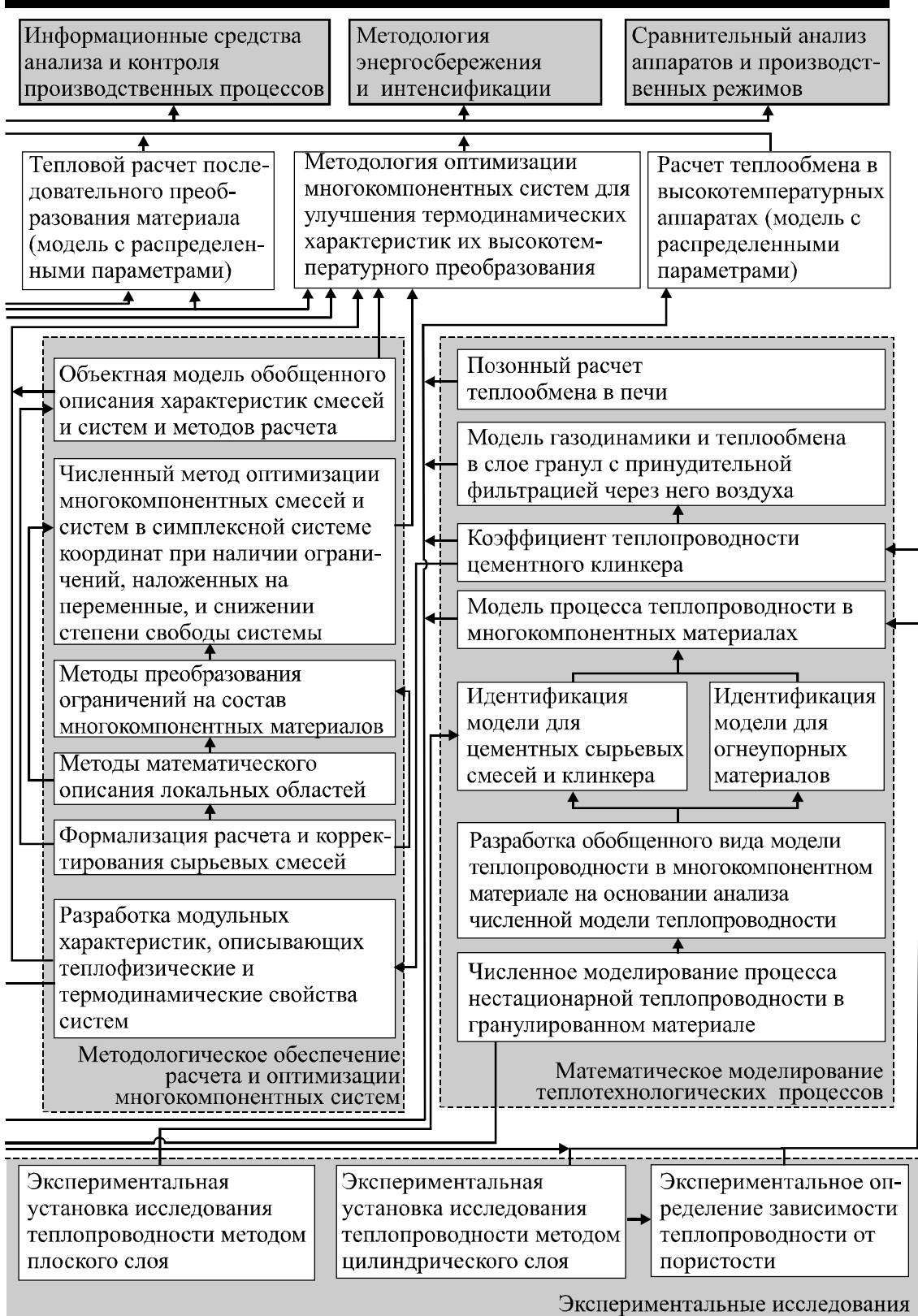
Решение энерготехнологических задач при исследовании сложных систем наиболее эффективно производить методами системного анализа [1, 9], основанных на математическом моделировании и информационных технологиях [10–12]. Использование математического моделирования вместо изучения реальных объектов или их физических моделей позволяет во много раз повысить объем информации, получаемой об объекте, исследовать произвольные рабочие режимы, реально не существующие объекты. Методология моделирования высокотемпературных тепло-технологических аппаратов подробно рассмотрена в работах [13–16]. Эффективным является применение математического моделирования и в натуральных экспериментах. Например, сочетание физического эксперимента и математической модели при изучении процесса теплопроводности в клинкерных гранулах позволило без специального оборудования изучить теплопроводность материала при температурах до 1000°С [8].

Качественное развитие вычислительной техники, произошедшее за последние 20 лет, многократное повышение ее вычислительной мощности, появление высокоуровневых средств программирования и систем автоматизации математических вычислений и моделирования позволили значительно расширить сферу применения математического моделирования и усложнить решаемые задачи. В настоящее время можно говорить о массовом внедрении моделирования и вычислительного эксперимента в инженерную деятельность и научные исследования. С распространением вычислительной техники появилось и новое направление – информатизация деятельности инженера и научного сотрудника, которое напрямую не использует математическое моделирование, но основано на общих с ним принципах и подходах.



Рис. Задачи и их взаимосвязь в энерготехнологическом анализе

технические проблемы



высокотемпературных процессов технологии силикатных материалов

Одновременно с совершенствованием вычислительной техники и информационных средств произошел переход решаемых с помощью компьютера задач от описания отдельных процессов к описанию сложных технологических систем, включающих множество взаимосвязанных процессов. Это привело к изменению методологии разработки математических моделей.

В. В. Кафаров с сотрудниками в 70-х г. XX в. выделили три составные части математического моделирования: формализованное описание физической природы объекта, математическое описание объекта в виде системы уравнений и дополнительных условий и моделирующий алгоритм [17]. Хотя В. В. Кафаров и рассматривал разработку математической модели как комплексную задачу, на практике часто используется принцип разделения процесса создания математической модели на изолированные этапы для привлечения специалистов разных областей знаний – инженеров (предметников), математиков и программистов. С усложнением моделей этот подход приводит к снижению качества получаемого программного продукта, а во многих случаях и к невозможности его создания.

Как отмечается в работе [12], любое формулирование сложной технической задачи является условным и в процессе реализации задачи при выявлении ее неверной или неприемлемой постановки последнюю приходится изменять. Разработчики, не являющиеся специалистами в предметной области, формулировку задачи сомнению не подвергают и не способны заметить возникающие при создании модели противоречия и возможные способы совершенствования реализации задачи, направляя главные силы на эффективную реализацию численных методов и программного кода. С другой стороны, «правильное формулирование задачи – это научная проблема, не менее сложная, чем само решение задачи» [18]. Поэтому для правильной постановки задачи моделирования, которую затем можно будет реализовать силами специалистов-математиков и программистов, нужны глубокие фундаментальные знания и математическая подготовка, которой специалисты-практики не обладают. Часто вместо постановки задачи практики могут выдвинуть лишь требования к результатам работы программы. Поэтому «при математическом моделировании необходимо учитывать как математическую, так и содержательную сторону задачи, связывая одну с другой» [12].

В настоящее время А. А. Самарский выделил триаду «модель–алгоритм–программа» и особо отметил ее неразрывную связь с современными информационными технологиями, а также то, что изолирование указанных этапов как при разработке информационных систем, так и при обучении этому приводит к недостаточной эффективности получаемых информационных систем [19]. Это вызвано сложностью объектов, чрезмерной сложностью и трудоемкостью алгоритмов расчета, которые в большинстве случаев разрабатываются индивидуально для каждой задачи, большим числом логических связей между составляющими модельными блоками. Большая часть особенностей конкретной модели в этих случаях проявляется только на этапе разработки программы. Поэтому в современной практике часто нет четкого разграничения между разработкой алгоритма и составлением программы (нередко сюда входит и составление математического описания), и алгоритм корректируется и окончательно формируется в процессе программирования и проверки адекватности работы программы. Такая тенденция в математическом моделировании хорошо согласуется с состоянием современного мира, перенасыщенном информацией, и в частности с синергетическими методами [20], основанными на методах технической кибернетики с учетом усложнения систем и наличия их связи с окружающей средой.

Рассмотренное положение приводит к необходимости для разработчика математических моделей сочетать глубокие знания в предметной области, вычислительной математике и программировании [12]. Изучение справочных материалов в незнакомой области в процессе разработки модели и программы обычно вызывает трудности, так как литературная информация по методам моделирования и вычислительной математики и по предметной области недостаточна для воспроизведения методик неспециалистами в этих областях [21], потому что знание специальных дисциплин основано на базовых знаниях по специальности и подразумевают наличие определенного опыта в данной области. Следовательно, необходима отдельная подготовка специалистов, способных разрабатывать информационные системы для технологических процессов. Такая подготовка может проводиться в форме дополнительного образования для специалистов в конкретной производственной области.

* * *

В предлагаемой монографии в качестве практической реализации методологии системного анализа авторами рассмотрены следующие вопросы:

- методы теплотехнического и термодинамического анализа процессов получения цементного клинкера;
- моделирование и интенсификация теплообмена в высокотемпературных аппаратах технологии клинкера;
- оптимизация, управление, регулирование и интенсификация процессов технологии клинкера в условиях промышленного производства.

Изложенные в монографии материалы ориентированы на применение в информационных системах технологических процессов производства цементного клинкера.

Авторы выражают благодарность заведующему кафедрой кибернетики РХТУ им. Д. И. Менделеева, доктору технических наук, профессору Л. С. Гордееву, заведующему кафедрой технологии цемента и композитных материалов БГТУ им. В. Г. Шухова, доктору технических наук, профессору В. К. Классену за поддержку и содействие в научной работе авторов, доктору технических наук, профессору кафедры энергетики теплотехнологии БГТУ им. В. Г. Шухова В. А. Кузнецову за ценные замечания и советы, высказанные при рецензировании книги.

В монографии предисловие, разделы 1–9 и приложения написаны П. А. Трубаевым, разделы 10–12 – П. В. Бесединим.

Авторы будут благодарны за замечания и пожелания, направленные по адресу 308012, г. Белгород, ул. Костюкова, 46, БГТУ им. В. Г. Шухова, кафедра ОХТ или по электронной почте trubaev@mail.ru.

Часть I

**ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКИЕ
МЕТОДЫ АНАЛИЗА
ПРОЦЕССА ОБЖИГА
ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА**



1. ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ В ТЕХНОЛОГИИ ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА

1.1. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС И РАСХОДЫ МАТЕРИАЛЬНЫХ ПОТОКОВ В ЦЕМЕНТНОЙ ПЕЧИ

Основные этапы расчета материального баланса

Целью расчета материального баланса является определение удельной массы материалов (относительно 1 кг получаемого продукта), входящих и выходящих из установки, и удельной массы отдельных промежуточных соединений, претерпевающих химические и фазовые превращения. Расчет материального баланса всегда является предварительной стадией расчета теплового баланса.

Расчет материального баланса обычно состоит из трех этапов:

- 1) расчет удельной массы входных материалов и соединений по заданным технологическим параметрам;
- 2) расчет удельной массы соединений, участвующих в химических и фазовых превращениях в аппарате;
- 3) по данным пунктов 1 и 2 определение удельной массы соединений на выходе установки.

Общая схема расчета материального баланса цементной вращающейся печи представлена на рис. 1.1. Подобным образом рассчитываются балансы отдельных аппаратов цементной технологии, которые представляются в виде отдельной части схемы рис. 1.1.

Рассмотрим особенности расчетов, выполняемых для определения расходов входных потоков и входных и промежуточных соединений (методика расчета фазового состава различного вида клинкеров приведена в гл. 10.3 работы [22]).

Расчет расхода шлама и производительности печи

Для печи может быть задана производительность или расход сырьевого шлама. Первый способ обычно применяется при проектных расчетах, второй – при поверочных. Для связи этих расходов используются удельные расходы сырья, кг/кг кл., расчет которых представлен в известных источниках [23–25].

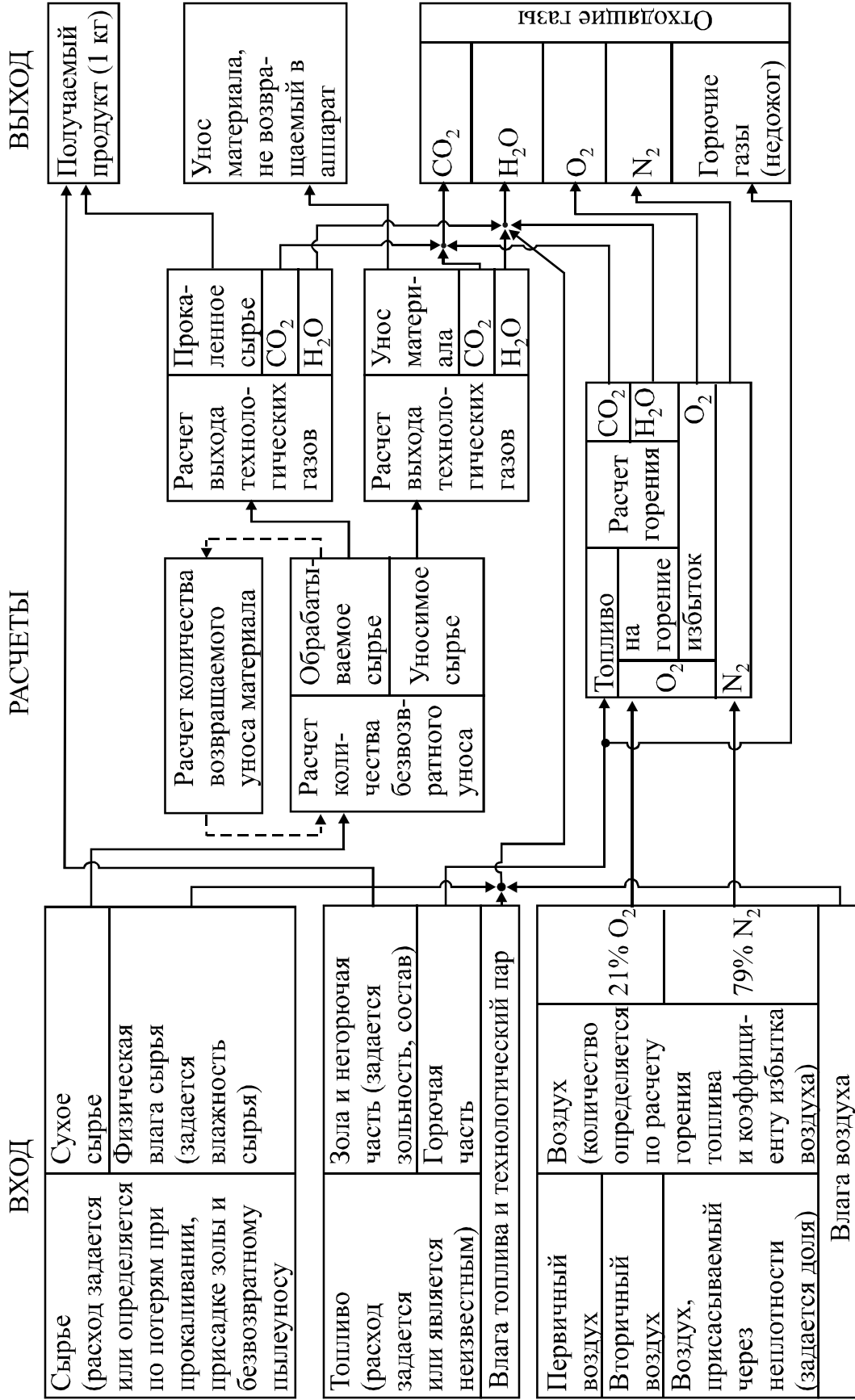


Рис. 1.1. Схема материальных потоков и расчета материального баланса вращающейся печи

Удельный расход сырья на разных стадиях переработки представлен на рис. 1.2.



Рис. 1.2. Соотношение удельных расходов сырья

Соотношение представленных расходов характеризует влажность сырьевой смеси

$$W_c = \frac{g_{Wф}}{g_{вл.с}} 100\% \quad (1.1)$$

и потери при прокаливании сырьевой смеси

$$ППП_c = \frac{g_{ППП}}{g_{сух.с}} 100\% = \left(1 - \frac{x_{прок}}{g_{сух.с}}\right) 100\%. \quad (1.2)$$

Исходя из выражений (1.1) и (1.2), теоретический удельный расход сухого сырья без учета безвозвратного уноса при использовании жидкого и газообразного топлива имеет вид

$$g_{сух.с}^T = \frac{1}{1 - 0,01ППП_c}. \quad (1.3)$$

При использовании твердого топлива теоретический удельный расход сухого сырья

$$g_{сух.с}^T = \frac{1 - x_п}{1 - 0,01ППП_c}, \quad (1.4)$$

где $x_п$ – доля присадки золы топлива в клинкере,

$$x_п = 0,01q_пA^p g_{нат.т} = 0,01q_пA^p g_T \frac{29\,600}{Q_H^p}, \quad (1.5)$$

где $q_п$ – доля золы топлива, присаживающаяся к клинкеру (0,8...1); A^p – рабочая зольность твердого топлива, %; $g_{нат.т}$ – расход натурального топлива на обжиг, кг/кг кл.; g_T – расход условного топлива, кг/кг кл.; Q_H^p – теплота сгорания топлива, кДж/кг кл.

Удельный расход сухого сырья $g_{\text{сух.с}}$ и влажного сырья $g_{\text{вл.с}}$ в обоих случаях

$$g_{\text{сух.с}} = \frac{g_{\text{сух.с}}^T}{1 - 0,01q_{\text{ун}}} = \frac{1 - x_{\text{п}}}{(1 - 0,01\text{ППП}_c)(1 - 0,01q_{\text{ун}})}; \quad (1.6)$$

$$g_{\text{вл.с}} = \frac{g_{\text{сух.с}}}{1 - 0,01W_c}, \quad (1.7)$$

где $q_{\text{ун}}$ – количество безвозвратного уноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси, %; W_c – массовая влажность сырьевой смеси, %.

Иногда при проведении испытаний или наличии точной измерительной аппаратуры известны расходы влажного шлама $G_{\text{вл.с}}$ и клинкера $G_{\text{кл}}$, кг/с или т/ч. Например, по данным замера контрольного бачка расход шлама может быть определен по следующему выражению [24]:

$$V_{\text{вл.с}} = \frac{V_{\text{к.б}}}{\tau_{\text{к.б}}}, \text{ м}^3/\text{с}; \quad G_{\text{вл.с}} = V_{\text{вл.с}} \rho_{\text{вл.с}}, \text{ кг/с}, \quad (1.8)$$

где $V_{\text{к.б}}$ – объем контрольного бачка, м^3 ; $\tau_{\text{к.б}}$ – время наполнения контрольного бачка, с; $\rho_{\text{вл.с}}$ – плотность влажного шлама, $\text{кг}/\text{м}^3$.

В этом случае удельные расходы сырья определяются следующим образом:

– удельный объемный расход влажного сырья

$$v_{\text{вл.с}} = \frac{V_{\text{вл.с}}}{G_{\text{кл}}}, \text{ м}^3/\text{кг кл.}; \quad (1.9)$$

– удельный расход влажного сырья

$$g_{\text{вл.с}} = v_{\text{вл.с}} \rho_{\text{вл.с}} = \frac{G_{\text{вл.с}}}{G_{\text{кл}}}; \quad (1.10)$$

– удельный расход сухого сырья

$$g_{\text{сух.с}} = g_{\text{вл.с}}(1 - 0,01W_c). \quad (1.11)$$

Расход влаги может быть определен следующим образом:

$$g_{W\phi} = g_{\text{вл.с}} - g_{\text{сух.с}} = 0,01W_c g_{\text{вл.с}} = \frac{W_c}{100 - W_c} g_{\text{сух.с}}. \quad (1.12)$$

Расчет расхода шлама и производительности печи при двухшламовом питании печи

В ряде случаев в цементную печь подают несколько сырьевых потоков, например низкоосновный и обычный шлам или шлам и техногенную добавку. В этом случае материальный баланс для 1 кг кл. имеет вид

$$\sum x_{i \text{ прок}} + x_{\text{п}} = 1, \quad (1.13)$$

где $x_{i \text{ прок}}$ – доля прокаленных компонентов, кг/кг кл., $i = 1, 2, 3, \dots$; $x_{\text{п}} = 0,01 q_{\text{п}} g_{\text{нат.т}} A^{\text{п}}$ – доля присадки золы топлива в клинкере, кг/кг кл.

Зная доли $x_{i \text{ прок}}$, можно рассчитать соответствующие удельные расходы каждого сырьевого потока:

– удельный расход прокаленного сырьевого потока (без учета пылеуноса)

$$g_{i \text{ прок}} = \frac{x_{i \text{ прок}}}{1 - 0,01 q_{\text{ун}}}, \quad (1.14)$$

– теоретический удельный расход сырьевого потока

$$g_{i \text{ сух.с}}^{\text{т}} = \frac{x_{i \text{ прок}}}{1 - 0,01 \text{ППП}_{ic}}; \quad (1.15)$$

– удельный расход сухого сырьевого потока

$$g_{i \text{ сух.с}} = \frac{g_{i \text{ прок}}}{1 - 0,01 \text{ППП}_{ic}} = \frac{g_{i \text{ сух.с}}^{\text{т}}}{1 - 0,01 q_{\text{ун}}}; \quad (1.16)$$

– удельный расход влажного сырьевого потока

$$g_{i \text{ вл.с}} = \frac{g_{i \text{ сух.с}}}{1 - 0,01 W_{ic}}; \quad (1.17)$$

– удельный объемный расход влажного сырьевого потока

$$v_{i \text{ вл.с}} = \frac{g_{i \text{ сух.с}}}{\rho_{i \text{ вл.с}}}, \quad (1.18)$$

где ППП_{ic} , W_{ic} , ρ_{ic} – потери при прокаливании, влажность и плотность i -го сырьевого потока, %.

При известных удельных объемных $v_{i \text{ вл.с}}$ или массовых расходах $g_{i \text{ вл.с}}$ влажных сырьевых потоков соответствующие удельные расходы определяются следующим образом:

– удельный расход влажного сырья

$$g_{i \text{ вл.с}} = v_{i \text{ вл.с}} \rho_{i \text{ вл.с}}; \quad (1.19)$$

– удельный расход сухого сырья

$$g_{i \text{ сух.с}} = g_{i \text{ вл.с}} (1 - 0,01 W_{ic}); \quad (1.20)$$

– доля прокаленного сырья в клинкере

$$x_{i \text{ прок}} = g_{i \text{ сух.с}} (1 - 0,01 \text{ППП}_{ic}) (1 - 0,01 q_{yH}). \quad (1.21)$$

Представляет интерес расчет расходов сырьевых потоков, когда исходные данные для этого заданы для разных видов сырья, например для сухого и влажного. Расчеты такого рода, полученные на основе материального баланса (1.13) и формул пересчета (1.15)–(1.21) представлены в табл. 1.1, где по заданному расходу одного из сырьевых потоков получены расходы обоих сырьевых потоков.

Таблица 1.1

Расчет удельного расхода сырья для двух сырьевых потоков

Заданный расход первого сырьевого потока	Удельный расход сырьевых потоков
1	2
$x_{1 \text{ прок}}$	<p>Доля в клинкере</p> <p>$x_{1 \text{ прок}}$ – задано; $x_{2 \text{ прок}} = 1 - x_{1 \text{ прок}} - x_{\text{п}}$</p> <p>Прокаленное сырье (без учета уноса)</p> <p>$g_{1 \text{ прок}} = \frac{x_{1 \text{ прок}}}{k_{yH}}$; $g_{2 \text{ прок}} = \frac{1 - x_{1 \text{ прок}} - x_{\text{п}}}{k_{yH}}$</p> <p>Сухое сырье</p> <p>$g_{1 \text{ сух.с}} = \frac{1}{k_{\text{IППП}} k_{yH}} x_{1 \text{ прок}}$; $g_{2 \text{ сух.с}} = \frac{1}{k_{\text{IIППП}} k_{yH}} (1 - x_{1 \text{ прок}} - x_{\text{п}})$</p>

1	2
	<p>Влажное сырье</p> $g_{1 \text{ вл.с}} = \frac{1}{k_{1\text{ПШП}} k_{1W} k_{\text{ун}}} x_{1 \text{ прок}}; \quad g_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1}{k_{2\text{ПШП}} k_{2W} k_{\text{ун}}} (1 - x_{1 \text{ прок}} - x_{\text{п}})$ <p>Объемный расход влажного сырья</p> $v_{1 \text{ вл.с}} = \frac{1}{k_{1\text{ПШП}} k_{1W} k_{\text{ун}} \rho_{1 \text{ вл.с}}} x_{1 \text{ прок}};$ $v_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1}{k_{2\text{ПШП}} k_{2W} k_{\text{ун}} \rho_{2 \text{ вл.с}}} (1 - x_{1 \text{ прок}} - x_{\text{п}})$
g _{1 прок}	<p>Доля в клинкере</p> $x_{1 \text{ прок}} = g_{1 \text{ прок}} k_{\text{ун}}; \quad x_{2 \text{ прок}} = 1 - g_{1 \text{ прок}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}$ <p>Прокаленное сырье (без учета уноса)</p> $g_{1 \text{ прок}} - \text{задано}; \quad g_{2 \text{ прок}} = \frac{1 - g_{1 \text{ прок}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}}{k_{\text{ун}}}$ <p>Сухое сырье</p> $g_{1 \text{ сух.с}} = \frac{x_{1 \text{ прок}}}{k_{1\text{ПШП}} k_{\text{ун}}}; \quad g_{2 \text{ сух.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ прок}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}}{k_{2\text{ПШП}} k_{\text{ун}}}$ <p>Влажное сырье</p> $g_{1 \text{ вл.с}} = \frac{x_{1 \text{ прок}}}{k_{1\text{ПШП}} k_{1W} k_{\text{ун}}}; \quad g_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ прок}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}}{k_{2\text{ПШП}} k_{2W} k_{\text{ун}}}$ <p>Объемный расход влажного сырья</p> $v_{1 \text{ вл.с}} = \frac{x_{1 \text{ прок}}}{k_{1\text{ПШП}} k_{1W} k_{\text{ун}} \rho_{1 \text{ вл.с}}}; \quad v_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ прок}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}}{k_{2\text{ПШП}} k_{2W} k_{\text{ун}} \rho_{2 \text{ вл.с}}}$
g _{1 сух.с}	<p>Доля в клинкере</p> $x_{1 \text{ прок}} = g_{1 \text{ сух.с}} k_{1\text{ПШП}} k_{\text{ун}}; \quad x_{2 \text{ прок}} = 1 - g_{1 \text{ сух.с}} k_{1\text{ПШП}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}$ <p>Прокаленное сырье (без учета уноса)</p> $g_{1 \text{ прок}} = g_{1 \text{ сух.с}} k_{1\text{ПШП}}; \quad g_{2 \text{ прок}} = \frac{1 - g_{1 \text{ сух.с}} k_{1\text{ПШП}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}}{k_{\text{ун}}}$ <p>Сухое сырье</p> $g_{1 \text{ сух.с}} - \text{задано}; \quad g_{2 \text{ сух.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ сух.с}} k_{1\text{ПШП}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}}{k_{2\text{ПШП}} k_{\text{ун}}}$ <p>Влажное сырье</p> $g_{1 \text{ вл.с}} = \frac{g_{1 \text{ сух.с}}}{k_{1W}}; \quad g_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ сух.с}} k_{1\text{ПШП}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}}{k_{2\text{ПШП}} k_{2W} k_{\text{ун}}}$ <p>Объемный расход влажного сырья</p> $v_{1 \text{ вл.с}} = \frac{g_{1 \text{ сух.с}}}{k_{1W} \rho_{1 \text{ вл.с}}}; \quad v_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ сух.с}} k_{1\text{ПШП}} k_{\text{ун}} - x_{\text{п}}}{k_{2\text{ПШП}} k_{2W} k_{\text{ун}} \rho_{2 \text{ вл.с}}}$

1	2
$g_{1 \text{ вл.с}}$	<p>Доля в клинкере</p> $x_{1 \text{ прок}} = g_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}}; \quad x_{2 \text{ прок}} = 1 - g_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}$ <p>Прокаленное сырье (без учета уноса)</p> $g_{1 \text{ прок}} = g_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}}; \quad g_{2 \text{ прок}} = \frac{1 - g_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}}{k_{\text{уН}}}$ <p>Сухое сырье</p> $g_{1 \text{ сух.с}} = g_{1 \text{ вл.с}} k_{1W}; \quad g_{2 \text{ сух.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}}{k_{2\text{ППП}} k_{\text{уН}}}$ <p>Влажное сырье</p> $g_{1 \text{ вл.с}} - \text{задано}; \quad g_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}}{k_{2\text{ППП}} k_{2W} k_{\text{уН}}}$ <p>Объемный расход влажного сырья</p> $v_{1 \text{ вл.с}} = \frac{g_{1 \text{ вл.с}}}{\rho_{1 \text{ вл.с}}}; \quad v_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1 - g_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}}{k_{2\text{ППП}} k_{2W} k_{\text{уН}} \rho_{2 \text{ вл.с}}}$
$v_{1 \text{ вл.с}}$	<p>Доля в клинкере</p> $x_{1 \text{ прок}} = v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}};$ $x_{2 \text{ прок}} = 1 - v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}$ <p>Прокаленное сырье (без учета уноса)</p> $g_{1 \text{ прок}} = v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}};$ $g_{2 \text{ прок}} = \frac{1 - v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}}{k_{\text{уН}}}$ <p>Сухое сырье</p> $g_{1 \text{ сух.с}} = v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}} k_{1W};$ $g_{2 \text{ сух.с}} = \frac{1 - v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}}{k_{2\text{ППП}} k_{\text{уН}}}$ <p>Влажное сырье</p> $g_{1 \text{ вл.с}} = v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}}; \quad g_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1 - v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}}{k_{2\text{ППП}} k_{2W} k_{\text{уН}}}$ <p>Объемный расход влажного сырья</p> $v_{1 \text{ вл.с}} - \text{задано}; \quad v_{2 \text{ вл.с}} = \frac{1 - v_{1 \text{ вл.с}} \rho_{1 \text{ вл.с}} k_{1W} k_{1\text{ППП}} k_{\text{уН}} - x_{\text{П}}}{k_{2\text{ППП}} k_{2W} k_{\text{уН}} \rho_{2 \text{ вл.с}}}$

Обозначения: $k_{1\text{ППП}} = 1 - 0,01\text{ППП}_{1\text{с}}$; $k_{2\text{ППП}} = 1 - 0,01\text{ППП}_{2\text{с}}$; $k_{1W} = 1 - 0,01W_{1\text{с}}$; $k_{2W} = 1 - 0,01W_{2\text{с}}$; $k_{\text{уН}} = 1 - 0,01q_{\text{уН}}$.

Аналогичным образом могут быть рассчитаны расходы трех и более сырьевых потоков, а также решен ряд подобных задач, например расчет соотношения прокаленных и влажных компонентов при заданном процентном соотношении сухих компонентов. Рассмотренные расчеты, существенно развитые с целью учета всех возможных вариантов задания расходов компонентов, реализованы в программах теплотехнического расчета цементных печей (см. подразд. 2.3) и расчета и оптимизации цементных сырьевых смесей, представленных в работе [8].

Расчет выхода технологических газов

При обжиге сырьевой смеси происходит разложение карбонатов кальция и магния и глин с выделением технологических газов $\text{CO}_2^{\text{техн}}$ и $\text{H}_2\text{O}^{\text{техн}}$ (рис. 1.3). Масса этих газов составляет потери при прокаливании сырьевой смеси ППП_c . С расчетом выхода технологических газов неразрывно связан и расчет массы карбонатов CaCO_3 , MgCO_3 и каолинита AS_2H_2 ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), содержащихся в сырьевой смеси.

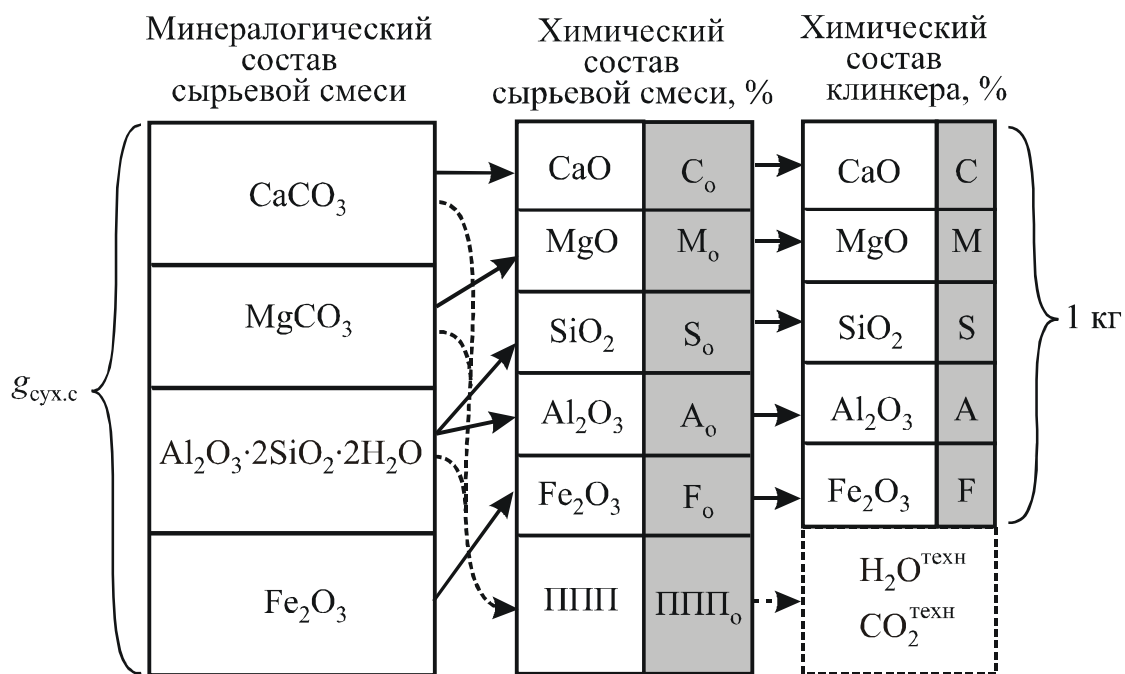


Рис. 1.3. Составы сырьевой смеси и клинкера

Для таких расчетов используется несколько способов.

1. Расчет по оксидному составу сырьевой смеси [23]. При этом принимается, что весь оксид кальция C_c и оксид магния M_c

связаны в карбонаты, а оксид алюминия A_c – в каолинит. Таким образом, расход технологических газов, кг/кг кл., имеет следующий вид:

$$\text{CO}_2^{\text{техн}} = 0,01(0,785C_c + 1,09M_c) g_{\text{сух.с}}^T; \quad (1.22)$$

$$\text{H}_2\text{O}^{\text{техн}} = 0,00353 A_c g_{\text{сух.с}}^T. \quad (1.23)$$

По содержанию оксидов в рассматриваемых условиях могут быть рассчитаны потери при прокаливании ППП_с и титр T_c сырьевой смеси (% в сухой сырьевой смеси):

$$\begin{aligned} \text{ППП}_c &= 0,785C_c + 1,09M_c + 0,353A_c = \\ &= 100 \frac{0,785C + 1,09M + 0,353A}{100 + 0,785C + 1,09M + 0,353A}, \%, \end{aligned} \quad (1.24)$$

$$T_c = 1,785(C_c + 1,391M_c), \%, \quad (1.25)$$

где C, A, M – содержание $\text{CaO}, \text{Al}_2\text{O}_3, \text{MgO}$ в клинкере, мас. %.

Данный способ обладает большой погрешностью, так как обычно часть оксида кальция в сырье находится не в виде карбонатов, а состав реальных глин не соответствует каолиниту. Поэтому данный способ может применяться только при отсутствии данных по титру и ППП сырья или при близости минералогического состава сырья к теоретическому.

2. Расчет по содержанию оксида алюминия A_c и ППП сырьевой смеси, что применяется при неизвестном титре или если в сырье оксид алюминия находится в каолините и имеются не связанные в карбонат оксиды кальция и магния. В этом случае

$$\text{CO}_2^{\text{техн}} = 0,01(\text{ППП}_c - 0,353A_c) g_{\text{сух.с}}^T; \quad (1.26)$$

$$\text{H}_2\text{O}^{\text{техн}} = 0,00353A_c g_{\text{сух.с}}^T. \quad (1.27)$$

3. Расчет по титру T_c и ППП сырьевой смеси, что применяется при наличии оксида алюминия, не связанного в глину [26]:

$$\text{CO}_2^{\text{техн}} = 0,0044T_c g_{\text{сух.с}}^T; \quad (1.28)$$

$$\text{H}_2\text{O}^{\text{техн}} = 0,01(\text{ППП}_c - 0,44T_c) g_{\text{сух.с}}^T. \quad (1.29)$$

Необходимо отметить, что в расчетах материальных балансов, в отличие от расчета ТЭК, необходимо использовать не теоретический выход технологических газов, а учитывать частичную декарбонизацию и дегидратацию уноса. В этом случае:

– расчет по содержанию оксида алюминия A_c и ППП сырьевой смеси

$$\begin{aligned} \text{CO}_2^{\text{техн}} = & 0,01[\text{ППП}_c - 0,353A_c - \\ & - 0,01(1 - k_{\text{дек.ун}}) q_{\text{ун}} \text{ППП}_c] g_{\text{сух.с}}; \end{aligned} \quad (1.30)$$

$$\text{H}_2\text{O}^{\text{техн}} = 0,00353A_c g_{\text{сух.с}}; \quad (1.31)$$

– расчет по титру T_c и ППП сырьевой смеси

$$\text{CO}_2^{\text{техн}} = 0,01[0,44T_c - 0,01(1 - k_{\text{дек.ун}}) q_{\text{ун}} \text{ППП}_c] g_{\text{сух.с}}; \quad (1.32)$$

$$\text{H}_2\text{O}^{\text{техн}} = 0,01(\text{ППП}_c - 0,44T_c) g_{\text{сух.с}}, \quad (1.33)$$

где $k_{\text{дек.ун}}$ – степень декарбонизации уноса; $q_{\text{ун}}$ – количество безвозвратного уноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси, %; $g_{\text{сух.с}}$ – расход сухого сырья с учетом безвозвратного пылеуноса, кг/кг кл.

При расчетах по второму и третьему вариантам получается наименьшая невязка материального баланса, так как масса технологических газов точно соответствует потерям при прокаливании сырьевой смеси, в то время как при расчете по содержанию оксидов масса технологических газов получается значительно выше, чем потери при прокаливании, что видно по расчетам для сырья различных заводов (табл. 1.2), которые представлены в табл. 1.3.

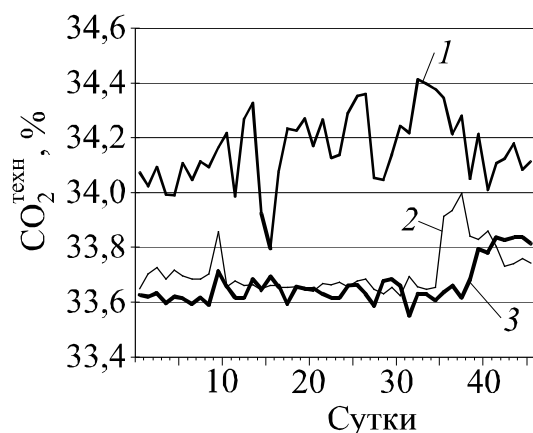
На рис. 1.4 приведено сравнение содержания технологического CO_2 , рассчитанного по трем рассмотренным методикам. Для анализа взяты среднесуточные характеристики сырьевого шлама Белгородского цементного завода за 1998 г. Из рис. 1.4 видно, что расчет по второму и третьему вариантам дает практически совпадающие данные, тогда как расчет по содержанию оксидов приводит к систематическому завышению результатов. В то же время масса технологического H_2O , рассчитанная по содержанию Al_2O_3 , практически совпадает с разностью между ППП и технологическим CO_2 (рис. 1.5).

Состав сырьевой смеси и клинкера

Цементный завод	Сырьевая смесь						Клинкер						
	CaO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	MgO	ППП	КН	n	p	C ₃ S	C ₂ S	C ₃ A	C ₄ AF
Ангарский	42,31	13,50	3,82	2,77	3,15	34,04	0,93	2,0	1,3	60,1	12,8	7,8	13,5
«Арагатемент»	42,88	13,64	3,88	3,09	0,87	34,29	0,92	2,1	1,2	61,7	14,9	6,7	14,3
«Ахангаранцемент»	43,31	14,29	3,21	2,76	1,30	34,18	0,92	2,4	1,2	62,8	15,3	6,0	12,6
Белгородский	43,32	14,33	3,04	2,88	0,43	35,02	0,92	2,3	1,0	64,6	14,6	4,6	15,0
Воскресенский	41,36	12,76	3,37	2,84	2,46	34,73	0,94	1,9	1,3	62,2	10,5	7,5	13,8
Жигулевский	41,22	12,76	3,77	2,51	2,67	34,43	0,95	2,0	1,5	62,7	9,2	8,8	12,1
Ивано-Франковский	42,05	14,15	3,74	2,66	1,30	34,98	0,92	2,1	1,1	62,2	14,7	6,0	14,7
Каменец-Подольский	42,05	13,47	3,74	2,66	1,30	34,98	0,92	2,1	1,4	59,7	15,0	8,3	13,1
Кантский	42,56	14,30	3,28	2,69	1,24	34,16	0,89	2,5	1,2	56,7	21,0	6,2	12,5
Карадагский	42,06	13,94	3,27	3,08	1,18	34,26	0,9	2,1	1,1	56,8	18,6	5,8	15,2
Катав-Ивановский	42,46	13,97	3,79	2,51	1,45	34,36	0,91	2,1	1,4	57,5	16,5	7,9	12,8
Коркинский	42,20	13,54	3,57	3,06	0,92	35,14	0,93	2,0	1,2	62,9	12,1	6,9	14,8
«Кричевскцементгошифер»	65,46	21,82	5,05	5,19	1,19	34,42	0,91	2,1	1,0	59,3	17,8	4,6	15,8
Крамагорский	43,27	13,93	3,34	3,25	0,08	35,50	0,92	2,1	1,0	62,4	15,7	5,1	15,4
Михайловский	42,75	13,59	3,84	2,59	0,93	34,81	0,93	2,1	1,5	62,7	12,4	9,1	12,4
Ольшанский	42,76	14,10	3,43	3,02	1,40	34,39	0,91	2,2	1,2	59,2	17,4	6,8	13,7
Рыбницкий	42,69	14,05	3,41	2,66	1,11	35,54	0,92	2,3	1,3	61,9	16,0	6,8	12,8
Савинский	42,47	14,15	3,02	2,46	1,76	34,50	0,92	2,6	1,2	63,1	14,8	5,8	11,5
Старооскольский	43,13	14,28	3,54	2,66	0,42	34,77	0,9	2,0	1,1	57,7	18,0	5,8	15,5
Стерлитамакский	42,08	13,37	3,34	2,68	2,07	34,73	0,95	2,2	1,2	66,3	9,8	6,8	12,9
Топкинский	42,50	13,86	3,72	2,66	0,91	34,80	0,91	2,2	1,5	58,8	17,1	8,4	12,0
Ульяновский	42,75	13,51	3,79	2,68	0,89	34,83	0,93	2,2	1,4	62,7	13,3	8,4	12,0

Расчет объема технологических газов по содержанию оксидов

Цементный завод	ППП сырьевой смеси		Отклонение
	По результатам химического анализа	Расчет по выражению (1.24)	
Ангарский	34,04	38,02	3,98
«Араратцемент»	34,29	35,98	1,69
«Ахангаранцемент»	34,18	36,55	2,37
Белгородский	35,02	35,54	0,52
Волховский	22,19	41,27	19,08
Воскресенский	34,73	36,35	1,62
Жигулевский	34,43	36,61	2,18
Ивано-Франковский	34,98	35,75	0,77
Каменец-Подольский	34,98	35,75	0,77
Кантский	34,16	35,92	1,76
Карадагский	34,26	35,46	1,20
Катав-Ивановский	34,36	36,25	1,89
Коркинский	35,14	35,39	0,25
Краматорский	35,50	35,22	-0,28
Михайловский	34,81	35,93	1,12
Ольшанский	34,39	36,31	1,92
Рыбницкий	35,54	35,93	0,39
Савинский	34,50	36,33	1,83
Старооскольский	34,77	35,56	0,79
Стерлитамакский	34,73	36,48	1,75
Топкинский	34,80	35,67	0,87
Ульяновский	34,83	35,86	1,03
Среднее значение	34,19	36,23	2,15

Рис. 1.4. Расчет содержания технологического CO₂:

- 1 – по содержанию CaO и MgO
 $(CO_2^{\text{техн}} = 0,785CaO + 1,1MgO)$;
 2 – по ППП и содержанию Al₂O₃
 $(CO_2^{\text{техн}} = \text{ППП} - 0,35Al_2O_3)$
 3 – по титру ($CO_2^{\text{техн}} = 0,44T$);

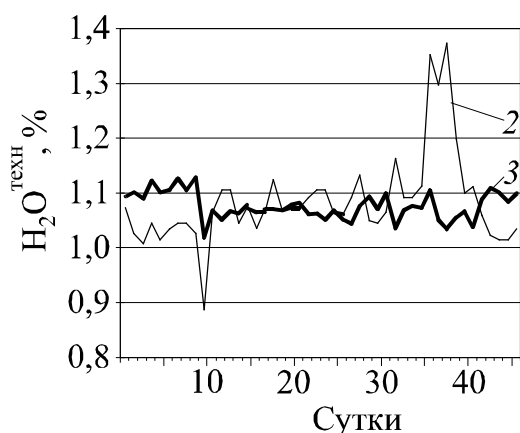


Рис. 1.5. Расчет содержания технологического H_2O :

2 – по Al_2O_3 ($H_2O^{техн} = 0,35Al_2O_3$);

3 – по титру и ППП
($H_2O^{техн} = ППП - 0,44T$)

Расчет содержания соединений в сырьевой смеси для всех трех вариантов при условии полного связывания оксида магния в карбонат представлено в табл. 1.4.

Таблица 1.4

Расчет теоретического содержания соединений в сырьевой смеси, %

Соединения	Способ расчета		
	По оксидам (1)	По ППП и Al_2O_3 (2)	По ППП и титру (3)
Сырье: карбонаты кальция и магния, каолинит, песок, огарки			
$CaCO_3$	$1,785C_c$	$2,274(ППП_c - 0,353A_c - 1,092M_c)$	$T_c - 2,483M_c$
$MgCO_3$	$2,092M_c$	$2,092M_c$	$2,092M_c$
AS_2H_2	$2,532A_c$	$2,532A_c$	$7,165(ППП_c - 0,44T_c)$
SiO_2	$S_c - 1,179A_c$	$S_c - 1,179 A_c$	$S_c - 3,44(ППП_c - 0,44T_c)$
Fe_2O_3	F_c	F_c	F_c
Сырье: карбонат кальция, доломит, каолинит, песок, огарки			
$CaCO_3$	$1,785C_c - 2,483M_c$	$2,274(ППП_c - 0,353A_c - 2,184M_c)$	$T_c - 4,967M_c$
$CaCO_3 \cdot MgCO_3$	$4,58M_c$	$4,575M_c$	$4,575M_c$
AS_2H_2	$2,532A_c$	$2,532A_c$	$7,165(ППП_c - 0,44T_c)$
SiO_2	$S_c - 1,179A_c$	$S_c - 1,179 A_c$	$S_c - 3,335(ППП_c - 0,44T_c)$
Fe_2O_3	F_c	F_c	F_c

Для расчетов можно рекомендовать использование содержания Al_2O_3 и ППП, то есть вариант 2, который дает сопоставимые результаты с вариантом три, но не требует значения титра сырьевой смеси.

Расчет объема отходящих газов

В работе [24] объем отходящих газов при теплотехнических испытаний печей предлагается определять по соотношению расчетного объема трехатомных газов в продуктах горения и сырья и их процентному содержанию в отходящих газах, определенных путем анализа. Наличие ошибки в измерениях при этом приведет к погрешностям в объеме отходящих газов и тепловом балансе печи. Например, из-за ошибки измерения количества CO_2 на 1%, что вполне возможно для стационарных и переносных газоанализаторов, объем отходящих газов печи мокрого способа производства изменится на $0,1 \text{ м}^3/\text{кг}$ кл. (или на 3...4%), а теплосодержание отходящих газов – на $50 \text{ кДж}/\text{кг}$ кл., или на $1,7 \text{ кг}$ усл. топл/т кл.

Для исключения ошибок такого рода предлагается сначала по составу отходящих газов определять коэффициент избытка воздуха α , по которому затем производить расчет горения топлива и с учетом расчетного объема технологических газов определять объем отходящих газов. Данный способ практически исключает влияние ошибок измерения на материальный и тепловой баланс печи. Так, при ошибке измерения количества CO_2 на 1% объем отходящих газов будет меняться на $0,005 \text{ м}^3/\text{кг}$ (менее чем на 0,2%), а их теплосодержание – на $2 \text{ кДж}/\text{кг}$ кл.

Расход соединений в зонах печи

Расчет теплообмена в печи требует ее разделения на ряд отдельных зон и определения расходов материалов на границах этих зон. Далее представлены две методики расчета содержания соединений на границах зон вращающейся печи: при ее разделении на технологические зоны (метод 1) и при разделении горячей части на зоны с интервалом температуры материала 100°C (метод 2).

Общепринятым считается разделение печи на технологические зоны с упрощенным представлением о протекании химических реакциях в них (табл. 1.5).

Метод 1, в котором содержание соединений рассчитывается на границах технологических зон (см. табл. 1.5), основан на известных выражениях расчета расхода соединений [4, 23, 24] с добавлением трех вариантов расчета содержания соединений в сырьевой смеси.

Таблица 1.5

Технологические зоны цементной вращающейся печи

Технологические зоны		Границы зон	
Наименование	Химические реакции	Температура материала, °С	Наличие соединений
Испарения (цепной завесы)	$H_2O (ж) \rightarrow H_2O (г)$	0	$H_2O (ж), CaCO_3, AS_2H_2, SiO_2, Fe_2O_3$
		100	$H_2O (ж), CaCO_3, AS_2H_2, SiO_2, Fe_2O_3$
Досушки	$H_2O (ж) \rightarrow H_2O (г)$	200...250	$CaCO_3, AS_2H_2, SiO_2, Fe_2O_3$
Дегидратации	$AS_2H_2 \rightarrow Al_2O_3 + 2SiO_2 + H_2O (г)$		500
Подогрева	–	750	$CaCO_3, SiO_2, Fe_2O_3, Al_2O_3$
Декарбонизации	$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2 (г)$	950	$CaCO_3, CaO, SiO_2, Fe_2O_3, Al_2O_3$
Экзотермических реакций	$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2 (г);$ $3CaO + SiO_2 \rightarrow C_3S$ $2CaO + SiO_2 \rightarrow C_2S$ $3CaO + Al_2O_3 \rightarrow C_3A$ $4CaO + Al_2O_3 + Fe_2O_3 \rightarrow C_4AF$		
	Спекания и охлаждения	–	1350
1200			C_3S, C_2S, C_3A, C_4AF

Исходными данными для расчета являются:

- химический состав сырьевой смеси $C_0, S_0, A_0, F_0, M_0, ППП_0$, мас. % (соответственно содержание оксидов $CaO, SiO_2, Al_2O_3, Fe_2O_3, MgO$ и потери при прокаливании);
- титр сырьевой смеси T_0 , % (если используется вариант В);
- влажность сырьевой смеси W_0 , мас. %;
- влажность сырьевой смеси после цепной завесы $W_{ост}$, мас. %;
- доля неразложившегося карбоната кальция в зоне декарбонизации $k_{дек}$ (обычно $k_{дек} = 0,1 \dots 0,3$);
- химический состав клинкера C, S, A, F, M , мас. % (соответственно содержание оксидов $CaO, SiO_2, Al_2O_3, Fe_2O_3, MgO$);
- содержание свободных оксидов кальция и кремния в клинкере $CaO_{св}$ и $SiO_{2св}$, мас. %.

Расчет содержания соединений приведен в табл. 1.6.

**Расчет теоретического расхода соединений M_T^i
без учета безвозвратного уноса и присадки золы топлива
на границах технологических зон (метод 1)**

Номер сечения (температура материала)	Расчет расхода соединений, кг/кг кл.
1	2
0 (вход в печь)	$H_2O_{\text{физ}}^0 = \frac{W_0}{100 - W_0} g_0 \quad (g_0 = (1 - 0,01\text{ППП}_c)^{-1});$ $MgCO_3^0 = 0,02092 M_c g_0;$ $Fe_2O_3^0 = 0,01 F_c g_0$ <p>Вариант А. Расчет по химическому составу:</p> $CaCO_3^0 = 0,01785 C_c g_0;$ $AS_2H_2^0 = 0,02532 A_c g_0;$ $SiO_2^0 = 0,01 (S_c - 1,179 A_c) g_0$ <p>Вариант Б. Расчет по ППП_c и A_c:</p> $CaCO_3^0 = 0,02274 (\text{ППП}_c - 0,353 A_c - 1,092 M_c) g_0;$ $AS_2H_2^0 = 0,02532 A_c g_0;$ $SiO_2^0 = 0,01 (S_c - 1,179 A_c) g_0$ <p>Вариант В. Расчет по T_c и ППП_c:</p> $CaCO_3^0 = 0,01 (T_c - 2,483 M_c) g_0;$ $AS_2H_2^0 = 0,07165 (\text{ППП}_c - 0,44 T_c) g_0;$ $SiO_2^0 = 0,01 [S_c - 3,44 (\text{ППП}_c - 0,44 T_c)] g_0$
1 (100°C)	$H_2O_{\text{физ}}^1 = \frac{W_{\text{ост}}}{W_c} H_2O_{\text{физ}}^0; CaCO_3^1 = CaCO_3^0; MgCO_3^1 = MgCO_3^0;$ $AS_2H_2^1 = AS_2H_2^0; SiO_2^1 = SiO_2^0; Fe_2O_3^1 = Fe_2O_3^0$
2 (250°C)	$CaCO_3^2 = CaCO_3^0; MgCO_3^2 = MgCO_3^0;$ $AS_2H_2^2 = AS_2H_2^0; SiO_2^2 = SiO_2^0; Fe_2O_3^2 = Fe_2O_3^0$
3 (500°C)	$CaCO_3^3 = CaCO_3^0; MgCO_3^3 = MgCO_3^0;$ $Al_2O_3^3 = 0,01 A_c g_0; SiO_2^3 = 0,01 S_c g_0; Fe_2O_2^3 = 0,01 F_c g_0$
4 (750°C)	$CaCO_3^4 = CaCO_3^0; Al_2O_3^4 = Al_2O_3^3; SiO_2^4 = SiO_2^3; Fe_2O_3^4 = Fe_2O_2^3;$ $MgO^4 = 0,01 M_c g_0$
5 (950°C)	$CaCO_3^5 = CaCO_3^0 (1 - k_{\text{дек}});$ $CaO^5 = 0,01 C k_{\text{дек}};$ $Al_2O_3^5 = Al_2O_3^3; SiO_2^5 = SiO_2^3; Fe_2O_3^5 = Fe_2O_2^3; MgO^5 = MgO^4$

1	2
6 (1350°C)	$C_3S^6 = (0,04071C_c - 0,076S_c - 0,06178A_c - 0,0143F_c)g_0 -$ $- (0,04071CaO_{cb} - 0,076SiO_{2cb});$ $C_2S^6 = (0,086S_c + 0,05068A_c + 0,01079F_c - 0,03071C_c)g_0 -$ $- (0,086 SiO_{2cb} - 0,03071CaO_{cb});$ $C_3A^6 = (0,0265A_c - 0,01692F_c)g_0;$ $C_4AF^6 = 0,03043F_c g_0;$ $MgO^6 = 0,01MgO^4;$ $CaO^6 = 0,01CaO_{cb}; SiO_2^6 = 0,01SiO_{2cb}$
7 (ВЫХОД из печи)	$C_3S^7 = 0,04071(C - CaO_{cb}) - 0,076(S - SiO_{2cb}) - 0,06178A - 0,0143F;$ $C_2S^7 = 0,086(S - SiO_{2cb}) + 0,05068A + 0,01079F - 0,03071(C - CaO_{cb});$ $C_3A^7 = 0,0265A - 0,01692F;$ $C_4AF^7 = 0,03043F;$ $MgO^7 = 0,01M; CaO^7 = 0,01CaO_{cb}; SiO_2^7 = 0,01SiO_{2cb}$

Недостатком разделения печи на технологические зоны является значительное изменение температуры газа в каждой из них, что приводит к заметным неточностям и упрощениям в расчете теплообмена. Поэтому теплотехнические расчеты требуют выделения большего количества зон, особенно в горячей части печи. Но при этом необходимо определение содержания соединений на границах зон, включающее две задачи: идентификации соединений, присутствующих при заданной температуре материала, и расчет массы этих соединений. Ход химических преобразований при получении клинкера, размещенный в учебных материалах Holderbank, показан на рис. 1.6.

Одним из способов определения хода химических преобразований является термодинамический анализ. Термодинамический анализ химических реакций, протекающих при обжиге вяжущих, и определение наиболее предпочтительных реакций приведен в работе В. И. Бабушкина, Г. М. Матвеева и О. П. Мчедлова-Петросяна [27]. В работах В. И. Шеина [28, 29] предложена термодинамическая модель синтеза клинкера и определен количественный фазовый состав (рис. 1.7) и тепловые затраты на любой стадии процесса обжига.

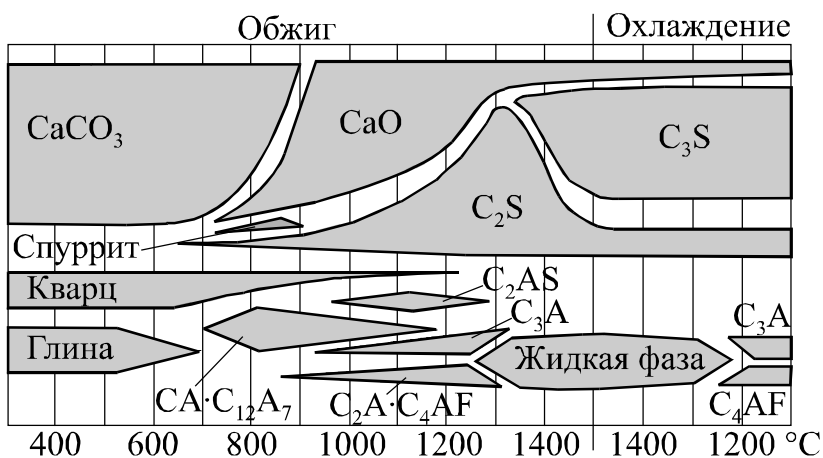


Рис. 1.6. Изменение содержания продуктов клинкерообразования при обжиге (по данным учебных материалов Holderbank)

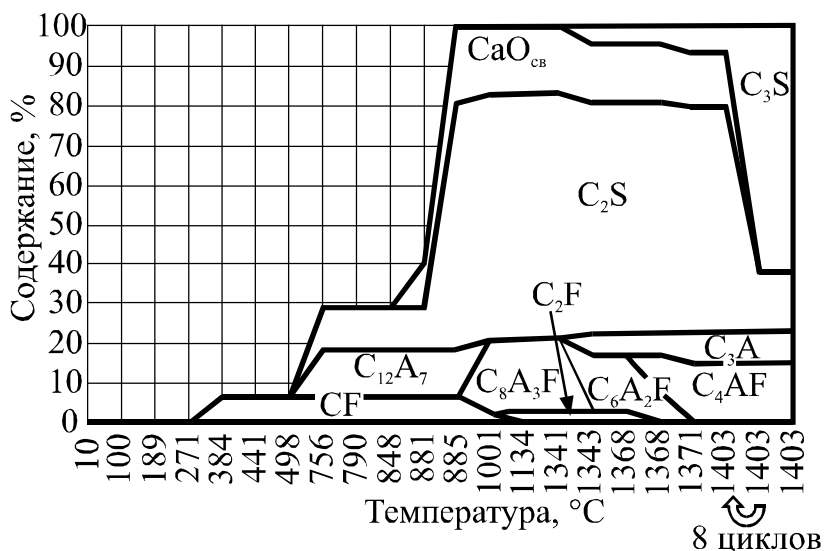


Рис. 1.7. Изменение содержания продуктов клинкерообразования при обжиге (диаграмма из статьи [28])

Недостатком такого анализа является допуск о химическом равновесии реагентов на каждой стадии обжига, тогда как химические процессы в печи протекают в неравновесных условиях при изменяющейся температуре. Трудность применения термодинамических методов анализа также заключается в отсутствии или неточности термодинамических данных для ряда промежуточных соединений, присутствующих в печи. Как показано на рис. 1.12, использование данных из разных источников приводит к различию в результатах расчета затрат теплоты на величину до 10%.

Другим способом определения содержания соединений при обжиге, который будет применен в представленном ниже методе расчета, является использование данных химического анализа проб материала, взятых с разных участков работающих печей. Подробный анализ процессов клинкерообразования, основанный на экспериментальных данных, сделан В. К. Классеном в моно-

графии [26]. Из последних исследований процессов клинкерообразования можно выделить работы [30, 31].

Для расчетов используем приведенную в учебнике [32] последовательность образования соединений:

600°C: CaCO_3 , MgCO_3 , алюмосиликаты, Al_2O_3 , SiO_2 , Fe_2O_3 , CaO , C_2S ;

700°C: CaCO_3 , MgCO_3 , AS_2 , Fe_2O_3 , Al_2O_3 , SiO_2 , CaO , C_2S , MgO , CA , C_2AS ;

800°C: CaCO_3 , Al_2O_3 , SiO_2 , CaO , C_2S , MgO , C_2AS , CF , CS ;

900°C: CaCO_3 , SiO_2 , CaO , C_2S , MgO , C_2AS , CF , CA , C_2F , C_3A , CS , спуррит;

1000°C: CaCO_3 , SiO_2 , CaO , C_2S , MgO , C_2AS , CA , C_2F , C_3A , CS , C_{12}A_7 ;

1100°C: CaCO_3 , SiO_2 , CaO , C_2S , MgO , C_2AS , C_2F , C_3A , C_{12}A_7 , NC_8A_3 , C_3S ;

1200°C: CaO , SiO_2 -кristобалит, C_2S , MgO , C_2AS , C_2F , C_3A , C_{12}A_7 , NC_8A_3 , C_3S , C_4AF ;

1300°C: CaO , SiO_2 -кristобалит, C_2S , MgO , C_3A , C_{12}A_7 , NC_8A_3 , C_3S , C_4AF , KC_8A_3 , $\text{KC}_{23}\text{S}_{12}$.

Составленные для каждой приведенной выше температуры уравнения материальных балансов элементов, входящих в соединения, не позволяют однозначно определить их содержание. В качестве дополнительных условий используются экспериментальные данные о содержании отдельных соединений в печи. Большой объем таких данных представлен в монографии В. К. Классена [26]. В учебнике [32] приведены характеристики обжигаемого в печи материала (рис. 1.8), по которым были рассчитано удельное содержание соединений (рис. 1.9).

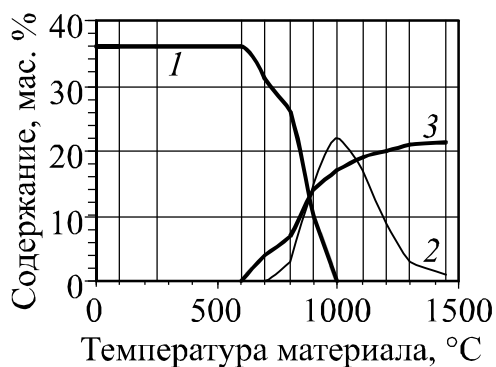


Рис. 1.8. Характеристики материала, обжигаемого во вращающейся печи [32]: 1 – потери при прокаливании; 2 – свободный CaO ; 3 – SiO_2 , связанный в минералы

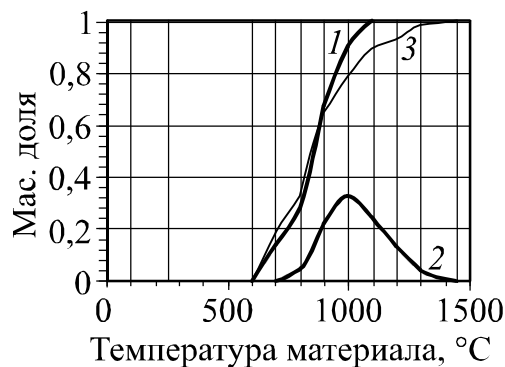


Рис. 1.9. Отношение соединений к их общему количеству: 1 – разложившийся CaCO_3 (d_{CaCO_3}); 2 – свободный CaO (d_{CB}); 3 – SiO_2 , связанный в минералы (d_{CB})

При расчете также использованы следующие допущения: линейное изменение содержания СА и СF при температуре 800–1000°C, C₂AS при температуре 700–1000°C; одинаковое количество оксида кальция, связанного в С₂F и С₂AS при температуре 1200°C; отсутствие в материале щелочей из-за их малого количества и значительного изменения хода и температуры протекания химических реакций с участием щелочей для разных условий обжига. С учетом этих условий можно однозначно определить содержание соединений согласно приведенной выше последовательности.

Исходными данными для расчета являются:

– химический состав сырьевой смеси C₀, S₀, A₀, F₀, M₀, ППП₀, мас. % (соответственно содержание оксидов CaO, SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃, MgO и потери при прокаливании);

– титр сырьевой смеси T₀, % (если используется вариант В);

– влажность сырьевой смеси W₀, мас. %;

– влажность сырьевой смеси после цепной завесы W_{ост}, мас. %;

– химический состав клинкера C, S, A, F, M, мас. % (соответственно содержание оксидов CaO, SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃, MgO);

– содержание свободных оксидов кальция и кремния в клинкере CaO_{св} и SiO_{2св}, мас. %;

– доля разложившегося CaCO₃ по отношению к его содержанию в сырьевой смеси $d_{CaCO_3}^i$ (равна 0 при температуре ниже 700°, изменяется от 0 до 1 в интервале температур 700–1000°C);

– доля свободного CaO по отношению к его общему количеству $d_{C_{св}}^i$ (больше 0 при температуре 800° и выше);

– доля связанного в силикатные минералы SiO₂ по отношению к его общему количеству $d_{S_{св}}^i$ (больше 0 при температуре выше 700°);

– доля свободного оксида алюминия по отношению к его общему количеству $d_{A_{св}}^i$ (свободный оксид алюминия может присутствовать при температуре 600–800°C).

В величинах $d_{CaCO_3}^i$, $d_{C_{св}}^i$, $d_{S_{св}}^i$, $d_{A_{св}}^i$ индекс *i* – номер сечения, значения долей могут быть приняты по рис. 1.9 в соответствии с температурой материала в заданном сечении (табл. 1.7).

Расчет содержания соединений приведен в табл. 1.7.

**Расчет теоретического расхода соединений M_T^i
без учета безвозвратного уноса и присадки золы топлива
на границах зон печи (метод 2)**

Номер сечения (температура материала)	Расчет расхода соединений, кг/кг кл.
1	2
0–2 (вход в печь, 100, 250°C)	Расчет по формулам соответствующих сечений табл. 1.6
3 (600°C)	$\text{CaCO}_3^3 = \text{CaCO}_3^0;$ $\text{AS}_2^3 = 0,860 \text{ AS}_2\text{H}_2^0;$ $\text{MgO}^3 = 0,01 M_c g_0;$ $\text{Al}_2\text{O}_3^3 = d_{\text{AcB}}^3 A_c g_0;$ $\text{SiO}_2^3 = \text{SiO}_2^0;$ $\text{Fe}_2\text{O}_3^3 = \text{Fe}_2\text{O}_3^0;$ $\text{C}_2\text{S}^3 = 1,535(\text{CaCO}_3^2 - \text{CaCO}_3^3)$
4 (700°C)	$\text{CaCO}_3^4 = d_{\text{CaCO}_3}^4 \text{CaCO}_3^0;$ $\text{CaO}^4 = 0,01 d_{\text{Ccb}}^4 C_c g_0;$ $\text{SiO}_2^4 = (1 - d_{\text{ScB}}^4)(\text{SiO}_2^0 + 0,4655 \text{ AS}_2\text{H}_2^0);$ $\text{Fe}_2\text{O}_3^4 = \text{Fe}_2\text{O}_3^0;$ $\text{Al}_2\text{O}_3^4 = d_{\text{AcB}}^4 A_c g_0;$ $\text{CA}^4 = 2,8164[0,56(\text{CaCO}_3^3 - \text{CaCO}_3^4) - \text{CaO}^4 - 1,8668 d_{\text{ScB}}^4 (\text{SiO}_2^0 + 0,4655 \text{ AS}_2\text{H}_2^0)];$ $\text{C}_2\text{AS}^4 = 1,2346 \text{ AS}_2^3 - 2,6882 \text{ Al}_2\text{O}_3^4 - 1,7354 \text{ CA}^4;$ $\text{C}_2\text{S}^4 = 0,85947(\text{CaCO}_3^3 - \text{CaCO}_3^4) - 0,628 \text{ C}_2\text{AS}^4 - 0,54484 \text{ CA}^4;$ $\text{MgO}^4 = 0,01 M_c g_0$

1	2
5 (800°C)	$\text{CaCO}_3^5 = d_{\text{CaCO}_3}^5 \text{CaCO}_3^0;$ $\text{CaO}^5 = 0,01 d_{\text{C}_{\text{CB}}}^5 \text{C}_c \text{ g}_0;$ $\text{SiO}_2^5 = (1 - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^5)(\text{SiO}_2^0 + 0,4655 \text{AS}_2\text{H}_2^0);$ $\text{Al}_2\text{O}_3^5 = d_{\text{A}_{\text{CB}}}^5 \text{A}_c \text{ g}_0;$ $\text{C}_2\text{AS}^5 = 0,75 \text{C}_2\text{AS}^4 + (0,00426\text{F}_c +$ $+ 3,42 \cdot 10^{-5} [(d_{\text{C}_{\text{CB}}}^9 - d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10})\text{C}_c - (d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10} - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^9)\text{S}_c]) \text{ g}_0;$ $\text{CA}^5 = 0,71139 \text{AS}_2^3 - 1,549 \text{Al}_2\text{O}_3^5 - 0,57622 \text{C}_2\text{AS}^5;$ $\text{CF}^5 = 0,0135 \text{F}_c \text{ g}_0;$ $\text{CS}^5 = -1,176(\text{CaCO}_3^0 - \text{CaCO}_3^5) + 2,1\text{CaO}^5 + 0,746\text{CA}^5 +$ $+ 0,86\text{C}_2\text{AS}^5 + 0,5459\text{CF}^5 + 3,9 d_{\text{S}_{\text{CB}}}^5 (\text{SiO}_2^0 + 0,4655 \text{AS}_2\text{H}_2^0) -$ $- 0,855\text{C}_2\text{AS}^5;$ $\text{C}_2\text{S}^5 = 1,736(\text{CaCO}_3^0 - \text{CaCO}_3^5) - 3,1\text{CaO}^5 - 1,1\text{CA}^5 - 1,27\text{C}_2\text{AS}^5 -$ $- 0,806\text{CF}^5 - 2,9 d_{\text{S}_{\text{CB}}}^5 (\text{SiO}_2^0 + 0,4655 \text{AS}_2\text{H}_2^0) + 0,636\text{C}_2\text{AS}^5;$ $\text{MgO}^5 = 0,01 \text{M}_c \text{ g}_0;$
6 (900°C)	$\text{CaCO}_3^6 = d_{\text{CaCO}_3}^6 \text{CaCO}_3^0;$ $\text{CaO}^6 = 0,01 d_{\text{C}_{\text{CB}}}^6 \text{C}_c \text{ g}_0;$ $\text{SiO}_2^6 = (1 - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^6)(\text{SiO}_2^0 + 0,4655\text{AS}_2\text{H}_2^0);$ $\text{CA}^6 = 0,5 \text{CA}^5;$ $\text{C}_2\text{AS}^6 = 0,5 \text{C}_2\text{AS}^4 + (0,00851\text{F}_c +$ $+ 6,833 \cdot 10^{-5} [(d_{\text{C}_{\text{CB}}}^9 - d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10})\text{C}_c - (d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10} - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^9)\text{S}_c]) \text{ g}_0;$ $\text{C}_3\text{A}^6 = 1,71(\text{CA}^5 - \text{CA}^6) + 0,986(\text{C}_2\text{AS}^5 - \text{C}_2\text{AS}^6);$ $\text{CF}^6 = 0,2\text{CF}^5;$ $\text{C}_2\text{F}^6 = 1,7 \text{Fe}_2\text{O}_3^0 - 1,26 \text{CF}^6;$ $\text{CS}^6 = -1,176(\text{CaCO}_3^0 - \text{CaCO}_3^6) + 2,1\text{CaO}^6 + 0,7456\text{CA}^6 + 1,306\text{C}_3\text{A}^6 +$ $+ 0,859\text{C}_2\text{AS}^6 + 0,546\text{CF}^6 + 0,867\text{C}_2\text{F}^6 +$ $+ 3,9 d_{\text{S}_{\text{CB}}}^6 (\text{SiO}_2^0 + 0,4655\text{AS}_2\text{H}_2^0) - 0,855\text{C}_2\text{AS}^6;$ $\text{C}_2\text{S}^6 = 1,736(\text{CaCO}_3^0 - \text{CaCO}_3^6) - 3,1\text{CaO}^6 - 1,1\text{CA}^6 - 1,93\text{C}_3\text{A}^6 -$ $- 1,2685\text{C}_2\text{AS}^6 - 0,806\text{CF}^6 - 1,279\text{C}_2\text{F}^6 -$ $- 2,9 d_{\text{S}_{\text{CB}}}^6 (\text{SiO}_2^0 + 0,4655\text{AS}_2\text{H}_2^0) + 0,636\text{C}_2\text{AS}^6;$ $\text{MgO}^6 = 0,01 \text{M}_c \text{ g}_0$

1	2
7 (1000°C)	$\text{CaCO}_3^7 = d_{\text{CaCO}_3}^7 \text{CaCO}_3^0;$ $\text{CaO}^7 = 0,01 d_{\text{C}_{\text{CB}}}^7 \text{C}_c \text{ g}_0;$ $\text{SiO}_2^7 = (1 - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^7)(\text{SiO}_2^0 + 0,4655\text{AS}_2\text{H}_2^0);$ $\text{CA}^7 = \text{CA}^6/3;$ $\text{C}_3\text{A}^7 = 0,5\text{C}_3\text{A}^6 + (0,01325\text{A}_c - 0,00846\text{F}_c -$ $- 0,0187[d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10}\text{C}_c - 2,8(1 - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10})\text{S}_c]) \text{ g}_0;$ $\text{C}_2\text{AS}^7 = 0,25\text{C}_2\text{AS}^4 + (0,0128\text{F}_c + 0,0001025[(d_{\text{C}_{\text{CB}}}^9 - d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10})\text{C}_c -$ $- (d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10} - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^9)\text{S}_c]) \text{ g}_0;$ $\text{C}_{12}\text{A}_7^7 = 1,254(\text{CA}^6 - \text{CA}^7) + 0,733(\text{C}_3\text{A}^6 - \text{C}_3\text{A}^7) +$ $+ 0,7227(\text{C}_2\text{AS}^6 - \text{C}_2\text{AS}^7);$ $\text{C}_2\text{F}^7 = (0,017\text{F}_c - 0,000137[(d_{\text{C}_{\text{CB}}}^9 - d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10})\text{C}_c + 0,000383(d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10} - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^9)\text{S}_c])\text{g}_0;$ $\text{CS}^7 = -1,176(\text{CaCO}_3^0 - \text{CaCO}_3^7) + 2,1\text{CaO}^7 + 0,746\text{CA}_3^0 + 1,3\text{C}_3\text{A}_3^0 +$ $+ 1,019 \text{C}_{12}\text{A}_7^7 + 0,859\text{C}_2\text{AS}^7 + 0,546\text{CF}^7 + 0,867\text{C}_2\text{F}^7 +$ $+ 3,9 d_{\text{S}_{\text{CB}}}^7 (\text{SiO}_2^0 + 0,4655\text{AS}_2\text{H}_2^0) - 0,855\text{C}_2\text{AS}^7;$ $\text{C}_2\text{S}^7 = 1,736(\text{CaCO}_3^0 - \text{CaCO}_3^7) - 3,1\text{CaO}^7 - 1,1\text{CA}^7 - 1,93\text{C}_3\text{A}^7 -$ $- 1,504 \text{C}_{12}\text{A}_7^7 - 1,269\text{C}_2\text{AS}^7 - 0,806\text{CF}^7 - 1,279\text{C}_2\text{F}^7 -$ $- 2,9 d_{\text{S}_{\text{CB}}}^7 (\text{SiO}_2^0 + 0,4655\text{AS}_2\text{H}_2^0) + 0,6356\text{C}_2\text{AS}^7;$ $\text{MgO}^7 = 0,01 \text{M}_c \text{ g}_0$
8 (1100°C)	$\text{CaCO}_3^8 = d_{\text{CaCO}_3}^8 \text{CaCO}_3^0;$ $\text{CaO}^8 = 0,01 d_{\text{C}_{\text{CB}}}^8 \text{C}_c \text{ g}_0;$ $\text{SiO}_2^8 = (1 - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^8)(\text{SiO}_2^0 + 0,4655\text{AS}_2\text{H}_2^0);$ $\text{C}_2\text{S}^8 = (0,0307(d_{\text{C}_{\text{CB}}}^8 - d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10} - 1)\text{C}_c - 0,086(d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10} - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^8 - 1)\text{S}_c + 0,0507\text{A}_c -$ $- 0,0216\text{F}_c) \text{ g}_0;$ $\text{C}_3\text{S}^8 = (0,0407(1 + d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10} - d_{\text{C}_{\text{CB}}}^8)\text{C}_c + 0,114(d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10} - 2/3d_{\text{S}_{\text{CB}}}^8 - 1)\text{S}_c -$ $- 0,067\text{A}_c + 0,0143\text{F}_c)\text{g}_0;$ $\text{C}_{12}\text{A}_7^8 = 0,0275(d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10} \text{C}_c - 2,8(1 - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10})\text{S}_c)\text{g}_0;$ $\text{C}_3\text{A}^8 = (0,0265\text{A}_c - 0,0169\text{F}_c)\text{g}_0 - 1,364\text{C}_{12}\text{A}_7^8;$ $\text{C}_2\text{AS}^8 = (0,017\text{F}_c + 0,000137[(d_{\text{C}_{\text{CB}}}^9 - d_{\text{C}_{\text{CB}}}^{10})\text{C}_c - (d_{\text{S}_{\text{CB}}}^{10} - d_{\text{S}_{\text{CB}}}^9)\text{S}_c])\text{g}_0;$ $\text{C}_2\text{F}^8 = \text{C}_2\text{F}^7;$ $\text{MgO}^8 = 0,01 \text{M}_c \text{ g}_0;$

1	2
9 (1200°C)	$\text{CaO}^9 = 0,01 d_{\text{Ссв}}^9 C_c g_0;$ $\text{SiO}_{2\text{к}}^9 (\text{кристобалит}) = 0,01(1 - d_{\text{Ссв}}^9) S_c g_0;$ $C_2S^9 = (-0,0307C_c + 0,086S_c + 0,0507A_c + 0,0108F_c)g_0;$ $C_3S^9 = [(0,0407 - 0,0136(d_{\text{Ссв}}^9 - d_{\text{Ссв}}^{10}))C_c + 0,038(d_{\text{Ссв}}^{10} - 3)S_c - 0,0672A_c - 0,0143F_c] g_0;$ $C_3A^9 = C_3A^8;$ $C_{12}A_7^9 = C_{12}A_7^8;$ $C_4AF^9 = [0,03043F_c - 0,0289(d_{\text{Ссв}}^9 - d_{\text{Ссв}}^{10})C_c + 0,0809(d_{\text{Ссв}}^{10} - d_{\text{Ссв}}^9)S_c]g_0;$ $C_2F^9 = 0,0171 F_c g_0 - 0,564 C_4AF^9;$ $C_2AS^9 = C_2F^9;$ $\text{MgO}^9 = 0,01 M_c g_0;$
10 (1300°C)	$\text{CaO}^{10} = 0,01 d_{\text{Ссв}}^{10} C_c g_0;$ $\text{SiO}_{2\text{к}}^{10} (\text{кристобалит}) = 0,01(1 - d_{\text{Ссв}}^{10}) S_c g_0;$ $C_2S^{10} = C_2S^9;$ $C_3S^{10} = (0,0407C_c + 0,038(d_{\text{Ссв}}^{10} - 3)S_c - 0,0672A_c - 0,0143F_c) g_0;$ $C_3A^{10} = C_3A^8;$ $C_{12}A_7^{10} = C_{12}A_7^8;$ $C_4AF^{10} = 0,03043 F_c g_0;$ $\text{MgO}^{10} = 0,01 M_c g_0;$
11 (1450°C)	Расчет по формулам зоны 6 табл. 1.6
12 (выход из печи)	Расчет по формулам зоны 7 табл. 1.6

На корректность расчетов во многом влияет правильность задания содержания свободного оксида кальция в сечениях и в некоторой степени содержания свободного оксида алюминия и связанного оксида кремния. Поэтому в случае получения отрицательного содержания соединения в одном из сечений необходимо изменить соответствующие коэффициенты $d_{\text{Ссв}}^i$, $d_{\text{Ссв}}^i$ или $d_{\text{Асв}}^i$.

Действительный расход соединений с учетом безвозвратного пылеуноса в i -м сечении M^i , кг/кг кл., рассчитывается по выражениям:

$$M^i = M_T^i (1 - x_{\text{п}}) \left(1 - 0,01q_{\text{у}} \sum_{j=i+1}^n x_{\text{общ.у}}^j \right)^{-1}, i = 0 \dots n - 1; \quad (1.34)$$

$$M^i = M_T^i \left(1 - 0,01q_{\text{у}} \sum_{j=i+1}^n x_{\text{общ.у}}^j \right)^{-1}, i = 0 \dots n, \quad (1.35)$$

где $x_{\text{п}}$ – доля присадки золы твердого топлива к клинкеру, кг/кг кл. (для твердого и газообразного топлива $x_{\text{п}} = 0$); $q_{\text{у}}$ – количество безвозвратного пылеуноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси, %; $x_{\text{общ.у}}^j$ – доля общего пылеуноса в j -й зоне (между сечениями $j - 1$ и j) от общего пылеуноса, сумма значений $x_{\text{общ.у}}^j$ для всех зон равна 1, значения могут быть приняты по рис. 1.10; n – количество зон печи или номер выходного сечения.

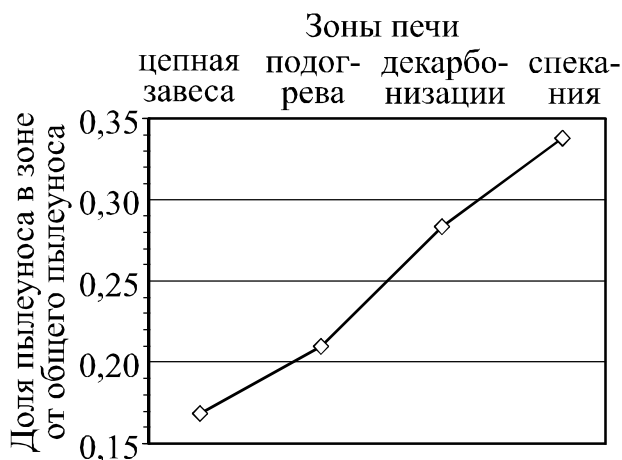


Рис. 1.10. Пылеунос в зонах вращающейся печи (среднее значение экспериментальных замеров, приведенных в табл. 5.11 работы [8])

Особенностью представленных в табл. 1.6 и 1.7 методов является использование в расчетах до зоны спекания содержания оксидов в сырьевой смеси, а на выходе печи – содержание оксидов в клинкере. Это вызвано тем, что обычно присадка происходит в зоне спекания. Если она будет происходить в предшествующих зонах печи, необходимо аналогично пылеуносу задавать степень присадки золы в каждой зоне $x_{\text{пр}}^j$ и в соответствии с этой величиной рассчитывать действительный расход материалов:

$$M^i = M_T^i \left(1 - \sum_{j=0}^i x_{\text{пр}}^j \right) \left(1 - 0,01q_{\text{у}} \sum_{j=i+1}^n x_{\text{общ.у}}^j \right)^{-1}. \quad (1.36)$$

При этом в расчетах необходимо использовать не содержание оксидов в сырьевой смеси, а содержание оксидов с учетом присадки, например для оксида кальция

$$C_{с.п}^i = \frac{C_c^i g_0 + C_{п}^i \sum_{j=0}^i x_{пр}^j}{g_0 + \sum_{j=0}^i x_{пр}^j} 100, \quad (1.37)$$

где $C_{с.п}^i$, C_c^i , $C_{п}^i$ – содержание оксида соответственно в сырьевой смеси с присадкой, в сырьевой смеси и присадке, мас. %.

Аналогичным образом может быть учтен избирательный пылеунос в печи.

Расход материала в каждом сечении печи определяется как сумма расходов всех соединений, на входе в печи эта сумма должна быть равна действительному расходу влажной сырьевой смеси, а на выходе – 1. Состав сырьевой смеси и клинкера должен быть согласован (должен соблюдаться материальный баланс содержания оксидов в сырьевой смеси с присадкой золы топлива и в клинкере), иначе расход соединений на входе в зону спекания и на выходе из нее будет отличаться.

Принимается, что в зоне спекания и охлаждения состав клинкера уже не меняется, поэтому эти зоны могут быть разбиты на более мелкие, например для более точного расчета процесса горения.

На рис. 1.11 представлены расходы соединений в печи, рассчитанные по двум описанным выше методикам. Рассчитанные расходы отмечены на границах зон, между этими точками изменение массы показано линейным.

Для сравнения предлагаемых методов выполнен расчет затрат теплоты на обжиг клинкера, состав сырьевой смеси и клинкера для которого взят из работы [28]. Затраты теплоты определялись по полной энтальпии материала H согласно выражению (6.22) и термодинамическим данным, приведенным в приложении. Результаты расчета представлены на рис. 1.12. Также на рис. 1.12 приведены затраты теплоты, рассчитанные в работе [28].

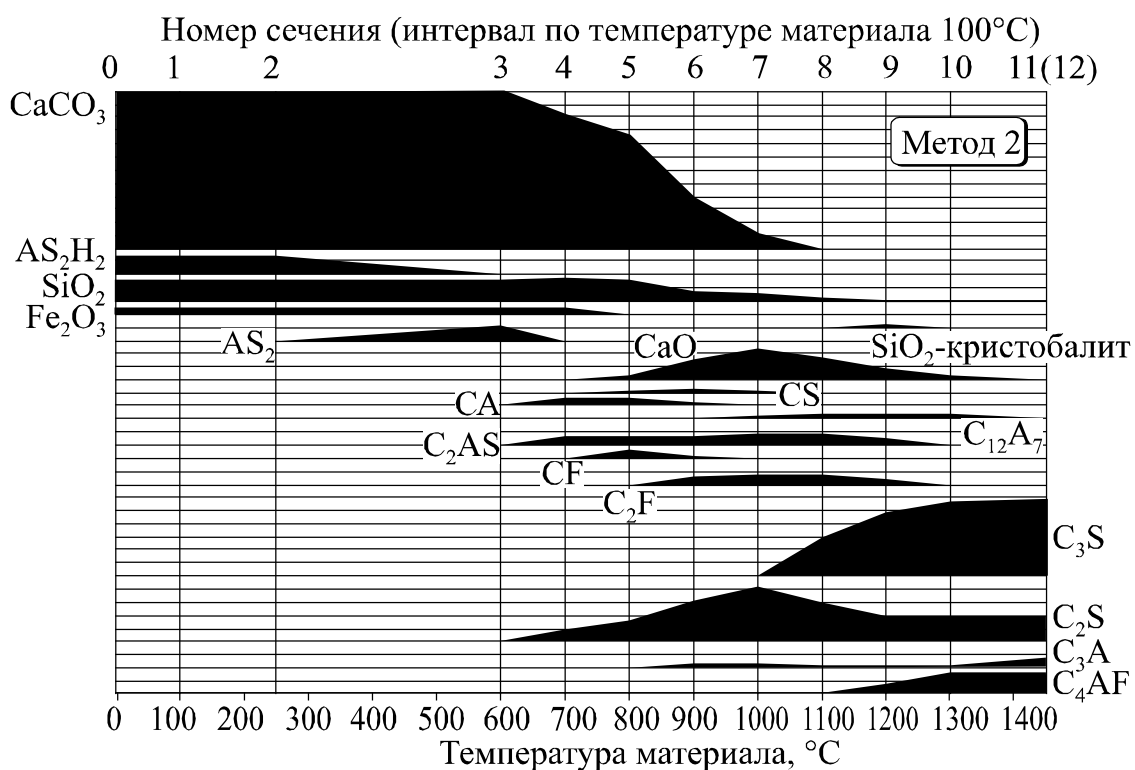


Рис. 1.11. Расход соединений в зонах печи:
 шаг вертикальной сетки соответствует 0,1 кг/кг кл.,
 химический состав сырьевой смеси: CaO – 43,3%; SiO₂ – 14,2%; Al₂O₃ –
 3,9%; Fe₂O₃ – 3,2%; ППП – 35,4%; химический состав клинкера:
 CaO – 67%; SiO₂ – 22%; Al₂O₃ – 6%; Fe₂O₃ – 5%

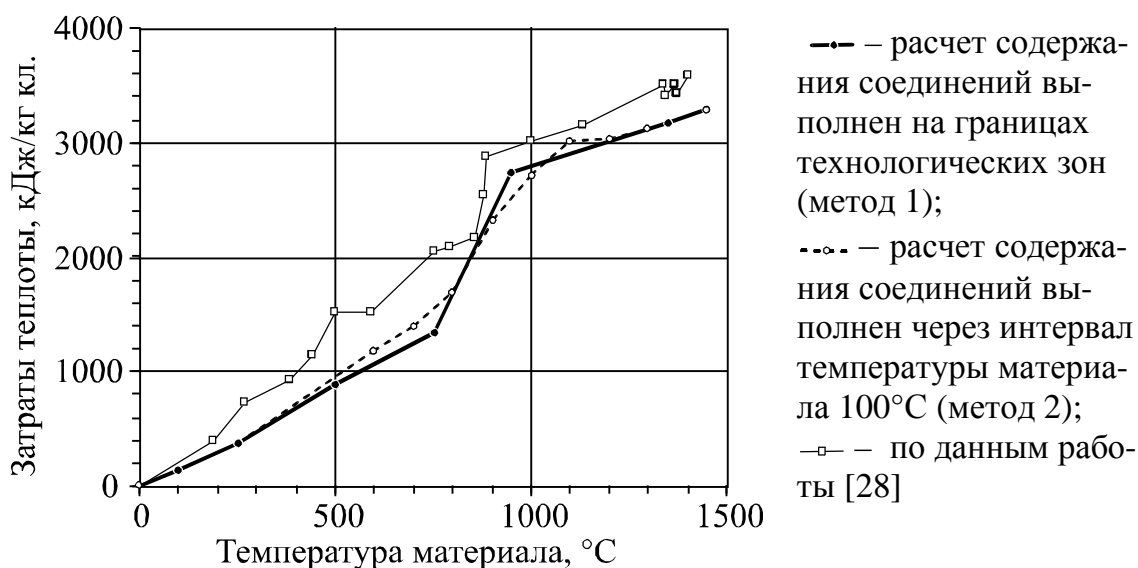


Рис. 1.12. Затраты теплоты на обжиг клинкера (нагрев и проведение химических реакций). Состав сырьевой смеси: CaO – 43,52%; SiO₂ – 13,95%; Al₂O₃ – 3,94%; Fe₂O₃ – 3,03%; ППП – 35,55%; влажность 0%. Состав клинкера: CaO – 67,52%; SiO₂ – 21,65%; Al₂O₃ – 6,12%; Fe₂O₃ – 4,71%

Изменение затрат теплоты, определенное при разделении печи на технологические зоны (метод 1) и при выделении зон с интервалами температуры материала в 100°С (метод 2) практически совпало, различие составило не более 10%, или 135 кДж/кг кл. Таким образом, оба эти метода могут использоваться для позионного расчета печи, но метод 2 по сравнению с методом 1 позволяет производить расчет теплообмена более точно. Затраты теплоты, определенные в работе [28], при отдельных температурах превышают представленные на величину до 40%, или 640 кДж/кг кл., а суммарные затраты – на 10%, или 354 кДж/кг кл. Это связано с различием в используемых термодинамических данных и с тем, что в работе [28] образование клинкерных минералов начинается уже при 200...300°С, тогда как в предлагаемых схемах химических реакций – при температуре выше 600°С.

Газы в каждом сечении состоят из продуктов горения, технологических газов, выделившихся из сырья, и физической влаги сырьевого шлама. Газ и материал в печи движутся противотоком. Поэтому объем технологических газов и испарившейся физической влаги в любом сечении определяется массой содержащих их соединений в этом сечении, которые затем разложатся в последующих зонах печи. Расчет объемов газов при нормальных условиях в *i*-м сечении может быть выполнен по следующим выражениям:

$$\text{CO}_2^i = \text{CO}_2^{\text{пр.г}} + 0,222\text{CaCO}_3^i + 0,242\text{MgCO}_3^i;$$

$$\text{H}_2\text{O}^i = \text{H}_2\text{O}^{\text{пр.г}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{физ}}^i + 0,173\text{AS}_2\text{H}_2^i;$$

$$\text{N}_2^i = \text{N}_2^{\text{пр.г}};$$

$$\text{O}_2^i = \text{O}_2^{\text{пр.г}},$$

где $\text{CO}_2^{\text{пр.г}}$, $\text{H}_2\text{O}^{\text{пр.г}}$, $\text{N}_2^{\text{пр.г}}$, $\text{O}_2^{\text{пр.г}}$ – объемный состав продуктов горения топлива; CaCO_3^i , MgCO_3^i , $\text{H}_2\text{O}_{\text{физ}}^i$, AS_2H_2^i – действительный расход соединений в сечении.

При наличии в продуктах горения иных газов они могут быть добавлены как новые составляющие к приведенным выше. Если сырьевая смесь содержит выгорающую добавку или шлак, их состав учитывается в составе, ППП и титре сырьевой смеси и расчет соединений может быть произведен по приведенным методам. В методе 2 при этом необходимо корректировать значения $d_{\text{Ссв}}^i$, $d_{\text{Ссв}}^i$ и $d_{\text{Асв}}^i$ с учетом свойств вводимых добавок. В случае с выгорающей добавкой в связи с уменьшением ее массы (содержания летучей части) при горении требуется корректировка расчета действительного расхода соединений M^i . Для этого необходимо задать степень выгорания добавки по зонам и аналогично пылеуносу дополнить выражение (1.34). Расчет объема газов в сечениях также необходимо дополнить продуктами горения выгорающей добавки с учетом степени выгорания в сечении, по которой определяется соотношение массы летучих в сечении и на входе в печь.

1.2. МЕТОДЫ РАСЧЕТОВ ТЕПЛОВЫХ БАЛАНСОВ ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ АППАРАТОВ

Цели и методы расчетов тепловых балансов

Цель расчета теплового баланса – определение статей прихода и расхода теплоты в технологическом процессе с целью нахождения расхода топлива и анализа эффективности использования теплоты.

При составлении теплового баланса могут решаться две задачи.

1. Расчет теплового баланса при известном расходе топлива. Целью такого расчета является определение статей затрат тепло-

ты для действующей печи. При этом обычно присутствует невязка, вызванная неточностью замеров параметров на печи.

2. Определение расхода топлива по тепловому балансу. В этом случае составляется уравнение теплового баланса, содержащего в левой части равенства сумму всех статей прихода теплоты, в правой – сумму статей расхода. В балансе неизвестная величина – расход топлива, которая определяется при решении уравнения. Расчет такого вида выполняется при проектировании новых печей, оценке новых режимов и оптимизации работы печи, а также при отсутствии на печи точных приборов измерения расхода топлива. Невязка при этом появляется только из-за погрешности расчетов, а неточность исходных данных приведет к неточности полученного расхода.

Существуют три метода составления теплового баланса (рис. 1.13).

1. Учет затрат теплоты на все процессы, происходящие в аппарате (элементе): нагрев материалов, потери теплоты через ограничивающие поверхности, рекуперация теплоты при охлаждении материалов, экзо- и эндотермические эффекты химических и фазовых превращений, взятые при температуре этих превращений.

2. Расчет теплосодержания (физической энтальпии) входных и выходных потоков и теплоты химических и фазовых превращений веществ, взятой при нормальных условиях (табл. 1.8). Теплота на нагрев материалов и рекуперация теплоты от охлаждения материалов в баланс не включаются, так как количество передаваемой при этом теплоты уже учтено в разности теплосодержаний входных и выходных потоков. Также из баланса исключаются взаимно компенсирующиеся статьи, например затраты теплоты на расплав материала и возврат теплоты при последующей кристаллизации расплава.

3. Расчет физической энтальпии (теплосодержания) материалов, энтальпии образования соединений и потоков энергии, не связанных с материалом. Затраты энергии в аппарате будут равняться разности сумм этих величин на его выходах и на входах.

Все три метода с физической точки зрения равнозначны и являются разными модификациями уравнения сохранения энергии. Используя термодинамические зависимости, уравнения методов могут быть эквивалентно преобразованы друг в друга.

Методы расчета		
1. Учет затрат теплоты на все процессы	2. Учет теплосодержания входных и выходных потоков и теплоты преобразований	3. Учет теплосодержания и энтальпии образования входных и выходных потоков
<p style="text-align: center;">Процессы:</p> <p>а) нагрев исходного соединения $q_n = m_1(c_{1p}t_p - c_1t_1);$</p> <p>б) тепловой эффект реакции при температуре t_p $q_p = (m_2\Delta H_2^0 + m_3\Delta H_3^0 - m_3\Delta H_3^0) + (m_2c_{2p} + m_3c_{3p} - m_3c_{1p})t_p;$</p> <p>в) рекуперация теплоты при охлаждении продуктов реакции $q_o = m_2(c_{2p}t_p - c_2t_2) + m_3(c_{3p}t_p - c_3t_3)$</p>	<p style="text-align: center;">Статьи баланса:</p> <p>а) теплосодержание исходного соединения $q_{вх} = m_1c_1t_1;$</p> <p>б) тепловой эффект реакции при нормальной температуре $q_{p0} = \Delta H_2^0 + \Delta H_3^0 - \Delta H_1^0;$</p> <p>в) теплосодержание продуктов реакции $q_{вых} = m_2c_2t_2 + m_3c_3t_3$</p>	<p style="text-align: center;">Энтальпия:</p> <p>а) входной поток $h_{вх} = m_1(c_1t_1 + \Delta H_1^0);$</p> <p>б) выходной поток $h_{вых} = m_2(c_2t_2 + \Delta H_2^0) + m_3(c_3t_3 + \Delta H_3^0)$</p>
<p>Тепловой баланс: $q_T + q_o = q_n + q_p + q_П$</p>	<p>Тепловой баланс: $q_T + q_{вх} = q_{вых} + q_{p0} + q_П$</p>	<p>Тепловой баланс: $q_T + h_{вх} = h_{вых} + q_П$</p>

Рис. 1.13. Методы расчетов тепловых балансов:

m – масса; t – температура; c – средняя теплоемкость в интервале от нормальной температуры до заданной; ΔH^0 – энтальпия образования соединений при нормальных условиях; q_T – теплота, подводимая для проведения процесса из внешнего источника; $q_П$ – потери теплоты через ограничивающие поверхности

Статьи теплового баланса (метод 2)

Приход теплоты	Расход теплоты
1. Теплосодержание материалов, подаваемых в печь	1. Теплосодержание материалов, выходящих из печи
2. Теплота экзотермических химических реакций	2. Теплота эндотермических химических реакций
3. Теплота от конденсации газов и кристаллизации расплава	3. Затраты теплоты на плавление и испарение материалов
	4. Потери теплоты через ограничивающие поверхности

Обычно для оценки аппарата в целом используется метод 2, метод 1 иногда применяется для расчета отдельных процессов или частей аппарата, но его большим недостатком является повышенная сложность расчетов, необходимость расчета массы и теплоемкости промежуточных элементов химических реакций, расчет тепловых эффектов реакций при температурах реакций. Метод 3 не применяется из-за большой разности порядка значений энтальпии образования из элементов и теплосодержания, что приводит к возникновению вычислительных погрешностей. Но этот метод наиболее перспективен с позиций системного анализа процессов и аппаратов и алгоритмизации теплотехнических расчетов для информационных систем.

Далее предлагается еще один вариант расчета тепловых балансов – по разности полных энтальпий (физической и химической) потоков на входе и выходе, который не требует информации о процессах преобразования внутри элемента. Он аналогичен методу 3, но использует энтальпию образования соединений не из элементов при температуре 25°C, а из оксидов при температуре 0°C. Термодинамические уравнения для расчета истинной теплоемкости по температуре в градусах Кельвина в нем преобразованы в уравнения для расчета средней теплоемкости в интервале температур $0^\circ - t$ с использованием в качестве параметра температуры в градусах Цельсия. При применении в теплотехнических расчетах аппаратов для производства стройматериалов метод обладает наименьшей сложностью, позволяет формализовать расчет разнообразных технологических схем и процессов, в том числе и позонные расчеты печей.

Расчет затрат теплоты на декарбонизацию рассмотренными выше способами представлен в подразделе 6.2.

Температуры тепловых эффектов химических реакций

В рассмотренных методиках применяется тепловой эффект химических реакций, причем в методе 1 используется тепловой эффект, взятый при температуре реакции, а в методе 2 – при нормальных условиях. Так как в ряде литературных источников, например [23, 24], тепловые эффекты принимаются при температурах реакций, обоснуем предложенный подход. Согласно уравнению Кирхгофа [27], для постоянного давления тепловой эффект ΔH_t реакции и фазовых превращений при температуре t определяется по тепловому эффекту при нормальных условиях и изменению теплоемкости системы:

$$\begin{aligned} \Delta H_t &= \Delta H_{298} + (\Sigma c_{\text{пр},25-t} - \Sigma c_{\text{исх},25-t}) (t - 25) = \\ &= \Delta H_{273} + (\Sigma c_{\text{пр}} - \Sigma c_{\text{исх}})t, \end{aligned} \quad (1.38)$$

где ΔH_{298} , ΔH_{273} – тепловой эффект реакции при температуре 25 и 0°С; $\Sigma c_{\text{пр},25-t}$, $\Sigma c_{\text{исх},25-t}$ – средние теплоемкости продуктов реакции и исходных веществ в интервале температур от 25°С до t ; $\Sigma c_{\text{пр}}$, $\Sigma c_{\text{исх}}$ – эти же величины в интервале температур от 0°С до t .

Расчет теплового эффекта реакций проиллюстрирован на рис. 1.14, на котором точки, лежащие на одной вертикальной линии, обозначают состояние вещества при разной температуре, а на одной горизонтальной линии – одинаковый состав материалов.

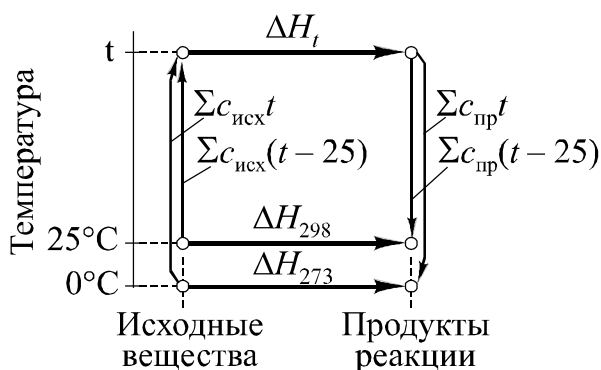


Рис. 1.14. Расчет теплового эффекта химических реакций (масса исходных веществ и продуктов реакции одинакова)

Тепловой баланс химической реакции, в которой температура исходных веществ t_1 , а температура продуктов реакции t_2 , составленный с использованием теплосодержания входных и выходных продуктов (метод 2), имеет вид (рис. 1.15)

$$\Sigma c_{\text{исх}}t_1 + q = \Sigma c_{\text{пр}}t_2 + \Delta H_{298}, \quad (1.39)$$

где q – внешняя теплота, подводимая для осуществления реакции.

Сравнивая выражения (1.39) и (1.38) можно увидеть, что если бы в выражении (1.39) вместо величины ΔH_{298} использовалась ве-

личина ΔH_i , то в тепловом балансе дважды бы учитывались теплота на нагрев материалов и рекуперация теплоты при их охлаждении (см. рис. 1.15).

Следовательно, при расчетах тепловых балансов по теплосодержанию начальных и конечных материалов (метод 2) необходимо использовать тепловые эффекты реакций и фазовых превращений, взятых для нормальных условий, то есть при температуре 0°C (так как в теплотехнике обычно используется средняя теплоемкость в интервале температур $0-t$, $^\circ\text{C}$).

Такое уточнение заметно повлияет на статьи теплового баланса, так как, например, тепловой эффект реакции декарбонизации CaCO_3 при 0°C равен 1783 кДж/кг, а при 900°C – 1653 кДж/кг, то есть различие составляет около 7% или 3% от суммы расходных статей теплового баланса цементной вращающейся печи сухого способа производства.

Проводя аналогичные рассуждения, можно заключить, что при расчете тепловых балансов с учетом затрат теплоты на все процессы (метод 1) необходимо использовать тепловые эффекты реакций, взятых при температурах их протекания.

Тепловой баланс цементной печи

Тепловой баланс цементного агрегата (включающего печь, холодильник и запечные теплообменники) содержит следующие статьи.

I. Приход теплоты

1. Теплота, выделившаяся при сгорании топлива.
2. Теплосодержание шлама, топлива и холодного воздуха. Обычно эти статьи незначительны и составляют всего несколько процентов или доли процента от общей теплоты, поэтому часто ими пренебрегают.

II. Расход теплоты

1. Тепловой эффект клинкерообразования (ТЭК) – затраты теплоты на химические реакции преобразования сырьевой смеси в клинкер, взятые при нормальных условиях.

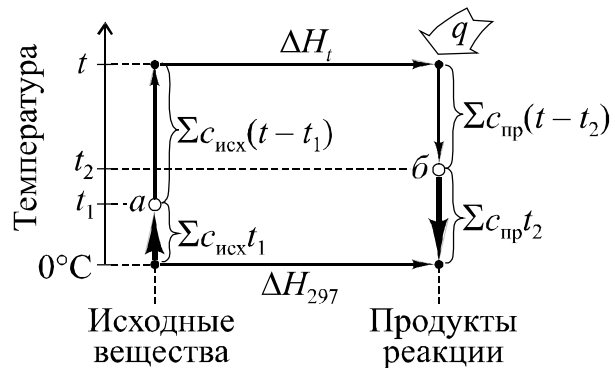


Рис. 1.15. Тепловой баланс химической реакции: *a* – исходное состояние; *b* – конечное состояние

2. Теплота на испарение физической влаги. При мокром способе производства на эту статью тратится до 50% топлива.

3. Теплота, теряемая с отходящими газами. Отходящие газы содержат продукты горения, технологические газы, выделившиеся из сырья при разложении карбонатов и глини, физическую влагу испарившейся воды. Объем отходящих газов, приведенный к нормальным условиям, для мокрого способа составляет 3...4 м³/кг клинкера, для сухого – 1...1,5 м³/кг клинкера. Температура газов после печи для мокрого способа производства 160...240°С. В сухом способе температура газов на выходе из теплообменника 300...400 °С.

4. Теплота, теряемая через корпус печи. Величина теплопотерь, отнесенная к 1 кг кл. в основном зависит только от типа печей и в среднем составляет:

– для печей мокрого способа с рекуператорными холодильниками 500...600 кДж/кг (120...140 ккал/кг) без учета холодильника или 800...1000 кДж/кг (190...240 ккал/кг) с учетом холодильника;

– для печей мокрого способа с колосниковыми холодильниками 500...600 кДж/кг (120...140 ккал/кг);

– для печей сухого способа с запечными теплообменниками 400...500 кДж/кг (100...120 ккал/кг).

5. Теплопотери в клинкерном холодильнике, включающие теплосодержание клинкера на выходе из холодильника и теплосодержание избыточного (аспирационного) воздуха. Клинкер входит в холодильник с температурой 1200°С, его температура после колосникового холодильника 80...140°С, рекуператорного – 300...400°С. Работа холодильника может быть оценена по его КПД (отношению теплосодержания вторичного воздуха, нагретого в холодильнике, к теплосодержанию поступившего клинкера). Для колосниковых холодильников КПД составляет 80...90%, для рекуператорных – около 60%.

Если рассматриваются отдельные части печной установки, например печь без холодильника, то учитываются температуры и расходы материалов на входе и выходе этой части, а также процессы, происходящие в ней.

Примерные балансы печных установок для обжига клинкера различного способа производства представлены в табл. 1.9.

Тепловые балансы вращающихся печей [26, 32, 33]

Статья	Способ производства		
	Мокрый	Комбинированный	Сухой
Расход топлива, кг усл. топл/т кл.	180...230	130...160	110...125
Затраты теплоты, кг усл. топл/т кл.:			
ТЭК	60	60	60
испарение влаги	70...100	25...40	≤1
потери:			
с отходящими газами	20...30	15...25	25...30
в клинкерном холодильнике	7...10	7...10	7...10
через корпус	17...34	15...25	15...25
КПД печи, %:			
тепловой	68...75	63...70	48...56
технологический	25...33	38...45	48...55

Из табл. 1.9 видно, что основные статьи затрат теплоты в печах разного способа производства практически одинаковы, значительно различаются только затраты на испарение физической влаги.

Интенсификация и энергосбережение в цементной промышленности

Цементное производство характеризуется высоким энергопотреблением, затраты на энергоносители составляют 30...40% от себестоимости цемента, при этом они примерно поровну делятся между топливом и электроэнергией [34, 35]. В среднем расход топлива в Европе составляет 102 кг усл. топл/т кл., а технологический КПД производства цемента – около 67%, причем потери составляют в основном теплота клинкера и газов на выходе из печной установки и теплота, теряемая через корпус печей [34]. В России преимущественно распространен мокрый способ производства цемента и поэтому расход топлива в 2 раза выше европейского. Но необходимо отметить, что при мокром способе затраты электроэнергии в производстве намного ниже из-за более простой технологической схемы и меньшими затратами на помол сырья. В России отношение стоимости единицы электроэнергии к единице топлива в два раза выше, чем в Европе, поэтому более выгодно производство с меньшими затратами электроэнергии.

В СССР из-за низкой стоимости энергоресурсов рассматривалась лишь интенсификация производственных процессов без энергосбережения.

Под интенсификацией работы высокотемпературных тепло-технологических агрегатов следует понимать увеличение их производительности при сохранении и улучшении удельного расхода топлива и экономических показателей производства [5, 36]. Вопросы интенсификации были всесторонне рассмотрены в работе [36], где были выделены следующие технологические и тепло-технические способы интенсификации:

- ускорение физических и физико-химических процессов подготовки сырья и клинкерообразования (ввод в сырьевую смесь или вдувание в горячую часть печи минерализаторов, интенсификаторов и легирующих добавок; увеличение тонкости помола сырьевой смеси; увеличение температуры в зоне спекания);

- усовершенствование и применение рационального режима сжигания топлива, заключающееся в применении «длинного» факела, увеличение тепловой мощности печей и теплонапряжения в зоне горения (уменьшение коэффициента избытка воздуха; повышение температуры вторичного воздуха; уменьшение доли первичного воздуха и подсосов в печи; улучшение работы клинкерных холодильников путем увеличения высоты слоя и двукратного прососа воздуха);

- ускорение процессов теплообмена и массообмена; увеличение общего количества теплоты, передаваемого материалу (снижение влажности шлама путем его обезвоживания перед печью или добавкой разжижителей; использование цепных завес с развитой поверхностью теплообмена и встроенных внутripечных и запечных теплообменников; увеличение скорости вращения печей; сжигание части топлива в зоне декарбонизации; уменьшение пылеобразования; двухстороннее питание печей путем вдувания в горячую часть печи некоторого количества сырьевых материалов, обычно не содержащих летучую часть).

В работе [36] отмечается, что при всех рассмотренных способах интенсификации удельный расход топлива снижается.

Ю. М. Бутт в работе [32] показал, что интенсификация процесса обжига состоит в снижении удельного расхода топлива и повышении интенсивности передачи теплоты в печи, и дополнительно определил следующие теплотехнические способы интенсификации:

- использование для дутья воздуха, обогащенного кислородом, что увеличивает температуру горения. При концентрации

кислорода 30% производительность увеличивается на 15%, а удельный расход топлива снижается на 10%;

– повышение температуры горения оптимизацией процесса горения путем интенсивного перемешивания топлива с воздухом, повышение температуры вторичного воздуха и уменьшение коэффициента избытка воздуха.

В. К. Классен в работе [26] определил следующие теплотехнологические основы интенсификации обжига клинкера, связанные в основном с экономией теплоты в горячей части печи [37, 38]:

– уменьшение теплотерь с клинкером и избыточным воздухом путем конструктивных изменений горячей части печи и холодильника и оптимизации его работы;

– уменьшение теплотерь через корпус печи улучшением условий образования обмазки при рациональном режиме сжигания топлива и оптимальной структуре факела;

– улучшение теплообмена между газовым потоком и материалом путем повышения степени черноты факела, получаемого при высокой скорости вылета газообразного топлива из горелки и совместном сжигании газа и мазута;

– повышение степени черноты газового потока и снижение теплотерь через корпус печи при вдувании с горячего конца пыли из электрофильтров;

– снижение теплового эффекта клинкерообразования изменением компонентного состава сырья;

– ликвидация подсосов холодного воздуха в горячей части печи и тракте помола и сушки угольного топлива;

– применение высокоэффективных внутripечных теплообменных устройств и в частности цепных завес;

– совершенствование методов наладки и управления для обеспечения стабильной работы печи с применением газового анализа отходящих газов с определением CO, O₂ и CO₂ и приборов контроля температуры корпуса в горячей части печи.

В последнее время энергосбережение стало одной из важнейших индустриальных задач, важной не только с экономической, но и с экологической точки зрения. Как отмечается в работе [34], энергосберегающие мероприятия определяются условиями конкретного производства и всегда представляют компромисс между экономичностью, качеством и экологией. Проблемы энергосбережения в современном производстве подробно рассмотрены в работах [34, 35, 39–45].

В цементном машиностроении по данным работы [34] можно выделить следующие тенденции создания энергосберегающего оборудования:

- совершенствование аэродинамических конструкций запеченных теплообменных устройств сухого и комбинированного способов производства, что позволило снизить температуру отходящих газов до 250°С после циклонных теплообменников и до 100°С после установок сушки сырья, шлака и угля и снизить в 2 раза (до 5 кПа) сопротивление циклонных теплообменников (при этом коэффициент использования теплоты в теплообменниках выше, чем в котлах-утилизаторах, работающих на отходящих газах цементных печей);

- широкое внедрение предварительной декарбонизации сырья, позволяющей снизить потери теплоты через корпус печи и производить эффективное сжигание вторичного топлива;

- установка трубопроводов третичного воздуха, позволяющих снизить удельные потери через корпус печи из-за увеличения производительности;

- использование в конструкции колосниковых холодильников решетки Карла фон Веделя [46], позволяющей снизить количество охлаждающего воздуха путем создания дополнительного сопротивления под колосниковой решеткой;

- модернизация устаревших печей с их переводом на сухой способ с одновременным повышением производительности;

- замена рекуператорных холодильников на колосниковые.

Для существующего производства по данным работ [34, 35] используются следующие энергосберегающие мероприятия:

- использование альтернативных видов топлива (различные виды отходов производства и жизнедеятельности человека), которое в среднем в Европе составляет 5% от общего топливопотребления, а в некоторых странах достигает 15...20% (причем из-за высокой температуры сжигания цементная печь является одним из самых экологически чистых агрегатов по утилизации отходов);

- производство тепловой и электрической энергии на предприятиях с использованием газовых двигателей и газовых турбин, замена электродвигателей помольного и тягодутьевого оборудования на газовые двигатели;

- использование для выработки электроэнергии потока энер-

гии природного газа, выделяемой на газораспределительных станциях при его дросселировании (снижении давления);

- повышение герметичности уплотнений на горячем и холодном обрезах печи;

- рациональное сжигание топлива в печи, уменьшение коэффициента избытка воздуха при его интенсивном смешении с топливом;

- модернизация горелочного оборудования цементных печей для возможности регулирования формы и интенсивности газового факела, при этом удельный расход топлива снижается на 3...7%, производительность увеличивается на 10%.

На рис. 1.16 произведена оценка эффективности применения энергосберегающих технологий на цементных заводах России, приведенная в работе [35]. Среди рассмотренных вариантов наибольшая эффективность наблюдается у газотрубинных установок и газовых двигателей. Это объясняется имеющейся в настоящее время в России диспропорцией в стоимости природного газа и электроэнергии. Соотношение цены 1 кВт·ч электроэнергии к 1 м³ природного газа в России составляет 0,7...1,2, а в Европе – 0,4...0,6 [35]. Стоимость электроэнергии в 2004 г. в России в 6 раз выше, чем стоимость энергетически эквивалентного количества природного газа.

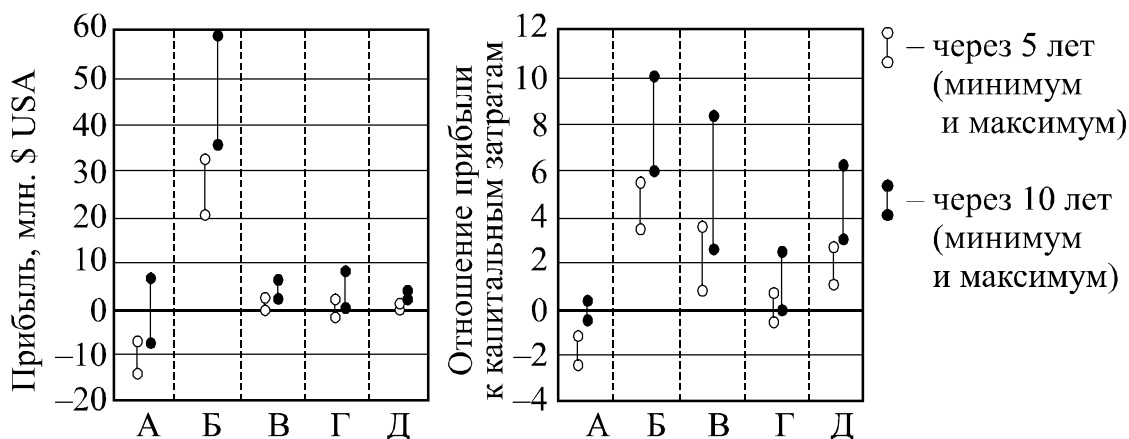


Рис. 1.16. Оценка эффективности применения энергосберегающих технологий на цементных заводах России [35]:

А – реконструкция мокрого способа производства на комбинированный; Б – установка газовых двигателей или турбин для производства электроэнергии и горячего теплоснабжения; В – замена газовых горелок цементных печей; Г – использование альтернативного топлива; Д – производство электроэнергии при дросселировании природного газа; годовое производство цемента 1 млн т

Ряд исследователей, например в работах [26, 47], рассматривает проблемы энергосбережения в высокотемпературных агрегатах на основе теории Эйгена. В теории Эйгена [37, 38] определяются условия обеспечения необходимой величины передаваемой теплоты от газа к материалу путем поддержки необходимой температуры газа в печи. При наличии теплопотерь (недожога, присосов холодного воздуха, снижении температуры вторичного воздуха, возрастании теплопотерь через корпус) температура газа снижается и для ее увеличения требуется увеличение расхода топлива. Но так как при постоянном коэффициенте избытка воздуха при этом увеличивается и расход воздуха, идущего на горение, то теплота необходима также и на нагрев дополнительного воздуха (причем чем больше температура газов, тем больше этой теплоты требуется). Поэтому увеличение расхода топлива, необходимое для поддержания постоянного температурного уровня газов, всегда больше, чем величина теплопотерь.

Теория Эйгена, как отмечается в работе [47], относится только к горячей части печи, так как она подразумевает незамедлительный ввод теплоты для компенсации теплопотерь. Для компенсации теплопотерь в холодной части печи дополнительная теплота вводится в горячую часть печи, изменяя условия теплообмена в ней и в целом по печи, что тепловой баланс, лежащий в основе теории Эйгена, не учитывает. Теория Эйгена также подразумевает, что количество передаваемой теплоты определяется только температурой газа, при этом не учитываются ряд других существенных параметров теплообмена. Влияние этих параметров на величину передаваемой теплоты рассмотрено В. К. Классеном в работе [26]. Поэтому, как показывается далее в разделе 4, оценка работы высокотемпературных агрегатов только на основании анализа тепловых балансов недостаточна и для решения задач энергосбережения и интенсификации промышленных печей необходимо математическое моделирование теплообмена с использованием моделей с распределенными параметрами. Такой вывод подтверждается и рядом авторов, рассматривающих энергосбережение в других отраслях промышленности [5, 48, 49].

Можно сделать вывод, что основой интенсификации и энергосбережения высокотемпературных агрегатов является оптимизация теплотехнической работы и теплообмена, проводимая на основе современных методов математического моделирования.

1.3. ТЕПЛОЕМКОСТЬ СЫРЬЕВЫХ СМЕСЕЙ И КЛИНКЕРА

Теплофизические свойства материала при обжиге непрерывно изменяются, что вызвано изменением температуры и химическими превращениями. Но в настоящее время в теплотехнических расчетах [4, 24] в качестве теплоемкости сырья и клинкера используются константы, не зависящие от их состава, а для сырья – и от температуры.

В работе [50] приводятся результаты экспериментального исследования А. П. Малышевым теплоемкости цементных сырьевых смесей. На рис. 1.17 представлены значения теплоемкости материалов разного состава (табл. 1.10), причем в теплоемкости учитывались затраты теплоты на эндо- и экзотермические реакции, происходящие в сырьевых смесях при их нагреве.

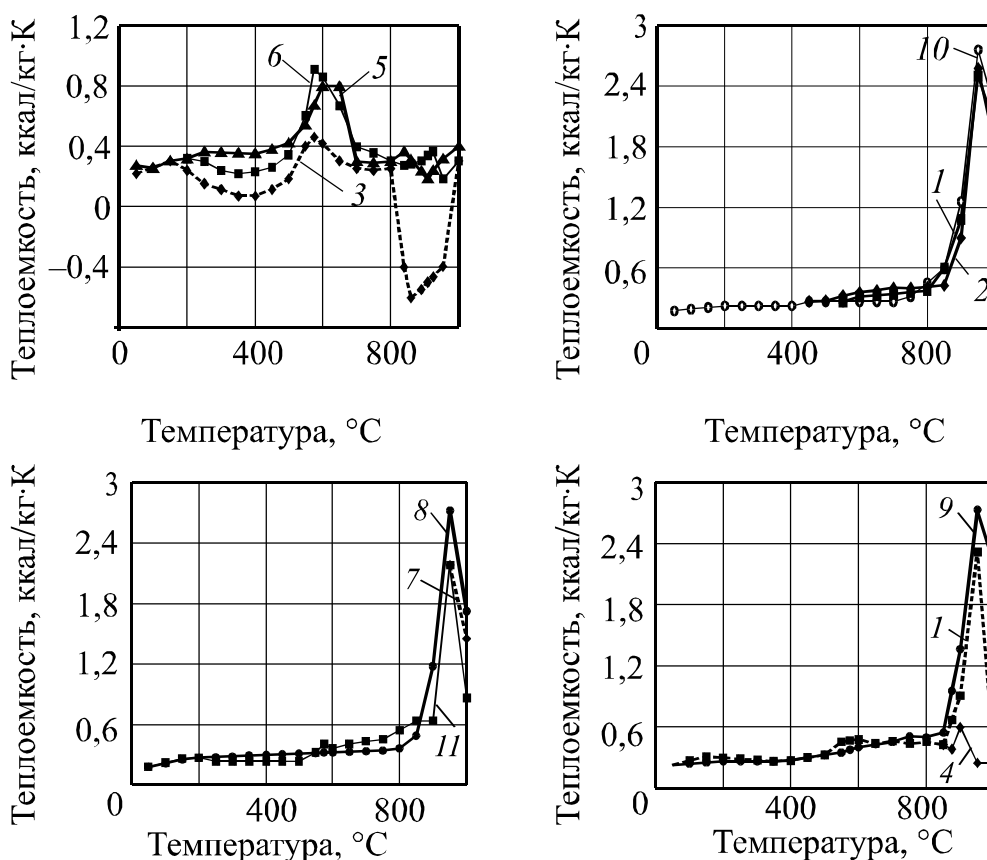


Рис. 1.17. Истинная теплоемкость сырьевых материалов и шламов с учетом химических преобразований в сырье [50]: 1...9 – номера материалов согласно табл. 1.10; 10 – CaCO_3 ; 11 – смесь оксидов и CaCO_3

Составы сырьевых материалов и шламов [50]

№	Материал	ППП	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	SO ₃	Na ₂ O	K ₂ O
1	Известняк ахангаранский	39,95	5,08	1,2	0,60	52,44	0,50	0,13	0,13	–
2	Мел «Большевик»	42,61	2,12	0,78	0,45	52,94	0,82	0,28	–	–
3	Сланец карагандинский	6,34	63,75	22,05	3,33	0,82	0,92	0,42	1,67	0,70
4	Лесс ахангаранский	11,97	51,94	12,33	4,75	12,68	2,51	0,99	1,92	0,91
5	Глина семипалатинская	6,38	60,73	19,04	7,95	1,18	1,36	0,36	2,20	0,80
6	Глина николаевская	10,05	48,61	15,59	5,60	9,5	2,80	4,80	2,40	0,65
7	Шлам карагандинский	35,18	11,03	4,32	3,04	43,78	0,97	0,58	0,80	0,30
8	Шлам семипалатинский	34,76	12,59	3,53	3,40	42,57	0,50	1,30	0,21	0,14
9	Шлам ахангаранский	34,34	14,24	2,91	2,19	42,86	1,47	0,61	0,20	0,18

В работе [50] отмечается, что теплоемкости карбонатных компонентов шихты мало различаются между собой, однако они существенно отклоняются от теплоемкости CaCO₃. Теплоемкости производственных шламов от теплоемкости искусственной смеси отличаются более сильно. Максимальное различие в величинах теплопотребления исследованных шламов достигает 25%.

Теплоемкость клинкера в зависимости от температуры приведена в табл. 3 и рис. 1 приложения.

Далее в работе под удельной теплоемкостью c , кДж/кг·К, понимается количество теплоты, необходимой для нагрева вещества на один градус при сохранении компонентного состава, то есть без учета тепловых эффектов химических реакций. Для расчета теплоемкости цементных материалов используется аддитивный принцип с расчетом суммарной теплоемкости по теплоемкости составляющих c_i и их массы m_i

$$c = \frac{\sum c_i m_i}{\sum m_i} \quad (1.40)$$

и справочные термодинамические данные веществ.

В термодинамических справочниках обычно приводится выражение для расчета истинной теплоемкости веществ:

$$c_{\text{ист}} = a + bT + cT^{-2}, \text{ кДж(ккал)/моль}\cdot\text{К}. \quad (1.41)$$

Средняя теплоемкость c в интервале температур $0 \dots t$ может быть определена интегрированием

$$c = \frac{1}{t} \int_{273,15}^{273,15+t} c_{\text{ист}} dt =$$

$$= a + 273,15b + 0,5bt + \frac{c}{273,15(273,15 + t)}, \quad (1.42)$$

с приведением к размерности кДж/кг·К или кДж/м³·К. При $t \rightarrow 0^\circ\text{C}$ средняя теплоемкость будет приближаться к истинной.

Для расчета средней теплоемкости может быть использована физическая энтальпия $H(t)$, откуда $c = H(t)/t$ (см. выражение (6.19) подраздела 6.1 и табл. 5 приложения).

Разработанная автором база термодинамических свойств позволяет по имеющимся в ней термодинамическим данным веществ – коэффициентам уравнения (1.41) – получать табличную и графическую зависимость средней теплоемкости отдельных веществ, смесей или систем (рис. 1.18, 1.19), а также коэффициенты уравнения (1.42) и аппроксимирующие регрессионные уравнения для таких зависимостей (рис. 1.20).

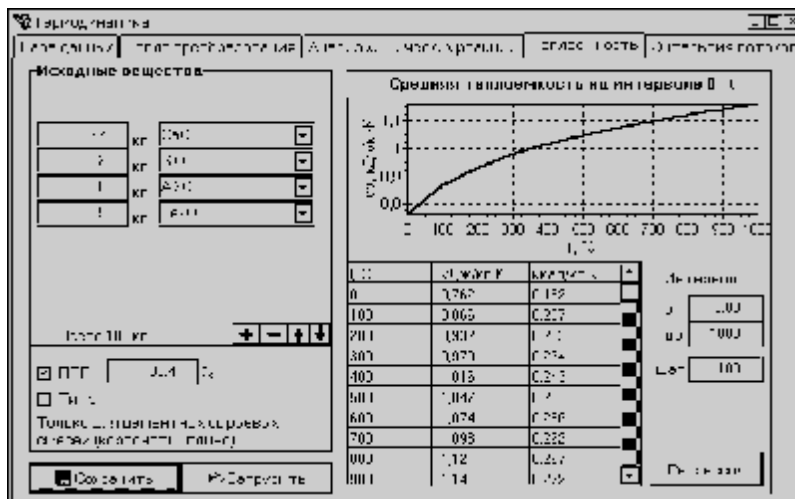


Рис. 1.18. Теплоемкость цементной сырьевой смеси (состав смеси рассчитывается по составу клинкера и ПШ смеси)

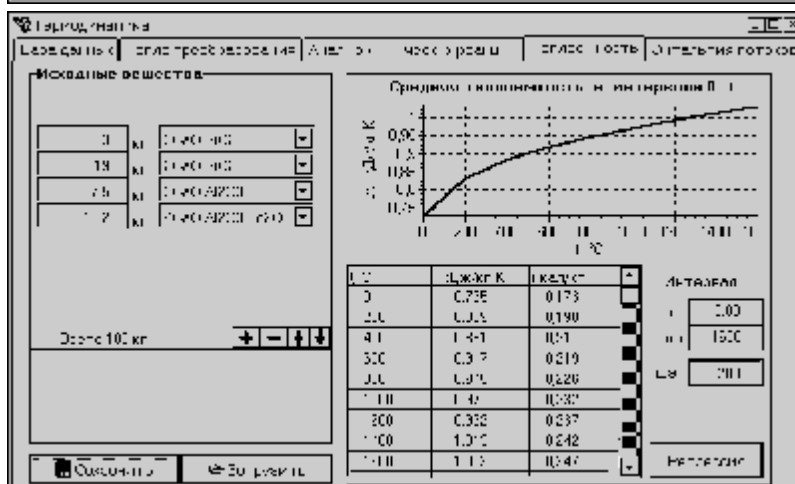


Рис. 1.19. Теплоемкость клинкера

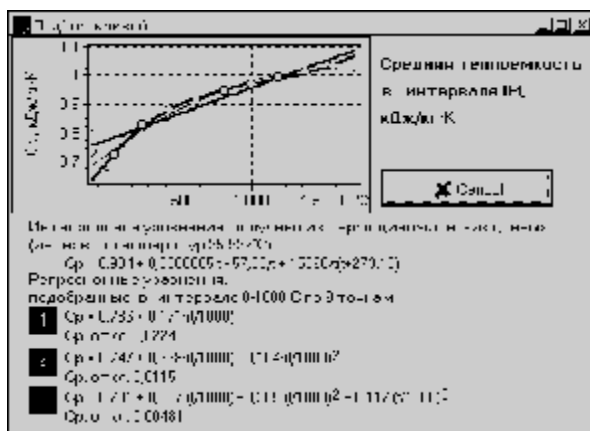


Рис. 1.20. Подбор регрессионного уравнения для клинкера (состав приведен на рис. 1.19)

В табл. 2, 3 приложения приведены табличные зависимости и регрессионные уравнения для отдельных составляющих сырьевой смеси и клинкера, полученные из базы данных термодинамических свойств, а также, для сравнения, теплоемкость сырьевых компонентов и клинкера из известных справочных изданий.

По приведенным данным произведен расчет удельной теплоемкости цементных сырьевых смесей в процессе их тепловой обработки. Расчет проводился для смесей различного состава, соответствующих вершинам области существования портландцементного клинкера (табл. 1.11). Содержание соединений определялось по химическому составу исходной сырьевой смеси в зависимости от температуры.

Таблица 1.11

Состав получаемого клинкера

Оксид	Номер											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CaO	62	62	63	65,5	65,7	66,5	67	67	67	67	67	67
SiO ₂	21	24	20	20	22,4	24	20	21	23,1	24	24	24
Al ₂ O ₃	7	4	7	7	5,6	7	7	7	5,53	4	4	6,5
Fe ₂ O ₃	5	5	5	2,5	3,8	2,5	5	5	3,06	5	2,5	2,5
MgO	5	5	5	5	2,55	0	1	0	1,32	0	2,5	0

Согласно результатам расчета (рис. 1.21) разница между удельными теплоемкостями сухих сырьевых смесей разного состава составляет до 5%. Теплоемкость растет с повышением содержания CaO и SiO₂, снижается при повышении содержания Al₂O₃. Зависимости по виду кривой можно разделить на две группы: к первой относятся смеси 1...3, 5, 7, 8, 10; ко второй – 4, 6, 9, 11, 12 (номера согласно табл. 1.11).

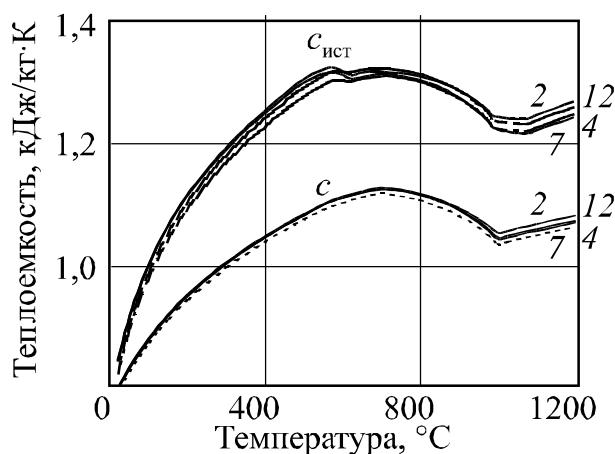


Рис. 1.21. Истинная $c_{ист}$ и средняя c удельные теплоемкости сухих цементных сырьевых смесей в процессе обжига

У смесей первой группы по сравнению со второй более высокое значение удельной теплоемкости при температурах до 500 °C и более резкий скачок графика при дегидратации, что объясняется повышенным содержанием CaO и Fe₂O₃ и большим значением глиноземного модуля.

В табл. 1.12 произведено сравнение теплоемкости сырьевых смесей, полученной А. П. Малышевым, принятой в теплотехнических расчетах и рассчитанной по данным, представленным в этой работе. В области до 450°C значения теплоемкостей совпадают, различие в области более высоких температур объясняется неоднозначностью состава в связи с процессами декарбонизации.

Таблица 1.12

Средняя теплоемкость сырьевых смесей, кДж/кг·K (ккал/кг·K)

Интервал температур, °C	[50]	[24, 51]	[50]
0...450	1,09 (0,26)	1,06 (0,253)	1,06...1,09 (0,253...0,260)
450...900	1,55 (0,37)	1,19 (0,283)	1,25...1,27 (0,299...0,303)
900...1400	—	1,03 (0,247)	1,05...1,10 (0,251...0,263)

На основании проведенного расчета можно сделать вывод, что удельная теплоемкость обжигаемых сырьевых смесей изменяется от 0,8 до 1,27 кДж/кг·K. Она зависит от содержания CaO, SiO₂, Al₂O₃, и наибольшее различие свойств сырьевых смесей разного состава наблюдается при температурах свыше 700 °C и составляет до 20...25%. Погрешность предложенных методов может вызываться неточностью определения состава материала при заданной температуре.

1.4. РАСЧЕТ ПОТЕРЬ ТЕПЛОТЫ ЧЕРЕЗ КОРПУС ВРАЩАЮЩИХСЯ ПЕЧЕЙ*

Методы определения потерь теплоты в окружающую среду

Потери теплоты в окружающую среду от корпуса вращающейся печи составляют 10...30 % от общего расхода топлива на обжиг клинкера [24, 33]. Поэтому исследование процесса теплообмена важно как с точки зрения повышения точности теплотехнических расчетов, так и нахождения способов снижения энергопотребления при обжиге клинкера.

Потери теплоты от стенки печи в окружающую среду складываются из теплового потока излучением и конвекцией и поэтому зависят от характеристик теплоотдающей поверхности (ее степени черноты, температуры, диаметра и скорости вращения печи) и параметров окружающей среды (температуры и скорости движения воздуха).

Можно выделить два способа определения величины теплового потока:

1) непосредственное измерение потока тепломерами – приборами, установленными на поверхности или внутри стенки и измеряющими разность температур по направлению градиента теплового потока [3];

2) расчет количества теплоты по измеренной температуре поверхности корпуса и уравнению теплоотдачи от стенки в окружающую среду.

Первый способ при использовании встроенных тепломеров характеризуется высокой точностью измерений в локальной точке. Но потери теплоты сильно варьируются не только по длине печи, но и по окружности корпуса. На рис. 1.22 приведены замеры температуры корпуса, произведенные в четырех поперечных сечениях в течение одного оборота. При одинаковой средней балансовой температуре по поверхности каждого сечения (330...350°C) отличия локальных значений достигают 170°C. Та-

* Расчеты выполнены канд. техн. наук Ю. Н. Киреевым, инж. Е. В. Мануйловым, В. В. Смирновым, С. В. Червоткиным, измерение степени черноты выполнены совместно с инж. М. В. Нуссом.

ким образом, даже для одного сечения необходимо как минимум две-три точки измерения, что приводит к большому количеству точек для всей печи, поэтому оснащение необходимого количества точек встроенными тепломерами технически неосуществимо.

В переносных тепломерах, накладываемых на корпус печи, невозможно обеспечить плотный контакт поверхностей. Из-за этого тепловые потоки, проходящие через корпус печи и тепломер, значительно отличаются, например, воздушная прослойка между корпусом печи и поверхностью тепломера по аналогии с экраном уменьшает излучение в 2 раза. В связи с большим количеством определяющих процесс факторов точная градуировка прибора на стенде, имитирующем печь, затруднена.

Другой проблемой использования переносных тепломеров является значительное время выхода прибора в стационарный режим (от 3...5 мин. до 1 ч.). А даже при незначительном отклонении режима от стационарного отклонение полученных результатов от действительных может достигать 200...300%.

Второй способ требует определения температуры корпуса и окружающей среды и расчета коэффициента теплоотдачи α . Погрешности этого метода могут быть вызваны неточностью нахождения определяющих факторов (скорости ветра, степени черноты и температуры корпуса), а также выбором неадекватной рассматриваемым условиям модели теплообмена. В разделе на основании моделирования процесса теплопередачи через стенку вращающейся печи и результатов теплотехнических испытаний промышленных печей анализируется точность определения потерь теплоты через корпус этим способом, рассматривается влияние на потери различных факторов и предлагаются уравнения и номограммы для расчета теплотерь.

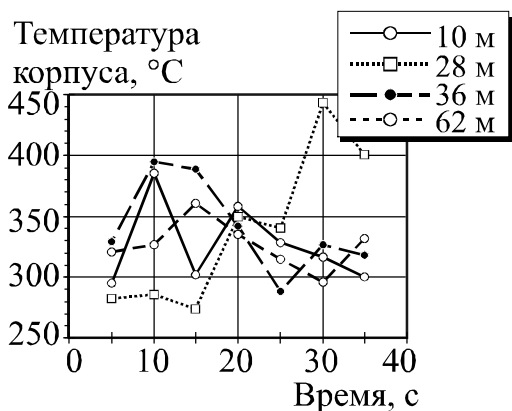


Рис. 1.22. Температура внешней поверхности корпуса печи № 8 АО «Себряковцемент» по окружности сечений, расположенных на разном расстоянии от горячего обреза

Расчет коэффициента теплоотдачи от корпуса печи

Общий коэффициент теплоотдачи α , Вт/м²·К, складывается из коэффициента теплоотдачи излучением $\alpha_{\text{изл}}$ и коэффициента теплоотдачи конвекцией $\alpha_{\text{конв}}$:

$$\alpha = \alpha_{\text{изл}} + \alpha_{\text{конв}}. \quad (1.43)$$

Рассмотрим расчет этих составляющих.

I. Теплоотдача излучением.

Тепловой поток $q_{\text{и}}$, Вт, и коэффициент теплоотдачи $\alpha_{\text{и}}$, Вт/м²·К, при излучении может быть определен на основании известной формулы Стефана–Больцмана:

$$q_{\text{и}} = \sigma \varepsilon (T_{\text{к}}^4 - T_{\text{о}}^4); \quad \alpha_{\text{и}} = \frac{\sigma \varepsilon (T_{\text{к}}^4 - T_{\text{о}}^4)}{T_{\text{к}} - T_{\text{о}}}, \quad (1.44)$$

где σ – постоянная Стефана-Больцмана, $5,67 \cdot 10^{-8}$ Вт/м²·К⁴; ε – степень черноты корпуса; $T_{\text{к}}$ – температура внешней поверхности корпуса печи, К; $T_{\text{о}}$ – температура окружающей среды, К.

Коэффициент теплоотдачи излучением при различной степени черноты ε представлен на рис. 1.23. Температура окружающей среды мало влияет на $\alpha_{\text{изл}}$. Так, разница в коэффициентах теплоотдачи излучением при температурах среды 0 и 25°C составила от 0,7 Вт/м·К при температуре корпуса 30°C, до 1,5 Вт/м²·К – при температуре корпуса 400°C.

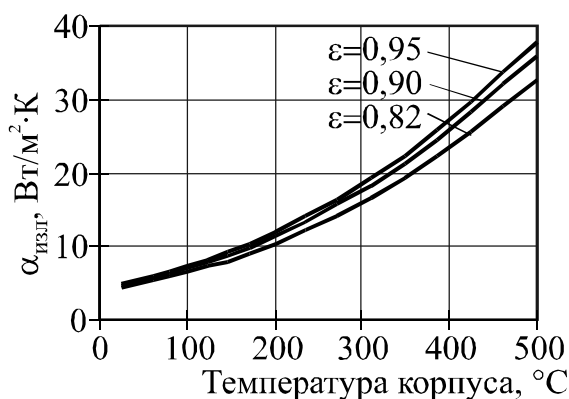


Рис. 1.23. Коэффициент теплоотдачи излучением

II. Теплоотдача конвекцией

Конвекция для рассматриваемого случая происходит при одновременном действии трех процессов: свободной термогравитационной конвекции, вынужденной конвекции при вращении цилиндра и вынужденной конвекции при обтекании цилиндра пото-

ком воздуха. Для каждого из этих процессов в отдельности получены критериальные уравнения, описывающие теплообмен, также в цементной технологии применяются обобщенные данные, учитывающие оба этих процесса. Известные методы расчета теплоотдачи сведены в табл. 1.13.

Таблица 1.13

Методики расчета коэффициента теплоотдачи

№	Описание и формула для расчета	Источник
1.	Коэффициент суммарной теплоотдачи при отсутствии ветра	[24, 52]
1а.	Табличные данные коэффициента суммарной теплоотдачи при различной скорости ветра	[24, 52]
2.	Свободная (естественная) термогравитационная конвекция от горизонтального цилиндра	[3]
3.	Принудительная конвекция при вращении цилиндра	[53]
4.	Принудительная конвекция при обтекании цилиндра потоком воздуха	[54]
5.	Наложение свободной и принудительной конвекции	[55]

Рассмотрим уравнения этих методик.

1 и 1а. Формула суммарной теплоотдачи при отсутствии ветра получена Гиги путем обработки результатов расчета коэффициента теплоотдачи по критериальным уравнениям конвекции и уравнению теплообмена излучением:

$$\alpha = 3,5 + 0,062 t_k, \text{ ккал/}^\circ\text{C}\cdot\text{м}^2\cdot\text{ч}; \quad (1.45)$$

$$\alpha = 4,1 + 0,072 t_k, \text{ Вт/м}^2\cdot\text{К}.$$

В настоящее время потери через корпус цементных печей в основном рассчитываются по этой формуле, несмотря на ее линейный вид, что не соответствует характеру теплоотдачи излучением. Этим же автором была приведена табличная зависимость коэффициента теплоотдачи при различной скорости воздуха (табл. 1.14).

Необходимо отметить, что формулы и данные были получены около 50 лет назад для эксплуатируемых в то время маломощных вращающихся печей. Поэтому их применение для современных мощных печей большого диаметра будет приводить к занижению коэффициента теплоотдачи.

**Суммарный коэффициент теплоотдачи
в зависимости от скорости воздуха**

Разность температур корпуса воздуха, °С	Коэффициент теплоотдачи, ккал/°С·м ² ·ч (Вт/м ² ·К) при скорости ветра, м/с				
	0	2	4	6	8
40	8,4 (9,8)	18 (20,9)	23 (26,8)	27,2 (31,7)	31 (36,1)
50	9 (10,5)	19,4 (22,6)	23,7 (27,6)	27,9 (32,5)	31,8 (37,0)
100	12 (14,0)	22 (25,6)	27,4 (31,9)	31,6 (36,8)	35,4 (41,2)
150	15 (17,5)	25,3 (29,4)	31,2 (36,3)	35,4 (41,2)	39,1 (45,5)
200	18 (20,9)	28,9 (33,6)	35 (40,7)	–	–
250	21,1 (24,6)	–	–	–	–

2. Теплоотдача от цилиндра в неподвижной среде в условиях свободной термогравитационной конвекции описывается уравнением

$$Nu = c (Pr Gr)^n, \quad (1.46)$$

где критерий Нуссельта

$$Nu = \frac{\alpha_{\text{конв}} D}{\lambda}; \quad (1.47)$$

критерий Прандтля

$$Pr = \frac{\nu}{a}; \quad (1.48)$$

критерий Грасгофа

$$Gr = \frac{9,81 \beta (T_K - T_0) D^3}{\nu^2}; \quad (1.49)$$

здесь D – диаметр печи, м; λ – коэффициент теплопроводности воздуха, Вт/м·К; a – коэффициент температуропроводности воздуха, с/м²; ν – кинематическая вязкость воздуха, м²/с; $\beta = T^{-1}$ – коэффициент температурного расширения воздуха, К⁻¹.

Коэффициенты уравнения (1.46) равны:

Gr·Pr	c	n
< 1000	1,18	0,125
> 1000	0,50	0,250

Свойства воздуха β , λ , ν , a в данном случае принимаются при средней температуре воздуха $t = 0,5(T_k + T_0)$. Для их расчета предлагаются регрессионные уравнения, включающие абсолютную температуру воздуха T :

– коэффициент теплопроводности воздуха, $\text{Вт/м}^2 \cdot \text{К}$,

$$\lambda = (7,18 \times T^{2/3} - 59,6) 10^{-4}; \quad (1.50)$$

– кинематическая вязкость воздуха, $\text{м}^2/\text{с}$,

$$\nu = (24,8 + 4 \times T^{1,57} - 3 \times 10^4) 10^{-10}; \quad (1.51)$$

– коэффициент температуропроводности воздуха, $\text{м}^2/\text{с}$,

$$a = (55,6 \times T^{1,5} - 6,2 \times 10^4) 10^{-10}. \quad (1.52)$$

Окружная скорость $\omega_{\text{окр}}$, м/с , определяется по времени в секундах одного оборота печи $T_{\text{об}}$:

$$\omega_{\text{окр}} = \frac{\pi D}{T_{\text{об}}}. \quad (1.53)$$

Результаты расчета коэффициента теплоотдачи свободной термогравитационной конвекции $\alpha_{\text{конв}}$ при температуре окружающей среды $t_c = 0^\circ\text{C}$ представлены на рис. 1.24.

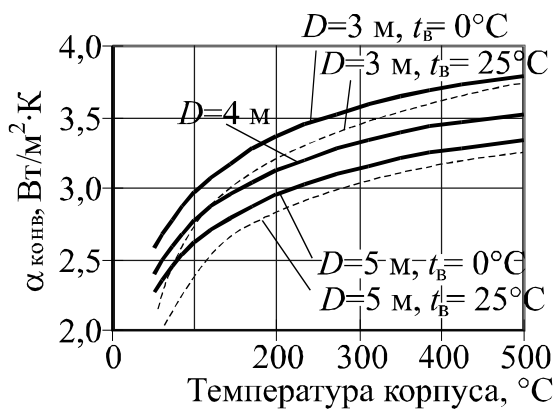


Рис. 1.24. Коэффициент теплоотдачи при свободной термогравитационной конвекции

На коэффициент теплоотдачи при свободной термогравитационной конвекции влияет только диаметр печи, температура окружающей среды на него влияет крайне слабо. Максимальное различие между $\alpha_{\text{конв}}$ для различных условий составляет не более $0,5 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$.

3. Теплоотдача при вращении цилиндра в неподвижной среде описывается уравнением из справочника [53]:

$$Nu = c Re^n Pr^m, \quad (1.54)$$

где Re – критерий Рейнольдса,

$$Re = \frac{\omega_{\text{окр}} D}{n}; \quad (1.55)$$

Коэффициенты c , n , m в уравнении (1.54) зависят от критерия Рейнольдса и равны:

Re	c	n	m
< 1000	10,6	0,33	–
1000...2000	0,051	0,33	0,76
2000... $2 \cdot 10^5$	0,260	0,37	0,60
$> 2 \cdot 10^5$	0,023	0,40	0,80

Теплофизические свойства воздуха, входящие в критерии, принимаются при температуре окружающей среды.

Результаты расчета коэффициента теплоотдачи конвекцией $\alpha_{\text{конв}}$ при температуре окружающей среды $t_c = 0^\circ\text{C}$ представлены на рис. 1.25.

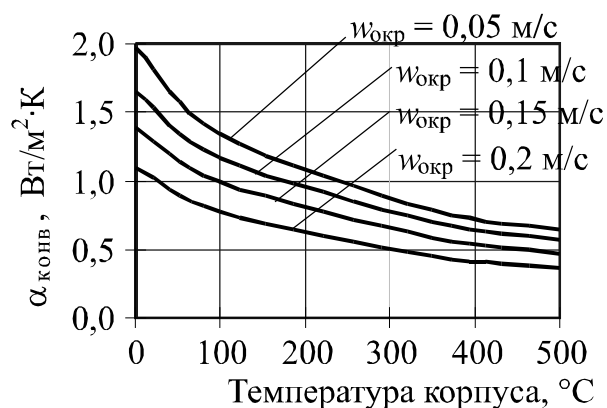


Рис. 1.25. Коэффициент теплоотдачи конвекцией при вращении цилиндра

Из приведенных графиков видно, что коэффициент теплоотдачи при свободной конвекции в 2...4 раза превышает коэффициент теплоотдачи при вращении цилиндра. Диаметр печи на коэффициент теплоотдачи при вращении цилиндра практически не влияет, температура окружающей среды – влияет крайне слабо, а наибольшее влияние оказывает окружная скорость печи. Максимальное различие между $\alpha_{\text{конв}}$ для различных условий вращения цилиндра составляет не более 0,5...0,7 Вт/м²·К.

4. Коэффициент конвективной теплоотдачи при обтекании цилиндра изотермическим потоком воздуха определяется по критериальному уравнению

$$Nu = c Re^m Pr^n. \quad (1.56)$$

Коэффициенты уравнения равны:

Re	c	n	m
< 40	0,760	0,37	0,4
40...1000	0,520	0,37	0,6
1000...2·10 ⁵	0,260	0,37	0,6
> 2·10 ⁵	0,023	0,40	0,8

Результаты расчета $\alpha_{\text{конв}}$ при наличии ветра приведены на рис. 1.26, куда для сравнения также включен коэффициент теплоотдачи излучением.

Диаметр и температура воздуха на коэффициент теплоотдачи в рассматриваемом случае практически не влияют. Таким образом коэффициент теплоотдачи при наличии ветра в основном зависит от скорости ветра, температуры и степени черноты корпуса печи.

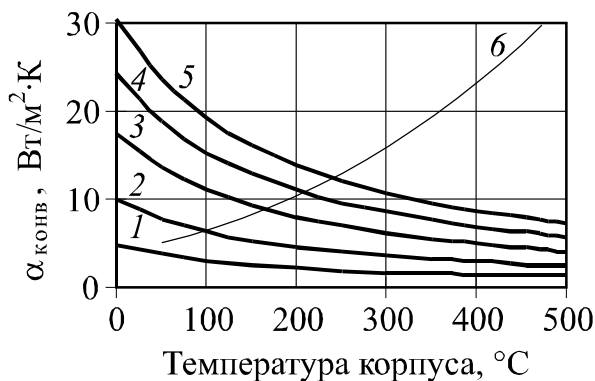


Рис. 1.26. Коэффициент конвективной теплоотдачи при обтекании цилиндра потоком воздуха:

1 — скорость потока 2 м/с;
2 — 4 м/с; 3 — 6 м/с; 4 — 8 м/с;
5 — 10 м/с; 6 — коэффициент теплоотдачи излучением

5. Совместное действие всех видов конвекции. В работе [55] на основании математического моделирования предложены уравнения расчета коэффициента конвективной теплоотдачи $\alpha_{\text{конв}}$, учитывающие совместное действие всех трех рассмотренных выше процессов. Так как предложенные уравнения довольно громоздки, на основании данных, приведенных в работе [55], автором получено уравнение для расчета коэффициента конвективной теплоотдачи для горизонтального цилиндра при наложении свободной и вынужденной конвекции при наличии ветра:

$$\alpha_{\text{конв}} = 5,5 + 2 v + 0,0077 t_k (1 - 0,27 v) + \frac{1}{0,45 + v D}, \quad (1.57)$$

при отсутствии ветра

$$\alpha_{\text{конв}} = 7,7(1 + 0,001 t_{\text{к}}), \quad (1.58)$$

где v – скорость ветра, м/с; $t_{\text{к}}$ – температуры корпуса печи, °С.

Эти уравнения применимы при $v = 0 \dots 10$ м/с; $t_{\text{к}} = 100 \dots 500$ °С; $D = 2 \dots 8$ м; температуре окружающей среды $t_0 = -10 \dots 30$ °С. Среднее отклонение от данных, представленных в работе [55], для предложенных уравнений составляет 2,6% (при $D = 4 \dots 6$ м отклонение равно 1,4%).

Для сравнения были рассчитаны коэффициенты теплоотдачи по различным методикам, приведенным в табл. 1.13, результаты расчета представлены на рис. 1.27 – 1.29.

Зависимости показывают, что конвективная составляющая занимает заметную часть в общих теплопотерях даже при высоких температурах. Вращение печи на теплоотдачу практически не влияет, но совместное действие свободной и вынужденной конвекции должно быть обязательно учтено.

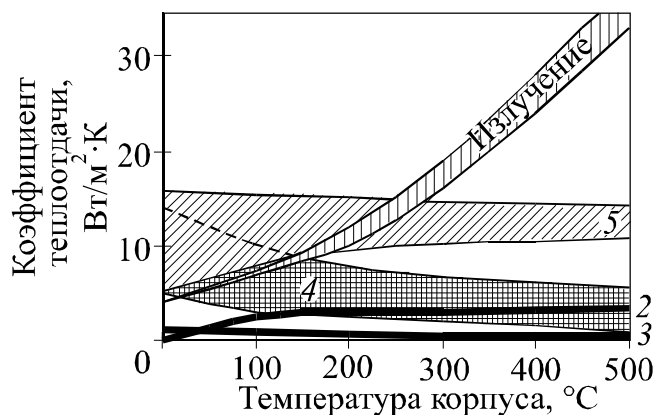


Рис. 1.27. Коэффициент конвективной теплоотдачи $\alpha_{\text{к}}$ от корпуса печи и коэффициент теплоотдачи излучением $\alpha_{\text{изл}}$ в характерных для цементной промышленности условиях (номера кривых соответствуют номерам методик табл. 1.13)

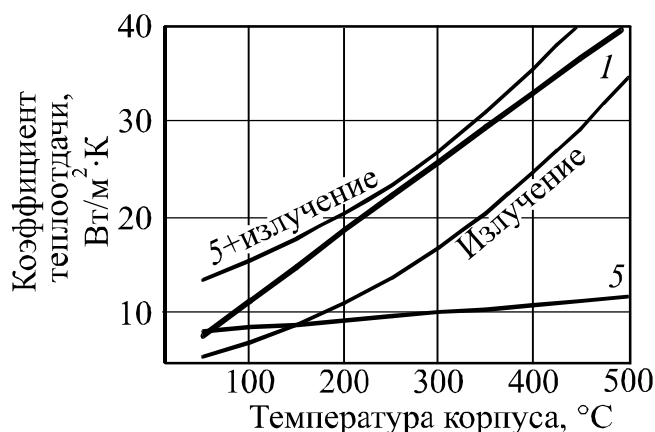


Рис. 1.28. Суммарный коэффициент теплоотдачи α от корпуса печи при отсутствии ветра (номера кривых соответствуют номерам методик табл. 1.13)

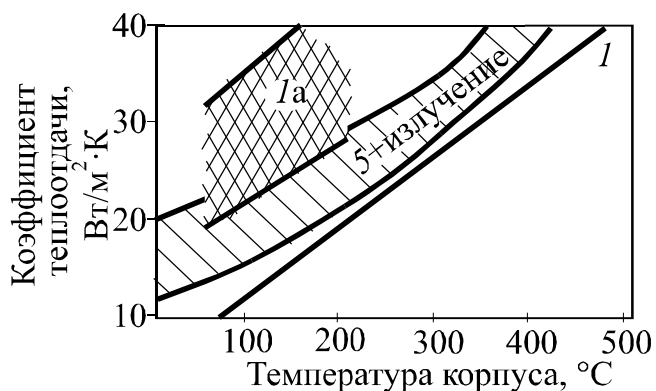


Рис. 1.29. Суммарный коэффициент теплоотдачи α от корпуса печи при разной скорости ветра (номера кривых соответствуют номерам методик табл. 1.13)

При отсутствии ветра использование уравнения (1.57) методики № 5 по сравнению с уравнением (1.45) методики № 1 приводит к завышенному значению суммарного коэффициента теплоотдачи (см. рис. 1.28). Но это различие значительно только при низких и высоких температурах, в области наиболее характерных для корпуса печей температур 250...350° оно незначительно. При наличии ветра методика № 5 приводит к значительно меньшим значениям теплоотдачи, чем методика № 1а (см. рис. 1.29).

Структура теплотерь от корпуса вращающейся печи

Сравнение только коэффициентов теплоотдачи, рассчитанных по разным методикам, не дает полной информации о соотношении тепловых потоков в окружающую среду, так как потери теплоты определяются также и разностью температур корпуса и воздуха, то есть распределением температур по длине печи.

Для исследования были использованы результаты 25 замеров температуры корпуса печей мокрого способа производства различной производительности Себряковского, Воскресенского («Гигант») и Белгородского цементных заводов. Суммарные теплотери определялись по перечисленным выше методикам. В результате получены различные значения теплотерь (рис. 1.30), доля конвективной составляющей в которых составляет 10...38 %. Но распределение потерь по отдельным зонам печи (рис. 1.31) для всех методик практически совпало, различие составило не более 1...2 %. Следует отметить, что согласно данным, полученным в результате замеров, температура в зонах экзотермических реакций и декарбонизации различалась ненамного, но зона декарбонизации примерно в 1,5 раза длиннее зоны экзотермических реакций, поэтому общие потери теплоты (рис. 1.31) в ней выше.

Представляют интерес теплотери с единицы длины печи (рис. 1.32), показывающие, что в горячей части тепловой поток в среднем в 3–4 раза больше, чем в холодной.

При любых способах расчета в общей структуре теплотерь доминируют потери излучением, которые в среднем составляют почти три четверти от общих теплотерь и 58...63 % – в условиях обтекания печи потоком воздуха со скоростью до 10 м/с. Таким образом, точное определение теплового потока излучением определяет и высокую точность общего результата.



Рис. 1.30. Средние значения теплотерь (номера столбцов соответствуют номерам методик табл. 1.13)

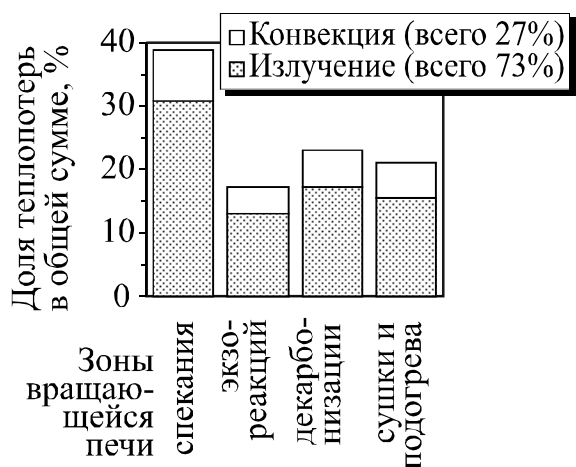


Рис. 1.31. Распределение теплотерь по зонам вращающейся печи

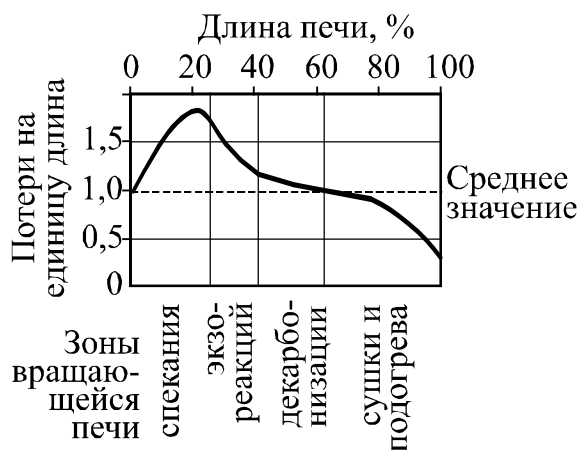


Рис. 1.32. Распределение удельных теплотерь по длине вращающейся печи

Точного измерения излучения можно добиться при замере температур пирометром излучения. Принцип действия прибора заключается в определении теплового потока излучения и расчете по нему температуры. Обратным расчетом можно определить точное значение теплового потока. Значение степени черноты поверхности никакой роли при этом не играет, необходимо только при расчете теплового потока использовать величину, установленную при замере на пирометре.

Влияние на теплопотери определяющих факторов

Изменение определяющих факторов (скорости ветра, степени черноты корпуса) влияет на условия теплообмена и, следовательно, на температуру поверхности корпуса печи. Для изучения процесса теплоотдачи от корпуса вращающейся печи использовалась модель теплообмена через стенку печи. На внутренней поверхности стенки задавались граничные условия первого рода, на внешней – третьего. Используемое уравнение одномерной стационарной теплопроводности в цилиндрических координатах имеет следующий вид:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda_{\text{ст}} \frac{\partial T}{\partial r} \right) = 0; r \in [R, R + R_{\text{ст}}];$$

$$\{T = T_{\text{вн}} |_{r=R}\}; \{q = \alpha (T_{\text{к}} - T_{\text{о}}) |_{r=R + R_{\text{ст}}}\}, \quad (1.59)$$

где R – внутренний радиус печи, м; $R_{\text{ст}}$ – толщина стенки печи, м; r – расстояние от центра сечения, м; T – температура стенки печи, К; $T_{\text{вн}}$ – температура внутренней поверхности футеровки (обмазки), К.

Распределение температуры газового потока по длине печи, характеристики футеровки и обмазки задавались по результатам экспериментальных исследований печи длиной 42 м, проведенных Фолио [56].

Результаты изменения температуры поверхности печи при изменении степени черноты и скорости ветра представлены на рис. 1.33, а теплопотерь – на рис. 1.34. При увеличении степени черноты и скорости ветра термическое сопротивление на поверхности $s_{\text{к}}$ уменьшается. Так как термическое сопротивление стенки $s_{\text{ст}}$ остается практически постоянным, то на основании уравнения теплопередачи

$$\frac{T_{\text{ВН}} - T_{\text{К}}}{s_{\text{СТ}}} = \frac{T_{\text{К}} - T_{\text{О}}}{s_{\text{К}}} \quad (1.60)$$

температура корпуса печи $T_{\text{К}}$ должна уменьшиться. Но теплопотери при этом растут, так как уменьшается общее термическое сопротивление s системы «газы в печи» – «окружающая среда»:

$$s = (s_{\text{СТ}}^{-1} + s_{\text{К}}^{-1})^{-1}. \quad (1.61)$$

При уменьшении степени черноты ϵ с 0,95 (обычный корпус) до 0,5 (корпус после побелки) теплопотери уменьшаются на 7%, что соответствует снижению расхода условного топлива на обжиг в среднем на 1 кг/кг кл. Но при этом в зоне спекания на 75°C повышается температура корпуса, что может быть аргументом против побелки.

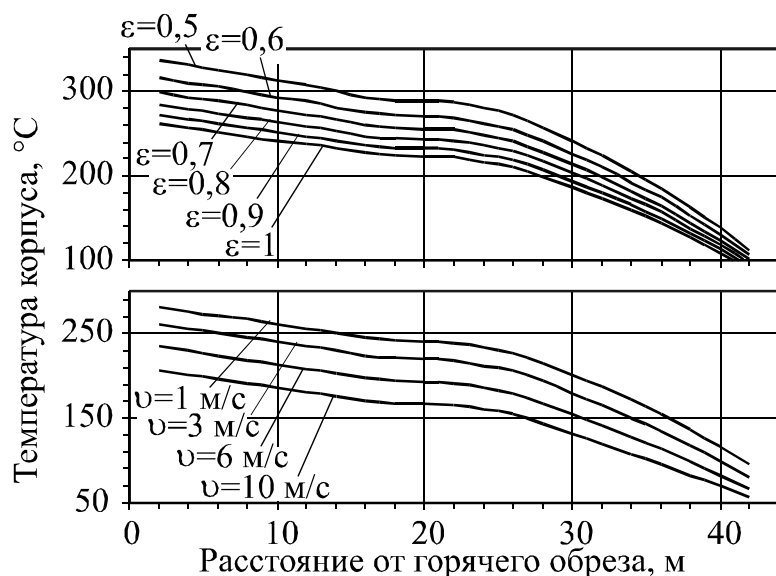


Рис. 1.33. Изменение температуры корпуса вращающейся печи в зависимости от степени черноты ϵ и скорости ветра v

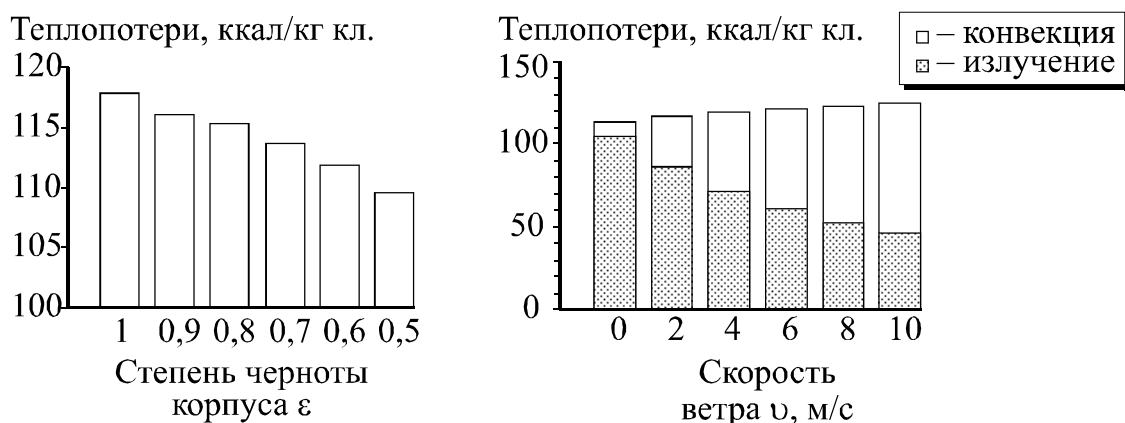


Рис. 1.34. Изменение теплопотерь через корпус вращающейся печи в зависимости от степени черноты ϵ и скорости ветра v

Вызывает интерес структура теплопотерь при изменении скорости ветра. При увеличении скорости ветра теплоотдача конвекцией интенсифицируется, что приводит к снижению температуры корпуса и уменьшению потерь теплоты излучением. В результате происходит перераспределение теплоты между излучением и конвекцией. Поэтому, несмотря на значительное (почти в 10 раз) увеличение теплопотерь конвекцией, общие теплопотери увеличиваются незначительно (на 10 %). Можно сделать вывод, что скорость ветра оказывает незначительное влияние на суммарные теплопотери от корпуса печи и искусственное воздушное охлаждение поверхности корпуса печей не приводит к перерасходу топлива на обжиг.

Степень черноты поверхности вращающейся печи

Степень черноты ϵ стенки вращающейся печи в ряде источников рекомендуется принимать равной 0,82. Согласно данным [57], для обработанной окисленной стальной поверхности интегральная степень черноты принимает значения от 0,76 до 0,94, и для таких поверхностей ϵ практически не зависит от длины волны. Для оксидов и их смесей там же приводятся значения $\epsilon = 0,7...0,85$.

Для уточнения степени черноты корпуса ϵ проведено ее экспериментальное определение на печах Себряковского и Воскресенского («Гигант») цементных заводов. На печи отмечался участок, вдвое-втрое превышающий пятно пирометра. В течение 10...15 оборотов определялась температура участка с установленной на пирометре степенью черноты $\epsilon = 1$, затем рассчитывалась средняя балансовая температура, а по ней – тепловой поток излучения серого тела q_c . Затем на отмеченный участок наносилась органическая смазка, которая через 1...2 мин. выгорала (показания пирометра при этом стабилизировались) и образовывала черную поверхность. Замеры повторялись в течение 10 оборотов печи, и определялся тепловой поток черного тела $q_{ч}$. Степень черноты определялась как отношение этих величин:

$$\epsilon = q_c / q_{ч}. \quad (1.62)$$

В результате двенадцати замеров при температурах корпуса 300...400°C получено значение степени черноты $\epsilon = 0,95 \pm 0,01$. Зависимость степени черноты от температуры установить не удалось – коэффициент корреляции между ними положительный, но меньше статистически значимой границы.

Оценка погрешности определения теплотерь

Можно сделать вывод, что определение потерь теплоты излучением необходимо производить расчетным путем по результатам замеров температуры корпуса пирометром излучения с обязательным условием использования в расчетах той же степени черноты корпуса, которая была на пирометре при замерах. Погрешность получаемого значения при этом полностью определяется погрешностью прибора, которая для разных моделей составляет 3...5%.

Погрешность определения конвективного теплообмена вызывается тремя причинами: неточным определением температуры корпуса из-за неточности задания степени черноты в пирометре; неправильным выбором метода расчета; неточным определением скорости ветра.

Оценка неточности определения температуры произведена следующим способом. Путем моделирования получено распределение температур корпуса при заданной степени черноты ϵ_k , затем было рассчитано распределение температур, которое было бы получено пирометром с выставленным другим значением ϵ_n . Для обоих случаев по разным методикам определялись теплотери. Так, для $\epsilon_k = 0,95$ и $\epsilon_n = 0,82$ средняя разница заданных и определенных температур корпуса составляла 15...20 °С, разница в значении теплотерь конвекцией – 6...8%, а общих – 2,5...3%. Следовательно, неточность значения ϵ , заданного при измерении температуры, на расчет теплотерь конвекцией практически не влияет.

Разница в теплотерях конвекцией, рассчитанных по разным методикам, составляет от 42 до 260 кДж/кг кл., или 10–38% от общих теплотерь (рис. 1.30). Но наибольшее отклонение имеют данные, полученные по моделям свободной термогравитационной конвекции (№ 2) и принудительной конвекции при вращении цилиндра (№ 3). Модели принудительной конвекции при обтекании цилиндра потоком (№ 4) и наложения свободной и вынужденной конвекции (№ 5) дали практически одинаковые результаты. С ними совпадают и общие теплотери, рассчитанные по формуле Гиги (метод № 1). Разница этих трех методик составляет 29 кДж/кг кл., или 4%. Поэтому можно рекомендовать определение теплотерь конвекцией по уравнению, предложенному в этой работе; погрешность при этом будет составлять не более 4%.

При ошибке в задании скорости ветра 2...3 м/с погрешность определения теплотерь, согласно проведенному моделированию будет составлять 2...3%. В целом максимальную погрешность в связи с неточным расчетом конвективного теплообмена можно оценить в 10% от общих теплотерь.

Формулы и номограммы для расчета теплотерь

Предлагается расчет потерь теплоты через корпус вращающейся печи производить по уравнениям:

– при учете ветра

$$q_i = 5,67\varepsilon \left[\left(\frac{t_k}{100} + 2,73 \right)^4 - \left(\frac{t_o}{100} + 2,73 \right)^4 \right] + \left(5,5 + 2v + 0,0077t_k(1 - 0,27v) + \frac{1}{0,45 + vD} \right) (t_k - t_o); \quad (1.63)$$

– при отсутствии ветра

$$q_i = 5,67\varepsilon \left[\left(\frac{t_k}{100} + 2,73 \right)^4 - \left(\frac{t_o}{100} + 2,73 \right)^4 \right] + 7,7(1 + 0,001t_k)(t_k - t_o), \quad (1.64)$$

где q_i – удельные теплотери с 1 м² печи, Вт/м²; t_k, t_o – температура корпуса печи и окружающей среды, °С; v – скорость ветра, м/с; D – диаметр печи, м; ε – степень черноту корпуса печи.

По этим формулам составлены номограммы (рис. 1.35, 1.36), позволяющие по температуре корпуса печи, ее диаметру и скорости ветра определить потери, приходящиеся на 1 м длины печи. Номограммы рассчитаны при степени черноты $\varepsilon = 0,95$. Температура окружающего воздуха t_o на теплотери практически не влияет. При изменении температуры на 10°С они меняются на 2...3%, при изменении на 20° – на 4...5%. Поэтому изменение t_o на номограммах не учитывалось, при расчете принималась $t_o = 0^\circ\text{C}$.

Для определения потерь теплоты Q , отнесенных к килограмму клинкера, потери по участкам суммируют и делят на производительность печи:

$$Q = \frac{\sum q_i L_i}{G_k}, \text{ кДж/кг}; \quad Q = \frac{\sum q'_i L_i}{B_k}, \text{ ккал/кг},$$

где q_i и q'_i – удельные потери на участках, определенные по номограммам; L_i – длины участка, м; G_k – производительность печи, кг/с; B_k – производительность печи, т/ч.

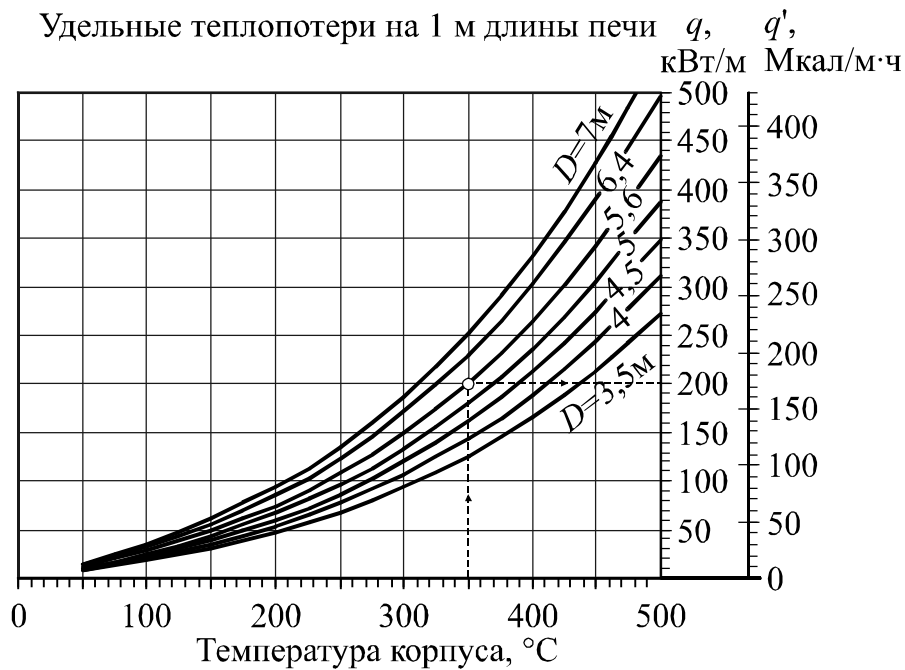


Рис. 1.35. Расчет потерь при отсутствии ветра в зависимости от температуры корпуса и диаметра печи D

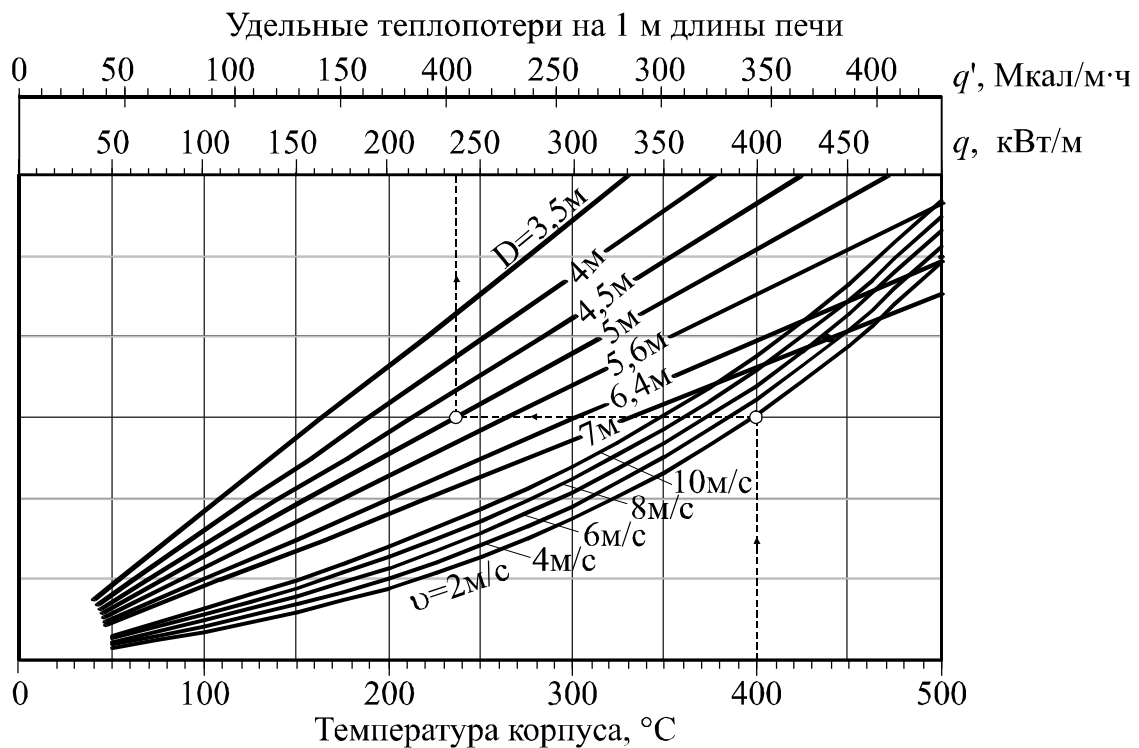


Рис. 1.36. Расчет потерь теплоты при учете скорости ветра и в зависимости от температуры корпуса и диаметра печи D

Пусть, например, диаметр печи $D = 5$ м, производительность $G_k = 20$ кг/с ($B_k = 72$ т/ч), скорость ветра $v = 2$ м/с. Результаты замеров температуры корпуса следующие:

Длина участка L_i , м	10	20	70	70
Температура корпуса t_{ki} , °С	400	300	200	100

Определим теплотери через печи по результатам замеров температуры корпуса.

1-й участок: $q_i = 238$ кВт (порядок определения показан на рис. 1.36);

2-й участок: $q_i = 136$ кВт;

3-й участок: $q_i = 70$ кВт;

4-й участок: $q_i = 27$ кВт.

Потери на 1 кг кл.:

$$Q = \frac{238 \cdot 10 + 136 \cdot 20 + 70 \cdot 70 + 27 \cdot 70}{20} = 596 \text{ кДж/кг.}$$

В среднем при отсутствии ветра расчет теплотерь по предлагаемым формулам и номограммам приводит к значениям, в среднем на 5...10% превышающим расчет по формулам Гиги. При наличии ветра, наоборот, значения теплотерь, рассчитанные по этой методике, значительно ниже.

* * *

В главе предложены методы расчета расхода сырья и производительности печи при двухшламовом питании, рассмотрены особенности расчета выхода технологических газов, предложены методы расчета массы соединений и печных газов на границах технологических зон и на границах зон с интервалом температуры материала 100°С.

Показано, что расчет выхода технологических газов по содержанию оксида алюминия и ППП сырьевой смеси дает сопоставимые результаты с расчетом по титру и ППП. Предложено при обработке данных теплотехнических испытаний объем отходящих газов определять не по их составу, а рассчитывать по нему коэффициент избытка воздуха, по которому затем производить расчет горения топлива и объема отходящих газов.

Рассмотрен расчет теплоемкости сырьевой смеси и клинкера. Показано, что удельная теплоемкость материала в процессе обжига значительно изменяется из-за изменения состава и температуры и составляет от 0,8 до 1,27 кДж/кг·К. Теплоемкость прямо пропорциональна содержанию CaO и SiO₂, обратно – содержанию Al₂O₃; разница теплоемкости материала разного состава составляет до 5%; наибольшее различие наблюдается при температурах свыше 700°C, то есть в горячей части печи.

Произведен анализ способов расчета тепловых балансов. Показано, что при расчетах тепловых балансов по теплосодержанию начальных и конечных материалов необходимо использовать тепловые эффекты реакций и фазовых превращений, взятых для нормальных условий (при температуре 0°C).

На основании моделирования процесса теплопередачи через цилиндрическую стенку и результатов теплотехнических испытаний цементных печей анализируется структура и точность определения потерь теплоты через корпус вращающихся печей.

Показано, что точные значения теплотерь через корпус вращающейся печи могут быть рассчитаны по уравнениям теплоотдачи с использованием замеров температуры корпуса печи, произведенными пирометром излучения. Теплотери необходимо рассчитывать как сумму потерь излучением и конвекцией, используя в расчетах степень черноты, установленную при замерах на пирометре. Максимальная ошибка в результатах при этом не будет превышать 10 %.

В результате моделирования установлено, что обдувание печи ветром незначительно влияет на теплотери через корпус, при увеличении скорости ветра до 10 м/с теплотери увеличиваются на 10%. Экспериментально установлено, что степень черноты корпуса цементной вращающейся печи составляет $0,95 \pm 0,01$.

Предлагаются уравнения и номограммы для расчета теплотерь через корпус в окружающую среду.

Предложенные данные и методы позволяют уточнить технологические и тепловые расчеты высокотемпературных агрегатов цементной и силикатной технологий.

2. ТЕПЛОВЫЕ БАЛАНСЫ ЦЕМЕНТНЫХ ВРАЩАЮЩИХСЯ ПЕЧЕЙ

2.1. МЕТОДИКА РАСЧЕТА МАТЕРИАЛЬНОГО И ТЕПЛОВОГО БАЛАНСА

В табл. 2.1–2.5 предлагается расчет материального и теплового балансов агрегата для обжига клинкера, включающего печь, клинкерный холодильник и запечные теплообменные устройства. Методика составлена с учетом зависимостей, приведенных в подразделах 1.1–1.4. Для ряда незначительных статей, например безвозвратного пылеуноса, или трудно учитываемых, таких, как недожог, в методике использованы упрощенные методы расчета.

От известных методик расчета, представленных в работах [23, 24], предлагаемый способ отличается учетом вида сырьевых материалов. Методика представлена в компактном табличном виде, удобном для использования, и может применяться как для точного расчета вращающихся печей, так и для упрощенных расчетов, при которых из балансов исключается ряд статей, обозначенных в табл. 2.1–2.5 символом «*»: влага воздуха и топлива, затраты теплоты на декарбонизацию уноса и потери теплоты с уносом, теплота, вносимая сырьем и воздухом. Далее в подразделе 2.2 представлены теплотехнические расчеты и методика расчета теплового баланса при недостаточных исходных данных для расчета по предлагаемой полной методике.

Таблица 2.1

Исходные данные для расчета

Обозначение	Размерность	Наименование	Примерное значение
Характеристики сырьевой смеси и клинкера			
W_c	%	Влажность сырьевой смеси	36...42 (мокрый способ); 16...22 (комбинированный); <0,5 (сухой)
ППП _c	%	Потери при прокаливании сырьевой смеси	34...36

Продолжение табл. 2.1

Обозначение	Размерность	Наименование	Примерное значение
T_c	%	Титр сырья (используется для расчета объема технологических газов и ТЭК по варианту Б)	76...80
A_c M_c	%	Содержание Al_2O_3 и MgO в сырьевой смеси (A_c используется в расчете объема технологических газов и ТЭК по вариантам А)	$A_c = 2,5...4,5$ M_c – до 5
C S A F	%	Химический состав клинкера (содержание оксидов CaO , SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 соответственно)	62...67 20...24 4...7 2,5...5
Характеристики твердого и жидкого топлива			
C^p , S^p , H^p , O^p , N^p	%	Рабочий состав топлива	30...70 0,2...5 1...5 1...15 0,4...2
A^p	%	Рабочая зольность топлива	10...35
W^p	%	Рабочая влажность топлива	5...40
$q_{п}$	–	Доля золы твердого топлива, присаживаемая к клинкеру	0,8...1
W_T	%	* Влажность твердого топлива, подаваемого на сушку	До 10
Параметры газообразного топлива			
$C_m H_n^T$, H_2^T , H_2S^T , CO_2^T , CO^T, N_2^T , O_2^T		Состав газообразного топлива, об. %;	CH_4 – 86...99, $C_2H_6 < 2$; C_3H_8 и тяжелее < 1 ; $N_2 < 2$; $CO_2 < 0,3$
d^T	кг/м ³	* Влажностное содержание газообразного топлива	0,01
Характеристики процесса горения			
α	–	Коэффициент избытка воздуха, может быть определен по данным газового анализа по формулам (2.14), (2.17) или (2.18)	1,05...1,2
d	кг/кг	* Влажностное содержание воздуха	0,01
CO	%	* Содержание CO в отходящих газах	0 (газообразное топливо), до 2 (твердое)

Обозначение	Размерность	Наименование	Примерное значение
Характеристики пылеуноса			
$k_{\text{ун}}^{\text{общ}}$	%	Общее количество пылеуноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси	До 40...60
$k_{\text{б.ун}}$	%	* Количество безвозвратного уноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси	0,5...3
$k_{\text{дек.ун}}$		* Степень декарбонизации уноса, может быть рассчитано по потерям при прокаливании уноса $\text{ППП}_{\text{ун}}$ $k_{\text{дек.ун}} \approx \frac{\text{ППП}_{\text{ун}} - 0,353A_c}{\text{ППП}_c - 0,353A_c}$	0,3...0,6
Температуры			
$t_{\text{о.г}}$	°С	Температура отходящих газов	180...240 (мокрый и комбинированный способ), 300...400 (сухой способ)
$t_{\text{в}}$	°С	* Температура первичного воздуха и воздуха, подаваемого в холодильник	0...30
$t_{\text{с}}$	°С	* Температура сырья	0...30
$t_{\text{т}}$	°С	* Температура топлива	0...50
$t_{\text{в.ун}}$	°С	Температура возвращаемого пылеуноса	50
Потери в окружающую среду через корпус печи и холодильника			
$q_{\text{о.с}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	Рассчитываются по данным замеров (см. подраздел 1.4) или принимаются (см. с. 50)	400...1000
Характеристики клинкерного холодильника (вариант А)			
$t_{\text{кл}}$	°С	Температура клинкера, выходящего из холодильника	300...500 (рекуператорный), 70...150 (колосниковый)
$V_{\text{изб.в}}$	$\text{м}^3/\text{кг кл.}$	Объем избыточного (аспирационного) воздуха	0 (рекуператорный), 0,5...1,5 (колосниковый)
$t_{\text{изб.в}}$	°С	Температура избыточного (аспирационного) воздуха	100...150 (колосниковый)
Характеристики клинкерного холодильника (вариант Б)			
$\eta_{\text{х}}$	–	КПД холодильника	0,55...0,7 (рекуператорный) 0,7...0,9 (колосниковый)

Обозначение	Размерность	Наименование	Примерное значение
Теплоемкости (принимаются по табл. 1.12, 2.6, рис. 1 или табл. 1–2 приложения)			
c_{CO_2}	кДж/м ³	Теплоемкости газов	1,80
c_{O_2}			1,34
c_{H_2O}			1,52
c_{N_2}			1,30
			(при 200°С)
c_v	кДж/м ³	* Теплоемкость воздуха	1,30 (0°С)
c_T	кДж/м ³ кДж/кг	* Теплоемкость топлива	1,54 (газ) 1,88...2,05 (жидкое) 1+0,0032W ^P (твердое)
c_c	кДж/кг	* Теплоемкость сухого сырья	0,9 (0°С)
c_W	кДж/кг	* Теплоемкость воды	4,19 (0°С)
$c_{кл}$	кДж/кг	Теплоемкость клинкера	0,79 (100°С) 0,89 (400°С)
$c_{ун}$	кДж/кг	* Теплоемкость уноса	1,0 (50°С)
c_z	кДж/кг	* Теплоемкость золы твердого топлива	0,8 (200°С)

Расчет свойств веществ

Плотность газообразного топлива¹, кг/м³,

$$\rho_T = 0,01[0,0446(12,01m + 1,008n)C_m H_n^T + 0,09H_2^T + 1,539H_2S^T + 1,977CO_2^T + 1,25CO^T + 1,25N_2^T + 1,428O_2^T]. \quad (2.1)$$

Теплота сгорания топлива:

– твердого и жидкого, кДж/кг,

$$Q_H^P = 339C^P + 1226H^P - 109(O^P - S^P) - 25(9H^P + W^P); \quad (2.2)$$

– газообразного², кДж/м³,

$$Q_H^P = 10[(20m + 3,95n)C_m H_n^T + 12,64CO + 10,8H_2 + 23,65H_2S]. \quad (2.3)$$

¹ Плотность углеводородов, кг/м³: CH₄ – 0,717; C₂H₆ – 1,342; C₃H₈ – 1,967; C₄H₁₀ – 2,598; C₅H₁₂ – 3,219; C₂H₄ – 1,260; C₃H₆ – 1,915; C₄H₈ – 2,503; C₆H₆ – 3,485; C₂H₂ – 1,173

² Низшая рабочая теплота сгорания углеводородов, МДж/м³: CH₄ – 35,82; C₂H₆ – 63,75; C₃H₈ – 91,41; C₄H₁₀ – 118,0; C₅H₁₂ – 146,0; C₂H₄ – 59,07; C₃H₆ – 86,01; C₄H₈ – 113,2; C₆H₆ – 140,0; C₂H₂ – 56,0

Таблица 2.2

Расчет горения твердого и жидкого топлива

Вход	Выход
1. Топливо x_T (1 кг); $M_T = 1$ 2. Действительный расход воздуха $L_{\text{возд}}^{\text{д}} = 0,0889\alpha(C^{\text{P}} + 0,375S^{\text{P}}) +$ $+ 0,265H^{\text{P}} - 0,03333O^{\text{P}}$ $M_{\text{возд}}^{\text{д}} = 1,293 L_{\text{возд}}^{\text{д}}$ 3*. Влага воздуха $M_{\text{Wвозд}} = M_{\text{возд}}^{\text{д}} d$	1. Продукты горения $L_{\text{RO}_2}^{\text{пр.г}} = 0,01866(C^{\text{P}} + 0,375S^{\text{P}});$ $L_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}} = 0,111H^{\text{P}} + 0,0124W^{\text{P}} +$ $+ 1,24M_{\text{Wвозд}};$ $L_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}} = 0,21 (1 - 1/\alpha) L_{\text{возд}}^{\text{д}};$ $L_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}} = 0,79 L_{\text{возд}}^{\text{д}} + 0,008N^{\text{P}};$ $M_{\text{RO}_2}^{\text{пр.г}} = 1,977L_{\text{CO}_2}^{\text{пр.г}}; M_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}} = 1,25L_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}}$ $M_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}} = 1,428L_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}}; M_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}} = 0,805L_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}}$ 2. Невязка $M_{\text{вх}} - M_{\text{вых}}$
Всего: $M_{\text{вх}} = 1 + M_{\text{возд}}^{\text{д}} + M_{\text{Wвозд}}$	Всего: $M_{\text{вых}} = M_{\text{CO}_2}^{\text{пр.г}} + M_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}} + M_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}} + M_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}}$

Примечание. $[L] = \text{м}^3/\text{кг}$ топлива; $[M] = \text{кг}/\text{кг}$ топлива.

Таблица 2.3

Расчет горения газообразного топлива

Вход	Выход
1. Топливо x_T (1 м ³); $M_T = \rho_T x_T$ 2*. Влага топлива $M_{\text{Wтопл}} = d^{\text{T}}$ 3. Действительный расход воздуха $L_{\text{возд}}^{\text{д}} = 0,0476 \alpha [0,2\text{CO}^{\text{T}} + 1,5\text{H}_2\text{S}^{\text{T}} +$ $\sum(m + n/4)C_m\text{H}_n^{\text{T}} - \text{O}_2^{\text{T}}];$ $M_{\text{возд}}^{\text{д}} = 1,293L_{\text{возд}}^{\text{д}}$ 4*. Влага воздуха $M_{\text{Wвозд}} = M_{\text{возд}}^{\text{д}} d$	1. Продукты горения $L_{\text{RO}_2}^{\text{пр.г}} = 0,01(\text{CO}_2^{\text{T}} + \text{CO}^{\text{T}} + \text{H}_2\text{S}^{\text{T}} +$ $+ \sum m C_m\text{H}_n^{\text{T}});$ $L_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}} = 0,01(\text{H}_2^{\text{T}} + \text{H}_2\text{S}^{\text{T}} +$ $+ \sum \frac{n}{2} C_m\text{H}_n^{\text{T}}) + d^{\text{T}} + 1,24M_{\text{Wвозд}};$ $L_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}} = 0,21 (1 - 1/\alpha) L_{\text{возд}}^{\text{д}};$ $L_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}} = 0,79 L_{\text{возд}}^{\text{д}} + 0,01N_2^{\text{T}};$ $M_{\text{RO}_2}^{\text{пр.г}} = 1,977L_{\text{CO}_2}^{\text{пр.г}}; M_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}} = 1,25L_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}}$ $M_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}} = 1,428L_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}}; M_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}} = 0,805L_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}}$ 2. Невязка $M_{\text{вх}} - M_{\text{вых}}$
Всего: $M_{\text{вх}} = M_T + M_{\text{Wтопл}} + M_{\text{возд}}^{\text{д}} + M_{\text{Wвозд}}$	Всего: $M_{\text{вых}} = M_{\text{CO}_2}^{\text{пр.г}} + M_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}} + M_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}} + M_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}}$

Примечание. $[L] = \text{м}^3/\text{м}^3$ топлива; $[M] = \text{кг}/\text{м}^3$ топлива/

Материальный баланс цементной печи

Вход	Выход
<p>1. Топливо x_T, м³(кг)/кг кл.; $g_T = M_T x_T$ (твердое и жидкое топливо – кг, газообразное – м³; является неизвестной величиной или задается по результатам испытаний)</p> <p>2*. Влага топлива</p> <p>А. Для газообразного топлива</p> $g_{W_{\text{топл}}} = x_T d$ <p>Б. Для твердого топлива (из угле-сушильной установки)</p> $g_{W_{\text{топл}}} = d' x_T, \text{ где } d' = \frac{W_T - W^P}{100 - W_T}$ <p>3. Сухая сырьевая смесь (шлам)</p> <p>А. Для твердого и жидкого топлива</p> $g_{\text{сух.с}} = \frac{1 - 0,01 q_{\text{п}} x_T A^P}{(1 - 0,01 \text{ППП}_c) (1 - 0,01 q_{\text{ун}})}$ <p>Б. Для газообразного топлива</p> $g_{\text{сух.с}} = \frac{1}{(1 - 0,01 \text{ППП}_c) (1 - 0,01 q_{\text{ун}})}$ <p>4. Физическая влага сырья</p> $g_{W_{\text{ф}}} = \frac{W_c}{100 - W_c} g_{\text{сух.с}}$ <p>5. Воздух</p> $v_{\text{возд}}^{\text{д}} = L_{\text{возд}}^{\text{д}} x_T; \quad g_{\text{возд}}^{\text{д}} = M_{\text{возд}}^{\text{д}} x_T$ <p>6*. Влага воздуха</p> $g_{W_{\text{возд}}} = M_{W_{\text{возд}}} x_T$	<p>1. Клинкер, 1 кг</p> <p>2. Отходящие газы</p> $g_{\text{O}_2}^{\text{о.г}} = M_{\text{O}_2}^{\text{пр.г}} x_T;$ $g_{\text{N}_2}^{\text{о.г}} = M_{\text{N}_2}^{\text{пр.г}} x_T;$ <p>А. Расчет по A_c и ППП_c</p> $g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{о.г}} = g_{W_{\text{ф}}} + 0,00353 A_c g_{\text{сух.с}} + M_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}} x_T + g_{W_{\text{топл}}} + g_{W_{\text{возд}}};$ $g_{\text{CO}_2}^{\text{о.г}} = 0,01 [\text{ППП}_c - 0,353 A_c - 0,01 \times (1 - k_{\text{дек.ун}}) q_{\text{б.ун}} \text{ППП}_c] g_{\text{сух.с}} + M_{\text{RO}_2}^{\text{пр.г}} x_T;$ <p>Б. Расчет по T_c и ППП_c</p> $g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{о.г}} = g_{W_{\text{ф}}} + 0,01 (\text{ППП}_c - 0,44 T_c) \times g_{\text{сух.с}} + M_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{пр.г}} x_T + g_{W_{\text{топл}}} + g_{W_{\text{возд}}}$ $g_{\text{CO}_2}^{\text{о.г}} = 0,01 [0,44 T_c - 0,01 (1 - k_{\text{дек.ун}}) \times q_{\text{б.ун}} \text{ППП}_c] g_{\text{сух.с}} + M_{\text{RO}_2}^{\text{пр.г}} x_T;$ $v_{\text{O}_2}^{\text{о.г}} = 0,7 g_{\text{O}_2}^{\text{о.г}};$ $v_{\text{N}_2}^{\text{о.г}} = 0,8 g_{\text{N}_2}^{\text{о.г}};$ $v_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{о.г}} = 1,24 g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{о.г}}$ $v_{\text{CO}_2}^{\text{о.г}} = 0,506 g_{\text{CO}_2}^{\text{о.г}}$ <p>3*. Безвозвратный унос</p> $g_{\text{б.ун}} = 0,01 (1 - 0,01 k_{\text{дек.ун}} \text{ППП}_c)$ <p>4*. Унос золы топлива</p> $g_{\text{ун.з}} = 0,01 (1 - q_{\text{п}}) x_T A^P$ <p>4. Невязка $g_{\text{вх}} - g_{\text{вых}}$</p>
<p>Всего: $g_{\text{вх}} = g_T + g_{W_{\text{топл}}} + g_{\text{сух.с}} + g_{W_{\text{ф}}} + g_{\text{возд}}^{\text{д}} + g_{W_{\text{возд}}}$</p>	<p>Всего: $g_{\text{вых}} = 1 + g_{\text{O}_2}^{\text{о.г}} + g_{\text{N}_2}^{\text{о.г}} + g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{о.г}} + g_{\text{CO}_2}^{\text{о.г}} + g_{\text{б.ун}} + g_{\text{ун.з}}$</p>

Примечания: 1. $[v] = \text{м}^3/\text{кг кл.}$; $[g] = \text{кг}/\text{кг кл.}$;

2. Расход возвращаемого пылеуноса определяется по выражению

$$g_{\text{в.ун}} = 0,01 g_{\text{сух.с}} [k_{\text{ун}}^{\text{общ}} - k_{\text{б.ун}} (1 - 0,01 k_{\text{дек.ун}} \text{ППП}_c)].$$

Тепловой баланс цементной печи с клинкерным холодильником

Приход теплоты, кДж/кг кл.	Расход теплоты, кДж/кг кл.
1. Теплота горения топлива $q_{\Gamma} = Q_{\text{H}}^{\text{p}} x_{\Gamma}$	1. Тепловой эффект клинкерообразования А. Расчет по A_c и ППП_c $q_{\text{TЭЖ}} = g_{\text{сух.с}}(1 - 0,01q_{\text{б.ун}})(40,5\text{ППП}_c - 0,94A_c - 13,3M_c) + 2,39C - 25,5S - 4,48A - 3,16F$; Б. Расчет по T_c и ППП_c $q_{\text{TЭЖ}} = g_{\text{сух.с}}(1 - 0,01q_{\text{б.ун}})(37,75\text{ППП}_c + 1,18T_c - 13,3M_c) + 2,39C - 25,5S - 4,48A - 3,16F$
2*. Теплосодержание топлива $q_{\Gamma} = (c_{\Gamma} x_{\Gamma} + c_W g_{W\text{топл}}) t_{\Gamma}$	2. Испарение влаги $q_{\text{исп}} = 2500g_{W\text{ф}}$
3*. Теплосодержание сырья $q_c = (c_c g_{\text{сух.с}} + c_W g_{W\text{ф}}) t_c$	3. Отходящие газы $q_{\text{о.г}} = (c_{\text{CO}_2} v_{\text{CO}_2}^{\text{о.г}} + c_{\text{O}_2} v_{\text{O}_2}^{\text{о.г}} + c_{\text{H}_2\text{O}} v_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{о.г}} + c_{\text{N}_2} v_{\text{N}_2}^{\text{о.г}}) t_{\text{о.г}}$
4*. Теплосодержание воздуха $q_{\text{в}} = (c_{\text{в}} v_{\text{возд}} + c_{\text{H}_2\text{O}} v_{W\text{возд}}) t_{\text{в}}$	4. Потери с безвозвратным уносом А. Расчет по A_c и ППП_c $q_{\text{б.ун}} = [c_{\text{ун}} t_{\text{о.г}} + ((40,5\text{ППП}_c - 14,28A_c + 30,85M_c)k_{\text{дек.ун}} + 13,34A_c)g_{\text{сух.с}}]q_{\text{б.ун}}$; Б. Расчет по T_c и ППП_c $q_{\text{б.ун}} = q_{\text{б.ун}}c_{\text{ун}}t_{\text{о.г}} + 0,00178T_c k_{\text{дек.ун}} g_{\text{сух.с}} k_{\text{б.ун}}$
	5*. Потери с уносом золы $q_{\text{ун.з}} = g_{\text{ун.з}} c_z t_{\text{о.г}}$
	5. Нагрев возвращаемого уноса $q_{\text{в.ун}} = g_{\text{в.ун}} c_{\text{ун}} (t_{\text{о.г}} - t_{\text{в.ун}})$
	6*. Потери от недожога топлива $q_{\text{нед}} = 126,4C(v_{\text{CO}_2}^{\text{о.г}} + v_{\text{O}_2}^{\text{о.г}} + v_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{о.г}} + v_{\text{N}_2}^{\text{о.г}})$
	8. Потери теплоты в холодильнике А. Расчет по КПД $q_x = 1236(1 - \eta_x)$ Б. Расчет по потерям с клинкером и воздухом $q_x = c_{\text{кл}} t_{\text{кл}} + v_{\text{изб.в}} t_{\text{изб.в}} c_{\text{в}}$
	9. Потери в окружающую среду $q_{\text{о.с.}}$
	10. Невязка $q_{\text{пр}} - q_{\text{расх}}$
Всего: $q_{\text{пр}} = q_{\Gamma} + q_{\Gamma} + q_c + q_{\text{в}}$	Всего: $q_{\text{расх}} = q_{\text{TЭЖ}} + q_{\text{исп}} + q_{\text{о.г}} + q_{\text{б.ун}} + q_{\text{в.ун}} + q_{\text{нед}} + q_x + q_{\text{о.с}}$

При определении неизвестного расхода топлива x_T аналитическим методом составляется уравнение теплового баланса $q_{пр} = q_{расх}$, в которое вносятся все статьи прихода и расхода, и из уравнения выражается величина x_T

$$x_T = \frac{a}{b}, \quad (2.4)$$

где

$$a = 0,506(c_{CO_2} t_{0.г} + 126,4CO)g'_{CO_2} + 1,24(c_{H_2O} t_{0.г} + 126,4CO)g'_{H_2O} + q_{ТЭК} + q_{исп} + q_{б.ун} + q_{ун.з} + q_{в.ун} + q_x + q_{o.c} - c_W g_{W_{топл}} t_T - q_c - c_{H_2O} v_{W_{возд}} t_B;$$

$$b = Q_H^p + c_T t_T + c_B L_{возд}^D t_B - (c_{CO_2} t_{0.г} + 126,4CO)L_{RO_2}^{пр.г} - (c_{O_2} t_{0.г} + 126,4CO)L_{O_2}^{пр.г} - (c_{H_2O} t_{0.г} + 126,4CO)L_{H_2O}^{пр.г} - (c_{N_2} t_{0.г} + 126,4CO)L_{N_2}^{пр.г},$$

g'_{CO_2} и g'_{H_2O} – выражения для расчета соответственно $g_{RO_2}^{пр.г}$ и $g_{H_2O}^{пр.г}$ из табл. 2.4, в которых исключены слагаемые $M_{RO_2}^{пр.г} x_T$ и $M_{H_2O}^{пр.г} x_T$, относящихся к продуктам горения.

Расчет расхода топлива по выражению (2.4) при алгоритмизации расчета не очень удобен, так как изменение методики расчета приводит к необходимости корректировать коэффициенты a и b , а реализация нескольких вариантов расчета тепловых балансов – к получению этих коэффициентов для каждого варианта расчета. Поэтому в программных средствах неизвестный расход топлива целесообразно определять численным решением уравнения

$$q_{пр} = q_{расх} \equiv q_{пр} - q_{расх} = 0.$$

Зависимость невязки от расхода топлива имеет линейный вид (рис. 2.1), поэтому наиболее эффективно численное решение уравнения теплового баланса проводить методом хорд [17], алгоритм которого представлен на рис. 2.2.

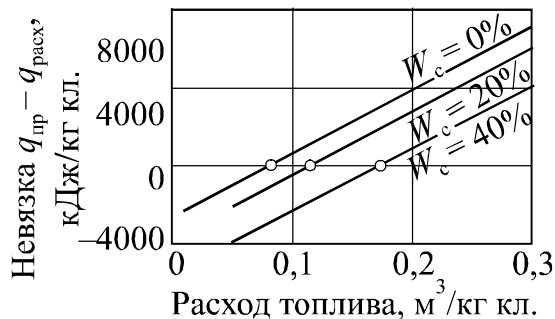


Рис. 2.1. Невязка теплового баланса в зависимости от значения расхода топлива при различной влажности сырьевого шлама

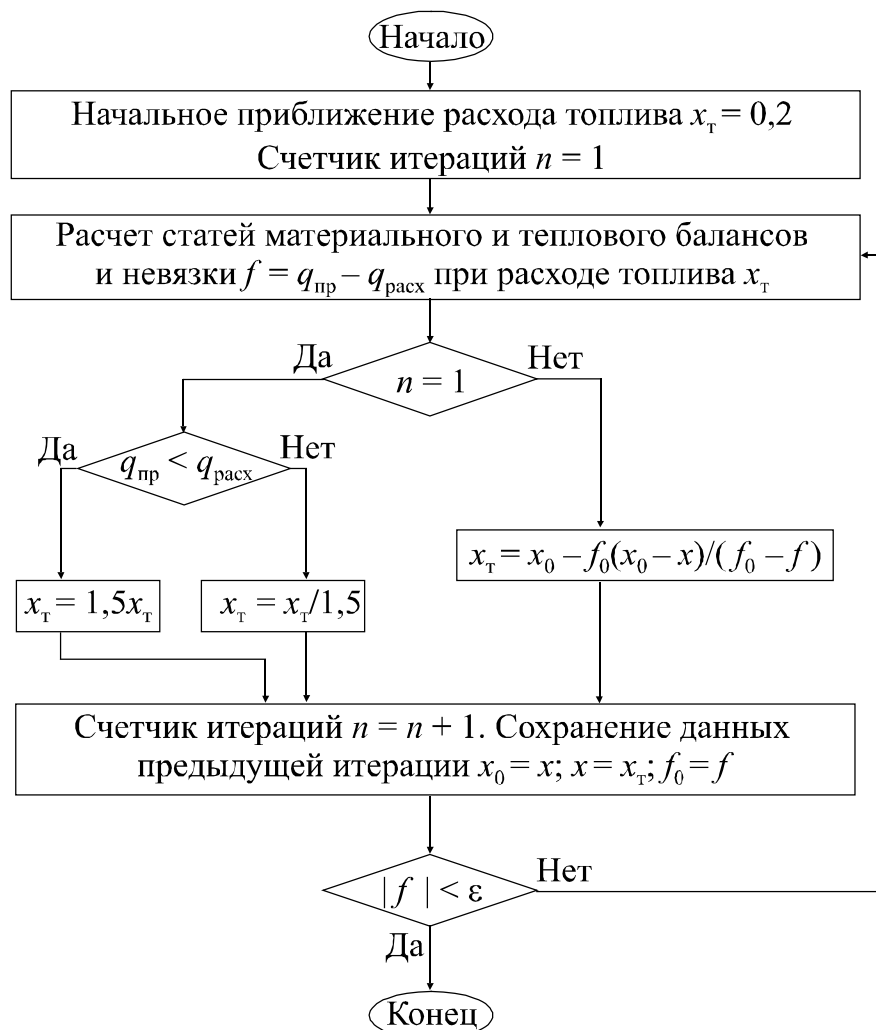


Рис. 2.2. Алгоритм расчета расхода топлива

Решение уравнения теплового баланса численным методом позволяет реализовывать сложные многовариантные расчеты и повышает надежность получаемых результатов, так как решение всегда соответствует отсутствию невязки теплового баланса.

После определения расхода топлива окончательно определяются статьи и формируются таблицы материального и теплового балансов. В таблицы материального баланса включают расходы материалов, кг/кг кл., и в процентом содержании по отношению к сумме входных статей, для газов может быть приведен объемный расход в м³/кг клинкера. В таблицы теплового баланса дополнительно к статьям с размерностью кДж/кг кл. могут быть включены значения статей в различных размерностях (ккал/кг кл., кг усл. топл/т кл.) и в процентах по отношению к сумме приходных статей баланса.

По найденному расходу натурального топлива x_T определяется расход условного топлива:

$$G_{\text{усл.т}} = \frac{Q_{\text{н}}^{\text{р}} x_T}{7 \cdot 4,187} = 0,0341 Q_{\text{н}}^{\text{р}} x_T, \text{ кг/т кл.} \quad (2.5)$$

Эффективность процесса обжига оценивается с помощью КПД печи. Тепловой КПД определяет отношение теплоты, затраченной на процессы, происходящие в печи, ко всей теплоте, внесенной в печь, то есть характеризует потери теплоты:

$$\eta_{\text{тепл}} = \frac{q_{\text{ГЭК}} + q_{\text{исп}}}{q_{\text{пр}}} 100\% = 1 - \frac{q_{\text{о.г}} + q_{\text{б.ун}} + q_{\text{в.ун}} + q_{\text{нед}} + q_{\text{x}}}{q_{\text{пр}}} 100\%. \quad (2.6)$$

Технологический КПД определяет отношение теоретически необходимой теплоты на получение клинкера к теплоте, полученной от сгорания топлива:

$$\eta_{\text{техн}} = \frac{q_{\text{ГЭК}}}{q_{\text{г}}} 100\%. \quad (2.7)$$

2.2. ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ В УСЛОВИЯХ НЕДОСТАТКА КОНТРОЛЬНОЙ ИНФОРМАЦИИ

Процесс обжига клинкера характеризуется высокой степенью энергоемкости и сложности, обусловленной большим количеством протекающих в печи взаимосвязанных процессов. Повышение эффективности работы оборудования достигается при внедрении в производство информационных систем контроля и анализа технологического процесса обжига клинкера, одной из функций которых является теплотехнический анализ текущего состояния печи. Но в большинстве случаев на отечественных заводах для оперативного проведения такого анализа отсутствует необходимая контрольная информация. В разделе предлагаются методы теплотехнического расчета печей в условиях недостаточности информации для расчетов по традиционным методикам, изложенным в работах [23, 24] и подразделе 2.1.

Необходимо отметить, что предлагаемые упрощенные методы предназначены не для облегчения расчетов, что в настоящее время в связи с развитием вычислительной техники потеряло актуальность, а для случаев, когда для расчета по полным методикам отсутствуют исходные данные.

Объем и теплосодержание продуктов горения и отходящих газов

Для расчета состава и теплосодержания отходящих газов необходимо знать состав топлива, сжигаемого в печи. Состав природного газа, получаемого цементными заводами, периодически изменяется. Например, на Белгородском цементном заводе в природном газе в течение года содержание CН_4 изменялось от 83 до 91,5%, а теплота сгорания газа – от 32 230 до 33 400 кДж/м³, что составляет более 3,5%. Точный состав газа на заводах не устанавливается, а периодически определяется только теплота его сгорания. Но теплота сгорания зависит от состава газа, и поэтому по ней может быть определен и ряд других характеристик горения топлива.

Характеристики природного газа различных месторождений, рассчитанные по составам, приведенным в справочнике [58], изменяются в следующих пределах:

– теоретический расход воздуха для горения

$$V_{\text{в}}^0 = 9,49 \pm 0,22 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

– выход углекислого газа при сгорании топлива

$$\sum n\text{C}_n\text{H}_m^{\text{T}} = 101,4 \pm 4,1\%;$$

– выход содержащихся в топливе CO_2 и негорючих газов

$$\sum n\text{C}_n\text{H}_m^{\text{T}} + V_{\text{н.г}}^{\text{T}} = 102,8 \pm 5,4\%.$$

Для попутного газа и другого газообразного топлива (свойства которых взяты из работы [59]) разброс этих значений возрастает. Но для всех видов газообразного топлива может быть получена зависимость характеристик горения от теплоты сгорания $Q_{\text{н}}^{\text{p}}$, МДж/м³ (рис. 2.3):

$$V_{\text{в}}^0 = 5,2 + 0,12 Q_{\text{н}}^{\text{p}}; \quad (2.8)$$

$$\sum n\text{C}_n\text{H}_m^{\text{T}} = 3 Q_{\text{н}}^{\text{p}}; \quad (2.9)$$

$$\sum n\text{C}_n\text{H}_m^{\text{T}} + V_{\text{н.г}}^{\text{T}} = 4,66 Q_{\text{н}}^{\text{p}} - 60. \quad (2.10)$$

Теоретический объем воздуха на горение для твердого и жидкого топлива имеет вид (рис. 2.4)

$$V_{\text{в}}^0 = 0,266 Q_{\text{н}}^{\text{p}}. \quad (2.11)$$

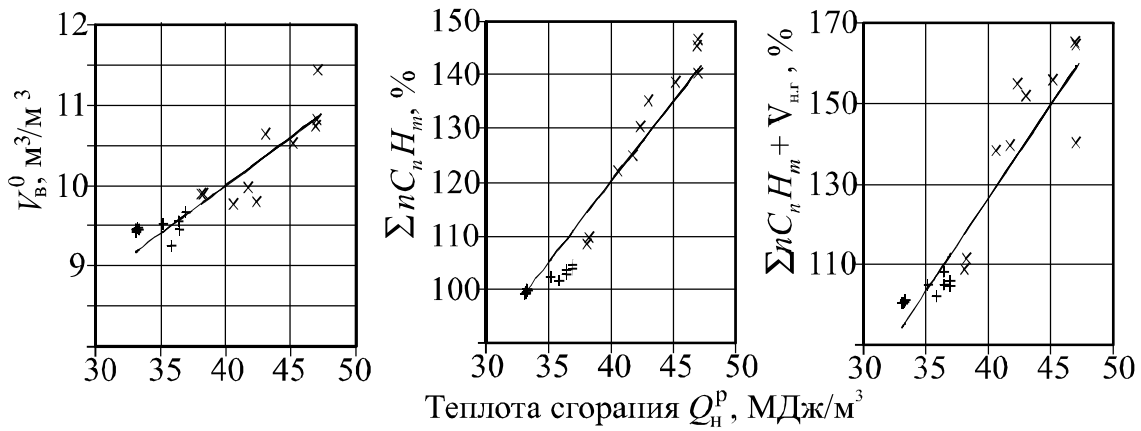


Рис. 2.3. Зависимость характеристик горения газообразного топлива от его теплоты сгорания: + – природный газ; × – попутный газ

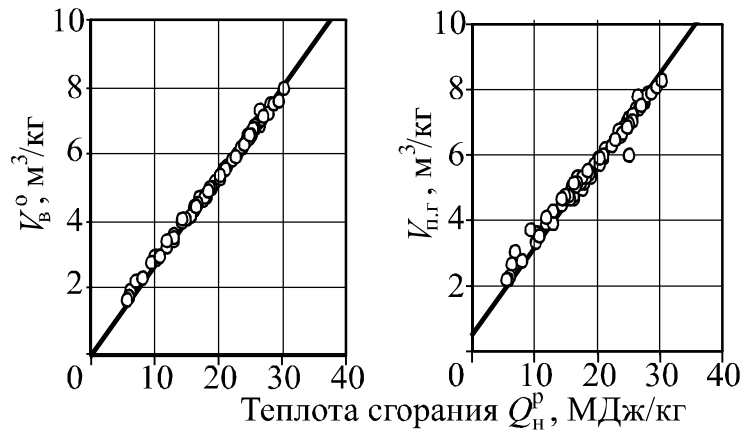


Рис. 2.4. Зависимость теоретического расхода воздуха на горение и объема отходящих газов для твердого и жидкого топлива

Анализируя характеристики горения топлива, можно заметить, что состав продуктов горения и воздуха, подаваемого на горение, отличается на постоянную величину: $1 \text{ м}^3/\text{м}^3$ – для газообразного топлива, $0,5 \text{ м}^3/\text{кг}$ – для жидкого и твердого топлива. Поэтому действительный выход продуктов горения $V_{п.г.}^д, \text{ м}^3/\text{м}^3(\text{кг})$ топл., может быть рассчитан по следующей приближенной формуле:

$$V_{п.г.}^д = \Delta V + 0,266 \alpha Q_H^p \quad (2.12)$$

где α – коэффициент избытка воздуха; $\Delta V = 1$ для газообразного топлива, $\Delta V = 0,5$ для твердого и жидкого топлива.

Выражения (2.8)–(2.12) отличаются от формул М. Б. Равича, представленных в работе [60], более широким диапазоном применения и в среднем в 2 раза более высокой точностью. Для твердого топлива они могут использоваться не только для каменных углей, но и для антрацитов, бурых углей и сланцев. Для газообразного топлива они кроме природного газа могут применяться для попутных газов и продуктов газификации. Таким образом они могут использоваться на практике наравне с формулами М. Б. Равича.

Отходящие газы $V_{o.g}$ состоят из продуктов горения $V_{п.г}$, включающих избыточный воздух, технологические газы V_T и физическую влагу $V_{ф.вл}$. Теплоемкость продуктов полного сгорания различных углеводородов и твердого топлива практически не отличается друг от друга (табл. 2.6) и поэтому может быть усреднена. Для технологических газов можно пренебречь гидратной влагой и для расчета их теплоемкости использовать теплоемкость CO_2 .

Таблица 2.6

Теплоемкость газов, $kJ/m^3 \cdot K$

Температура, °C	Продукты горения		CO ₂	H ₂ O	Сухой воздух
	углево- дородов	твердого то- плива [59]			
0	1,36	1,36...1,38	1,60	1,49	1,30
100	1,38	1,37...1,40	1,70	1,51	1,30
200	1,39	1,38...1,42	1,79	1,52	1,31
300	1,40	1,40...1,44	1,86	1,54	1,31
400	1,42	1,42...1,47	1,93	1,57	1,33
500	1,44	1,44...1,49	1,99	1,59	1,34

В диапазоне температур, характерных для отходящих газов цементных печей, теплоемкость их составляющих меняется не более чем на 5...10%. В результате теплоемкость продуктов горения может быть принята равной $c_{п.г} = 1,4 \text{ кДж/м}^3$; с учетом средней теплоемкости водяных паров $c_W = 1,5 \text{ кДж/м}^3$ теплота отходящих газов принимает следующий вид:

$$Q_{o.g} = t_{o.g}(1,4V_{п.г} + 1,8V_T + 1,5V_{ф.вл}). \quad (2.13)$$

Расчет коэффициента избытка воздуха по содержанию кислорода в отходящих газах

Для анализа теплотехнической работы высокотемпературных агрегатов, и в частности печей для обжига цементного клинкера, необходимо иметь информацию о режиме горения топлива, в том числе о коэффициенте избытка воздуха α , подаваемого на горение (под которым понимается соотношение действительного объема воздуха к объему, теоретически необходимому для полного сжигания топлива). При повышении значения α из-за большего количества воздуха, подаваемого в печь, увеличивается расхода топлива и снижаются температура горения и производительность печи (см. подразделы 3.2 и 4.4). При уменьшении α ниже допустимого предела часть топлива не смешивается с воздухом и не сгорает, что также приводит к увеличению расхода топлива. Оптимальное значение α составляет 1,05...1,08 для газообразного топлива, 1,1 – для жидкого и 1,1...1,15 – для твердого.

Расчет коэффициента избытка воздуха α в действующих печах производится по составу отходящих газов, определяемому стационарной или переносной аппаратурой. Для расчета коэффициента избытка воздуха используются данные газового анализа, расчет производится по азотной формуле [61], определяющей соотношение общего содержания азота в отходящих газах и содержание азота в теоретически необходимом воздухе для горения с учетом недожога части топлива

$$\alpha = \frac{1}{1 - 3,76 \frac{O_2 - (0,5CO + 2CH_4 + 0,5H_2)}{N_2}} \quad (2.14)$$

Для использования формулы (2.14) необходима информация о содержании в газах кислорода O_2 , углекислого газа CO_2 , азота N_2 и продуктов недожога CO , CH_4 , H_2 . Так как газоанализаторы для N_2 обычно не применяются, содержание азота рассчитывается как остаток от содержания остальных газов:

$$N_2 = 100 - (O_2 + CO_2 + CO + CH_4 + H_2).$$

Таким образом выражение (2.14) неприменимо при наличии в отходящих газах составляющих, содержание которых не определяется. Другим источником погрешности является наличие паров

воды в газах, поступающих в газоанализатор, тогда как в формулу (2.14) входит состав сухих газов. Для учета водяных паров предлагается использовать поправку на влажность [62].

Для расчета α также можно использовать кислородную и углекислотную формулы [61], но они обладают заметной погрешностью и не могут применяться в цементном производстве, так как не учитывают наличия в отходящих газах технологического CO_2 .

Система контроля на многих отечественных заводах включает стационарные газоанализаторы только на кислород, что исключает возможность использования выражения (2.14). Большинство переносных газоанализаторов рассчитано на измерение состава продуктов горения; они производят измерение содержания кислорода и продуктов недожога, по которым рассчитывают содержание CO_2 и коэффициент избытка воздуха. Отходящие газы цементных печей содержат значительное количество технологического CO_2 , выделившегося из сырья. Поэтому показатели, получаемые в газоанализаторах путем расчета, в значительной мере отличаются от реальных.

В этой связи предлагается метод расчета коэффициента избытка воздуха при сжигании газообразного топлива в условиях неполной информации о составе отходящих газов.

Отходящие газы, охлажденные до температуры окружающей среды, включают ($\text{м}^3/\text{кг}$ кл.):

– водяные пары $V_{\text{H}_2\text{O}}$, не сконденсировавшиеся при охлаждении газов, при условии их нахождения в газах в состоянии насыщения. Согласно табличным данным, приведенным в работе [62], содержание насыщенных водяных паров в процентах по отношению к объему сухих газов можно описать уравнением

$$\text{H}_2\text{O}^{\text{нас}} = 0,64 + 0,017t_{\text{г.а}} + 0,0031 t_{\text{г.а}}^2, \quad (2.15)$$

а поправочный коэффициент на влажность газов уравнением

$$k_w = 1 + 0,01 \text{H}_2\text{O}^{\text{нас}} = 1,006 + 1,7 \cdot 10^{-4} t_{\text{г.а}} + 3,1 \cdot 10^{-5} t_{\text{г.а}}^2, \quad (2.16)$$

где $t_{\text{г.а}}$ – температура газа в газоанализаторе, °С;

– кислород, оставшийся в связи с избыточным количеством воздуха

$$V_{\text{O}_2}^{\text{п.г}} = 0,21(\alpha - 1) V_{\text{в}}^{\text{о}} x_{\text{т}};$$

– азот, состоящий из азота воздуха и топлива

$$V_{N_2}^{\text{п.г}} = (0,79\alpha V_B^0 + 0,01N_2^T)x_T;$$

– углекислый газ и оксид серы, образовавшиеся при сжигании топлива

$$V_{\text{RO}_2}^{\text{п.г}} = 0,01(\sum nC_nH_m^T + H_2S^T + CO_2^T)x_T;$$

– углекислый газ, выделившийся из сырья

$$V_{CO_2}^c = \frac{1}{1,977} \left(g_{\text{сух.с}} \frac{0,44 T_c}{100} + g_{\text{б.у}} \frac{\text{ППП}_c - \text{ППП}_{\text{уН}}}{100 - \text{ППП}_c} \right)$$

где V_B^0 – теоретический расход воздуха на горение, $\text{м}^3/\text{м}^3$ топлива;
 x_T – удельный расход натурального топлива, $\text{м}^3/\text{кг}$ кл./; N_2^T , $C_nH_m^T$,
 H_2S^T , CO_2^T – состав топлива, %; $g_{\text{сух.с}}$ – действительный расход су-
 хого сырья, $\text{кг}/\text{кг}$ кл.; $g_{\text{б.у}}$ – выход безвозвратного пылеуноса,
 $\text{кг}/\text{кг}$ кл.; T_c , ППП_c – титр и потери при прокаливании сырьевой
 смеси, %; $\text{ППП}_{\text{уН}}$ – потери при прокаливании пылеуноса, %.

Содержание O_2 , %, в отходящих газах будет иметь вид

$$O_2 = \frac{V_{O_2}^{\text{п.г}}}{V_{O_2}^{\text{п.г}} + V_{N_2}^{\text{п.г}} + V_{CO_2}^{\text{п.г}} + V_{CO_2}^c + V_{H_2O}} 100\% =$$

$$= \frac{21(\alpha - 1)V_B^0}{\left(0,21(\alpha - 1)V_B^0 + 0,79\alpha V_B^0 + 0,01(\sum nC_nH_m^T + V_{\text{H.г}}^T) + \frac{V_{CO_2}^c}{x_T} \right) k_w},$$

где $V_{\text{H.г}}^T = H_2S^T + CO_2^T + N_2^T$ – содержание негорючих газов и серо-
 водорода в топливе, %.

Выражая отсюда коэффициент избытка воздуха, получаем

$$\alpha = \frac{\left(\frac{21}{k_w O_2} - 0,21 \right) V_B^0 + 0,01 \left(\sum nC_nH_m^T + V_{\text{H.г}}^T \right) + \frac{V_{CO_2}^c}{x_T}}{\left(\frac{21}{k_w O_2} - 1 \right) V_B^0}. \quad (2.17)$$

Для оценки влияния параметров, входящих в выражение (2.17), на точность расчета α произведен расчет коэффициента избытка воздуха при изменении каждого из параметров в пределах, характерных для цементной технологии. Остальные параметры при этом задавались равными их среднему значению. Как видно из табл. 2.7, большинство составляющих выражения (2.17), кроме содержания кислорода, на результат расчета влияют незначительно. Поэтому изменение этих параметров или погрешность их определения не приведет к заметной погрешности значения α .

Таблица 2.7

Влияние параметров на коэффициент избытка воздуха

Параметр	Среднее значение	Пределы варьирования	Изменение α при варьировании параметра (абсолютное и относительное)
O ₂ , %	2,6	0...5	1...1,338 (30%)
x _T , м ³ /кг кл.	0,16	0,1...0,22	1,181...1,134 (4%)
T _c , %	77,8	70...85	1,147...1,151 (0,3%)
ППП _c , % (g _{сух.с} , кг/кг кл.)	36 (1,56)	20...50 (1,25...2)	1,14...1,154 (1,2%)
g _{б.у} , %	0,1	0...0,15	1,145...1,147 (0,2%)
ППП _{ун} , %	20	0...30	1,149...1,146 (0,3%)
V _{H₂O} , % (k _w)	0	0...5 (1...1,05)	1,142...1,150 (0,7%)
∑C _n H _m ^T + V _{H₂O} ^T , %	102,8	80...120	1,143...1,149 (0,5%)
V _B ^o , м ³ /м ³	9,5	7...11	1,161...1,141 (1,7%)

При использовании традиционного сырья и природного газа параметры выражения (2.17) могут быть заменены на их усредненные значения, полученные выше, в результате чего коэффициент избытка воздуха может быть рассчитан по следующему выражению:

$$\alpha = \frac{21 + 0,084 O_2}{21 - O_2}. \quad (2.18)$$

Последняя формула похожа на кислородную формулу, имеющую вид $\alpha = 21/(21 - O_2)$ [61], но для условий цементного производства характеризуется меньшей погрешностью.

Использовать формулы (2.17) и (2.18) необходимо с усредненными данными, полученными за период испытаний или за существенный период работы печи. Оценка коэффициента избытка воздуха по единичному значению содержания кислорода может привести к погрешностям, связанным с неравномерностью движения материала в печи и изменением объема выделяющегося CO_2 .

При недожоге вместо части CO_2 образуется CO . Если при недожоге производить расчет по формулам для полного горения, то при наличии в газах 1% CO коэффициент избытка воздуха будет завышен примерно на 3%. Для точной оценки влияния недожога на изменение коэффициента избытка воздуха необходимо также учесть изменение объема продуктов горения.

Пусть сухие продукты полного горения имеют объемы V_{CO_2} , V_{O_2} , V_{N_2} . Тогда при недожоге продукты горения будут состоять из V'_{CO_2} , V'_{O_2} , V'_{N_2} , V'_{CO} , где

$$V'_{\text{CO}_2} = V_{\text{CO}_2} - V'_{\text{CO}}; \quad V'_{\text{O}_2} = V_{\text{O}_2} + 0,5V'_{\text{CO}}; \quad V'_{\text{N}_2} = V_{\text{N}_2}.$$

Процентное содержание кислорода в продуктах полного горения O_2 и при недожоге O'_2 будет соответственно

$$\text{O}_2 = \frac{V_{\text{O}_2}}{V_{\text{O}_2} + V_{\text{CO}_2} + V_{\text{N}_2}} 100\% = \frac{V_{\text{O}_2}}{V} 100\%;$$

$$\text{O}'_2 = \frac{V'_{\text{O}_2}}{V'_{\text{O}_2} + V'_{\text{CO}_2} + V'_{\text{N}_2} + V'_{\text{CO}}} 100\% = \frac{V_{\text{O}_2} + 0,5 V'_{\text{CO}}}{V + 0,5 V'_{\text{CO}}} 100\%.$$

Отсюда связь между процентным содержанием кислорода при полном сгорании и недожоге следующая:

$$\text{O}_2 = \frac{\text{O}'_2 - 0,5\text{CO}'}{1 - 0,005\text{CO}'}$$

Это выражение при известном значении CO' может быть использовано в формулах (2.17) или (2.18) для уточнения расчета α . Ошибка при определении α без учета степени недожога возрастает при увеличении недожога и незначительно – при увеличении содержания кислорода. При наличии в продуктах горения топлива 1% CO абсолютная ошибка составляет в среднем 0,03 (от-

носительная ошибка 3%), при наличии 2% CO – 0,05...0,08 (6%), при 3% CO – 0,07...0,12 (9%), при 5% CO – 0,12...0,19 (15%).

Для оценки возможности применения предлагаемых выражений по данным 20 теплотехнических испытаний шести печей Белгородского цементного завода, проводимых в течение года, был рассчитан коэффициент избытка воздуха различными способами (рис. 2.5). Средняя ошибка при применении выражения (2.17) составляет 0,2%, выражения (2.18) – 0,6%, максимальная ошибка в обоих случаях – не более 1%.

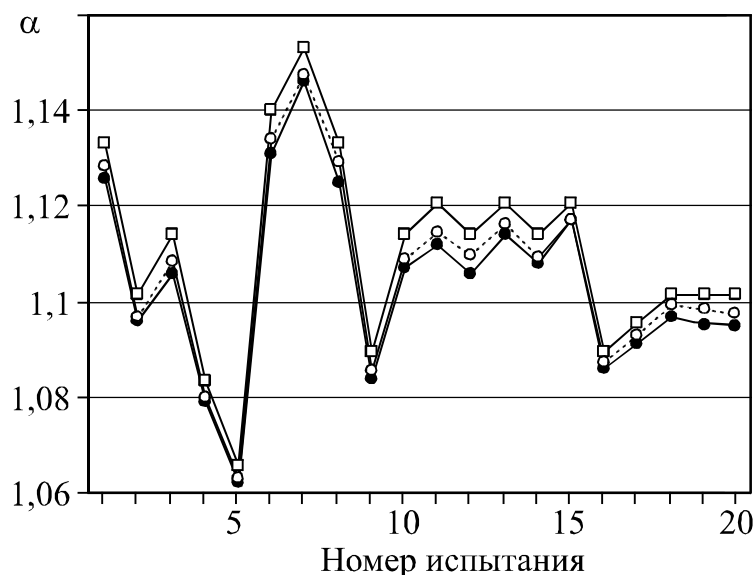


Рис. 2.5. Расчет коэффициента избытка воздуха:

—●— — по полному составу отходящих газов; ...○... — по выражению (2.17);
—□— — по выражению (2.18)

Таким образом, рассмотренные выше методы могут быть использованы в теплотехнических расчетах процесса обжига цементного клинкера в условиях недостаточности контрольной информации.

Расчет теплового баланса по упрощенной методике

Часто возникает задача расчета теплового баланса печи без наличия данных теплотехнических испытаний, например в системах автоматического контроля и управления процессом обжига. В этом случае доступна только информация, получаемая с контрольных приборов, имеющих на печи. Для расчета тепловых балансов по неполной информации предлагается специальный метод расчета. В нем не учитываются незначительные

статьи баланса – теплота первичного воздуха, присосов, топлива и сырья, потери теплоты, связанные с пылеуносом. Ряд параметров, незначительно влияющих на тепловой баланс, принят постоянным, равным их среднему значению для цементных печей.

Исходные данные методики:

– коэффициент избытка воздуха α (может быть задан или рассчитан по составу отходящих газов с использованием полной или упрощенной методики);

– теплота сгорания топлива Q_H^p , кДж/м³;

– потери при прокаливании ППП_с и титр сырьевой смеси T_c , %;

– влажность сырьевой смеси W_c , %;

– температура отходящих газов после печи $t_{o.g.}$, °С;

– тепловой коэффициент полезного действия η_x , %, для колосникового холодильника или температура клинкера на выходе t_k , °С, для рекуператорного холодильника.

Расходы материальных потоков в печи

Расход сухого сырья

$$g_{\text{сух.с}} = \frac{1}{1 - 0,01\text{ППП}_c}, \text{ кг/кг кл.}$$

Выход физической влаги сырья

$$m_{\text{ф.вл}} = \frac{W_c}{100 - W_c} g_{\text{сух.с}}, \text{ кг/кг кл.}$$

$$V_{\text{ф.вл}} = m_{\text{ф.вл}} / 0,805, \text{ м}^3/\text{кг кл.}$$

Выход технологических газов из сырья

$$V_T = (g_{\text{сух.с}} - 1) / 1,977, \text{ м}^3/\text{кг кл.}$$

Объем продуктов горения определяется согласно выражению (2.12)

$$V_{\text{п.г}} = x_T (k_0 + \alpha 0,000266 Q_H^p), \text{ м}^3/\text{кг кл.}$$

Статьи теплового баланса, кДж/кг

Теплота от сгорания топлива

$$Q_T = x_T Q_H^p,$$

где x_T – расход натурального топлива, м³(кг)/кг кл.

Тепловой эффект клинкерообразования для рядового клинкера и сырья может быть принят в размере 1760 кДж/кг (420 ккал/кг) или рассчитан по выражению

$$Q_{\text{ТЭК}} = \frac{\text{ППП}_c}{100 - \text{ППП}_c} (3,41T_c + 32,78 \text{ППП}_c - 3,05M_c) + \\ + 0,48C - 21,39S - 2,54A - 1,64F,$$

где M_c – содержание оксида магния в химическом составе сырьевой смеси, %; C, S, A, F – химический состав клинкера, %.

Теплота на испарение физической влаги

$$Q_{\text{исп}} = 2500 m_{\text{ф.вл.}}$$

Потери с отходящими газами

$$Q_{\text{о.г}} = t_{\text{о.г}}(1,4 \cdot V_{\text{п.г}} + 1,8V_{\text{T}} + 1,5V_{\text{ф.вл}}).$$

Потери теплоты в холодильнике:

а) для колосникового холодильника

$$Q_{\text{п.хол}} = 1235 (1 - 0,01\eta_x);$$

при разных КПД холодильника потери составляют :

η_x , %	$Q_{\text{п.хол}}$, кДж/кг кл.
75	309
80	247
85	185
90	124

Потери теплоты в холодильнике также могут быть рассчитаны по характеристикам клинкера и аспирационного воздуха:

$$Q_{\text{п.хол}} = 0,8t_{\text{кл}} + 1,3V_{\text{асп}} t_{\text{асп}},$$

где $V_{\text{асп}}$ – объем аспирационного воздуха, м³/кг кл.; $t_{\text{асп}}$ – температура аспирационного воздуха, °С;

б) для рекуператорного холодильника

$$Q_{\text{п.хол}} = 0,9t_{\text{кл.}}$$

Потери теплоты в окружающую среду $Q_{\text{о.с}}$ принимаются 800...1000 кДж/кг для печей мокрого способа производства с ре-

куператорными холодильниками (включая потери через корпуса холодильника), 500...600 кДж/кг – для печей мокрого способа производства с колосниковыми холодильниками и 400...500 кДж/кг – для печей сухого способа производства с запечными теплообменниками. Потери могут быть рассчитаны и по замерам температур корпуса печи с использованием номограмм или формул, приведенных в подразделе 1.5.

При неизвестном расходе топлива он может быть определен по выражению

$$x_T = \frac{Q_{ТЭК} + Q_{исп} + Q_{п.хол} + Q_{о.с} + (1,8V_T + 1,5V_{ф.вл})t_{о.г}}{Q_H^p - 1,4 V_{п.г} t_{о.г}}, \text{ м}^3(\text{кг})/\text{кг кл.},$$

откуда определяется расход условного топлива

$$g_T = \frac{x_T Q_H^p}{29,3}, \text{ кг усл. топл/кг кл.}$$

Приведенные выше статьи материального и теплового баланса могут быть уточнены, если печь работает с параметрами, значительно отличающимися от принятых средних значений, например, при использовании в качестве сырьевого компонента выгорающей добавки.

В табл. 2.8 приведены сравнительные данные статей теплового баланса и расхода топлива, полученные по результатам теплотехнических испытаний цементных печей, приведенных далее в табл. 3.1, и по предложенной упрощенной методике.

Среднее отклонение статей теплового баланса составляет:

Статья	Отклонение	
	кДж/кг кл.	%
ТЭК	40	2,3
испарение влаги	7	0,3
теплота отходящих газов	35	2,1
потери в холодильнике	3	1,1
потери через корпус	58	7,2
расход топлива	4	2,0

Таким образом, наибольшая погрешность соответствует статьям «ТЭК» и «Потери через корпус», для которых принимаются усредненные значения. Так как на производстве значения этих статей обычно известны с достаточной степенью точности, то и погрешность расчета будет значительно меньше.

**Расчет тепловых балансов
по данным испытаний и упрощенной методике**

Параметры	АО «Себряковцемент»				АО «Белгородский цемент»	
	№ 1	№ 4	№ 5	№ 6	№ 3, 1996 г.	№ 3, 1997 г.
	1	2	3	4	5	6
Исходные данные для упрощенного расчета						
Содержание O ₂ в отходящих газах, %	1,2	1,2	2,5	3	1,8	1,9
Теплота сгорания топлива Q _н ^p , МДж/м ³	33,19	33,19	33,19	33,19	33,73	33,14
ППП шлама, %	35,06	35,06	35,24	35,24	34,61	34,69
Титр шлама, %	75,1	75,1	75,4	75,4	76,9	76,4
Влажность шлама, %	41	41	42,5	42,5	42	41,6
Температура отходящих газов, °С	165	195	255	208	175	185
КПД холодильника, %	–	–	85,4	85,9	–	–
Температура клинкера после холодильника, °С	394	355	–	–	420	370
Статьи теплового баланса, кДж/кг						
	(по данным испытаний по упрощенной методике)					
ТЭК	<u>1716</u>	<u>1716</u>	<u>1729</u>	<u>1729</u>	<u>1700</u>	<u>1720</u>
	1758	1758	1758	1758	1758	1758
Испарение влаги	<u>2696</u>	<u>2696</u>	<u>2859</u>	<u>2867</u>	<u>2759</u>	<u>2717</u>
	2675	2675	2853	2853	2769	2727
Теплота отходящих газов	<u>929</u>	<u>1067</u>	<u>1545</u>	<u>1247</u>	<u>1013</u>	<u>1042</u>
	886	1059	1479	1195	982	1033
Потери в холодильнике	<u>352</u>	<u>314</u>	<u>201</u>	<u>189</u>	<u>377</u>	<u>327</u>
	355	320	180	174	378	333
Потери через корпус	<u>905</u>	<u>774</u>	<u>598</u>	<u>619</u>	<u>1029</u>	<u>1021</u>
	900	900	500	500	900	900
Расход условного топлива, кг/т кл.	<u>219</u>	<u>217,5</u>	<u>228</u>	<u>218</u>	<u>230</u>	<u>228</u>
	224	229	231	221	232	230

В результате сравнительного анализа можно сделать вывод, что предлагаемая упрощенная методика характеризуется достаточной точностью и может быть использована для текущего оперативного контроля тепловой работы цементной вращающейся печи.

2.3. ПРОГРАММА РАСЧЕТА ТЕПЛООВОГО БАЛАНСА

Назначение программы

Программа «Balans» предназначена для обработки данных теплотехнических испытаний и расчета материальных и тепловых балансов цементных вращающихся печей. Она предназначена для расчета печей мокрого способа; для печей сухого и комбинированного способа рассчитывается только общий тепловой баланс установки, включающей печь, декарбонизатор и циклонные теплообменники. Особенностью программы является многовариантность исходных данных (рис. 2.6), что определяет универсальность программы без необходимости адаптации к конкретному технологическому процессу.

Комплексный расчет экран 1(3)		Производит. Задать (•) По шламу ()	Диаметр печи, м 5.0 Производит., т/ч 50.0
Комментарий Контрольный расчет из Дешко		Вид топлива Твердое () Жидкое () Газ (•)	Расход топлива Задается () Рассчитывается (•)
Характеристики сырья Влажность, % 40.00 Титр сырья 80.00 Температура, °С 12		Сырьев. потоки Один (•) Два ()	Расчет горения по составу о.п. () альфа (•) альфа из о.п. ()
Расчет уноса по пылевозв. (•) запылен. () влаж.шл. ()	Расчет безв.ун. Задать (•) По запыл. ()	Отходящие газы Температура, °С 235	Коэффициент избытка воздуха 1.100
ППП уноса 21.2 Количество пылевозврата, т/ч 0.0 Безвозвратный пылеунос, % 5.00	Темпер.пылевоз., °С 0		
Введите текст, характеризующий проводимый расчет		Зам мал Цифр	
F1Помощь ПробРедак PgUp\PgDnЭкран F2Сохран F4Просм F5Печать F8ТЭК F9Табл EscМеню			

Рис. 2.6. Ввод данных в программе «Balans» (первый из трех экранов)

Программа включает:

- Расчет расхода твердого, жидкого и газообразного топлива:
а) по данным испытаний; б) по тепловому балансу.
- Расчет производительности печи: а) по результатам испытаний; б) по расходу шлама; в) по контрольному бачку.
- Возможность учета двухшламового питания печи или ввода в печь техногенного материала.

- Расчет горения твердого, жидкого и газообразного топлива:
а) по составу топлива и коэффициенту избытка воздуха; б) по анализу отходящих газов.

- Расчет колосникового холодильника: а) по данным испытаний; б) по заданным расходам воздуха под решетку и избыточного воздуха и одному из следующих параметров – КПД, температуре вторичного воздуха или температуре избыточного воздуха.

- Расчет потерь теплоты в окружающую среду: а) по распределению температур корпуса вращающейся печи или холодильника; б) задается численно.

В программе уточнена методика расчета теплового эффекта клинкерообразования на основании термодинамических принципов. В расчетах учитывается реальный минералогический состав карбонатного и глинистого сырья.

Программа «Balans» имеет сервисную оболочку, ориентированную на непрофессионального пользователя. Полиэкранный ввод исходных данных, расчет и просмотр результатов в любой момент времени при вводе исходных данных, поддержка мыши – все это значительно облегчит знакомство с программой человеку, прежде не работавшему с вычислительной техникой, и, с другой стороны, удовлетворит опытных пользователей ПЭВМ.

Результаты расчета построены в табличной форме, причем можно производить выбор выводимых таблиц. После расчета полученные результаты можно неоднократно выводить на экран, принтер и диск. Имеется возможность сохранения исходных данных на диске в нескольких файлах и восстановления сохраненных данных. По окончании работы все данные сохраняются, и при следующем запуске программы происходит их автоматическое восстановление.

Далее описаны исходные данные, необходимые для расчета, и примеры различных вариантов исходных данных. Представленный материал приводится как пример структуры универсального теплового расчета цементной печи.

Расчет производительности печи

Производительность может быть задана или рассчитана по расходу шлама (рис. 2.7). При расчете производительности по расходу шлама учитываются химический состав и влажность сырья, безвозвратный унос, присадка золы топлива.

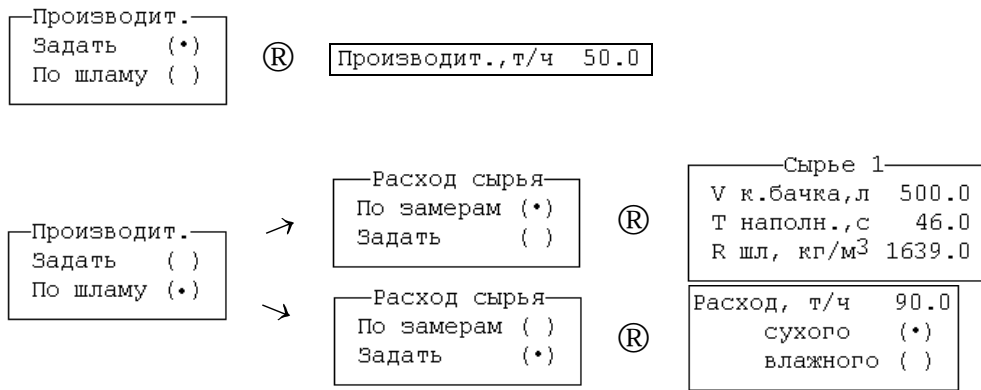


Рис. 2.7. Варианты расчета производительности печи

Может быть задано два сырьевых шлама, отдельно подаваемых в печь (например, при двухшламовом питании печи или вводе в печь техногенного материала). Если задается производительность по клинкеру, то каждый сырьевой поток может быть задан в прокаленных или непрокаленных долях. При задании расхода шлама расход каждого потока может быть задан или рассчитан по контрольному бачку (рис. 2.8).

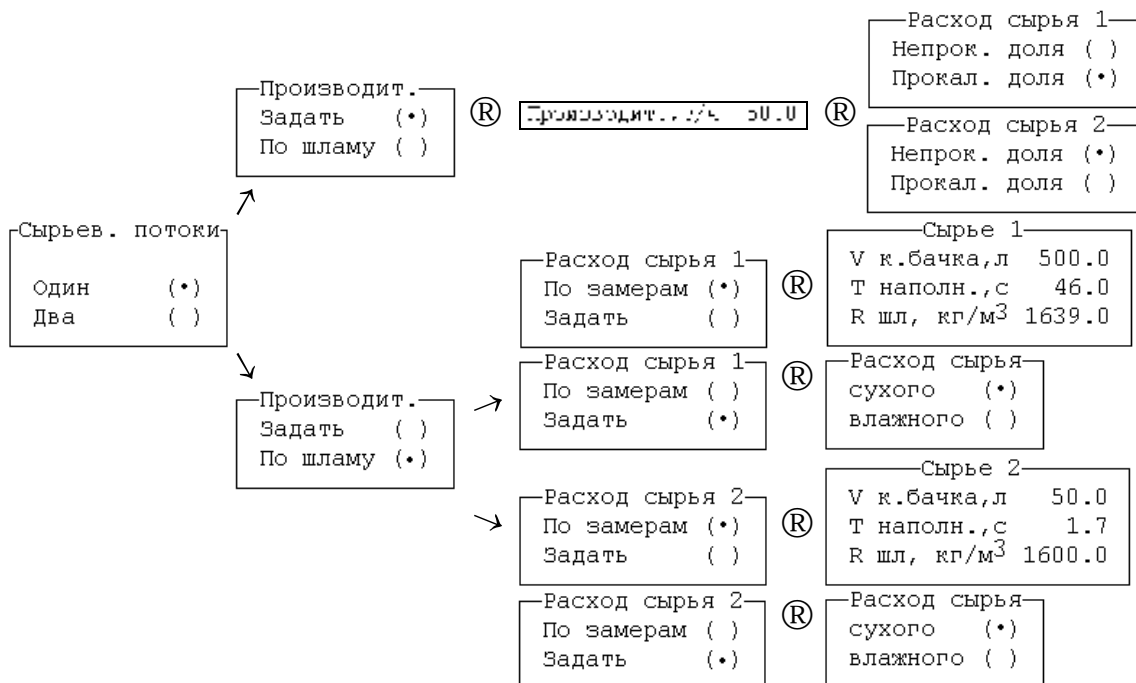


Рис. 2.8. Варианты определения расходов двух сырьевых потоков

Также для сырьевого шлама задается влажность, титр и температура.

Расчет количества пылеуноса

Пылеунос из печи и безвозвратный унос может быть задан численно или рассчитан по запыленности соответствующих газовых потоков. Общий пылеунос также может быть рассчитан по влажности шлама после цепной завесы по формуле, предложенной в работе [63], которая обладает невысокой точностью, но позволяет оценить пылеунос без данных испытания печи (рис. 2.9).

Расчет уноса по пылевозв. (•) запылен. () влаж.шл. ()	Расчет уноса по пылевозв. () запылен. (•) влаж.шл. ()	Расчет уноса по пылевозв. () запылен. () влаж.шл. (•)	Расчет безв.ун. Задать (•) По запыл. ()	Расчет безв.ун.- Задать ; ; Ис. испыт. (•)
-	-	-	-	-
Количество пылевозврата т/ч 10.0	Запыленность отх.г. за печью, г/нм ³ 50 Присосы за печью, % 0	Влажность шлама за цепн. завесой, % 0.00	Безвозвратный пылеунос, % 5.00	Запыленность отх.г. за эл.ф., г/нм ³ 10 Присосы за электрофильтрами, % 70

Рис. 2.9. Варианты расчета и исходные данные для расчета пылеуноса

Также для пылеуноса задаются потери при прокаливании и температуры пылевозврата.

Первичный воздух и присосы в печи

Количество первичного воздуха может быть задано в виде расхода или доли в общем объеме воздуха на горение (рис. 2.10). Присосы в головке печи могут быть заданы в виде доли от общего расхода воздуха или рассчитаны по разрежению в головке и площади неплотностей (рис. 2.11).

Первич.возд. Расход () Доля (•)	Ⓜ	Первичный воздух Доля, объемные % 10 Температура, °С 10	Присосы воз. Расчет (•) Доля ()	Ⓜ	Присосы возд. в головке S неплотност., м ² 0.010 Раз.в головке, Па 10.0
Первич.возд. Расход (•) Доля ()	Ⓜ	Первичный воздух Расход, тыс. нм ³ /ч 0 Температура, °С 10	Присосы воз. Расчет () Доля (•)	Ⓜ	Присосы в головке Доля, об. % 10.00
		Расход возд. нм ³ /кг кл. () тыс. нм ³ /ч (•)			

Рис. 2.10. Варианты задания расхода первичного воздуха

Рис. 2.11. Варианты задания расхода присасываемого воздуха

Вид топлива

Расчет может производиться для твердого, жидкого и газообразного топлива (рис. 2.12). Параметры топлива (плотность, теплота сгорания) могут быть заданы или рассчитаны по его составу.

Вид топлива Твердое () Жидкое () Газ (•)	Ⓜ	Топливо, об. % CH ₄ 100.00 C ₂ H ₆ 0.00 C ₃ H ₈ 0.00 C ₄ H ₁₀ 0.00 C ₅ H ₁₂ 0.00 H ₂ 0.00 CO ₂ 0.00 N ₂ 0.00 H ₂ O 0.00 100.0	Параметры топлива Плотность, кг/м ³ 0.717 Температура, °C 34 <hr/> Теплота сгорания 8000 кДж/м ³ () ккал/м ³ (•)
Вид топлива Твердое (•) Жидкое () Газ ()	Ⓜ	Топливо, мас. % Cp 69.63 Hp 3.92 Np 1.27 Op 4.23 Sp 2.64 Ap 17.04 Wp 1.27 100.0	Параметры топлива Температура, °C 34 <hr/> Теплота сгорания 8000 кДж/кг () ккал/кг (•)
Вид топлива Твердое () Жидкое (•) Газ ()	↗		

Рис. 2.12. Варианты задания вида и состава топлива

Расчет расхода топлива

Возможно задание расхода топлива по данным теплотехнических испытаний или его расчет по статьям теплового баланса (рис. 2.13).

Расход топлива Задается (•) Рассчитывается ()	Ⓜ	Расход топлива 6.560 т/ч (•) тыс. нм ³ /ч ()
Расход топлива Задается () Рассчитывается (•)	Ⓜ	Расход топлива рассчитывается по тепловому балансу (то есть подбирается из условия отсутствия в нем невязки)

Рис. 2.13. Варианты определения расхода топлива

Расчет горения топлива

Производится по следующим вариантам:

1. По составу отходящих газов. Общий объем отходящих газов определяется по отношению объема CO₂, выделившегося при горении и из шлама (определяемого расчетом), и количества CO₂ в отходящих газах, определенного из их анализа. Метод требует

высокой точности газового анализа. Поэтому рекомендуется при известном составе отходящих газов применять третий метод (определение α по газовому анализу и расчет горения топлива по этому α).

2. По коэффициенту избытка воздуха α . Производится расчет горения по заданному коэффициенту избытка воздуха α , объем продуктов горения определяется из этого расчета и расхода топлива.

3. По коэффициенту избытка воздуха α , определенного из состава отходящих газов. По составу отходящих газов определяется α , затем с использованием этого значения производится расчет горения топлива. Так как на точность определения α погрешность газового анализа влияет слабо, расчет объема отходящих газов по этому методу намного точнее, чем непосредственно по составу отходящих газов (способ 1).

Расчет объема отходящих газов требует данных, представленных на рис. 2.14.

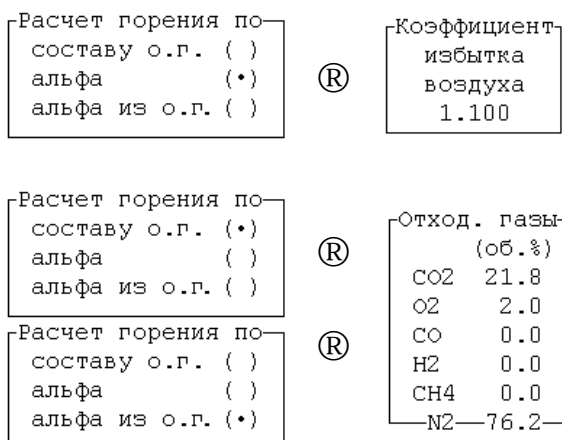


Рис. 2.14. Данные для расчета горения топлива

Состав сырьевого шлама и клинкера

Химический состав клинкера может быть задан как непосредственно, так и рассчитан по химическому составу шлама, в том числе с учетом двух сырьевых потоков и присадки золы твердого топлива (табл. 2.9). Режим расчета состава клинкера в программе позволяет повышать точность расчета при расчете режима работы с новым сырьем. Для присадочного клинкера при этом расчет будет более точным, чем при использовании данных предварительного расчета сырьевой смеси, так как в программе используется действительный расход топлива.

Исходные данные для расчета состава сырьевой смеси и клинкера

Режим	Состав шлама	Состав золы топлива	Химический состав клинкера	Минералогический состав клинкера
<div style="border: 1px solid black; padding: 2px;"> Клинкер Задается () Расчет (•) </div>	Задается	Задается (при твердом топливе)	Рассчитывается	Рассчитывается
<div style="border: 1px solid black; padding: 2px;"> Клинкер Задается (•) Расчет () </div>	Задается	Задается (при твердом топливе)	Задается	Задается (может быть рассчитан по химическому составу нажатием кнопки Расчет мин.сост.)

При расчете теплового эффекта клинкерообразования используется титр, ППП сырья и минералогический состав клинкера. Выход технологических газов может быть рассчитан по различным вариантам. Выход технологических газов рассчитывается:

а) по химическому составу сырьевой смеси, способ применяется при применении традиционного сырья;

б) по содержанию в сырьевой смеси Al_2O_3 и ее ППП, что применяется при неизвестном титре или наличии в сырье не связанных в карбонат оксидов кальция и магния;

в) по титру и ППП сырьевой смеси, что применяется при наличии оксида алюминия, не связанного в глину.

При расчете выхода технологического углекислого газа также учитывается, как представлен оксид магния – не связанным в карбонате, в виде карбоната или доломита.

Расчет холодильника

Предусмотрен расчет планетарного рекуператорного (барбанного) и колосникового холодильников. Для обоих задается температура клинкера после печи и холодильника. Для рекуператорного холодильника потери через корпус могут быть заданы непосредственно или рассчитаны по замерам температуры корпуса (рис. 2.15).

Для колосникового холодильника задаются результаты замеров: температура, статическое и динамическое давление в газоходах и их площадь (рис. 2.16).

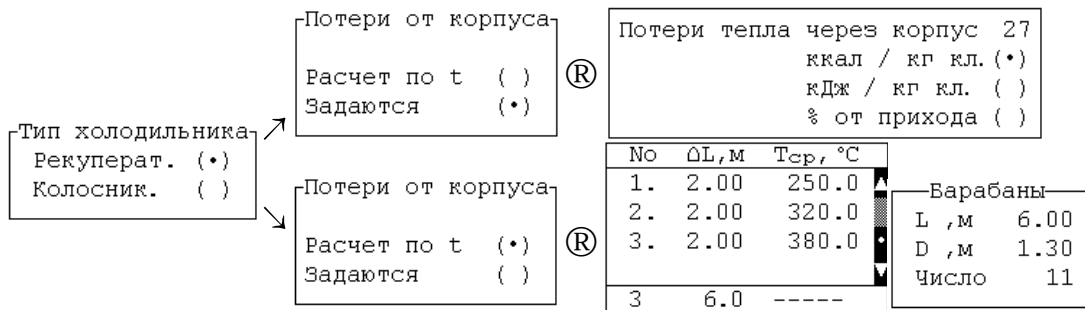


Рис. 2.15. Варианты расчета потерь теплоты через корпус рекуператорного (планетарного) холодильника

Расходы воздуха в холодильнике также можно задать непосредственно; в этом случае тепловой баланс рассчитывается по заданной температуре вторичного воздуха или температуре избыточного воздуха, или по КПД холодильника (рис. 2.16).

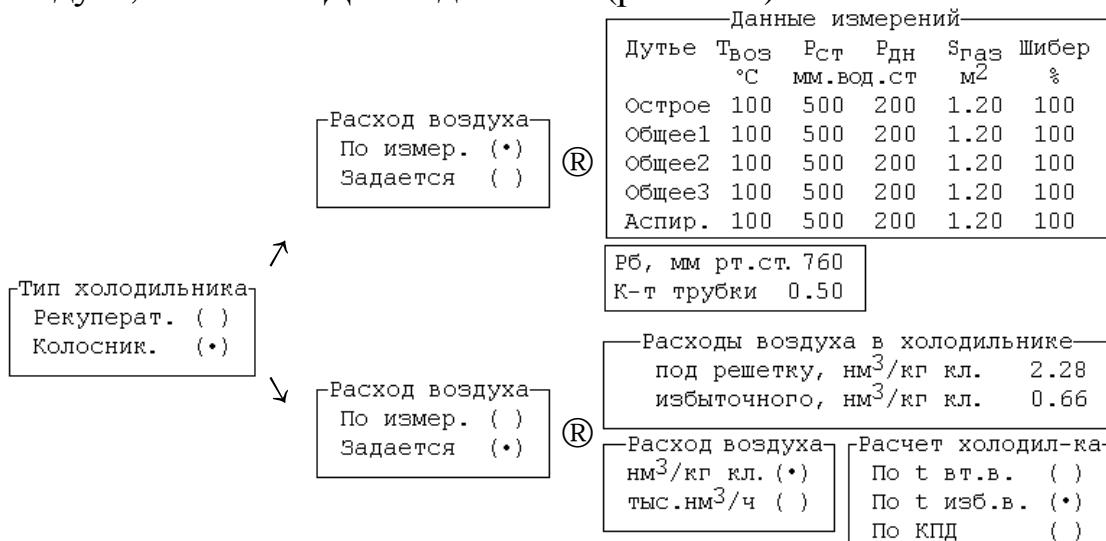


Рис. 2.16. Варианты расчета воздуха в колосниковом холодильнике

Объем вторичного воздуха, подаваемого в печь, рассчитывается по расходу топлива. Чтобы объем воздуха, выходящего из холодильника, совпадал с этой величиной, используется следующая методика. Объем воздуха, подаваемого в печь из холодильника, рассчитывается как разность между воздухом, входящим в холодильник, и избыточным. Если этого объема недостаточно, он увеличивается за счет присосов в холодильнике. Если объем завышен, он уменьшается до необходимого, а лишний воздух, появившийся при этом, добавляется к избыточному. То есть объем подаваемого в холодильник воздуха остается неизменным, а количество подаваемого в печь воздуха доводится до требуемого за счет изменения присосов или избыточного воздуха.

Потери через корпус печи

Могут задаваться непосредственно (в ккал/кг, кДж/кг или в процентах теплового баланса) или рассчитываться по замерам температуры корпуса (рис. 2.17).

Расчет потерь в ОС По распр. темп. () Задается (•)	Ⓜ	Потери тепла через стенки печи 150 размерность: ккал / кг кл. (•) кДж / кг кл. () % от прихода ()																														
Расчет потерь в ОС По распр. темп. (•) Задается ()	Ⓜ	<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse; text-align: center;"> <thead> <tr> <th>No</th> <th>ΔL, м</th> <th>T_{ср}, С</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>1.</td><td>1.0</td><td>200.0</td></tr> <tr><td>2.</td><td>2.0</td><td>200.0</td></tr> <tr><td>3.</td><td>7.0</td><td>200.0</td></tr> <tr><td>4.</td><td>5.0</td><td>200.0</td></tr> <tr><td>5.</td><td>5.0</td><td>200.0</td></tr> <tr><td>6.</td><td>10.0</td><td>200.0</td></tr> <tr><td>7.</td><td>5.0</td><td>200.0</td></tr> <tr><td>8.</td><td>5.0</td><td>200.0</td></tr> <tr><td>30</td><td>150.0</td><td>-----</td></tr> </tbody> </table>	No	ΔL, м	T _{ср} , С	1.	1.0	200.0	2.	2.0	200.0	3.	7.0	200.0	4.	5.0	200.0	5.	5.0	200.0	6.	10.0	200.0	7.	5.0	200.0	8.	5.0	200.0	30	150.0	-----
No	ΔL, м	T _{ср} , С																														
1.	1.0	200.0																														
2.	2.0	200.0																														
3.	7.0	200.0																														
4.	5.0	200.0																														
5.	5.0	200.0																														
6.	10.0	200.0																														
7.	5.0	200.0																														
8.	5.0	200.0																														
30	150.0	-----																														
		Скорость ветра, м/с 0.0																														

Рис. 2.17. Варианты расчета потерь через корпус

Пример результатов расчета, выводимых программой

РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТА комплексный расчет цем.вр.печи	Расчет ТЭК - по термодинамическому методу Расчет технол.газов - по ППП и Al ₂ O ₃ сырья Состав карбонатов - MgO связан весь Расход топлива - рассчитывается
Обычное сырье	

ХАРАКТЕРИСТИКИ РАБОТЫ ПЕЧИ						
Коэффициент избытка воздуха	Доля первич. воздуха, %	Доля присосов, %	КПД холодил., %	КПД печи, %		Расход усл. топл. на обжиг, кг/т кл.
				теплов.	технол.	
1.150	0.0	0.5	85.8	71.3	28.6	202.4

ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС ХОЛОДИЛЬНИКА									
Статьи прихода	нм ³ /кг	кДж/кг	ккал/ кг	%	Статьи расхода	нм ³ /кг	кДж/кг	ккал/ кг	%
С клинкером		1240	296	96.8	С клинкером		79	19	6.1
С воздухом	2.60	40	10	3.2	С воздухом:				
С присос.	0.00	0	0	0.0	вторичным	1.81	1092	261	85.3
Температуры воздуха: вторичн. 453 °С					избыточн.	0.79	103	25	8.1
избыточ. 100 °С					Потери в ОС		6	2	0.5
Сумма	2.60	1281	306	100.0	Сумма	2.60	1281	306	100.0

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ГОРЕНИЯ ТОПЛИВА							
ВХОД	нм ³ /кг	кг/кг	%	ВЫХОД	нм ³ /кг	кг/кг	%
Топливо	1.00	0.72	4.82	Продукты горения			
Воздух	10.95	14.16	95.18	CO ₂	1.00	1.98	13.29
				H ₂ O	2.00	1.61	10.83
Температуры				N ₂	8.65	10.82	72.75
горения:				O ₂	0.30	0.43	2.88
				Невязка		0.04	0.25
Сумма	11.95	14.87	100.00	Сумма	11.95	14.87	100.00

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПЕЧИ							
ВХОД	нм ³ /кг	кг/кг	%	ВЫХОД	нм ³ /кг	кг/кг	%
Сырьевой шлам		2.575	51.1	Клинкер		1.000	19.8
в том числе:				Отходящие газы	3.548	4.032	80.0
сухой		1.545		в том числе:			
влага		1.030		а) прод. горения,	1.980	2.457	
Воздух на гор.	1.814	2.346	46.5	в т.ч.: CO ₂	0.166	0.328	
в том числе:				H ₂ O	0.331	0.267	
первичный	0.000	0.000		N ₂	1.433	1.792	
вторичный	1.805	2.334		SO ₂	0.000	0.000	
присосанный	0.009	0.012		O ₂	0.050	0.071	
Топливо	0.166	0.119	2.4	б) технолог. CO ₂	0.267	0.528	
				в) водяные пары,	1.301	1.048	
				в т.ч.: физ.	1.280	1.030	
				гидр.	0.022	0.018	
				Безвозврат. унос		0.000	0.0
				Невязка		0.008	0.2
Сумма		5.040	100.0	Сумма		5.040	100.0

ПРИМЕЧАНИЕ. Количество возвращаемого в печь уноса 0.168 кг/кг кл.

ТЕПЛОВЫЙ БАЛАНС ПЕЧИ И ХОЛОДИЛЬНИКА									
Статьи прихода	кДж/кг	ккал/кг	кут/т	%	Статьи расхода	кДж/кг	ккал/кг	кут/т	%
С топливом:					ТЭК	1723	412	58.8	28.5
от горен.	5930	1417	202.4	98.2	Испар. влаги	2566	613	87.6	42.5
физическ.	3	1	0.1	0.1	С отход. газ.	1036	248	35.4	17.2
					С клинкером	79	19	2.7	1.3
С воздухом:					С изб. возд.	103	25	3.5	1.7
в холод.	40	10	1.4	0.7	С пылеуносом				
первичным	0	0	0.0	0.0	безвозвр.	0	0	0.0	0.0
присосан.	0	0	0.0	0.0	возвращ.	26	6	0.9	0.4
					Потери через				
С сырьем	68	16	2.3	1.1	корп. печи	502	120	17.1	8.3
					корп. хол.	6	2	0.2	0.1
					Потери от				
					недож. топл.	0	0	0.0	0.0
					Невязка	0	0	0.0	0.0
Сумма	6042	1443	206.2	100.0	Сумма	6042	1443	206.2	100.0

Предлагаемая программа уже более восьми лет используется на ряде цементных заводов и кафедр Белгородского государственного технологического университета им. В. Г. Шухова.

* * *

В главе предложен метод расчета материального и теплового балансов агрегата для обжига клинкера, включающего печь, клинкерный холодильник и запечные теплообменные устройства. От известных методов он отличается учетом вида сырьевых материалов при расчете объема отходящих газов и теплового эффекта клинкерообразования. Рассмотрены особенности численной реализации метода на компьютере.

Предложены методы расчета коэффициента избытка воздуха при сжигании газообразного топлива в условиях неполной информации о составе отходящих газов, рассмотрены особенности определения объема отходящих газов цементных печей по результатам газового анализа, предложены упрощенные методики расчета материального и теплового баланса цементной печи в условиях недостаточной контрольной информации для расчета по полной методике. Предложенные методы могут быть использованы в информационных системах оперативного контроля процесса обжига клинкера для теплотехнического анализа работы печи на основании показаний имеющихся контрольных приборов.

Приведен пример программы расчета теплового баланса, который показывает структуру универсального теплового расчета цементной печи.

Предложенные методы являются основой тепловых расчетов процесса обжига клинкера, производимого по данным теплотехнических испытаний и данным текущего контроля работы печи, теплотехнического анализа при выборе направлений и способов интенсификации и энергосбережения цементных вращающихся печей.

3. АНАЛИЗ ТЕПЛОВЫХ БАЛАНСОВ ЦЕМЕНТНЫХ ВРАЩАЮЩИХСЯ ПЕЧЕЙ

3.1. СРАВНЕНИЕ ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКИХ РЕЖИМОВ ВРАЩАЮЩИХСЯ ПЕЧЕЙ МОКРОГО СПОСОБА ПРОИЗВОДСТВА

Тепловые балансы позволяют осуществлять сравнительный анализ тепловой работы различных печей или разных режимов работы одной печи. Рассмотрим результаты теплотехнических испытаний печей Себряковского и Белгородского цементных заводов. На Себряковском заводе испытания малых печей проводились автором, а печей с колосниковыми холодильниками – научными бригадами под руководством канд. техн. наук, доц. В. М. Коновалова и ст. науч. сотр. С. А. Перескока с участием автора. Для Белгородского завода использовались результаты испытаний, проводившихся под руководством канд. техн. наук, доц. А. Ф. Матвеева.

Цель и методы испытаний

Цель испытаний, проводимых в июле 1997 г., заключалась в оценке режима работы малых печей № 1 и № 4 первого производства Себряковского цементного завода, сравнении рабочих параметров малых печей с печами 5x185 м второго производства и с малыми печами Белгородского цементного завода.

Во время испытаний производились следующие работы:

- регистрировались показания контрольных приборов на печи;
- проводился анализ отходящих газов за обрезом печи;
- замерялись температуры корпуса печи и рекуператоров, шлама, клинкера после печи и холодильника.
- замерялась площадь неплотностей в головках печей.

Расход шлама определялся по времени наполнения контрольного бачка, выход клинкера – расчетом из материального баланса.

Химический состав, титр, влажность, плотность шлама приняты по данным центральной заводской лаборатории. Состав, теплота сгорания и плотность топлива приняты по данным ПТО.

Результаты испытаний

Результаты испытаний представлены в табл. 3.1, где также приведены результаты испытаний печей № 5 и № 6 (июнь 1997 г.) Себряковского завода и малых печей Белгородского завода (апрель 1996 г. и июнь 1997 г.).

Таблица 3.1

Сравнительная таблица параметров работы печей

Параметры	АО «Себряковцемент»				АО «Белгородский цемент»	
	№ 1	№ 4	№ 5	№ 6	№ 3	№ 3
Характеристики печей:						
диаметр, м	3,6/4	4	4,5/5	4,5/5	4	4
длина, м	150	150	170	170	150	150
производительность, т/ч	32,8	35,8	49,3	52,3	35,6	34,5
тип холодильника	Рекуператорный		Колосниковый		Рекуператорный	
Режимные параметры:						
температура отходящих газов, °С	165	195	255	208	175	185
состав отходящих газов:						
CO ₂	22,0	–	20,8	20,5	20,2	21,0
O ₂	1,2	–	2,5	3,0	1,8	1,9
CO	0,1	–	–	–	–	–
коэффициент избытка воздуха	1,06	1,05	1,14	1,173	1,095	1,102
пылеунос:						
безвозвратный, %	1	1	0,5	0,8	0,05	0,05
пылевозврат, т/ч	–	–	7,0	6,5	2	1,5
температура пылевозврата, °С	–	–	60	60	100	100
температура окружающего воздуха, °С	30	30	30	30	20	20
Неплотности в головке печи:						
площадь, м ²	0,1	0,11	0,3	0,2	0,08	0,016
присосы, м ³ /кг кл	0,09	0,082	0,124	0,078	0,007	0,015
Характеристики шлама:						
влажность, %	41,0		42,5		42	41,6
титр	75,1		75,4		76,9	76,4
плотность, кг/м ³	1576		1560		1560	1564
температура, °С	20		25		15	17
КН	0,93		0,92		0,90	0,90
n	2,3		2,3		2,7	2,6
p	1,2		1,2		1,0	1,2

Продолжение табл. 3.1

Параметры	АО «Себряковцемент»				АО «Белгородский цемент»	
	№ 1	№ 4	№ 5	№ 6	№ 3	№ 3
состав: CaO	42,89		42,67		43,49	43,68
SiO ₂	13,94		13,99		14,96	14,91
Al ₂ O ₃	3,34		3,31		2,81	3,13
Fe ₂ O ₃	2,84		2,89		2,76	2,71
ППП	35,06		35,24		34,61	34,69
Характеристики топлива:						
теплота сгорания, ккал(кДж)/м ³	7921 (33 160)				8050 (33 700)	7910 (33110)
плотность, кг/м ³	0,705				0,681	0,666
температура, °С	26				10	14
Характеристики холодильника:						
размер барабанов	1,3x6	1,3x6	–	–	1,45x7	1,45x7
количество барабанов	10	11	–	–	11	11
температура клинкера, °С, после печи	1200	1170	1200	1200	1200	1180
после холодильника	394	355	115	90	420	370
температура вторичного воздуха (расчетная), °С	265	286	409	406	229	223
КПД холодильника, %	49	52	85,4	85,9	51,4	45,3
Затраты теплоты в печи, ккал/кг:						
испарение влаги	644	644	683	685	659	649
ТЭЖ	410	410	413	413	406	411
потери:						
с отходящими газами	222	255	369	298	242	249
с клинкером	84	75	22	15	90	78
с избыточным воздухом	–	–	26	30	–	–
через корпус печи	148	120	141	146	179	163
через корпус холодильника	68	65	2	2	67	81
Затраты теплоты в печи, кДж/кг						
испарение влаги	2696	2696	2859	2867	2759	2717
ТЭЖ	1716	1716	1729	1729	1700	1720
потери:						
с отходящими газами	929	1067	1545	1247	1013	1042

Параметры	АО «Себряковцемент»				АО «Белгородский цемент»	
	№ 1	№ 4	№ 5	№ 6	№ 3	№ 3
с клинкером	352	314	92	63	377	327
с избыточным воздухом	–	–	109	126	–	–
через корпус печи	620	502	590	611	749	682
через корпус холодильника	285	272	2	2	280	339
<i>Расход условного топлива, кг/т кл:</i>						
по расходомеру	222	220	195,1	179,6	231,8	–
по составу отходящих газов	219,6	–	228,7	222,2	–	226,5
по тепловому балансу	218,9	217,5	228,2	218,4	229,9	227,9

Результаты теплотехнических испытаний печей № 1 и 4 показали:

– режим сгорания топлива в печах, судя по составу отходящих газов, довольно экономичен, коэффициент избытка воздуха составляет 1,06 и 1,05;

– КПД рекуператорных холодильников низок и составляет 49 и 52%;

– режимы работы печей № 1 и 4 близки между собой, более низкий расход условного топлива на печи № 4 вызван ее большей производительностью;

– удельный расход условного топлива, рассчитанный по балансу, меньше данных расходомеров на величину 2,5...3,1 кг (или 1...1,5 %); это может быть вызвано повышенной температурой топлива, подаваемого печь, и вследствие этого – увеличением его объема (рис. 3.1).

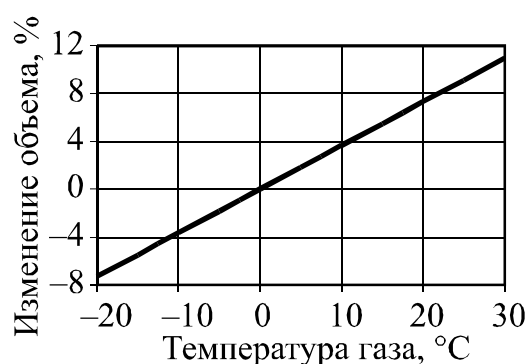


Рис. 3.1. Зависимость объема газа от его температуры

Анализ статей расхода теплоты на обжиг клинкера

Основные статьи расхода топлива на обжиг для рассматриваемых печей представлены на рис. 3.2.

Более низкий расход топлива на печи № 4 по сравнению с печью № 1 объясняется более высокой (на 8%) производительностью и поэтому более низкими удельными потерями теплоты через корпус. Это компенсирует увеличение потерь теплоты с отходящими газами, температура которых на печи № 4 на 30 °С выше, чем на печи № 1.

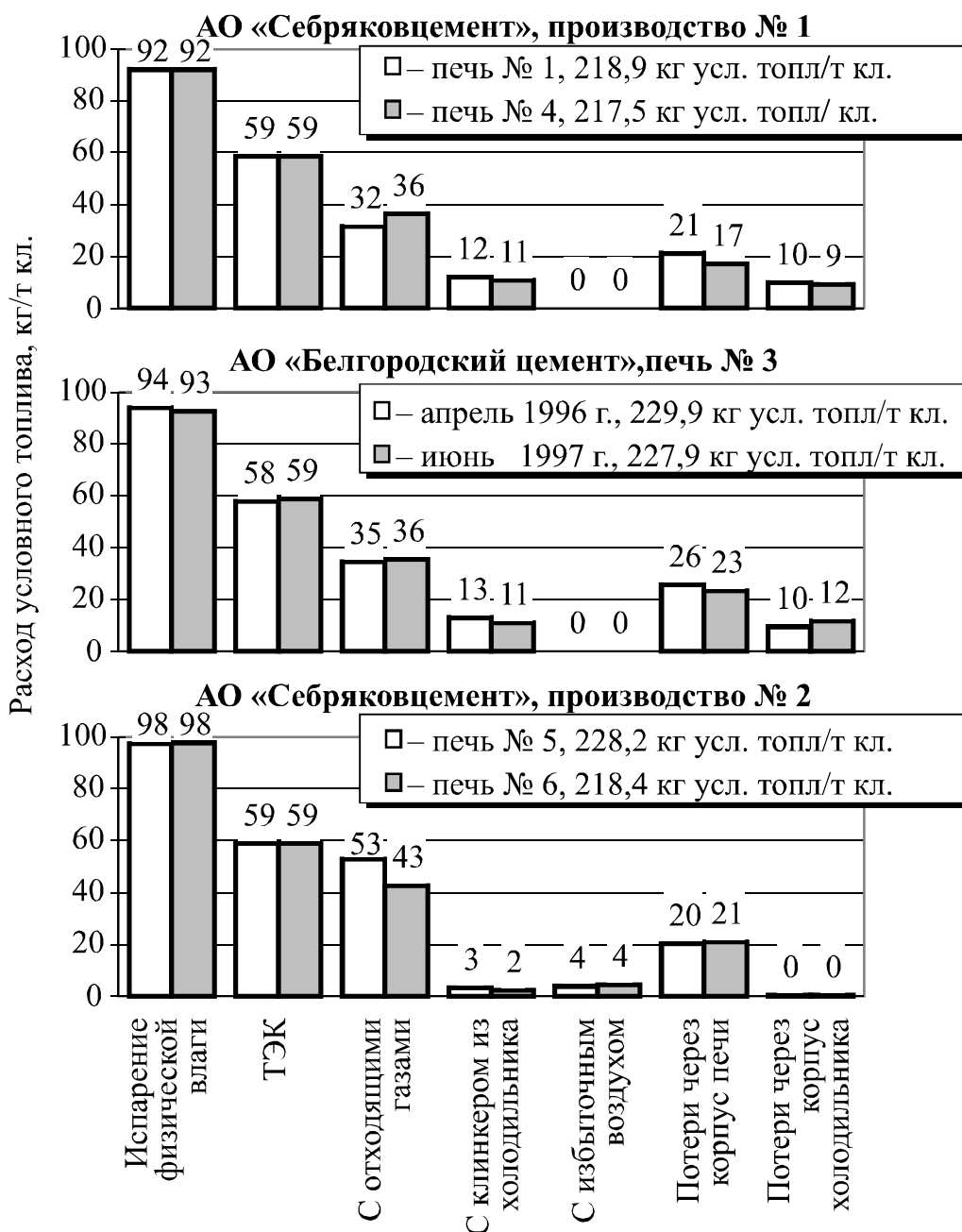


Рис. 3.2. Статьи расхода теплоты в печах

Более высокая эффективность работы холодильника на печи № 4 (КПД холодильника на печи № 1 – 49%, на печи № 4 – 52%) приводит к снижению потерь теплоты с клинкером на 1,3 кг усл. топл. и через корпус холодильника на 0,4 кг усл. топл.

Расход условного топлива на малых печах Белгородского завода превышает на 10 кг расход топлива на печах № 1 и 4 Себряковского завода. Это вызвано более высокой влажностью шлама и более высокой температурой отходящих газов в Белгороде.

Также из-за более высоких температуры отходящих газов и влажности шлама расход топлива на печах производства № 2 выше, чем на печах производства № 1. Можно прогнозировать следующий расход условного топлива при одинаковой влажности шлама (41%) и сохранении температуры отходящих газов на печах № 5 и 6:

№ печи	Расход условного топлива, кг/т кл
1	218,9
4	217,5
5	222,6
6	213,1

Потери теплоты через корпус больших и малых печей Себряковского завода практически одинаковы. Потери теплоты в холодильнике для печей № 1 и 4 включают потери теплоты через корпус холодильника и с клинкером из холодильника, которые в сумме составляют 20...22 кг усл. топл. Для печей № 5 и 6 потери теплоты в холодильнике дополнительно включают потери теплоты с избыточным воздухом и составляют 6...7 кг усл. топл. Но более высокая температура отходящих газов на печи № 6 приводит к перерасходу топлива, перекрывающему 50% экономии топлива от более экономичного холодильника, а на печи № 5 даже превосходящего эту экономию.

На всех печах потери от безвозвратного пылеуноса и пылевозврата, а также от недожога топлива составляют малую величину (десятые доли от 1 кг топлива), поэтому в тепловой баланс они не включены.

Потери теплоты через корпус печи

Температура корпуса печей, определенная замерами пирометром излучения, и распределение температур по технологическим зонам печей представлены на рис. 3.3.

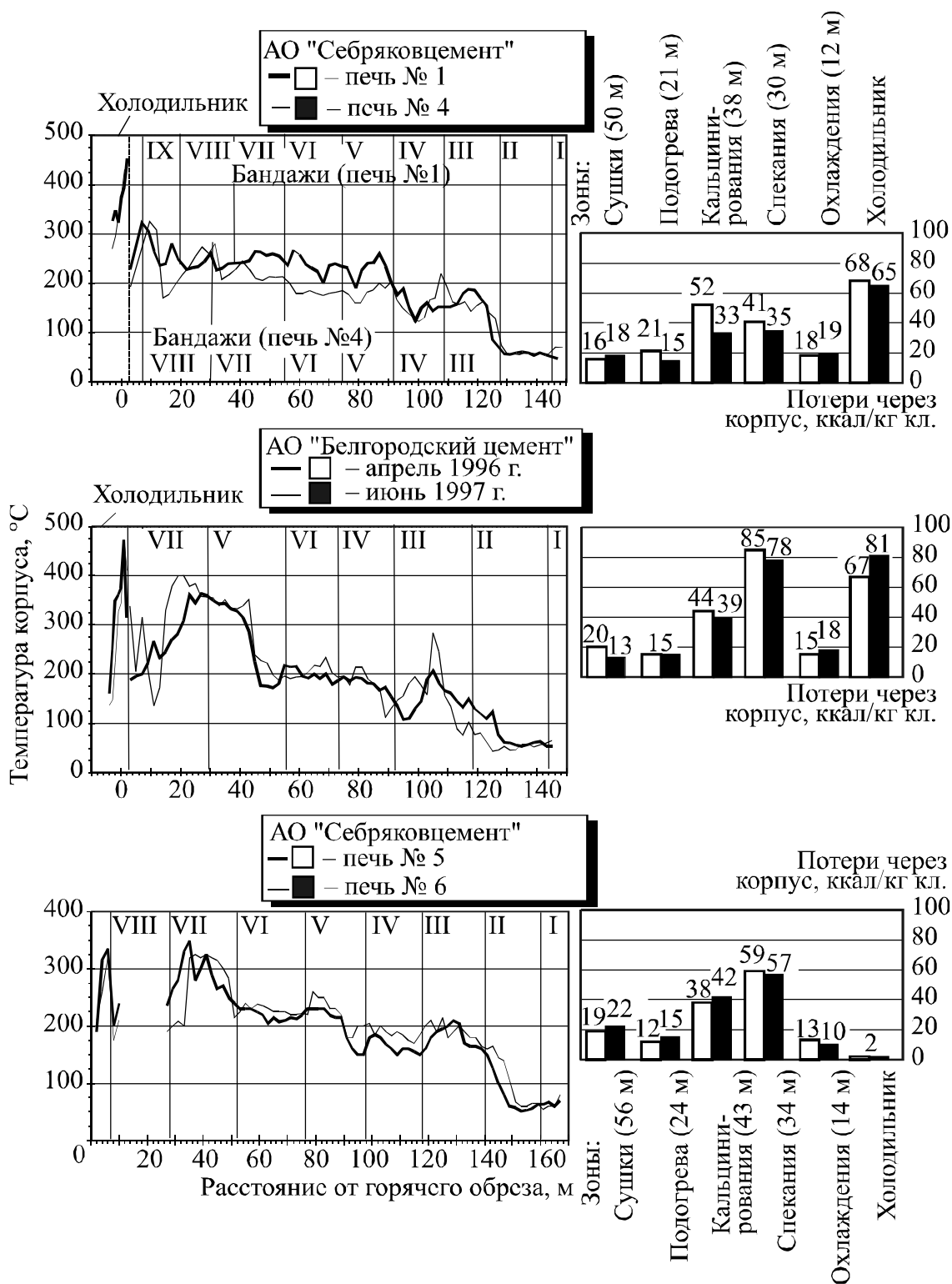


Рис. 3.3. Распределение температур и потери через корпус печей

Наибольшие потери теплоты через корпус печи происходят в горячей половине печи и клинкерном холодильнике. Так, для малых печей суммарные потери теплоты в зонах декарбонизации, спекания и охлаждения (длина 80 м) в 3...5 раз превышают поте-

ри теплоты в зонах сушки и подогрева (71 м). Для печей № 5 и 6 это соотношение равно 3,0...3,5.

Для малых печей в общих потерях теплоты через корпус печи и холодильника потери в горячей половине печи (зоны декарбонизации, спекания, охлаждения) составляют 50...60% (в том числе потери в зоне декарбонизации – 15...20%, спекания – 20...30%, охлаждения – 6...10%), потери в клинкерном холодильнике – 30%.

На печах № 5 и 6 потери в горячей части печи составляют 75...77% от общих, в том числе в зоне декарбонизации – 27...29%, спекания – 40%, охлаждения – 7...9%.

При повышении расхода топлива суммарные потери теплоты через корпус печей также увеличиваются. Данная зависимость для малых печей представлена на рис. 3.4.

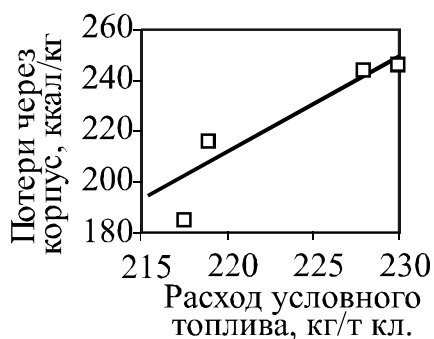


Рис. 3.4. Зависимость между расходом топлива и потерями через корпус для малых печей

Таким образом, более повышенный расход топлива вызывает увеличение температуры корпуса печей и потерь теплоты через корпус в зонах декарбонизации и спекания.

3.2. АНАЛИЗ ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКОЙ РАБОТЫ ВРАЩАЮЩЕЙСЯ ПЕЧИ КОМБИНИРОВАННОГО СПОСОБА ПРОИЗВОДСТВА

Описание печи

Комбинированный способ является одним из эффективных энергосберегающих методов обжига клинкера. В нем шлам готовится по мокрому способу с влажностью до 40%, а затем обезвоживается до влажности 18...20%. Это позволяет значительно снизить капитальные затраты на оборудование для приготовления сырьевой смеси при возведении новых заводов или сохранить существующие сырьевые переделы при реконструкции заводов мокрого способа. В комбинированном способе по сравне-

нию с сухим меньше затраты электроэнергии на приготовление сырьевой смеси, выше качество получаемого клинкера. Сравнение расхода топлива при сухом, комбинированном и мокром способах производства приведено в табл. 1.9.

Линия комбинированного способа производства с вращающейся печью 5x125 м, двухступенчатым циклонным теплообменником и декарбонизатором «Пироклон» введена в эксплуатацию в 1991 г. на АО «Себряковцемент» (г. Михайловка Волгоградской обл.). Описание линии дано в работах [64, 65]. Схема линии представлена на рис. 3.5.

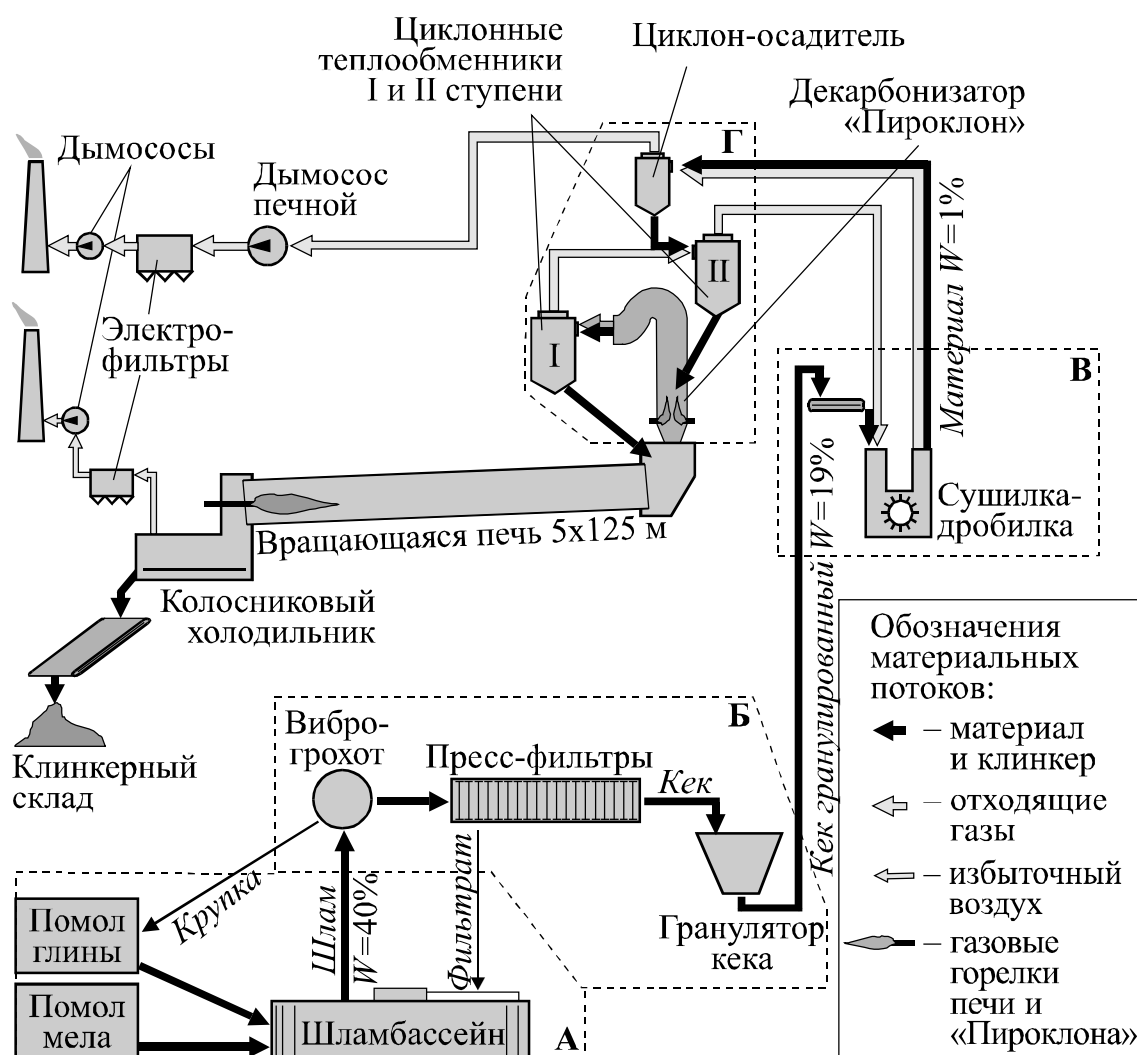


Рис. 3.5. Технологическая схема восьмой технологической линии комбинированного способа производства АО «Себряковцемент»: А – сырьевой цех; Б – цех пресс-фильтрования; В – отделение сушки кека; Г – циклонный теплообменник

По проекту производительность печи составляет 95,8 т/ч при расходе кека 180 т/ч. В декарбонизаторе должно сжигаться 20% топлива, при этом из-за отсутствия третичного воздуха коэффициент избытка воздуха в печи равен 1,3. После начала эксплуатации печи выяснилось, что цех пресс-фильтрования из-за низкой фильтруемости шлама не может обеспечить нужную производительность по кеку, поэтому производительность печи составила 63...65 т/ч. Это вызвало снижение объема отходящих газов и их скорости, вследствие чего в пыльной камере и на горизонтальных участках газоходов циклонных теплообменников стали образовываться настыли. Для очистки газовых трактов от настылей печь приходилось периодически останавливать. Поэтому коэффициент ее использования в 1993–1995 гг. составил не более 0,4.

Результаты теплотехнических испытаний

Теплотехнические испытания линии проводились в 1995–1997 гг. группой сотрудников БГТУ им. В. Г. Шухова под руководством науч. сотр. С. А. Перескока и канд. техн. наук В. М. Коновалова с участием автора. Первоначально были устранены подсосы в газоходах циклонного теплообменника и сушилки-дробилки, что позволило снизить количество присасываемого воздуха в газовых трактах за печью с 130 до 30...40%. Была также налажена работа колосниково-го холодильника с повышением его КПД с 44 до 80% [65].

Целью дальнейших испытаний летом 1997 г. являлось определение оптимального режима работы печи. В ходе испытаний за печью, в газоходах циклонного теплообменника и после сушилки-дробилки проводился анализ отходящих газов и измерялись температуры газа и материала; определялась влажность материала после сушилки-дробилки; проводились замеры температуры корпуса печи. Теплотехнические испытания проводились для режимов работы без сжигания топлива в реакторе-декарбонизаторе и при подаче в реактор-декарбонизатор 25% топлива; в последнем случае печь работала в двух режимах с разным коэффициентом избытка воздуха (табл. 3.2). Более низкий расход топлива в режиме I объясняется более низкой влажностью шлама и температурой отходящих газов на выходе из печного агрегата.

Расчет материального и теплового баланса печи № 8 имеет следующие особенности.

1. Расход топлива в связи с неточностью показаний расходомеров на печи определялся по тепловому балансу.

Режимы работы печи № 8

Номер режима	I	II	III
Расход влажного кека (по расходомеру), т/ч	122,2	118	125,5
Производительность (расчетная), т/ч	64,7	62,6	65,8
Влажность кека, %	17,88	17,75	18,7
Титр сырьевой смеси, %	75,25	75,25	75,25
ППП сырьевой смеси, %	35,2	35,2	35,2
Коэффициент избытка воздуха:			
в печи	1,36	1,50	1,45
за декарбонизатором (с учетом подсосов)	1,48	1,24	1,20
Расход топлива (по показаниям расходомера), %:			
в печи	100	75,2	75,6
в декарбонизаторе	–	24,8	24,4
Расход топлива на обжиг (расчетный), кг. усл. топл/кг кл.	145,8	151,4	151,1
Количество подсосов, %	44,0	50,2	46,4
Температура газов после сушилки-дробилки, °С	168	204	211

Соотношение между расходом топлива в печи и декарбонизаторе задавалось по отношению показаний расходомеров.

2. Производительность печи определялась по расходу кека, измеренного расходомером, и влажности и ППП кека.

3. Температуры газа, материала и клинкера, используемые в расчетах, являются результатами измерений. Температура газов после I циклона подбиралась с учетом распределения теплоты между циклонным теплообменником и сушилкой-дробилкой, обеспечивающим отсутствие невязки их тепловых балансов; в среднем расчетная температура получалась на 40...70°С ниже, чем измеренная, что, вероятнее всего, связано с погрешностью стационарной термомпары.

4. Расход общего воздуха, поступающего в холодильник, определялся по результатам замеров, расход избыточного воздуха рассчитывался как разность расходов общего воздуха и воздуха, подаваемого в печь.

5. Теплосодержание вторичного воздуха определялось как разность прихода теплоты в холодильник с воздухом и клинкером и потерь теплоты с клинкером, аспирационным воздухом и через корпус.

6. Потери в клинкерном холодильнике принимались в размере 0,5% от суммы прихода теплоты.

7. Степень декарбонизации в циклонах и реакторе-декарбонизаторе из-за большой доли пылеуноса в аппаратах и печи определялась не по потерям при прокаливании проб материала, а по составу отходящих газов до и после аппаратов. Также по результатам газового анализа определялся коэффициент избытка воздуха и присосы воздуха по газовому тракту.

8. Считалось, что реакция декарбонизации проходит в печи и декарбонизаторе, дегидратации – в циклонном теплообменнике, экзотермические реакции – во вращающейся печи. Сумма тепловых эффектов этих реакции равнялась тепловому эффекту клинкерообразования.

9. Потери через стенки вращающейся печи, циклонного теплообменника и сушилки-дробилки рассчитывались по замерам температуры наружной поверхности их корпусов. Результаты замеров для вращающейся печи представлены на рис. 3.6. Режим работы с декарбонизатором и без него практически не влияет на температурный режим печи, но при сжигании топлива в декарбонизаторе из-за большего коэффициента избытка воздуха в печи несколько удлиняется факел.

Потери теплоты через корпус в обоих случаях практически одинаковы.



Рис. 3.6. Средняя температура корпуса печи № 8:
замеры проводились через 2 м, потери теплоты составляют 13,84 МВт для режима I и 13,73 МВт для режимов II и III

Это объясняется одинаковой теоретической температурой горения топлива, °С:

I режим	1897
II режим	1842
III режим	1891,

которая невысока из-за большого коэффициента избытка воздуха.

Результаты компьютерного расчета теплового баланса для режима III представлены ниже.

Исходные данные

Характеристики сырьевой смеси, мас. %							
SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	П.П.	Влажность	Титр
14,02	3,04	3,23	43,01	0	35,2	15,7	75,25

Расход топлива, % (отношение по расходомерам) в печи	70,3	Расход газа, М	125,53
в декарбонизаторе	29,7	Влажность газа в сушильном слое, %	3
Q _г , в ккал/кг/ч	38700	Степень декарбонизации в печи, %	72,5
температура топлива, °С	20	Выход газа, % от поджигаемого в печи сырья:	
в на обрзоке печи	145	капли	41
		безводно-з	0,8

Подсосы, %		
В декарбонизаторе	После I цилindra	После I цилindra и в сушилке дробилки
9	5,3	2,3

Температура материала, °С:		Температура газа, °С:		Потери тепла, ккал/ч:	
на входе в печь	25	на входе в печь	930	в печи	14,5
после зб	304	после декарбонизатора	757	в сушилке тепло	1,50
после I цилindra	506	после I цилindra	757	обменника	
после II цилindra	770	после II цилindra	934	в сушилке	0,10
Температура клинкера, °С:		после зб	21	дробилки	
после печи	1270	Температура воздуха, °С	30	Расход избыточного	
после молотильника	100	Температура избыточного воздуха, °С	154	воздуха, м ³ /ч/кг	0,7

Результаты расчета

Материальный баланс

Проводимость, т/ч	8,8	Паровод	0,11	кг/кг	0,01
Общий расход топлива, т/ч	3,782	влажного газа	1,50		
Расход топлива, т/ч:		сухого газа	1,24		
в печи	0,011	после декарбонизатора	0,31	0,24	
в декарбонизаторе	0,003	выход теоретически-возможного CO ₂	0,51	0,25	
Расход, эк. тепло. единицы, м ³ /ч/кг	151,1	выход гидратной влаги	0,23	0,04	

Расход, м ³ /ч/кг	Перед сушилкой дробилки	После сушилки дробилки	После II цилindra	После I цилindra
Сумма материалов	1,54	1,54	1,54	1,41
Сухого газа	0,35	0,35	-	-

Материальный баланс горения, м ³ /кг/кг			
Вход, избыток воздуха	0	0	2,5
Расход воздуха	9,58	14,47	
Выход			
CO ₂	1,23	1,02	
H ₂ O	1,36	1,85	
N ₂	7,88	11,43	
O ₂	0,20	0,94	

Состав клинкера			
SiO ₂	21,64	CaO	63,4
Al ₂ O ₃	5,15	SiO ₂	14,6
Fe ₂ O ₃	4,95	Al ₂ O ₃	5,2
CaO	56,57	Fe ₂ O ₃	15,2
MgO	0,05		
Σ	58,24	Σ	95,28

Состав газа, м ³ /кг/кг							
Печи	Сумма	H ₂ O	CO ₂	O ₂	N ₂	Сухие газы	Σ
Обрзоке печи	1,76	0,20	0,31	0,10	1,15	1,56	1,45
После декарбонизатора	1,38	0,36	0,20	0,06	1,27	1,72	1,30
После I цилindra	2,07	0,26	0,40	0,06	1,34	1,87	1,27
После II цилindra	2,85	0,37	0,40	0,17	1,77	2,28	1,52
После сушилки дробилки	3,57	0,44	0,40	0,31	2,15	2,87	2,07

Расход и скорость газового потока в газоходах						
Элемент	t, °C	Расход			Сече ис- м ²	Скорость м/с
		кг/ч	м ³ /ч	м ³ /с		
Газ перед декарбонизатором	900	1,66	115,87	49,85	7,24	19,1
В печи декарбонизатора	900	1,66	115,87	49,85	8,94	15,9
Газ перед циклоном	787	1,84	131,24	53,68	11,56	17,4
Газ перед циклоном	787	2,07	138,23	53,83	8,58	18,4
Газ перед циклоном	524	2,85	174,48	51,85	8,58	18,0
Газ перед сушилкой-дробилкой	211	3,82	237,56	42,38	3,53	29,8

Баланс вращающейся печи					
Поток	кДж/ч	%	Поток	кДж/ч	%
Поток топлива	3346,9	49,9	Клинки	1291,6	19,3
Теплосодержание топлива	31	0,0	Отходящие газы	2402,6	35,6
Вторичный воздух	1136,4	17,0	Пылеунос	361,7	5,4
Теплосодержание сыра	1627,2	24,3	Декарбонизация	1576,1	23,6
Содержание влаги в сыре	617,9	9,2	Потери через корпус	751,2	11,2
Потери в теоретической реакции			Наявка	0,0	0,0
Σ	6703,5	100,0	Σ	6703,5	100,0

Баланс циклонных теплообменников и декарбонизатора					
Поток	кДж/ч	%	Поток	кДж/ч	%
Поток топлива	1050,2	24,4	Теплосодержание сыра	1557,2	35,4
Теплосодержание топлива	0,0	0,0	Отходящие газы	2047,8	46,3
Теплосодержание сыра	320,6	7,3	Изменение физической влаги	70,7	1,5
Отходящие газы	2402,6	54,4	Декарбонизация	172,9	3,9
Пылеунос	361,7	8,2	Декарбонизация	387,7	8,8
Потери	0,0	0,0	Потери через корпус	116,9	2,6
Σ	4415,0	100,0	Σ	4415,0	100,0

Баланс сушилки-дробилки					
Поток	кДж/ч	%	Поток	кДж/ч	%
Сырье (влажный материал)	451	2,1	Сырье (сухой материал)	320,5	1,5
Отходящие газы (из циклона)	2047,8	96,5	Отходящие газы	1044,0	48,3
Газы	231	1,1	Изменение влаги	746,5	33,3
Σ	2716,0	100,0	Σ	2716,0	100,0

Тепловой баланс процесса обжига

Поток	кДж/ч	%	Поток	кДж/ч	%
Поток топлива			Сырье		
- в печи	3346,9	74,7	Изменение физической влаги	1638,1	36,0
- в декарбонизаторе	1080,2	23,4	Отходящие газы	1144,0	25,0
Теплосодержание топлива	4,1	0,1	Клинки из колосовника	767	1,7
Теплосодержание сыра	45,1	1,0	Избыточный воздух	1521	3,3
Теплосодержание влаги	57,2	1,3	Потери через корпус	856,4	18,7
Теплосодержание подосыра	56,0	1,2	Наявка	0,0	0,0
Σ	4616,5	100,0	Σ	4616,5	100,0

На рис. 3.7 показаны изменения характеристик газового и материального потоков в печи для рассмотренных режимов работы.

Анализ работы печи

Анализ результатов теплотехнических расчетов показывает, что работа с подачей топлива в декарбонизатор характеризуется более высокой температурой материала во всем печном агрегате и более высокой температурой газа в циклонных теплообменниках (точки 4–5 рис. 3.7), тогда как температура газа после вращающейся печи и в декарбонизаторе для всех режимов практически одинакова. Отложения на стенках газоходов, образующиеся в запечном теплообменнике, представляют собой в основном спуррит $2C_2S \cdot CaCO_3$ и образуются при температурах 800–1000°C [64], поэтому изменением температурного режима от насталеобразования избавиться невозможно.

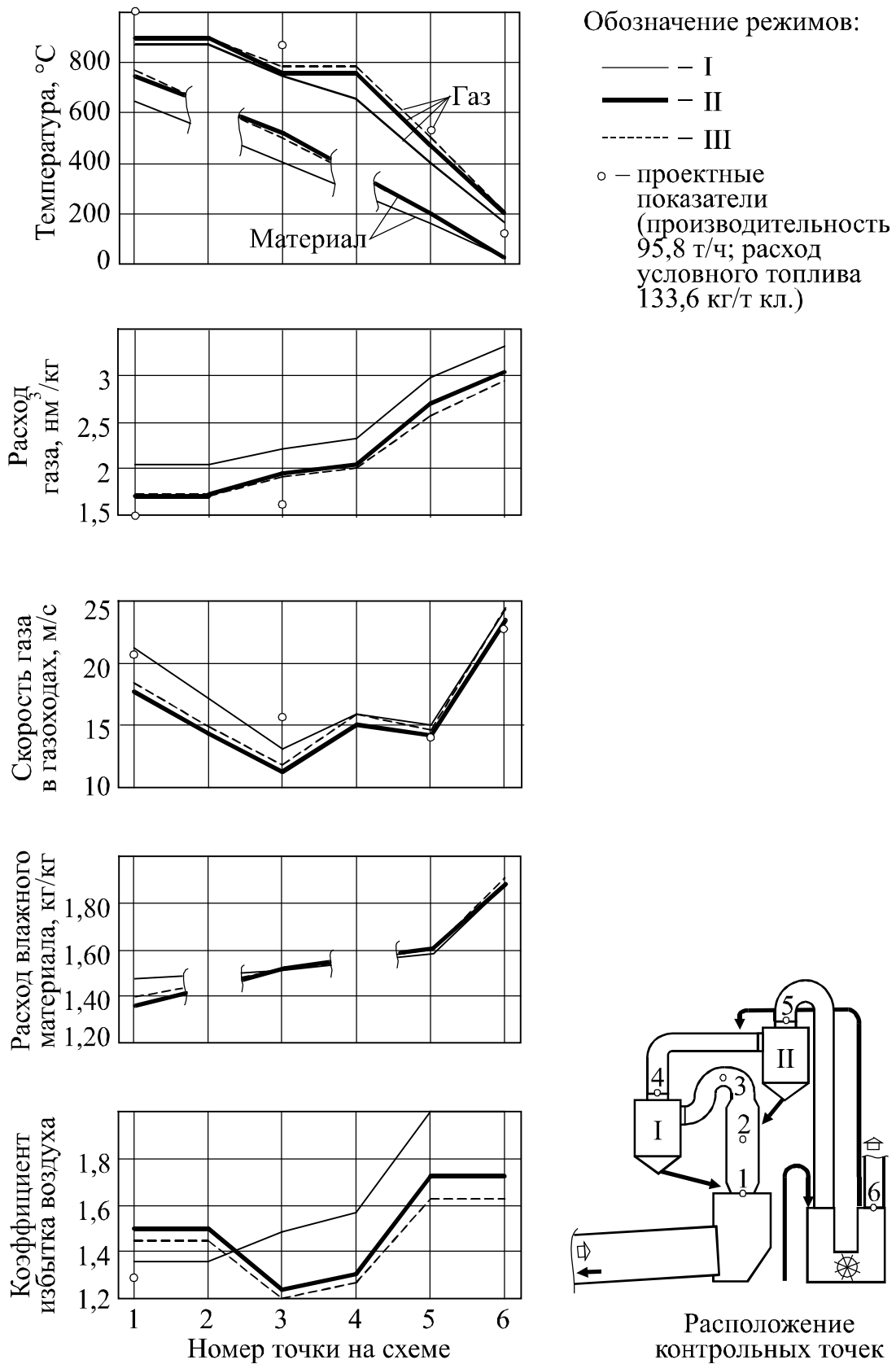


Рис. 3.7. Характеристики материальных потоков печи № 8 в различных режимах работы

Во всех режимах обжиг проводился с завышенным коэффициентом избытка воздуха. Значение α без учета подсосов, рассчитанное как отношение объема воздуха, подаваемого в печь, к объему, теоретически необходимому для сжигания всего топлива, составило:

I режим	1,36;
II режим	1,13;
III режим	1,10,

но в связи с подсосами по газовому тракту избыток воздуха в декарбонизаторе для двух последних режимов превышал 1,2. Можно заметить, что при величине подсосов за вращающейся печью 9% для обеспечения в декарбонизаторе $\alpha = 1,05$ в печи необходимо поддерживать $\alpha = 1,3$.

Скорость газов в газоходах за вращающейся печью и декарбонизатором выше при отсутствии сжигания газа в декарбонизаторе. В обоих случаях скорость газа в декарбонизаторе ниже, чем проектные показатели. Дальше по газовому тракту скорость в разных режимах работы одинакова, так как, несмотря на более низкие температуры газа в первом режиме, в нем объем газов больше из-за более высокого коэффициента избытка воздуха. Скорость и температура газа в циклонных теплообменниках и сушилке-дробилке в обоих случаях соответствует проектным показателям.

Скорость газа в газоходах изменяется пропорционально значению коэффициента избытка воздуха. При снижении коэффициента избытка воздуха в последней зоне горения до величины 1,1 по сравнению с наблюдаемыми режимами расход топлива уменьшается на 2...4 кг усл. топл/т кл., но при этом и скорость газа на обресе печи снижается до 17...18 м/с (при проектной скорости 20,8 м/с). Наоборот, увеличение коэффициента избытка воздуха до 1,5 приводит к повышению скорости на обресе печи до 22...23 м/с при увеличении расхода топлива на 3...5 кг.

Можно сделать вывод, что наличие или отсутствие сжигания газа в декарбонизаторе влияет на аэродинамический режим только во вращающейся печи и декарбонизаторе, далее по газовому тракту аэродинамический режим характеризуется постоянством. Поэтому с теплотехнической точки зрения режимы работы с декарбонизатором и без него равнозначны. Использование декарбонизатора, как показано в работе [64], целесообразно для снижения циркуляции щелочей в печном агрегате.

Проектный удельный расход условного топлива на печи составляет 133,6 кг, тогда как при эксплуатации он равен 145–150 кг. Перерасход вызван в основном пониженной производительностью, так как при одинаковых абсолютных значениях теплотерьерь через корпус печи и запечных теплообменников (что можно заключить из рис. 3.6) увеличиваются удельные потери теплоты на 10 кг усл. т/т кл. Очевидно, что уменьшить удельные потери теплоты через стенки аппаратов без повышения производительности нельзя. Второй причиной перерасхода топлива является более высокая температура отходящих газов после сушилки-дробилки, которая составляет 115°C по проекту и 168–211°C фактически. Перерасход в этом случае составляет 2–3,8 кг. Для его ликвидации необходимо уменьшить подсосы на тракте от сушилки-дробилки до электрофильтров, так как подсосы снижают температуру отходящих газов и поэтому требуют поддержания их повышенной температуры для того, чтобы в электрофильтрах с учетом подсосов она была выше точки росы.

Использование третичного воздуха

Особенностью работы рассматриваемой печи при сжигании топлива в декарбонизаторе является наличие недожога топлива в отходящих газах после декарбонизатора при отсутствии СО на обресе печи. Это вызвано плохим смешением подаваемого в декарбонизатор топлива и значительно разбавленного продуктами горения воздуха, приходящего из печи. Одним из путей повышения эффективности сжигания топлива является использование горелок с полным предварительным смешением топлива и воздуха. Требуемая тепловая мощность горелки составляет 18...20 МВт при объемной плотности тепловыделения менее 1 МВт/м³, что позволяет использовать дутьевые горелки.

Для горелок полного смешения требуется наличие газохода третичного воздуха из холодильника к декарбонизатору. Использование третичного воздуха в печах с декарбонизаторами «Пироклон» подробно рассмотрено в работе [33], где приводятся данные о целесообразности его применения при производительности печи выше 105 т/ч и сжигании в декарбонизаторе 65% топлива. Но в этой же работе показано, что применение третичного воздуха более эффективно при сжигании в декарбонизаторе 30...35% топлива, при этом процесс обжига во вращающейся печи из-за

меньшего объема избыточного воздуха и более высокой температуры горения происходит более устойчиво.

Недостатком использования третичного воздуха являются затраты на сооружение воздуховода и потери теплоты через его стенки. Рассмотрим воздуховод со следующими характеристиками:

длина	130 м;
скорость воздуха	7,5 м/с;
температура воздуха	600°С;
расход воздуха	0,30 нм ³ /кг (20 тыс. нм ³ /ч);
футеровочный огнеупор	шамот-легковес.

Для таких характеристик внутренняя сторона квадратного воздуховода будет составлять 1,65 м, аэродинамическое сопротивление воздуховода – 0,96 кПа, мощность дутьевого вентилятора – 30 кВт. В результате теплотехнических расчетов воздуховода получены данные, приведенные в табл. 3.3.

Таблица 3.3

Расчет воздуховода третичного воздуха

Показатели	Толщина футеровки, м			
	0,1	0,15	0,2	0,25
Потери теплоты через стенки, МВт (кг усл. топл/кг кл.)	0,76 (1,4)	0,61 (1,2)	0,52 (1,0)	0,45 (0,9)
Снижение температуры воздуха, °С	106	85	72	63
Масса футеровки, т	67,4	104,2	143,1	184,1
Стоимость воздуховода*, тыс. руб.	474	667	871	1086

* При стоимости шамота 3500 руб/т, вентилятора – 80 тыс. руб. и затрат на сооружение в размере 50% от стоимости материалов и оборудования

Расчет теплового баланса показал, что при снижении коэффициента избытка воздуха после декарбонизатора до 1,1 расход условного топлива по сравнению с вариантом III снизится на 0,5 кг/т кл. или 0,03 тыс м³/ч (при толщине футеровки 0,2 м). Срок окупаемости воздуховода составит от 2 до 5 лет (в зависимости от толщины футеровки).

Анализ режима работы печи по замерам температуры корпуса

Температура корпуса вращающейся печи может быть замерена стационарными или переносными пирометрами. По распределению этой температуры по длине печи можно оценивать поло-

жение факела, границы зоны спекания и температурный режим обжига. Результаты измерений температуры корпуса рассматриваемой печи приведены на рис. 3.6. На температурную кривую оказывают влияние следующие факторы:

- изменение толщины обмазки и кольца (участки с утолщенной обмазкой, образовавшиеся из-за наличия легкоплавких соединений или повышенной температуры внутри печи);
- бандажи и опоры печи, приводящие к снижению температуры корпуса в зоне их расположения;
- вентиляторы для обдува корпуса печи, также снижающие температуру корпуса.

Перечисленные факторы приводят к локальным колебаниям температуры корпуса, которые могут исказить информацию о температурном режиме печи. Далее предлагается методика оценки теплового режима печи с использованием результатов замеров температуры корпуса.

Процесс передачи теплоты через цилиндрическую стенку показан на рис. 3.8.

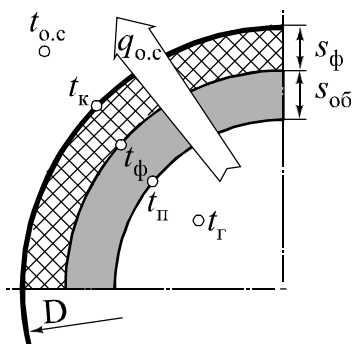


Рис. 3.8. Потери теплоты через цилиндрический корпус печи:

$q_{о.с}$ – потери теплоты через корпус, Вт/м;
 s_{ϕ} , $s_{об}$ – толщина футеровки и обмазки, м;
 D – диаметр печи, м; $t_{о.с}$, $t_{к}$, t_{ϕ} , $t_{п}$, $t_{г}$ – температура соответственно окружающей среды, корпуса, внутренней поверхности футеровки, внутренней поверхности печи и газов внутри печи, °С

Общее уравнение теплопередачи от газов в окружающую среду для цилиндрической футеровки печи имеет вид

$$q_{о.с} = 2\pi \left[\frac{1}{\lambda_{об}} \ln \frac{D-2s_{\phi}}{D-2(s_{\phi}+s_{об})} + \frac{1}{\lambda_{\phi}} \ln \frac{D}{D-2s_{\phi}} + \frac{2}{\alpha_{о.с}D} \right]^{-1} (t_{п} - t_{о.с}), \quad (3.1)$$

где $\lambda_{об}$ – коэффициент теплопроводности обмазки, Вт/м·К; D – внешний диаметр печи, м; λ_{ϕ} – коэффициент теплопроводности футеровки, Вт/м·К; $\alpha_{о.с}$ – коэффициент теплоотдачи от стенки печи в окружающую среду, Вт/м²·К.

В уравнение (3.1) не включен процесс теплоотдачи к внутренней поверхности печи, так как он зависит от комбинированного теплообмена между газами, материалом и внутренней поверхностью стенки с учетом тепловыделения и теплопоглощения в материале, для которого в настоящее время нет достаточно надежных методов расчета. Но из-за высокой интенсивности теплоотдачи от газа к внутренней поверхности стенки температура t_r обычно близка к $t_{\text{п}}$.

Коэффициент теплоотдачи от стенки печи в окружающую среду может быть с высокой степенью точности определен по выражениям (1.57), (1.58). Таким образом, зная температуру внешней стенки печи t_k , можно по выражению

$$q_{\text{о.с}} = \pi \alpha_{\text{о.с}} D (t_k - t_{\text{о.с}}) \quad (3.2)$$

определить тепловой поток $q_{\text{о.с}}$ через стенку и по нему рассчитать температуру внутренней поверхности футеровки:

$$t_{\text{ф}} = t_k + \frac{q_{\text{о.с}}}{2\pi} \left[\frac{1}{\lambda_{\text{ф}}} \ln \frac{D}{D - 2s_{\text{ф}}} \right]. \quad (3.3)$$

Температуру газов внутри печи t_r и близкую к ней температуру внутренней стенки печи $t_{\text{п}}$ предлагается описывать уравнением, соответствующим характеру их изменения:

$$t'_r \approx t'_{\text{п}} = a_0 e^{a_1 x^{a_2}} x^{a_2 - 1}, \quad (3.4)$$

где x – расстояние от обреза горелки, м.

Для температуры $t_{\text{п}}$ существуют следующие ограничения:

– на участках, где отсутствует обмазка (зоны охлаждения, экзотермических реакций и далее к холодному обрезу печи), она равна температуре внутренней поверхности футеровки $t_{\text{ф}}$, на участках с обмазкой (зона спекания) она превышает эту температуру:

$$t_{\text{п}} = t_{\text{ф}}, s_{\text{об}} = 0; \quad t_{\text{п}} > t_{\text{ф}}, s_{\text{о}} > 0;$$

– значения в каждом сечении не могут превышать действительную температуру горения t_{max} в этом сечении:

$$t_{\text{max}} = \frac{Q_{\text{н}}^{\text{п}} x_{\text{т}} + Q_{\text{в.в}} + Q_{\text{т}} + Q_{\text{подс}} - Q_{\text{дис}} - \sum q_{\text{о.с } i}}{c_{\text{п.г}} V_{\text{п.г}}},$$

где Q_H^p – теплота сгорания топлива, кДж/м³(кг); x_T – удельный расход натурального топлива, м³(кг)/кг кл.; $Q_{в.в.}$, Q_T , $Q_{подс}$ – тепло-содержание вторичного воздуха, топлива и подсосов, кДж/кг кл.; $Q_{дис}$ – теплота диссоциации трехатомных газов, кДж/кг кл.; $\sum q_{о.с. i}$ – сумма потерь в окружающую среду через стенки печи на участке от горячего обреза печи до рассматриваемого сечения, кДж/кг кл.; $c_{п.г}$ – теплоемкость продуктов горения, кДж/м³·К; $V_{п.г}$ – удельный объем продуктов горения, м³/кг кл.

Указанные ограничения являются достаточными для оценки коэффициентов $a_0 - a_2$ уравнения (3.4). По полученным значениям $t'_п$ может быть определена толщина обмазки $s_{об}$:

$$s_{об} = (0,5D - s_{\phi}) \left[1 - \exp \left(-\lambda_{об} \left(\frac{2\pi}{q_{о.с.}} (t'_п - t_k) - \frac{1}{\lambda_{\phi}} \ln \frac{D}{D - 2s_{\phi}} \right) \right) \right].$$

На рис. 3.9 приведены температурные зависимости и расчетная толщина обмазки для режима Ш, полученные согласно приведенной методике. Получены следующие коэффициенты уравнения (3.4) для кривой $t'_п$: $a_0 = 224$; $a_1 = -0,00106$; $a_2 = 1,73$. На рис. 3.9 также показана температура внутренней стенки печи $t_{п}$ при фиксированной толщине обмазки 0,05 м.

Согласно расчетам, точка с максимальной температурой факела в печи расположена на расстоянии 30 м от горячего обреза. Как видно из рис. 3.9, средняя толщина обмазки в печи составляет 0,06 м. На участке с максимальной температурой факела имеется кольцо толщиной 0,2 м.

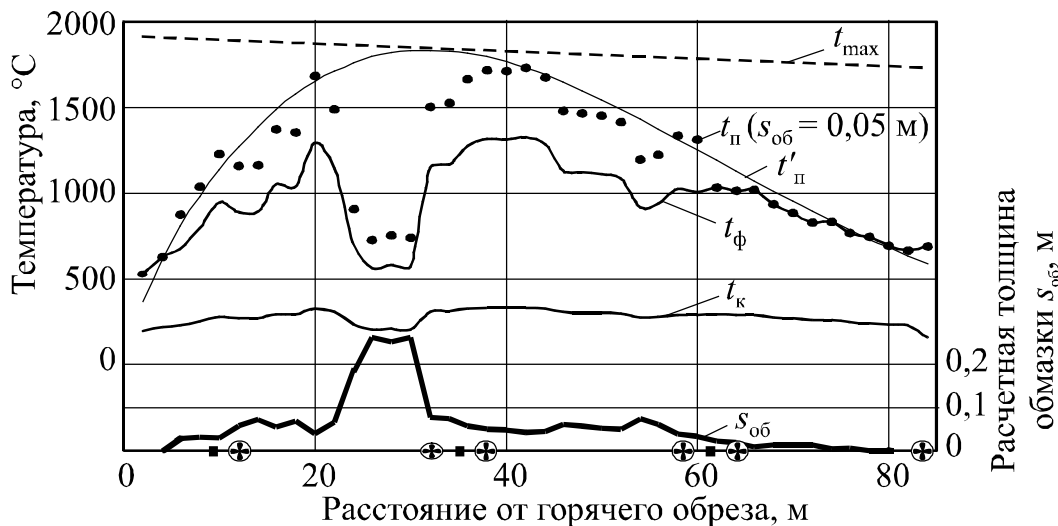


Рис. 3.9. Тепловой режим и толщина обмазки печи:
 ■ – опоры (бандажи) печи; ⊕ – охлаждающие вентиляторы

В заключение можно сделать следующие выводы. Основной причиной перерасхода топлива в печи АО «Себряковцемент» является ее пониженная производительность. С теплотехнической точки зрения режимы работы печи комбинированного способа производства с декарбонизатором и без него равнозначны. Установка воздуховода третичного воздуха на печи энергетически и экономически целесообразна.

3.3. ВЛИЯНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ НА ЗАТРАТЫ ТЕПЛОТЫ В ПЕЧИ

Теплотехнический анализ работы цементной вращающейся печи позволяет определять ее наиболее эффективные режимы работы и направления энергосбережения. В разделе производится анализ параметров процесса обжига на статьи затрат теплоты и расход топлива на обжиг.

Влажность шлама

На испарение физической влаги шлама в печах мокрого способа тратится до 50% от общего расхода топлива на обжиг. При увеличении влажности на 1% расход условного топлива на печах увеличивается на 4,3...4,5 кг/т (рис. 3.10).

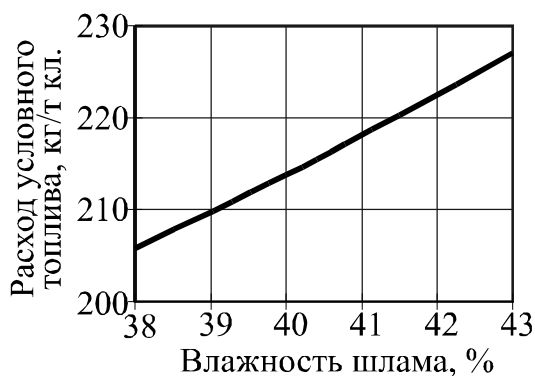


Рис. 3.10. Зависимость расхода топлива от влажности шлама для малых печей Себряковского цементного завода

Данная величина складывается из следующих статей:

- затраты на испарение влаги (3,7...3,8 кг);
- потери теплоты с водяными парами, выходящими из печи в составе отходящих газов (0,6...0,8 кг);
- потери с выходящими из печи продуктами сгорания дополнительно подаваемого топлива (менее 0,1 кг).

Можно записать уравнение изменения расхода топлива при изменении влажности шлама:

$$\Delta G = 2500 \cdot \Delta m_W + \Delta V_W c_W t_{o.g} + \frac{\Delta G}{Q_H^p} V_{п.г}^d c_{п.г} t_{o.g}, \text{ или} \quad (3.5)$$

$$\Delta G = \left[2500 \cdot \Delta m_W + \Delta V_W c_W t_{o.g} \right] \left[1 - \frac{V_{п.г}^d \cdot c_{п.г} \cdot t_{o.g}}{Q_H^p} \right]^{-1}, \quad (3.6)$$

где ΔG – изменение расхода топлива, кДж/кг кл.; Δm_W и ΔV_W – изменение массового, кг/кг кл., и объемного, м³/кг кл., расхода физической влаги; $t_{o.g}$ – температура отходящих газов, °С; c_W и $c_{п.г}$ – теплоемкость водяных паров и продуктов горения при $t_{o.g}$, кДж/м³·К; $V_{п.г}^d$ – действительный выход продуктов сгорания, м³/кг(м³) топлива; Q_H^p – теплота сгорания топлива, кДж/кг (м³).

Масса влаги m_w выражается через влажность шлама W , %:

$$m_w = 0,01 \cdot W \cdot g_{вл.с} = \frac{W}{100 - W} g_{сух.с}, \quad (3.7)$$

где $g_{вл.с}$ и $g_{сух.с}$ – расход влажного и сухого сырья, кг/кг кл. Таким образом, при увеличении влажности на 1% увеличение массы и объема влаги имеет вид

$$\Delta m_w = \frac{W + 1}{100 - (W + 1)} - \frac{W}{100 - W} g_{сух.с} \approx \frac{100}{(100 - W)^2} g_{сух.с};$$

$$\Delta V_W = 1,24 \cdot \Delta m_w.$$

Расход сырья может быть рассчитан без учета присадки золы топлива и пылеуноса:

$$g_{сух.с} \approx \frac{100}{100 - ППП_c}, \quad (3.8)$$

где $ППП_c$ – потери при прокаливании сырья. Предлагаемые упрощения при расчете ΔG приведут к незначительной, в несколько процентов, ошибке.

Таким образом, при изменении влажности на 1% расход топлива меняется на величину ΔG , кДж/кг кл.:

$$\Delta G \approx \frac{10^4}{(100 - W)^2 (100 - ППП_c)} \frac{2500 + 1,86 \cdot t_{o.g}}{1 - t_{o.g} \left(\frac{1,4 \cdot k_o}{Q_H^p} + 0,000356 \cdot \alpha \right)} \quad (3.9)$$

Расчеты показали, что в формуле (3.9) величины k_o , Q_H^p , α на величину ΔG влияют незначительно, при их изменении в пределах, характерных для цементной технологии, ΔG меняется на 0,01...1,6 %. Поэтому их можно усреднить, и выражение после этого примет такой вид:

$$\Delta G \approx \frac{10^4}{(100 - W)^2 (100 - \text{ППП}_c)} \frac{2500 + 1,86 \cdot t_{o,r}}{1 - 4,3 \cdot 10^{-4} \cdot t_{o,r}} \quad (3.10)$$

Таким образом, на величину изменения расхода топлива при изменении влажности шлама дополнительно влияют абсолютное значение влажности, температура отходящих газов и потери при прокаливании сырьевой смеси.

Зависимость, полученная по выражению (3.10), с переводом теплоты в условное топливо, представлена на рис. 3.11, откуда видно, что на изменение расхода топлива при изменении влажности шлама большое влияние оказывают температура отходящих газов и применение техногенного сырья.

В печах комбинированного способа производства уменьшение влажности шлама на 1% снижает массу влаги вдвое меньше, чем в печах мокрого способа. Поэтому экономия топлива при снижении влажности шлама в печах комбинированного способа значительно ниже (в 1,7 раза), чем в печах мокрого способа.

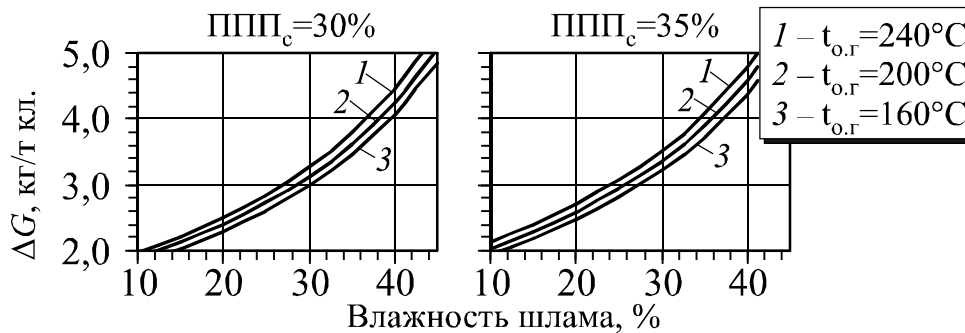


Рис. 3.11. Изменение расхода условного топлива ΔG при изменении влажности шлама на 1% для различной температуры отходящих газов, влажности и ППП шлама

Но о прямой зависимости между снижением влажности шлама и расходом топлива говорить нельзя, так как уменьшение влажности может привести к пересушке шлама в цепных завесах, повышению пылеобразования и ухудшению теплообмена в печи,

что вызовет необходимость поднимать температурный уровень газов, то есть увеличивать расход топлива.

При уменьшении влажности шлама происходит перераспределение теплоты, отдаваемой газом материалу, в направлении к горячей части печи. Поэтому снижение влажности шлама должно сопровождаться адекватной экономией топлива в горячей части печи с целью сохранения температурного режима, иначе температурный уровень газов на входе в холодную часть печи не обеспечит требуемую степень теплообмена в ней, что приведет к необходимости повышать температурный уровень путем увеличения расхода топлива. Так, в работе [26] отмечается, что на отдельных печах при увеличении влажности шлама наблюдалось снижение расхода топлива. Поэтому для влажности шлама есть нижнее допустимое значение, индивидуальное для разных технологических линий (от 36 до 42%).

Между влажностью шлама и температурой отходящих газов существует обратная зависимость – при возрастании влажности температура отходящих газов снижается. Так, при постоянном расходе топлива изменение влажности шлама на 1% соответствует противоположному изменению температуры отходящих газов на 20°C.

Температура отходящих газов

Температура отходящих газов $t_{o.g}$ является вторым после влажности шлама параметром, наиболее сильно влияющим на расход топлива (рис. 3.12).

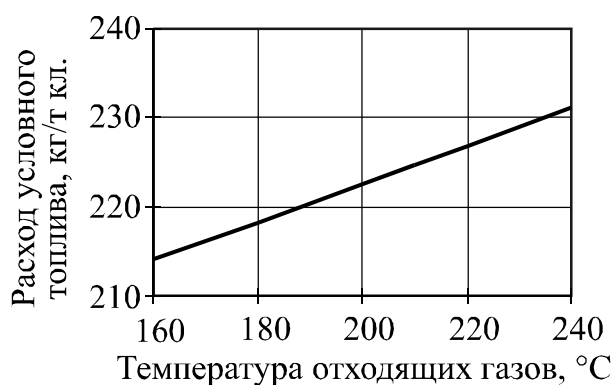


Рис. 3.12. Зависимость расхода топлива от температуры отходящих газов для малых печей Себряковского цементного завода

При уменьшении температуры отходящих газов на 10°C расход условного топлива на печах мокрого способа уменьшается в среднем на 2 кг/т кл. Нижний предел $t_{o.g}$ должен устанавливаться индивидуально для каждой печи с условиями обеспечения сухой пыли и отсутствия залипания пыли на последнем поле электро-

фильтров. Возможность стабильной работы печных электрофильтров при пониженной температуре отходящих газов (160–180°C) может быть обеспечена при устранении подсосов в холодном конце печи.

Потеря теплоты с отходящими газами $Q_{o.g}$, кДж/кг, зависят от их состава, объема и температуры:

$$Q_{o.g} = t_{o.g} \sum c_i V_i, \quad (3.11),$$

где V_i – объем составляющей, м³/кг ; c_i – теплоемкость составляющей, кДж/м³·К.

Технологические газы представляют собой потери при прокаливании сырья, поэтому

$$V_T = \frac{1}{\rho_T} 0,01 \cdot \text{ППП}_c \cdot g_{\text{сух.с}} \approx \frac{1}{1,977} \frac{\text{ППП}_c}{100 - \text{ППП}_c}. \quad (3.12)$$

Расчет расхода физической влаги рассмотрен выше, и

$$V_w = \frac{1}{0,806} \frac{W}{100 - W} \frac{100}{100 - \text{ППП}_c}. \quad (3.13)$$

Таким образом,

$$Q_{o.g} = t_{o.g} \left[1,4 g_T \left(k_o + 0,000266 \alpha Q_H^p \right) + 1,8 \left(\frac{1}{1,977} \frac{\text{ППП}_c}{100 - \text{ППП}_c} \right) + 1,5 \left(\frac{1}{0,806} \frac{W}{100 - W} \frac{100}{100 - \text{ППП}_c} \right) \right].$$

Исследование полученного выражения показало, что топливо и теплота его сгорания на величину $Q_{o.g}$ практически не влияет (различие не более 3%). Для традиционных сырьевых смесей также несущественно влияние ППП_c (в среднем изменение ППП_c на 1% приводит к изменению $Q_{o.g}$ на 1%). Поэтому эти величины можно усреднить и выражение после этого примет вид

$$Q_{o.g} \approx t_{o.g} \left[1,4 \cdot g_T \left(1 + 9,3 \alpha \right) + \left(0,5 + 2,9 \frac{W}{100 - W} \right) \right]. \quad (3.14)$$

Теплосодержание отходящих газов при их различной температуре и коэффициенте избытка воздуха для печей различного типа представлено на рис. 3.13.

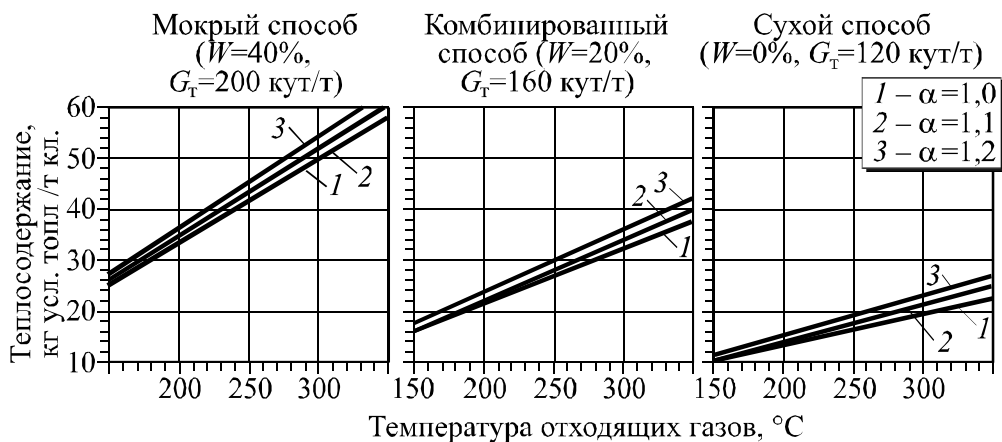


Рис. 3.13. Теплоудержание отходящих газов

Как видно из рис. 3.13, при изменении температуры отходящих газов на 10°C потери с отходящими газами меняются на $0,7\dots 2,1$ кут/т, причем величина изменения теплотерь прямо пропорциональна (примерно в равной пропорции) влажности сырьевой смеси и расходу топлива в печи. На изменение теплотерь с отходящими газами также оказывает влияние коэффициент избытка воздуха при горении – при увеличении α с $1,1$ до $1,2$ теплотери возрастают на $1\dots 2$ кг усл. топл./т кл.

Состав сырья

Согласно расчету сырьевых смесей Себряковского цементного завода, увеличение КН сырьевых смесей на $0,01$ при постоянных модульных характеристиках n и p приводит к перерасходу топлива на $0,3\dots 0,4$ кг (рис. 3.14).

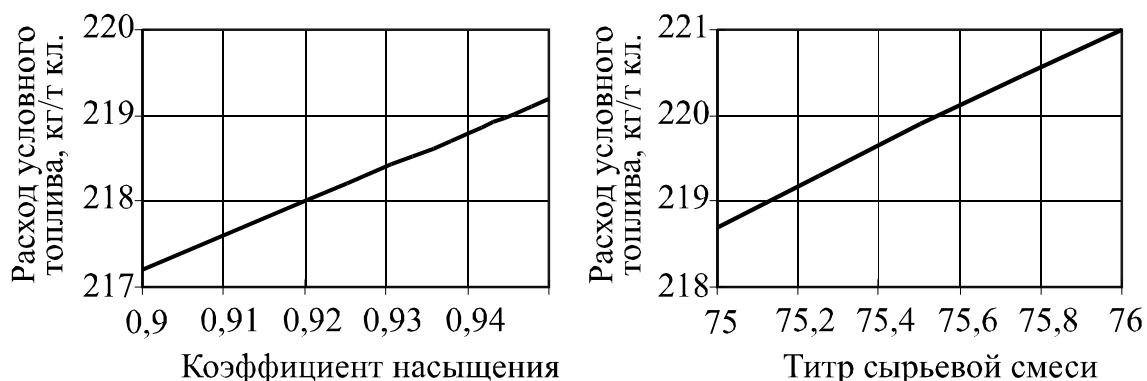


Рис. 3.14. Расход топлива при изменении состава сырьевой смеси для Себряковского цементного завода

Увеличение титра на 0,1 (что соответствует увеличению ППП_c на 0,5%) приводит к перерасходу топлива на 0,23 кг. При этом увеличение расхода топлива в обоих случаях в основном связано с возрастанием теплового эффекта клинкерообразования и в незначительной степени – с увеличением объема отходящих газов.

Одним из главных факторов влияния состава сырья на расход топлива является тепловой эффект клинкерообразования, то есть затраты теплоты на химические реакции преобразования исходного сырья в клинкер. Поэтому представляется целесообразным провести исследование зависимости ТЭЖ от химического, минералогического составов и модульных характеристик клинкера.

В связи с коррелированностью характеристик состава клинкера между собой однозначных зависимостей ТЭЖ от всех факторов на полном факторном пространстве существования портландцементного клинкера нет. Наиболее малый разброс значений имеется в зависимостях ТЭЖ от содержания CaO, SiO₂, C₂S и КН (рис. 3.15).

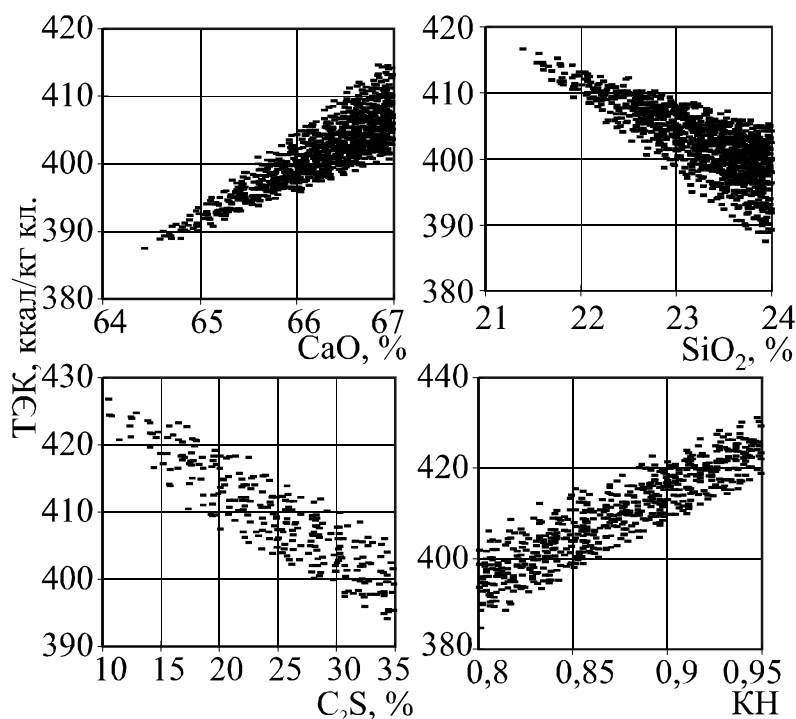


Рис. 3.15. Зависимость ТЭЖ от отдельных характеристик состава на факторном пространстве существования портландцементного клинкера

Для получения однозначной зависимости и устранения корреляции получены графические зависимости величины ТЭЖ от каждого параметра при постоянном соотношении остальных, входящих в факторное пространство, причем эти соотношения задавались согласно среднему составу клинкера (рис. 3.16 – 3.18).

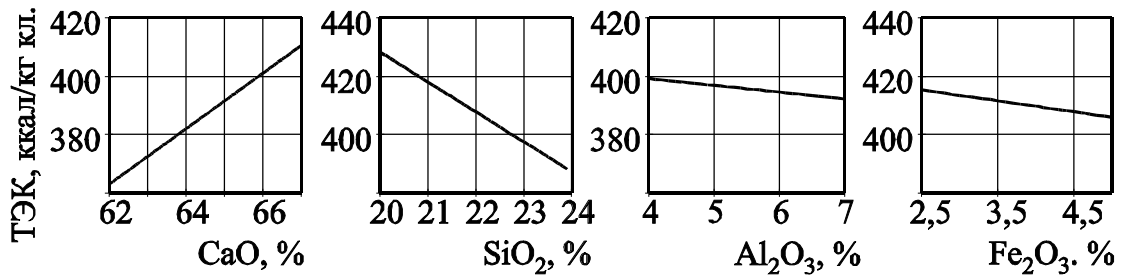


Рис. 3.16. Зависимость ТЭК от химического состава клинкера при постоянном соотношении свободных оксидов

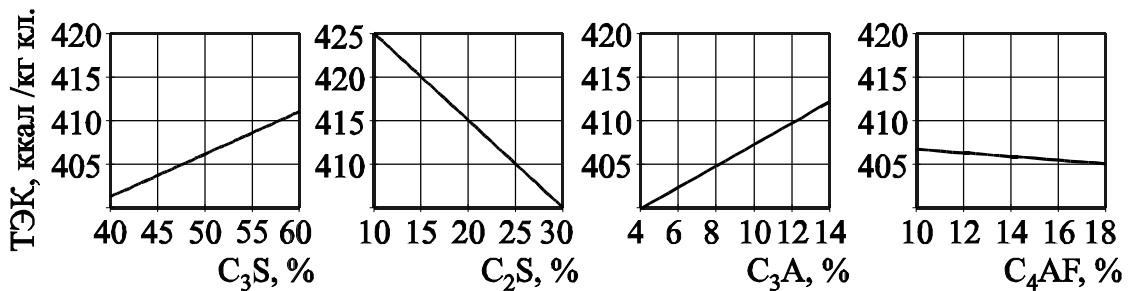


Рис. 3.17. Зависимость ТЭК от фазового состава клинкера при постоянном соотношении свободных минералов

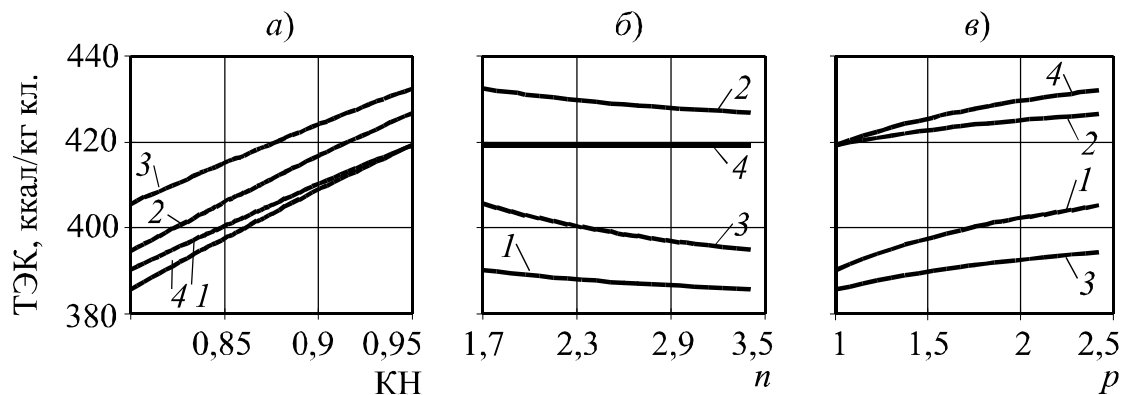


Рис. 3.18. Зависимость ТЭК от модульных характеристик клинкера:

- а) 1 – $n = 3,5$, $p = 2,5$; 2 – $n = 1,7$, $p = 1,0$;
 3 – $n = 1,7$, $p = 2,5$; 4 – $n = 3,5$, $p = 1,0$;
 б) 1 – $КН = 0,95$, $p = 2,5$; 2 – $КН = 0,8$, $p = 1$;
 3 – $КН = 0,8$, $p = 2,5$; 4 – $КН = 0,95$, $p = 1$;
 в) 1 – $КН = 0,95$, $n = 3,5$; 2 – $КН = 0,8$, $n = 1,7$;
 3 – $КН = 0,8$, $n = 1,7$; 4 – $КН = 0,95$, $n = 3,5$

На основании проведенного анализа можно сделать следующие выводы.

При увеличении содержания оксида кальция величина ТЭК увеличивается на 15...25 ккал /кг кл. (2...3 кг усл. топл/т кл.), что вызвано увеличением содержания карбонатов в сырье. На аналогичную величину снижается ТЭК при увеличении содержа-

ния кремнезема, что вызвано соответствующим уменьшением содержания карбоната и глиноземных минералов. Для оксидов железа и алюминия зависимости ТЭК от их содержания не наблюдается. Таким образом, влияние на величину ТЭК оказывает содержание в сырье СаО; снижение ТЭК при увеличении содержания остальных трех оксидов вызвано соответствующим снижением доли оксида кальция.

На основании полученных зависимостей на факторном пространстве С–S–А–F получено уравнение регрессии (средняя погрешность 0,09%):

$$Q_{\text{ТЭК}} = 7,08 \cdot \text{СаО} - 3,67 \cdot \text{SiO}_2 + 2,28 \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 + 0,95 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3, \text{ ккал/кг},$$

$$Q_{\text{ТЭК}} = 30 \cdot \text{СаО} - 15 \cdot \text{SiO}_2 + 10 \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 + 4 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3, \text{ кДж/кг}.$$

В системе $\text{C}_3\text{S}-\text{C}_2\text{S}-\text{C}_3\text{A}-\text{C}_4\text{AF}$ на величину ТЭК влияет содержание силикатов кальция и алюмосиликата клинкера. При увеличении содержания C_3S ТЭК повышается на величину до 40 ккал/кг кл. (6 кг усл. топл/т кл.), а при аналогичном повышении содержания C_2S – снижается на 25 ккал/кг кл. (3,6 кг усл. топл/т кл.). Это объясняется тем, что для образования C_3S необходимо в 1,5 раза больше оксида кальция, чем для C_2S ; также экзотермический эффект реакции образования двухкальциевого силиката на 37 ккал/кг, или 25%, больше, чем у C_3S . При повышении содержания C_3A величина ТЭК увеличивается на 30...40 ккал/кг кл. (5...6 кг усл. топл/т кл.), что связано с увеличением содержания карбонатов в сырье (для образования одной единицы массы C_3A требуется на 11% больше оксида кальция, чем при образовании одной единицы массы C_3S), а также с низким экзотермическим эффектом образования трехкальциевого алюмината (почти в 2 раза ниже, чем для C_2S). Содержание четырехкальциевого алюмоферрита на величину ТЭК практически никакого влияния не оказывает.

Наиболее интересной представляется зависимость ТЭК от модульных характеристик сырьевой смеси и клинкера (см. рис. 3.18), так как для четырехкомпонентной смеси факторы КН, n , p не обладают корреляционной зависимостью. Наибольшее значение на величину ТЭК оказывает коэффициент насыщения известью, связанный с содержанием карбоната кальция в сырье. При изменении КН от 0,8 до 0,95 ТЭК в среднем повышается на

30 ккал/кг кл. (4 кг усл. топл/т кл.). Влияние кремнеземного и глиноземного модулей в несколько раз ниже. Повышение n ведет к небольшому снижению ТЭК в среднем на 10 ккал/кг кл. (1,4 кг усл. топл/т кл.), повышение p ведет примерно к такому же увеличению ТЭК. Приведенные данные согласуются с данными работы [66], где отмечается, что минимум и максимум КН, n , p соответствуют максимуму и минимуму величины ТЭК.

Необходимо отдельно остановиться на зависимости ТЭК от кремнеземного модуля. Традиционно считается, что с повышением n расход теплоты на обжиг растет. Этот вывод был получен на основании эмпирических и производственных данных при эксплуатации цементных печей в условиях приготовления 2-3-компонентных смесей, для которых имеется корреляционная зависимость всех трех модульных характеристик. Очевидно, что это увеличение обуславливалось не повышением кремнеземного модуля, а одновременным повышением двух остальных модульных характеристик. В условиях отсутствия корреляционной зависимости с увеличением n ТЭК снижается или остается постоянным, что связано с уменьшением карбонатов и глиноземных минералов в сырье (в работе [67] отмечается, что при увеличении n ТЭК остается постоянным при малых значениях p и снижается при больших p). Таким образом, при повышении кремнеземного модуля увеличение расхода топлива может быть вызвано только ухудшением спекаемости клинкера, а не затратами теплоты на химические превращения и клинкерообразование.

Можно дать следующую интерпретацию полученных зависимостей. Наибольшие затраты теплоты требуются для разложения карбонатов сырья (количество которых повышается с увеличением n и уменьшается при увеличении p). Со значительно меньшим поглощением теплоты идет реакция дегидратации глиноземных минералов (количество которых повышается с увеличением p и уменьшается при увеличении n). Теплота выделяется при образовании четырех клинкерных минералов, причем экзотермический эффект от их образования различен. Наибольший эффект тепловыделения наблюдается при образовании соединений оксида кальция с оксидами алюминия и кремния. Таким образом, при повышении содержания оксида алюминия и при уменьшении содержания оксида кремния должно происходить уменьшение теп-

ловыделения от экзотермических реакций и увеличение расхода теплоты на эндотермические реакции, что вызывает повышенный расход топлива. Изменение содержания этих оксидов и показывают глиноземный и кремнеземный модули.

По результатам регрессионного анализа, проведенного на факторном пространстве $КН-n-p$ в области существования порландцементного клинкера, для 4-компонентной сырьевой смеси получено следующее уравнение:

$$\begin{aligned} Q_{ТЭК} &= 441,2 \cdot КН + 13,2 p, \text{ ккал/кг кл.}, \\ Q_{ТЭК} &= 1847 \cdot КН + 55 p, \text{ кДж/кг кл.} \end{aligned} \quad (3.15)$$

На основании рассмотренных зависимостей можно сделать вывод, что в реальных производственных условиях с помощью оптимального приготовления цементной сырьевой смеси возможно снижение расхода условного топлива на обжиг на 3...4 кг/т кл. В связи с коррелированностью характеристик сырьевых смесей и клинкера, определяемой технологией смешивания, их оптимизацию необходимо осуществлять в условиях конкретного производства.

В качестве примера приведем результаты исследований, проведенных для сырья Старооскольского цементного завода (сырьевые компоненты – мел, глина, огарки, 3-компонентная сырьевая смесь). Были получены зависимости величины расхода топлива на обжиг и КПД процесса обжига от трех модульных характеристик, на основании которых можно сделать следующие выводы об оптимизации технологического процесса. Коэффициент насыщения мало влияет на топливопотребление и эффективность процессов. При его изменении от минимально к максимально допустимому потребление топлива увеличивалось на 1...2 кг/т кл. Аналогично происходило незначительное уменьшение КПД режима. Кремнеземный и глиноземный модули дали качественно иную характеристику. С повышением глиноземного модуля величина топливопотребления падала почти линейно, КПД повышался. Обратную картину дал глиноземный модуль. Для обоих параметров максимальная амплитуда топливопотребления при изменении этих модулей составила порядка 10...15 кг/т кл. и 2...3% для технологического, эксергетического и теплового КПД, реальная (обуславливаемая требованиями по качеству и условия-

ми проведения процесса обжига) – 4...5 кг/т кл. и 1% соответственно. Таким образом, изменение характеристик сырья оказывает значительное влияние на величину расхода топлива в печи и эффективность обжига.

Анализ влияния состава сырьевой смеси на эффективность процесса обжига, а также методы и программные средства подбора оптимального состава сырьевой смеси и снижения ее энергоемкости приведены в работе [8].

Недожог топлива и избыток воздуха

Избыток воздуха, подаваемого на горение, приводит к потерям теплоты, связанной с теплотой избыточного воздуха, выходящего из печи. Величина потерь зависит только от объема воздуха, необходимого на горение, то есть расхода и характеристики топлива. Расчеты, проведенные для печей различного способа производства и различного топлива, показали, что эти условия на относительную величину потерь практически не влияют, и она зависит только от коэффициента избытка воздуха и температуры отходящих газов (рис. 3.19).

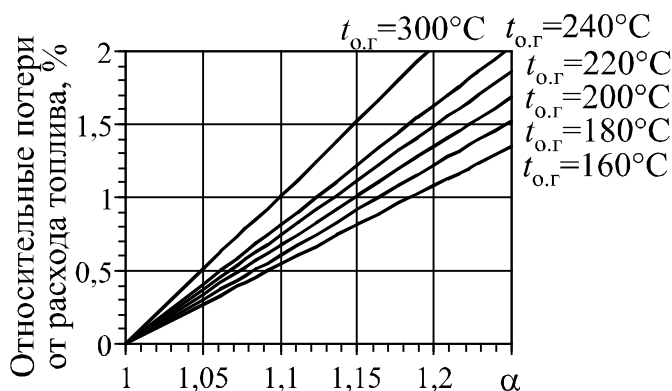


Рис. 3.19. Потери теплоты от избытка воздуха, подаваемого на горение

В среднем увеличение коэффициента избытка воздуха с 1,1 до 1,2 приводит к перерасходу условного топлива на 1...2 кг/т кл.

Уменьшение коэффициента избытка воздуха может привести к химическому недожогу топлива. Он возникает при неправильном режиме сжигания топлива из-за его плохого смешения с окислителем (воздухом). При этом в отходящих газах могут иметься несгоревшие компоненты топлива и оксид углерода СО.

В работах [68] и [24] отмечается, что при сжигании газового топлива недожог происходит при $\alpha < 1,05$, а при $\alpha > 1,1$ его практически нет (рис. 3.20, 3.21).



Рис. 3.20. Зависимость недожога от коэффициента избытка воздуха при сжигании газообразного топлива в цементных вращающихся печах [68]

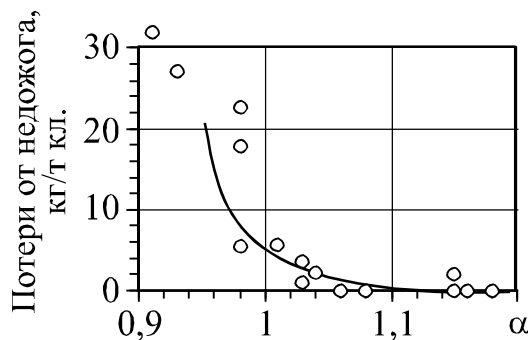


Рис. 3.21. Потери от недожога газообразного топлива во вращающихся печах при различном коэффициенте избытка воздуха [24]

Потери от недожога выражаются через теплоту сгорания горючих компонентов отходящих газов:

$$Q_{\text{нед}} = \sum V_i Q_{\text{H}}^{\text{p}} = V_{\text{о.г.}} (358,2 \text{ CH}_4 + 590,7 \text{ C}_2\text{H}_4 + 108,0 \text{ H}_2 + 126,4 \text{ CO}). \quad (3.16)$$

Таким образом, величина недожога зависит от процентного содержания продуктов недожога и объема отходящих газов. Поэтому при одинаковом процентном содержании в отходящих газах горючих газов на разных печах потери от недожога могут значительно различаться (табл. 3.4).

Таблица 3.4

Потери от недожога, кг усл. топл/т кл., при содержании в отходящих газа 0,1% горючего компонента

Горючий компонент	Способ производства		
	Мокрый	Комбинированный	Сухой
СО	1,2...1,5	0,8...1,0	0,5...0,6
H ₂	1,1...1,3	0,7...0,8	0,5...0,5
CH ₄	3,5...4,4	2,4...2,7	1,5...1,7
C ₂ H ₄	5,8...7,2	3,9...4,4	2,5...2,8

Для каждой печи есть свой минимально допустимый коэффициент избытка воздуха, в основном зависящий от типа установленной горелки. Представляет интерес сравнить потери теплоты, если α незначительно превышает или не достигает этой

величины. На рис. 3.22 и 3.23 приведены зависимости перерасхода топлива при избытке воздуха и недожоге, рассчитанные для малых печей Себряковского цементного завода.

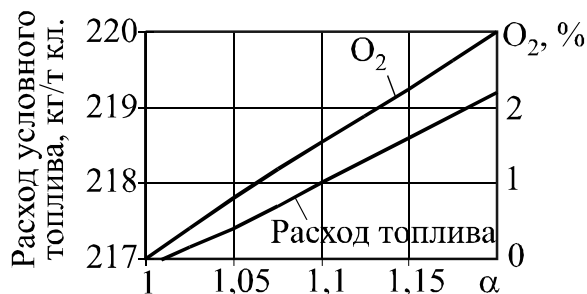


Рис. 3.22. Зависимость расхода топлива и содержания кислорода в отходящих газах от коэффициента избытка воздуха для малых печей Себряковского цементного завода

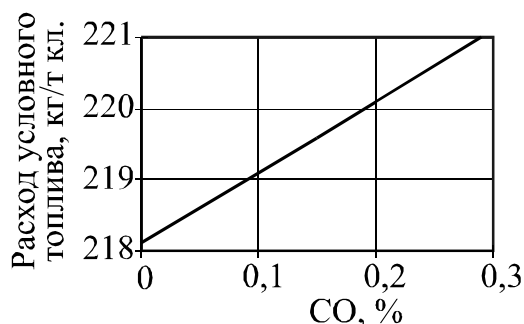


Рис. 3.23. Зависимость расхода топлива и содержания кислорода в отходящих газах от коэффициента избытка воздуха для малых печей Себряковского цементного завода

При испытании печь № 1 работала с коэффициентом избытка воздуха $\alpha = 1,05$. Увеличение коэффициента с 1,05 до 1,1 приведет к увеличению расхода топлива на 0,5 кг. Но из-за недожога на этой печи теряется 1 кг топлива (CO = 0,1%). Таким образом, экономию топлива вызовет увеличение коэффициента избытка воздуха с 1,05 до 1,1 при условии, что после этого недожог исчезнет. Такое изменение α соответствует увеличению содержания кислорода в отходящих газах с 1 до 1,5%.

Можно сделать вывод, что в случае возникновения недожога потери теплоты при этом будут намного превышать экономию топлива от малого избытка воздуха. Поэтому поддерживать коэффициент избытка воздуха около нижней допустимой границы возможно только при стабильном режиме работы печи и наличии на ней газонализаторов для кислорода и оксида углерода. В противном случае необходимо работать с избытком кислорода, гарантированно обеспечивающим отсутствие недожога.

Уплотнение горячей части печи

При подсосах в горячей части печи часть воздуха на горение не проходит через холодильник, что снижает эффективность его работы и уменьшает количество теплоты, возвращаемой в печь. При плохом уплотнении горячего конца печи наблюдаются не

только потери теплоты на этом участке, но и изменяется тепловой режим работы. При неизменной тяге повышается температура отходящих газов, изменяется форма и положение факела, появляется недожог топлива, возникают местные перегревы корпуса в зоне спекания, повышается температура клинкера и, вследствие менее интенсивного охлаждения снижается его качество.

На рис. 3.24 показана зависимость потерь теплоты от величины неплотностей в горячей части печи.

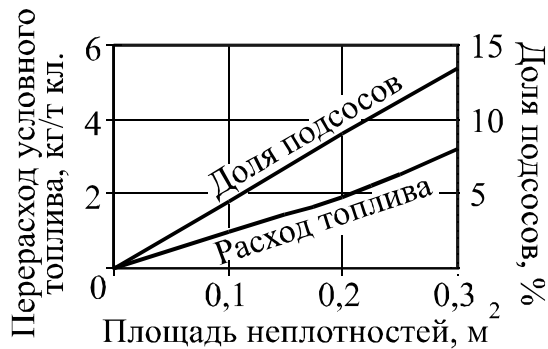


Рис. 3.24. Влияние подсосов в горячей части печи на расход топлива в малых печах Себряковского цементного завода

Из рис. 3.24 видно, что суммарная площадь имеющихся неплотностей в 0,1 м² приводит при условии постоянной температуры вторичного воздуха к увеличению расхода топлива на 1 кг и возрастанию доли присосанного воздуха на 4,5%. Так как величина присосов зависит только от разряжения в печи и площади неплотностей, приведенные на рис. 3.24 зависимости справедливы для любых печей.

Для точной оценки влияния величины подсосов на расход топлива необходимо учитывать изменение эффективности работы клинкерного холодильника при уменьшении объема вторичного воздуха, нагреваемого в нем.

Эффективность работы клинкерного холодильника

Эффективность теплообмена в клинкерном холодильнике определяет количество возвращаемой в печь теплоты и величину потерь в окружающую среду через корпус рекуператоров. Всесторонний анализ влияния КПД холодильника на температуру вторичного воздуха и факела, теплообмен в горячей части печи и расход топлива приведен в работе [26].

Об эффективности теплообмена можно судить по температуре клинкера, выходящего из холодильника. На рис. 3.25 для печей с рекуператорными холодильниками приведены зависимости

между температурами клинкера и вторичного воздуха, расходом топлива на обжиг и КПД холодильника. Увеличение температуры клинкера после холодильника на 10 °С приводит к росту расхода топлива на 0,36 кг усл. топл/т кл. и снижению температуры вторичного воздуха на 4°С.

Ввод первичного воздуха или подсосы в горячей части печи ухудшают эффективность ее работы (рис. 3.26).

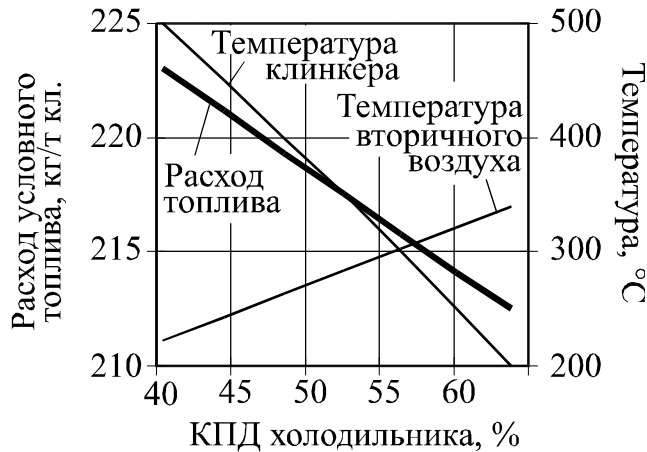


Рис. 3.25. Эффективность работы колосникового холодильника на печи с рекуператорными холодильниками

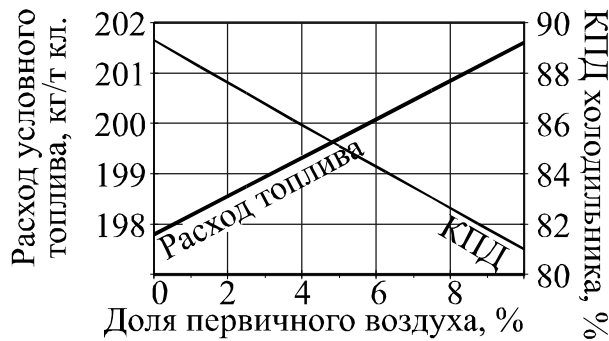


Рис. 3.26. Ввод первичного воздуха на печах мокрого способа производства с колосниковыми холодильниками

Крупные гранулы клинкера медленнее охлаждаются, и поэтому их наличие снижает эффективность работы холодильника. Так, по данным Белгородского цементного завода при получении клинкера мелкого (5...15 мм) гранулометрического состава расход топлива на малых печах с рекуператорными холодильниками на 7 кг усл. топл/т кл. ниже, чем при получении клинкера с размерами гранул 20...40 мм.

Потери теплоты через корпус печи

Влияние различных факторов на величину потерь теплоты через корпус печей подробно рассмотрено в подразделе 1.5, а методика анализа режима работы вращающейся печи по замерам температуры ее корпуса – в подразделе 3.2. Дополнительно можно отметить, что средства контроля за распределением темпера-

туры корпуса позволяют своевременно обнаружить наличие участков кольцеобразования и выпадения футеровки [26].

В основном потери происходят в горячей части печи, поэтому их величина зависит от температуры в этой части. Это подтверждается результатами испытаний печей Белгородского цементного завода – коэффициент корреляции между потерями в окружающую среду, определенными по замерам корпуса печей, и расходом топлива составил 0,85, а между потерями в окружающую среду и температурой отходящих газов – 0,11.

Удельная величина потерь теплоты через корпус возрастает при кратковременном уменьшении питания печи. Недогрузка печей, связанная с перерывами в питании, приводит не только к уменьшению выпуска клинкера, но и к перерасходу топлива. Так, при увеличении питания на 1 с (или около 5% от нормального питания печи) производительность малых печей падает на 1,2...1,7 т/ч, а расход условного топлива возрастает на 0,1 кг. Повышение расхода топлива связано с тем, что абсолютные потери через корпус печи и холодильника не изменяются и, значит, возрастает удельная величина потерь на 1 кг кл.

Таким образом, увеличение производительности, стабильное питание печи и снижение расхода топлива ведут к уменьшению удельных потерь теплоты через корпус.

Факторы, влияющие на расход теплоты на обжиг

Для сравнения в табл. 3.5 приведены факторы, влияющие на перерасход топлива в цементной вращающейся печи.

Данные табл. 3.5 позволяют, исходя из текущего режима работы печи, выбрать наиболее результативное направление улучшения эффективности ее работы. Но необходимо отметить, что оценивать мероприятия по оптимизации работы печи только по снижению затрат теплоты нельзя, так как одновременно с изменением статей теплового баланса изменяется и тепловой режим работы печи, и в частности ее производительность. Поэтому предложения по экономии топлива должны подтверждаться расчетом теплообмена, показывающим возможность работы печи в предлагаемом режиме и ее производительность, а количественную оценку необходимо проводить на основании экономического критерия, включающего как стоимость топлива, так и затраты и прибыль, связанные с изменением производительности. Такой анализ рассматривается в следующем разделе.

Зависимость расхода топлива от технологических факторов

Параметр	Изменение параметра	Дополнительно влияют параметры	Изменение расхода топлива на обжиг, кг усл. топл/т кл., на печах способа производства		
			мокрого	комбинированного	сухого
Влажность шлама W	1 %	$W, t_{o,r}, ППП_c$	4,0...4,5	2,3...2,5	–
Температура отходящих газов $t_{o,r}$	10 °С	W, α, g_T	1,8...2,1	1,1...1,3	0,7...0,9
КН сырьевой смеси	0,01	–	0,3...0,4	0,3...0,4	0,3...0,4
Титр T_c (потери при прокаливании ППП _c) сырьевой смеси	1 %	–	2,3 (4,6)	2,3 (4,6)	2,3 (4,6)
Коэффициент избытка воздуха α (содержание O_2 в отходящих газах)	0,05 (1 %)	$g_T, t_{o,r}$	0,5...0,9 (0,9...1,2)	0,4...0,6 (0,5...0,8)	0,6 (0,8)
Содержание СО в отходящих газах	0,1 %	g_T, W	1,2...1,5	0,8...1,0	0,5...0,6
Неплотности в головке печи	0,1 м ²	–	1,0	1,0	1,0
Производительность	1%	–	0,2...0,3	0,2	0,2
Температура клинкера после холодильника	10 °С	–	0,25...0,4	0,25	0,25

Приведенные в разделе материалы являются практическим применением теплотехнического анализа в задачах энергосбережения.

В разделе произведен теплотехнический анализ и определены направления энергосбережения процесса обжига цементного клинкера Себряковского и Белгородского цементных заводов.

Предложена методика количественной оценки теплового режима работы вращающейся печи по температуре внешней поверхности ее корпуса.

Произведена оценка влияния параметров процесса обжига на расход топлива. Показано, что наибольший эффект энергосбережения достигается при снижении влажности шлама, температуры отходящих газов, КН и титра сырьевой смеси, повышения эффективности сжигания топлива. В печах мокрого способа мероприятия по энергосбережению дают больший эффект, чем в печах сухого и комбинированного способов производства.

4. МОДЕЛИРОВАНИЕ И ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕНА В ЦЕМЕНТНОЙ ВРАЩАЮЩЕЙСЯ ПЕЧИ

4.1. ВЛИЯНИЕ ТЕПЛООВОГО РЕЖИМА НА ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ВРАЩАЮЩЕЙСЯ ПЕЧИ

В настоящее время теплотехническая эффективность работы цементных вращающихся печей оценивается сравнением тепловых балансов, чему посвящен большой ряд публикаций, в частности, о влиянии технологических параметров на удельный расход топлива при обжиге цементного клинкера. Но изменение теплового режима приводит к изменению условий теплообмена и количества передаваемой в печи теплоты [32]. Если этого не учитывать, могут быть сделаны некорректные выводы о возможностях энергосбережения и интенсификации процесса обжига. Например, в комментариях к статье [47] утверждается, что при использовании печных горелок нового поколения с интенсивным предварительным смешением топлива и воздуха наличие первичного воздуха приводит к увеличению удельного расхода топлива. Там же изменение производительности печи $G_{\text{кл}}$ при изменении расхода топлива $G_{\text{т}}$ оценивается по выражению $G_{\text{кл}} = Q/G_{\text{т}}$, то есть не учитывается изменение количества передаваемой теплоты Q . Но расчет теплообмена в печи показывает, что увеличение теплонапряжения факела, характерное для рассматриваемых горелок, несмотря на увеличение абсолютного расхода топлива приводит к уменьшению удельного расхода (что связано с увеличением производительности и уменьшением удельных теплотерь через корпус), а производительность при этом растет в 1,5 раза быстрее, чем снижается удельный расход топлива (см. подраздел 4.4).

Постановка задачи интенсификации работы печи путем улучшения теплообмена в ней выполнена в работе [32]. Задача тепловой работы печи – передать материалу нужное количество теплоты. В общем виде уравнение теплопередачи можно записать следующим образом:

$$q = k \Delta t F, \quad (4.1)$$

где Δt – разность температур (температурный напор) между газом и материалом; F – площадь поверхности материала, восприни-

мающая теплоту; k – усредненный коэффициент теплопередачи, зависящий от совокупности тепловых потоков в печи.

Чтобы передать необходимое количество теплоты q , необходимо обеспечить соответствующие значения величин k , Δt , F . Первые две из них, коэффициент теплопередачи и разница температур между газом и материалом зависят от технологических параметров работы печи – расхода топлива, коэффициента избытка воздуха, КПД холодильника и т.д. Поэтому заданное количество передаваемой теплоты q определяет площадь поверхности материала, от которой зависит расход материала и производительность печи (рис. 4.1). Таким образом, при изменении режима работы печи будут изменяться два показателя – расход топлива и производительность, определение которых требует расчета теплообмена.

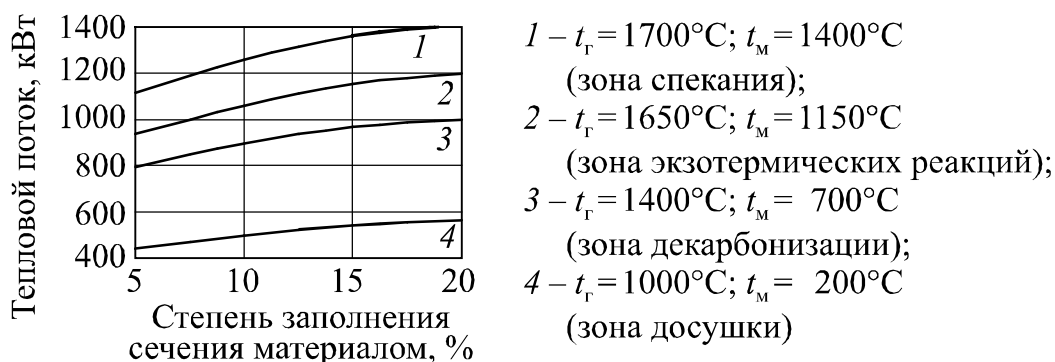


Рис. 4.1. Зависимость теплоты, получаемой материалом, от степени заполнения материалом сечения
 (t_{Γ} – температура газов; $t_{\text{м}}$ – температура материала)

Общая постановка задачи моделирования работы высокотемпературных печей выполнена в работе [13]. Впервые теплообмен во вращающейся печи был изучен А. Фолио [56]. Методика расчета теплообмена в цементной вращающейся печи изложена в работах [4, 23]. В уравнениях теплообмена используются температуры газа, материала и футеровки, значительно изменяющиеся по длине печи. Поэтому печь разбивается на ряд участков, в каждом из которых эти температуры принимаются постоянными, средними между их значениями на границах. В большинстве случаев в качестве участков принимаются технологические зоны, выделяемые по температуре материала на их границах.

Целью расчета теплообмена является определение длины участков (технологических зон) и печи в целом. Если рассматривать

существующую печь, то есть проводить поверочный расчет, то ее расчетная длина должна совпасть с реальной. Расчет теплообмена не позволяет этого получить, что связано с упрощениями в методике и неточностью коэффициентов теплообмена и свойств материалов. Поэтому предлагается для оптимизационных расчетов использовать два поправочных коэффициента, определяемых по известному режиму работы печи.

Первый коэффициент $k_{ц.з}$ уточняет коэффициент конвективной теплоотдачи в зоне цепной завесы:

$$\alpha_{ц.з} = \alpha'_{ц.з} / k_{ц.з}, \quad (4.2)$$

где $\alpha'_{ц.з}$ – коэффициент теплоотдачи, рассчитанный по критериальному уравнению теплообмена; $\alpha_{ц.з}$ – коэффициент для рассчитываемой печи. Значение коэффициента $k_{ц.з}$ определяется по известной температуре материала на выходе из цепной завесы.

Второй коэффициент k_l уточняет длину всех остальных зон:

$$l_i = k_l l'_i, \quad (4.3)$$

где l'_i – длина зоны, определенная по расчету теплообмена; l_i – уточненная длина зоны. Поправочный коэффициент k_l определяется из условий равенства расчетной и фактической длины печи при заданных параметрах, в том числе и производительности. Таким образом, коэффициенты учитывают эмпирические зависимости теплообмена в конкретной печи.

В дальнейшем расчет теплообмена проводится с использованием коэффициентов $k_{ц.з}$ и k_l , и при изменении технологических параметров получается отклонение режима работы печи от базового.

Параметры, которые влияют на теплообмен в печи, можно разделить на три группы:

1) конструктивные размеры печи (длина, диаметр, толщина футеровки);

2) технологические параметры процесса обжига, которые могут быть изменены: производительность $G_{кл}$; свойства сырья T_c , ППП_c, W_c ; состав топлива; коэффициент избытка воздуха α ; толщина обмазки $s_{об}$; скорость ветра $u_{о.с}$ и температура окружающей среды $T_{о.с}$; частота вращения печи и др.;

3) зависимые параметры, полностью определяемые параметрами из двух предыдущих групп (расход топлива, определяемый в зависимости от конструктивных и технологических параметров

по уравнениям теплового баланса, температура, расход, скорость и свойства газов по длине печи, геометрические характеристики слоя материала и др.).

Для изменения режима работы действующей печи изменять можно только параметры из второй группы, что, в свою очередь, будет влиять на получаемую в расчете длину печи. Для приведения значения этого параметра в соответствие с реальным значением предлагается изменять производительность печи $G_{кл}$, что приведет к изменению степени заполнения печи материалом и величин тепловых потоков в печи.

Таким образом, интенсификация работы действующей печи заключается в изменении технологических параметров ее работы так, чтобы обеспечивалось повышение производительности при условии сохранения постоянной длины печи, определяемой в результате ее теплового расчета. Расчет при этом заключается в нахождении базового варианта, соответствующего реальному режиму работы печи, затем в изменении исходных данных и решении уравнения

$$\sum l_i(G_{кл}) = L, \quad (4.4)$$

где l_i – длины зон, получаемые по расчету теплообмена; L – заданная длина печи.

Общий алгоритм расчета печи представлен на рис. 4.2.

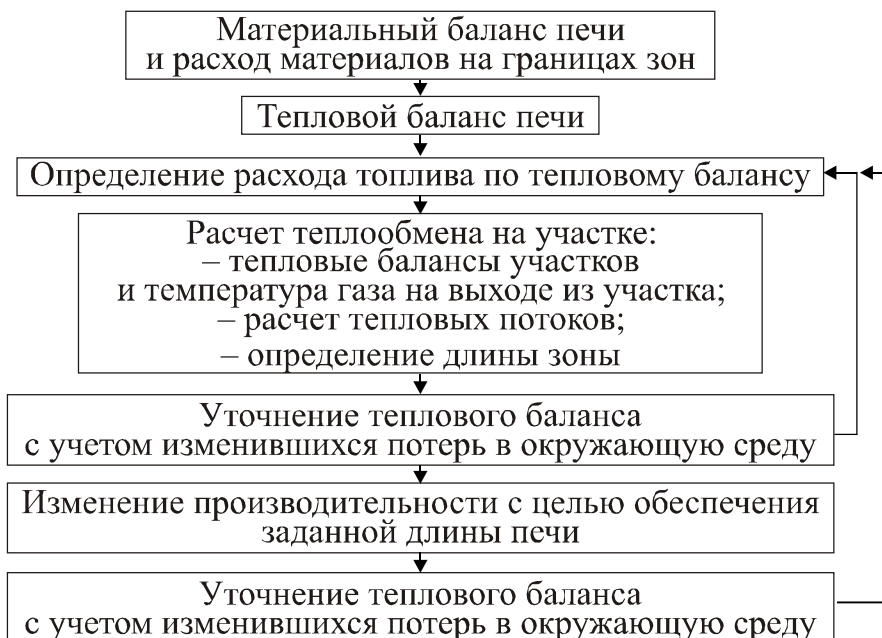


Рис. 4.2. Итерационный расчет теплообмена в действующей печи

Методы расчета материального и теплового баланса печи в целом и ее отдельных зон, а также теплового потока через футеровку в окружающую среду рассмотрены в предыдущих разделах. Для реализации предложенного алгоритма необходимо произвести расчет теплообмена в печи и разработать критерий оптимизации процесса обжига.

4.2. ПОЗОННЫЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕНА В ЦЕМЕНТНОЙ ВРАЩАЮЩЕЙСЯ ПЕЧИ

Вращающаяся печь представляет собой противоточный теплообменник с распределенными параметрами. В связи со значительными изменениями температуры, расходов и свойств теплоносителей по длине печи ее необходимо разбивать на ряд участков (зон), выделяемых по заданной температуре материала на их границах (рис. 4.3). В каждой зоне теплообмен можно представить моделью со сосредоточенными параметрами. Тепловой баланс зоны (рис. 4.4) имеет следующий вид:

$$H'_M + H'_G + q_T = H''_M + H''_G + q_{o.c.}, \quad (4.5)$$

где H'_M, H''_M – полная энтальпия материала на входе и выходе зоны; H'_G, H''_G – полная энтальпия газов на входе и выходе зоны; q_T – теплота, выделившаяся при сгорании твердого или жидкого топлива или выгорающих добавок; $q_{o.c.}$ – потери теплоты в окружающую среду через ограждающие стенки печи.

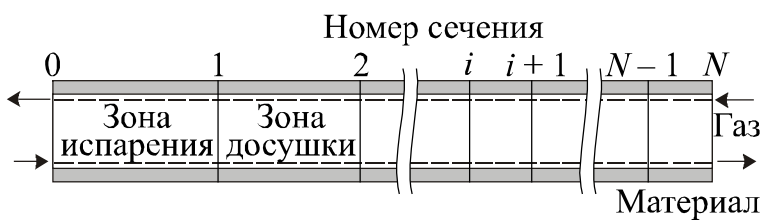


Рис. 4.3. Зоны вращающейся печи

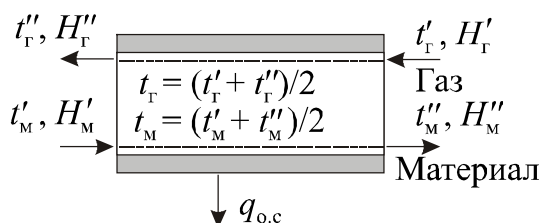


Рис. 4.4. Температуры t и энтальпии h газа и материала на границах зон

Полная энтальпия H (подраздел 6.1, табл. 6, 7 приложения)

$$H = DH_0 + H(t) \quad (4.6)$$

рассчитывается на основании термодинамических данных для соединений и включает химическую составляющую DH_0 , представляющую теплоту образования соединений из оксидов при 0°C и термическую составляющую (энтальпию) $H(t)$, представляющую затраты на нагрев соединений от 0°C до температуры t . Разница полных энтальпий потоков на входе и выходе зоны учитывает тепловые эффекты химических реакций для материала и теплоту горения газообразного топлива. Для твердого и жидкого топлива и органических выгорающих соединений сырья термодинамические данные отсутствуют, поэтому теплоту их сгорания учитывает величина q_{T} .

Температуры материалов на границах зон являются заданными, температура газового потока известна только на входе и выходе печи, но в сечениях они могут быть определены по уравнениям (4.5) последовательным расчетом, начиная с последней зоны. Критерием правильности расчета может служить равенство температуры газов на выходе из первой зоны и температуры отходящих газов печи, задаваемой в тепловом балансе.

Рассмотрим сечение печи (рис. 4.5).

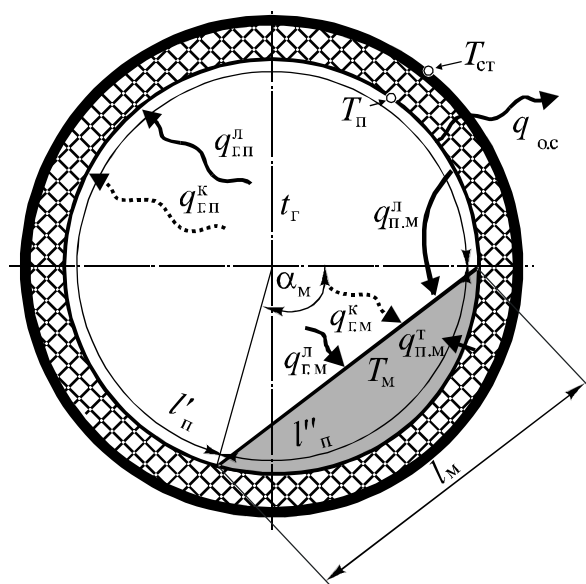


Рис. 4.5. Теплообмен во вращающейся печи

Согласно методике расчета, изложенной в работе [23] и частично измененной для $q_{\text{П,М}}^{\text{T}}$ и $q_{\text{ос}}$, тепловые потоки могут быть описаны следующими уравнениями:

– конвективный тепловой поток от газа к внутренней поверхности печи

$$q_{г.п}^к = \alpha_к (T_г - T_п) l'_п; \quad (4.7)$$

– тепловой поток излучением от газа к внутренней поверхности печи

$$q_{г.п}^л = \sigma \varepsilon'_п \left[\varepsilon_г T_г^4 - \varepsilon_{г.п} T_п^4 \right] l'_п; \quad (4.8)$$

– конвективный тепловой поток от газа к материалу

$$q_{г.м}^к = \alpha_к (T_г - T_м) l_м; \quad (4.9)$$

– тепловой поток излучением от газа к материалу

$$q_{г.м}^л = \sigma \varepsilon_м \left[\varepsilon_г T_г^4 - \varepsilon_{г.м} T_м^4 \right] l_м \quad (4.10)$$

– тепловой поток теплопроводностью от внутренней поверхности печи к материалу

$$q_{п.м}^т = k' (T_п - T_м) l''_п; \quad (4.11)$$

– тепловой поток излучением от внутренней поверхности печи к материалу

$$q_{п.м}^л = \sigma \varepsilon_м \left[\varepsilon_п (1 - \varepsilon_{г.п}) \frac{l''_п}{l_м} T_п^4 - \varepsilon_м T_м^4 \right] l_м; \quad (4.12)$$

– тепловой поток в окружающую среду

$$q_{о.с} = 2\pi \left[\frac{1}{\lambda_{об}} \ln \frac{D - 2s_\phi}{D - 2(s_\phi + s_{об})} + \frac{1}{\lambda_\phi} \ln \frac{D}{D - 2s_\phi} + \frac{2}{\alpha_{о.с} D} \right]^{-1} (T_п - T_{о.с}), \quad (4.13)$$

где $T_г$, $T_п$, $T_м$, $T_{о.с}$ – средняя абсолютная температура газа, внутренней поверхности печи, материала и окружающей среды, К; $\alpha_к$, $\alpha_{о.с}$ – коэффициент конвективной теплоотдачи от газа к поверхности материала и внутренней поверхности печи и усредненный коэффициент конвективной и лучистой теплоотдачи от поверхности печи в окружающую среду, Вт/м²·К; k' – усредненный ко-

ээффициент теплопередачи от внутренней поверхности печи к материалу теплопроводностью, $\text{Вт}/\text{м}^2\cdot\text{К}$; $\epsilon_{\text{п}}$, $\epsilon_{\text{м}}$ – степень черноты внутренней поверхности печи и материала; $\epsilon'_{\text{п}} \approx 0,5(\epsilon_{\text{п}} + 1)$ – приведенная степень черноты системы «газ – внутренняя поверхность печи»; $\epsilon_{\text{г}}$, $\epsilon_{\text{г.п}}$, $\epsilon_{\text{г.м}}$ – степень черноты газов соответственно при средней температуре газа, внутренней поверхности печи и материала; $\epsilon_{\text{пр}}$ – приведенная степень черноты замкнутой системы «внутренняя поверхность печи–материал»; $l_{\text{м}}$ – длина открытой поверхности (хорды) материала, м; $l'_{\text{п}}$, $l''_{\text{п}}$ – длина внутренней поверхности печи, соответственно не закрытой и закрытой материалом, м; D – диаметр обечайки печи, то есть ее наружный диаметр, м; $s_{\text{ф}}$, $s_{\text{об}}$ – толщина обмазки и футеровки, м; $\lambda_{\text{об}}$, $\lambda_{\text{ф}}$ – коэффициент теплопроводности обмазки и футеровки, $\text{Вт}/\text{м}\cdot\text{К}$; σ – постоянная Стефана Больцмана.

На рис. 4.6 приведены тепловые потоки в технологических зонах печи, откуда видно, что основное количество теплоты материал получает путем излучения.

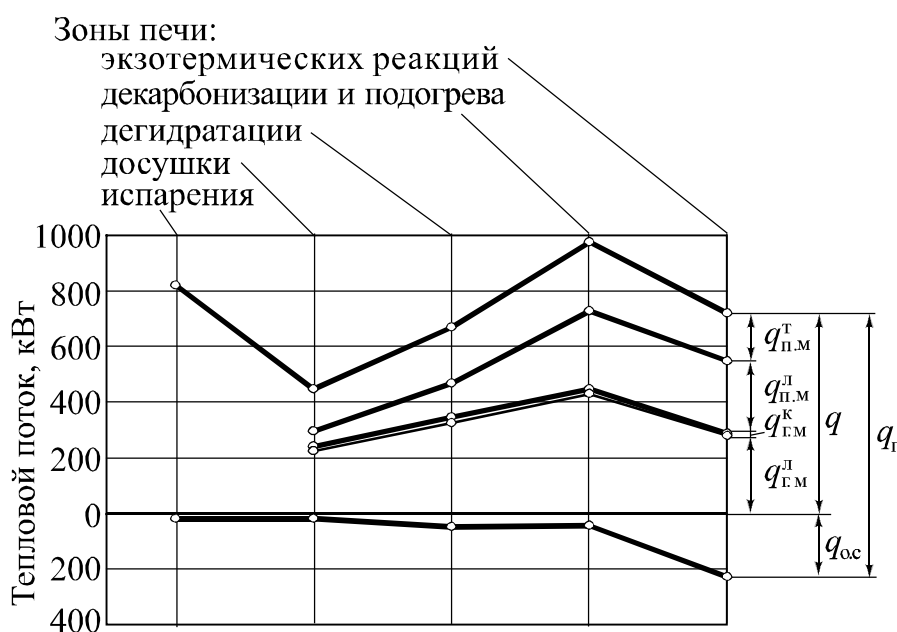


Рис. 4.6. Тепловые потоки в технологических зонах вращающейся печи ($q_{\text{г}}$ – теплота, отдаваемая газом; $q_{\text{м}}$ – теплота, получаемая материалом)

Уравнения (4.7), (4.8), (4.11)–(4.13) включают неизвестную температуру внутренней поверхности печи, которая определяется путем итерационного расчета. Общий алгоритм расчета теплообмена в зоне представлен на рис. 4.7.



Рис. 4.7. Расчет теплообмена на участке печи

Методика расчета теплообмена, основанная на работах [4, 23] с использованием методик раздела 1 и адаптированная к компьютерному расчету, представлена в табл. 4.1, 4.2. В методике сохранены критериальные уравнения для расчета конвективного теплообмена и уравнения для расчета свойств, например степени излучения газового потока, приведенные в работе [23]. Это сделано в связи с тем, что при использовании уравнений других источников, например справочника Кутателадзе 1990 г. [54], результаты расчетов заметно не изменяются. По сравнению с работой [23] в методике изменены способ расчета теплосодержаний потоков, затрат теплоты на химические реакции и фазовые превращения, расчет потерь теплоты в окружающую среду, уточнен расчет теплообмена излучением. В методике не учтены потери теплоты излучением в холодные зоны печи

$$q_{л} = - \frac{4\sigma}{3k} \frac{\partial T^4}{\partial l}$$

в связи с большой неточностью определения этой величины. В работе [23] рекомендуется принимать эти потери в размере 840 кДж/кг кл. для зоны спекания и 420 кДж/кг кл. для зоны экзотермических реакций. Эта величина может быть учтена при расчете п. 13 табл. 4.2.

Особенностью методики является возможность произвольного разбиения печи на зоны (участки). Границы зон задаются составом материала и газа и температурой материала.

Таблица 4.1

Исходные данные для расчета теплообмена в зоне без теплообменных устройств

Наименование параметра	Обозначение	Размерность
1	2	3
Характеристики потоков на границе зоны (см. рис. 4.4)		
Характеристики материала на входе в зону: температура теоретическая удельная масса компонентов теоретический расход (без учета пылеуноса)	t'_M M'_{Mi} $G'_M = \sum M'_{Mi}$	°С кг/кг кл. кг/кг кл.
Характеристики материала на выходе из зоны: температура теоретическая массовая доля соединений теоретический расход (без учета пылеуноса)	t''_M M''_{Mi} $G''_M = \sum M''_{Mi}$	°С кг/кг кл. кг/кг кл.
Характеристики газов на входе в зону: температура (для входа в печь задаются температура топлива t_T и температура воздуха t_B) объем газов (CO'_2 , H_2O' , N'_2 , O'_2 , горючие газы) содержание пыли (для последней зоны равно расходу безвозвратного пылеуноса, для предшествующих зон – из расчета последующей зоны) Объем на выходе из зоны (CO''_2 , H_2O'' , N''_2 , O''_2)	t'_r $V'_{r i}$ $G'_п$ $V''_{r i}$	°С $м^3/кг$ кл. кг/кг кл. $м^3/кг$ кл.
Расход твердого и жидкого топлива, выгорающей добавки на входе в зону на выходе из зоны Теплота сгорания твердого и жидкого топлива, выгорающей добавки	M'_T M''_T $Q_{нт}^p$	кг/кг кл. кг/кг кл. кДж/кг
Характеристики печи		
Производительность	G	т/ч
Внешний диаметр печи	D	м
Наклон печи к горизонту (обычно 3,5 °)	$\alpha_{п}$	°
Время одного оборота (40...100 с)	$\tau_{об}$	с
Угол естественного откоса материала (50° для зон экзотермических реакций, спекания и охлаждения, 35° для остальных зон)	$\alpha_{м}$	°

1	2	3
Тип футеровки (магнезитохром для зон экзотермических реакций, охлаждения и спекания, шамот для остальных зон)	—	—
Толщина футеровки (0,2 м для шамота, 0,12 м для хроммагнезита)	$S_{\text{ф}}$	М
Толщина обмазки (0,1...0,2 м для зон экзотермических реакций, охлаждения и спекания, 0 м для остальных зон)	$S_{\text{об}}$	М
Характеристики потоков в печи		
Степень черноты материала (принимается 0,8)	$\epsilon_{\text{м}}$	—
Степень черноты внутренней поверхности печи (принимается 0,9)	$\epsilon_{\text{п}}$	—
Степень черноты наружной поверхности (корпуса) печи (принимается 0,8...0,95)	$\epsilon_{\text{к}}$	—
Плотность материала (зоны досушки – 1200, дегидратации и подогрева – 1250, декарбонизации – 1350, экзотермических реакций – 1400, спекания и охлаждения – 1500 кг/м ³)	$\rho_{\text{м}}$	кг/м ³
Диаметр частиц пыли (принимается 25 мкм)	$d_{\text{п}}$	мкм
Тип газового потока (полусветящийся для зон экзотермических реакций и декарбонизации, светящийся для зон охлаждения и спекания, несветящийся для остальных зон)	—	—
Технологические характеристики процесса обжига		
Потери при прокаливании сырьевой смеси	$\text{ППП}_{\text{с}}$	%
Общее количество пылеуноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси (до 40...60%)	$q_{\text{общ.ун}}$	%
Количество безвозвратного уноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси (0,5...3%)	$q_{\text{ун}}$	%
Степень декарбонизации уноса (0,3...0,6; см. табл. 2.1)	$k_{\text{дек.ун}}$	—
Доля пылеуноса в зоне по отношению к общему (обычно пылеунос имеется в зонах досушки, декарбонизации, экзотермических реакций, охлаждения и спекания, сумма $g_{\text{пi}}$ всех зон должна быть 100%. Доля пылеуноса может быть рассчитана по данным гл. 5 работы [8])	$g_{\text{пi}}$	%
Температура окружающего воздуха	$t_{\text{о.с}}$	°С

Расчет теплообмена в зоне без теплообменных устройств

№	Величина	Обозначение	Размерность	Расчетная формула
1	2	3	4	5
1.	Расход сухой сырьевой смеси	$g_{\text{сух.с}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{кг кл.}}$	Расчет в табл. 2.1 и 2.4 и подразделе 1.1.
2.	Количество уносимой пыли в зоне	$G_{\text{пи}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{кг кл.}}$	$G_{\text{пи}} = \frac{g_{\text{пи}}}{100} \frac{g_{\text{сух.с}}}{100} [q_{\text{общ.ун}} - q_{\text{ун}} (1 - 0,01k_{\text{дек.ун}} \text{ПППс})]$, см. табл. 2.1 и 2.4.
3.	Содержание пыли в газах на выходе из зоны	$G_{\text{п}}''$	$\frac{\text{кг}}{\text{кг кл.}}$	$G_{\text{п}}'' = G_{\text{п}}' + G_{\text{пи}}$
4.	Расход материала на выходе из зоны	$G_{\text{м}}''$	$\frac{\text{кг}}{\text{кг кл.}}$	$G_{\text{м}}'' = G_{\text{м}}''^{\text{T}} + G_{\text{п}}'$
5.	Расход материала на входе в зону	$G_{\text{м}}'$	$\frac{\text{кг}}{\text{кг кл.}}$	$G_{\text{м}}' = G_{\text{м}}'^{\text{T}} + G_{\text{п}}''$
6.	Энтальпия материала на входе в зону	$H_{\text{м}}'$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H_{\text{м}}' = \frac{G_{\text{м}}'}{G_{\text{м}}'^{\text{T}}} \sum M_{\text{ми}}' H_i$; значение H_i определяется из табл. 6 приложения по $t_{\text{м}}'$
7.	Энтальпия материала на выходе из зоны	$H_{\text{м}}''$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H_{\text{м}}'' = \frac{G_{\text{м}}''}{G_{\text{м}}''^{\text{T}}} \sum M_{\text{ми}}'' H_i$; значение H_i определяется из приложения, табл. 6, по $t_{\text{м}}''$
8.	Энтальпия газов на входе в зону	$H_{\text{г}}'$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H_{\text{г}}' = \sum V_{\text{ги}}' H_i$; значение H_i определяется из приложения, табл. 6, по $t_{\text{г}}'$; для входа газов в печь полная энтальпия составляющих газообразного топлива рассчитывается по температуре $t_{\text{г}}$, а воздуха – по $t_{\text{в}}$
9.	Теплота сгорания топлива, выгорающей добавки	$Q_{\text{т}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$q_{\text{т}} = (M_{\text{т}}' - M_{\text{т}}'') Q_{\text{нт}}^{\text{п}}$
10.	Удельные потери в окружающую среду	$Q_{\text{о.с}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	Первоначально принимаются по рис. 1.31 и 1.32, затем – по результатам расчета теплообмена предыдущей итерации, $Q_{\text{о.с}} = 0,0036 q_{\text{о.с}} L_i / G$

1	2	3	4	5
11.	Энтальпия пыли на входе в зону	H_{Π}'	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H_{\Pi}' = G_{\Pi}' c_{\Pi}' t_{\Gamma}'$; удельная теплоемкость пыли c_{Π}' принимается равной теплоемкости клинкера (приложение, табл. 3) при температуре t_{Γ}'
12.	Энтальпия пыли на выходе из зоны	H_{Π}''	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H_{\Pi}'' = G_{\Pi}'' c_{\Pi}'' t_{\Gamma}''$; удельная теплоемкость пыли c_{Π}'' принимается равной теплоемкости клинкера (приложение, табл. 3) при температуре t_{Γ}'' , в первой итерации t_{Γ}'' принимается, в остальных используется результат предыдущей итерации
13.	Энтальпия газов на выходе из зоны	H_{Γ}''	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H_{\Gamma}'' = H_{\Gamma}' + (H_{\text{M}}' - H_{\text{M}}'') + (H_{\Pi}' - H_{\Pi}'') + Q_{\text{T}} - Q_{\text{O.C}}$
14.	Температура газов на выходе из зоны	t_{Γ}''	$^{\circ}\text{C}$	t_{Γ}'' определяется численным решением уравнения $H_{\Gamma}'' = \sum V_{\Gamma i}'' H_i$; значение H_i определяется из табл. 6 приложения по t_{Γ}'' . Пункты 12–14 повторяются итерационно до достижения сходимости значения t_{Γ}''
15.	Средняя температура газов в зоне	t_{Γ}	$^{\circ}\text{C}$	$t_{\Gamma} = 0,5(t_{\Gamma}' + t_{\Gamma}'')$
16.	Средняя температура материала в зоне	t_{M}	$^{\circ}\text{C}$	$t_{\text{M}} = 0,5(t_{\text{M}}' + t_{\text{M}}'')$
17.	Температура внутренней поверхности печи (обмазки или футеровки)	t_{Π}	$^{\circ}\text{C}$	Принимается на $100 \dots 300^{\circ}\text{C}$ ниже t_{Γ} , затем используются результаты расчета теплообмена предыдущей итерации
18.	Температура наружной поверхности (корпуса) печи	t_{K}	$^{\circ}$	Первоначально принимается $100 \dots 300^{\circ}\text{C}$, затем используются результаты расчета теплообмена предыдущей итерации
19.	Средний объемный расход материала в зоне	V_{M}	$\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$	$V_{\text{M}} = \frac{G (G_{\text{M}}' + G_{\text{M}}'')}{\rho_{\text{M}}}$
20.	Средний расход газов в зоне	$V_{\Gamma i}$ (CO_2 , N_2 , O_2 , H_2O)	$\frac{\text{м}^3}{\text{кг кл.}}$	Для последней зоны $\text{CO}_2 = \text{CO}_2''$; $\text{N}_2 = \text{N}_2''$; $\text{O}_2 = \text{O}_2''$; $\text{H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O}''$;

1	2	3	4	5
				<p>для остальных зон</p> $\text{CO}_2 = 0,5(\text{CO}'_2 + \text{CO}''_2)$ $\text{N}_2 = 0,5(\text{N}'_2 + \text{N}''_2)$ $\text{O}_2 = 0,5(\text{O}'_2 + \text{O}''_2)$ $\text{H}_2\text{O} = 0,5(\text{H}_2\text{O}' + \text{H}_2\text{O}'')$
21.	Средний расход газового потока в зоне	V_{Γ}	$\frac{\text{м}^3}{\text{кг кл.}}$	$V_{\Gamma} = \sum V_{\Gamma i}$
22.	Внутренний диаметр печи	$D_{\text{внутр}}$	м	$D_{\text{внутр}} = D - 2(s_{\phi} + s_{\text{об}})$
23.	Средняя скорость материала	$v_{\text{м}}$	$\frac{\text{м}}{\text{ч}}$	$v_{\text{м}} = 1,88 D_{\text{внутр}} \frac{60}{\tau_{\text{об}}} \frac{\alpha_{\text{п}}}{\sin \pi \frac{\alpha_{\text{м}}}{180}},$ <p>также скорость материала может быть рассчитана по данным гл. 5 работы [8]</p>
24.	Степень заполнения материалом сечения печи	$s_{\text{м}}$	—	$s_{\text{м}} = \frac{V_{\text{м}}}{v_{\text{м}}} \frac{\pi D_{\text{внутр}}^2}{4}$
25.	Угол, ограничивающий хорду материала	$\beta_{\text{м}}$	°	$\beta_{\text{м}} = 37,28 + 8,54 \ln s_{\text{м}} - \frac{98,7}{\ln s_{\text{м}}} +$ $+ 0,5712 s_{\text{м}}^2 - \frac{21,78}{\ln s_{\text{м}}^2} +$ $+ 0,01272 \ln s_{\text{м}}^3 + 131,6 \sqrt{s_{\text{м}}} -$ $- 69 s_{\text{м}} - 21,2 s_{\text{м}}^{1,5}$
26.	Хорда материала	$l_{\text{м}}$	м	$l_{\text{м}} = D_{\text{внутр}} \sin \frac{\pi \beta_{\text{м}}}{360}$
27.	Длина внутренней поверхности печи под слоем материала	$l''_{\text{п}}$	м	$l''_{\text{п}} = \frac{\pi}{180} \frac{\beta_{\text{м}} D_{\text{внутр}}}{2}$
28.	Открытый участок внутренней поверхности печи	$l'_{\text{п}}$	м	$l'_{\text{п}} = \pi D_{\text{внутр}} - l''_{\text{п}}$
29.	Эффективная длина луча в печи	S	м	$S = 0,9 D_{\text{внутр}} \sqrt{1 - s_{\text{м}}}$
30.	Парциальное давление CO_2 в газах	p_{CO_2}	—	$p_{\text{CO}_2} = \frac{\text{CO}_2}{V_{\Gamma}}$
31.	Парциальное давление H_2O в газах	$p_{\text{H}_2\text{O}}$	—	$p_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\text{H}_2\text{O}}{V_{\Gamma}}$
32.	Концентрация пыли в газовом потоке	$x_{\text{п}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{нм}^3}$	$x_{\text{п}} = \frac{G'_{\text{п}} + 0,5 G_{\text{п}i}}{V_{\Gamma}}$

1	2	3	4	5
33.	Степень черноты газового потока	ϵ_{Γ}	–	<p>Для запыленного газового потока</p> $\epsilon_{\Gamma} = 1 - \exp \left[\left(- \frac{0,8 + 1,6 p_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{S (p_{\text{CO}_2} + p_{\text{H}_2\text{O}})}} \times \right. \right. \\ \left. \left. \times \left(1 - 0,38 \frac{t_{\Gamma} + 273}{1000} \right) (p_{\text{CO}_2} + p_{\text{H}_2\text{O}}) + 7 x_{\text{п}} \times \right. \right. \\ \left. \left. \times \sqrt[3]{\frac{1}{d_{\text{п}}^2 (t_{\Gamma} + 273)^2}} \right) S \right];$ <p>для светящегося пламени</p> $\epsilon_{\Gamma} = 1 - \exp \left[\left(\frac{t_{\Gamma} + 273}{1000} - 0,5 \right) S \right],$ <p>также степень черноты запыленного газового потока может быть рассчитана по методике работы [26], а трехатомных газов – по данным работы [69]</p>
34.	Степень черноты газового потока при температуре внутренней поверхности печи	$\epsilon_{\Gamma, \text{п}}$	–	Расчет согласно п. 33 при температуре $t_{\text{п}}$ вместо t_{Γ}
35.	Степень черноты газового потока при температуре материала	$\epsilon_{\Gamma, \text{м}}$	–	Расчет согласно п. 33 при температуре $t_{\text{м}}$ вместо t_{Γ}
36.	Средняя скорость газового потока	v_{Γ}	$\frac{\text{м}}{\text{с}}$	$v_{\Gamma} = \frac{GV_{\Gamma}}{3,6 \frac{\pi D_{\text{ВНУТР}}^2}{4} (1 - s_{\text{м}})}$
37.	Удельная объемная теплоемкость газового потока	c_{Γ}	$\frac{\text{Дж}}{\text{м}^3 \cdot \text{К}}$	$c_{\Gamma} = \frac{\sum V_{\Gamma i} c_{\Gamma i}}{V_{\Gamma}},$ <p>теплоемкость газов $c_{\Gamma i}$ определяется по t_{Γ} согласно приложению, табл. 1 и рис. 1</p>
38.	Коэффициент теплопроводности газового потока	λ_{Γ}	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$\lambda_{\Gamma} = 0,0228 + 0,000086 t_{\Gamma}$

1	2	3	4	5
39.	Коэффициент конвективной теплоотдачи от газа	α_k	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\alpha_k = \frac{0,026 (v_r c_r)^{0,8} \lambda_r^{0,2}}{(D_{\text{внутр}} \sqrt{1 - s_M})^{0,2}}$
40.	Усредненная интенсивность теплопередачи «газы-внутренняя поверхность печи» и «внутренняя поверхность печи – материал»	$\alpha_{\text{ср}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\alpha_{\text{ср}} = 5,67 \varepsilon_M \varepsilon_{\text{п}} \left[\left(\frac{t_{\text{п}}}{100} + 2,73 \right)^4 - \left(\frac{t_{\text{м}}}{100} + 2,73 \right)^4 \right] \frac{1}{\pi D_{\text{внутр}}} \times \left(\frac{1}{t_r - t_{\text{п}}} + \frac{1}{t_{\text{п}} - t_{\text{м}}} \right)$
41.	Теплопроводность, теплоемкость и плотность материала внутренней поверхности печи (обмазки или футеровки)	$\lambda_{\text{п}}$ $c_{\text{п}}$ $\rho_{\text{п}}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$ $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$ $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	Для футеровки значения определяются при $t_{\text{п}}$ по данным табл. 8 приложения, для обмазки может быть использована методика работы [8] или теплоемкость клинкера (приложение, табл. 3), плотность задана в пределах 1000...1500 кг/м ³ , а теплопроводность определена по выражению работы [70] $\lambda_{\text{п}} = 8,1 \cdot 10^{-6} \rho_{\text{п}}^{1,5}$
42.	Критерий	H	–	$H = \frac{\alpha_{\text{ср}}^2 \tau_{\text{об}}}{c_{\text{п}} \lambda_{\text{п}} \rho_{\text{п}}}$
43.	Критерий	A	–	$A = \frac{l'_{\text{п}}}{\pi D_{\text{внутр}}}$
44.	Критерий	I	–	$I = 0,03 + 0,11 \sqrt{H}$, если $A \leq 0,7$; $I = 0,03 + 0,09 \sqrt{H}$, если $0,7 < A < 0,8$; $I = 0,024 + 0,08 \sqrt{H}$, если $A \geq 0,8$, при $I > 0,2$ принимается $I = 0,2$
45.	Тепловой поток теплопроводностью от материала к внутренней поверхности печи	$q_{\text{п.м}}^{\text{T}}$	Вт/м	$q_{\text{п.м}}^{\text{T}} = \pi D_{\text{внутр}} \sqrt{\frac{c_{\text{п}} \lambda_{\text{п}} \rho_{\text{п}}}{\tau_{\text{об}}}} I (t_r - t_{\text{м}})$
46.	Тепловой поток излучением от газа к внутренней поверхности печи	$q_{\text{г.п}}^{\text{Л}}$	Вт/м	$q_{\text{г.п}}^{\text{Л}} = 5,67 \frac{\varepsilon_{\text{п}} + 1}{2} \left[\varepsilon_r \left(\frac{t_r}{100} + 2,73 \right)^4 - \varepsilon_{\text{г.п}} \left(\frac{t_r}{100} + 2,73 \right)^4 \right] l'_{\text{п}}$

1	2	3	4	5
47.	Конвективный тепловой поток от газа к внутренней поверхности печи	$q_{\Gamma.П}^K$	Вт/м	$q_{\Gamma.П}^K = \alpha_K (t_{\Gamma} - t_{П}) l'_{П}$
48.	Тепловой поток излучением от внутренней поверхности печи к материалу	$q_{П.М}^Л$	Вт/м	$q_{П.М}^Л = 5,67 \epsilon_{М} \times$ $\times \left[\epsilon_{П} (1 - \epsilon_{\Gamma.П}) \frac{l''_{П}}{l_{М}} \left(\frac{t_{П}}{100} + 2,73 \right)^4 - \epsilon_{М} \left(\frac{t_{М}}{100} + 2,73 \right)^4 \right] l_{М}$
49.	Тепловой поток излучением от газа к материалу	$q_{П.М}^Л$	Вт/м	$q_{П.М}^Л = 5,67 \frac{\epsilon_{М} + 1}{2} \left[\epsilon_{\Gamma} \left(\frac{t_{\Gamma}}{100} + 2,73 \right)^4 - \epsilon_{\Gamma.М} \left(\frac{t_{М}}{100} + 2,73 \right)^4 \right] l_{М}$
50.	Конвективный тепловой поток от газа к материалу	$q_{\Gamma.М}^K$	Вт/м	$q_{\Gamma.М}^K = \alpha_K (t_{\Gamma} - t_{М}) l_{М}$
51.	Коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности печи в окружающую среду	$\alpha_{o.c}$	$\frac{Вт}{м^2 \cdot К}$	$\alpha_{o.c} = 7,7(1 + 0,001 t_K) + 5,67 \epsilon_K \times$ $\times \frac{\left(\frac{t_K}{100} + 2,73 \right)^4 - \left(\frac{t_{o.c}}{100} + 2,73 \right)^4}{t_K - t_{o.c}}$, для учета скорости дотра используется выражение (1.63)
52.	Тепловой поток в окружающую среду	$q_{o.c}$	Вт/м	$q_{o.c} = 2\pi \left[\frac{1}{\lambda_{об}} \ln \frac{D - 2s_{\phi}}{D - 2(s_{\phi} + s_{об})} + \frac{1}{\lambda_{\phi}} \ln \frac{D}{D - 2s_{\phi}} + \frac{2}{\alpha_{o.c} D} \right]^{-1} (t_{П} - t_{o.c})$
53.	Температура внутренней поверхности печи	$t_{П}$	°С	Рассчитывается при итерационном решении уравнения $t_{П} = \sqrt[4]{\frac{k_3 - k_2 t_{П}}{k_1}} - 273$, где $k_1 = 5,67 \epsilon_{\phi} [\epsilon_{М} (1 - \epsilon_{\Gamma.М}) l_{М} + \epsilon_{\Gamma.М} l'_{П}] 10^{-8}$; $k_2 = l'_{П} \alpha_K$;

1	2	3	4	5
				$k_3 = 5,67 \varepsilon_{\text{ф}} \varepsilon_{\text{Г}} \left(\frac{t_{\text{Г}}}{100} + 2,73 \right)^4 l'_{\text{п}} +$ $+ l'_{\text{п}} t_{\text{Г}} \alpha_{\text{к}} + 5,67 \varepsilon_{\text{М}} \varepsilon_{\text{Ф}} \left(\frac{t_{\text{М}}}{100} + 2,73 \right)^4 \times$ $\times (1 - \varepsilon_{\text{Г.П}}) l_{\text{М}} - q_{\text{о.с}} - q_{\text{П.М}}^{\text{T}}$
54.	Температура наружной поверхности (корпуса) печи	$t_{\text{к}}$	$^{\circ}\text{C}$	$t_{\text{к}} = t_{\text{о.с}} + \frac{q_{\text{о.с}}}{\pi a_{\text{о.с}} D}$
55.	Расчет итерационно повторяется, в каждой итерации заново рассчитываются $\varepsilon_{\text{Г.М}}$, $\alpha_{\text{ср}}$, $\lambda_{\text{п}}$, $c_{\text{п}}$, $\rho_{\text{п}}$, H , I , $q_{\text{П.М}}^{\text{T}}$, $q_{\text{Г.П}}^{\text{Л}}$, $q_{\text{Г.П}}^{\text{К}}$, $q_{\text{П.М}}^{\text{Л}}$, $\alpha_{\text{о.с}}$, $q_{\text{о.с}}$, k_1 , k_2 , k_3 , $t_{\text{п}}$, $t_{\text{к}}$, остальные величины не изменяются. Критерием окончания итераций является сходимость значения $t_{\text{п}}$			
56.	Длина зоны	L_i	м	$L_i = \frac{G}{3,6 q_{\text{Г.П}}^{\text{Л}} + q_{\text{Г.П}}^{\text{К}} + q_{\text{Г.М}}^{\text{Л}} + q_{\text{Г.М}}^{\text{К}}} k_l$

В методике расчета теплообмена, приведенной в работе [23], длина зоны испарения (навески цепей) рассчитывается, то есть производится конструктивный расчет. В действующих печах длина цепных завес $L_{\text{ц.з}}$ известна и не может быть изменена. Предлагается в поверочных расчетах вращающихся печей участок цепной завесы выделять как отдельную зону и определять параметры материала (температуру $t_{\text{М}}''$ и содержание физической влаги $\text{H}_2\text{O}_{\text{М}}$) на выходе из нее. При этом могут быть выделены два случая:

- физическая влага в цепной завесе испаряется полностью, на выходе пересушенный материал ($t_{\text{М}}'' > 100^{\circ}\text{C}$, $\text{H}_2\text{O}_{\text{М}} = 0$);
- после цепной завесы остается остаточная влажность ($t_{\text{М}}'' = 100^{\circ}\text{C}$, $\text{H}_2\text{O}_{\text{М}} > 0$).

Случай с $t_{\text{М}}'' < 100^{\circ}\text{C}$ и $\text{H}_2\text{O}_{\text{М}} > 0$ не рассматривается, так как учет кинетики испарения влаги в цепной завесе довольно сложен и неточен, а теплота, затрачиваемая на нагрев влажного сырья, на несколько порядков ниже теплоты, затрачиваемой на испарение влаги. Например, при влажности сырья 40% на нагрев влажной сырьевой смеси от 0 до 100°C затрачивается около 600 кДж, а на испарение влаги – около 2700 кДж. Поэтому определяющим параметром в зоне испарения является влажность материала, а не его температура.

Предлагаемый расчет не позволяет выделить отдельные участки в печи от холодного конца до сечения, в котором физическая (остаточная) влажность материала равна нулю. Поэтому зоны испарения и досушки всегда должны быть выделены отдельно (рис. 4.3). Необходимо заметить, что согласно работе [71] влажность по длине цепной завесы меняется линейно, что также свидетельствует о нецелесообразности разбивки цепной завесы на отдельные зоны.

Точность расчета цепной завесы указанным способом будет определяться правильностью значения коэффициента $k_{ц.з}$ выражения (4.2), который находится по известному режиму работы печи, включающему температуру и влажность материала после цепной завесы.

Методика расчета теплообмена в зоне цепной завесы представлена в табл. 4.3, 4.4. Ее отличия от расчета других зон заключаются в том, что для цепной завесы известна температура газов на выходе из зоны, которая равна температуре отходящих газов печи. Для остальных зон обычно известна температура газового потока на входе, так как расчет зон ведется последовательно от горячей части печи к холодной. Также в зоне испарения не происходит химических реакций, а только удаляется физическая влага.

Таблица 4.3

Исходные данные для расчета теплообмена в зоне цепной завесы

Наименование параметра	Обозначение	Размерность
1	2	3
Характеристики потоков на границе зоны (см. рис. 4.4)		
Характеристики материала на входе в печь:		
температура	t'_M	°C
теоретическая удельная масса компонентов (в том числе масса физической влаги $M'_{вл.ф}$)	M'_{Mi}	кг/кг кл.
теоретический расход (без учета пылеуноса)	$G'_M = \sum M'_{Mi}$	кг/кг кл.
Характеристики газов на выходе из печи:		
температура	$t''_Г$	°C
объем газов ($CO_2'', H_2O'', N_2'', O_2''$)	$V''_{Гi}$	м ³ /кг кл.
Характеристики печи		
Производительность	G	т/ч
Внешний диаметр печи	D	м

1	2	3
Средняя скорость движения материала в цепной завесе (60...150 м/ч, значение может быть рассчитано по данным гл. 5 работы [8])	v_m	м/ч
Наклон печи к горизонту (обычно 3,5 °)	°	$\alpha_{п}$
Тип футеровки (шамот)	—	—
Толщина футеровки (0,2 м для шамота)	$s_{ф}$	М
Характеристики потоков в печи		
Степень черноты наружной поверхности (корпуса) печи (принимается 0,8...0,95)	ϵ_k	—
Плотность материала (1200 кг/м ³)	ρ_m	кг/м ³
Технологические характеристики процесса обжига		
Потери при прокаливании сырьевой смеси	ППП _с	%
Общее количество пылеуноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси (до 40...60%)	$q_{общ.ун}$	%
Количество безвозвратного уноса по отношению к расходу сухой сырьевой смеси (0,5...3%)	$q_{ун}$	%
Температура возвращаемого пылеуноса	$t_{п.в}$	°С
Степень декарбонизации уноса (0,3...0,6, см. табл. 2.1)	$k_{дек.ун}$	—
Температура окружающего воздуха	$t_{о.с}$	°С

Таблица 4.4

Расчет теплообмена в цепной завесе

№	Величина	Обозначение	Размерность	Расчетная формула
1	2	3	4	5
1	Температура материала на выходе из зоны	t''_m	°С	Первоначально задается 100°С
2	Расход физической влаги на выходе	$M''_{вл.ф}$	$\frac{кг}{кг\ кл.}$	Первоначально задается 0
3	Расход газов на входе в зону	$V'_{Гi}$	$\frac{м^3}{кг\ кл.}$	$CO'_2 = CO''_2$; $N'_2 = N''_2$; $O'_2 = O''_2$; $H_2O' = H_2O'' - (M'_{вл.ф} - M''_{вл.ф})/0,805$
4	Расход сухой сырьевой смеси	$g_{сух.с}$	$\frac{кг}{кг\ кл.}$	Расчет в табл. 2.1 и 2.4 и подразделе 1.1
5	Количество пылеуноса в газовом потоке	$G_{п}$	$\frac{кг}{кг\ кл.}$	$G_{п} = \frac{g_{сух.с}}{100} [q_{общ.ун} - q_{ун} (1 - 0,01 \times k_{дек.ун} \text{ ППП}_с)]$, см. табл. 2.1 и 2.4

Продолжение табл. 4.4

1	2	3	4	5
6	Расход материала на входе в зону	G'_M	$\frac{\text{кг}}{\text{кг кл.}}$	$G'_M = G'^T_M = g_{\text{сух.с}} + M'_{\text{вл.ф}}$
7	Расход материала на выходе из зоны	G''_M	$\frac{\text{кг}}{\text{кг кл.}}$	$G''_M = g_{\text{сух.с}} + M''_{\text{вл.ф}}$
8	Энтальпия материала на входе в зону	H'_M	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H'_M = \frac{G'_M}{G'^T_M} \sum M'_{Mi} H_i$, значение H_i определяется из табл. 6 приложения по t'_M
9	Энтальпия материала на выходе из зоны	H''_M	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H''_M = \frac{G''_M}{G''^T_M} \sum M''_{Mi} H_i$; значение H_i определяется из табл. 6 приложения по t''_M
10	Энтальпия газов на выходе из зоны	H'_G	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H'_G = \sum V'_G H_i$; значение H_i определяется из табл. 6 приложения по t'_G
11	Удельные потери в окружающую среду	$Q_{\text{о.с}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	Первоначально принимаются по рис. 1.31 и 1.32, затем – по результатам расчета теплообмена предыдущей итерации, $Q_{\text{о.с}} = 0,0036 q_{\text{о.с}} L_i / G$
12	Энтальпия пыли на выходе из зоны	$H''_П$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H''_П = G_П c''_П t''_Г$; удельная теплоемкость пыли $c''_П$ принимается равной теплоемкости клинкера (приложение, табл. 3) при температуре $t''_Г$
13	Энтальпия пыли на входе в зону	$H'_П$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H'_П = G_П c'_П t'_Г$, удельная теплоемкость пыли $c'_П$ принимается равной теплоемкости клинкера (приложение, табл. 3) при температуре $t'_Г$; в первой итерации $t'_Г$ принимается, в остальных используется результат предыдущей итерации
14	Энтальпия возвращаемой пыли в печь	$H_{\text{п.в}}$	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H_{\text{п.в}} = G_{\text{п.в}} c_{\text{п.в}} t_{\text{п.в}}$; удельная теплоемкость пыли $c_{\text{п.в}}$ принимается равной теплоемкости клинкера (приложение, табл. 3) при температуре $t_{\text{п.в}}$
15	Энтальпия газов на входе в зону	H'_G	$\frac{\text{кДж}}{\text{кг кл.}}$	$H'_G = H''_Г + H''_M + H''_П + H_{\text{п.в}} - H'_M - H'_П + q_{\text{о.с}}$

Продолжение табл. 4.4

1	2	3	4	5
16	Температура газов на входе в зону	$t'_Г$	$^{\circ}\text{C}$	$t'_Г$ определяется численным решением уравнения $H'_Г = \sum V'_{Гi} H_i$; значение H_i определяется из табл. 6 приложения по $t'_Г$. Пункты 12–14 повторяются итерационно до достижения сходимости значения $t'_Г$
17	Средняя температура газов в зоне	$t_Г$	$^{\circ}\text{C}$	$t_Г = 0,5(t'_Г + t''_Г)$
18	Средняя температура материала в зоне	$t_М$	$^{\circ}\text{C}$	$t_М = 0,5(t'_М + t''_М)$
19	Температура внутренней поверхности футеровки	$t_П$	$^{\circ}\text{C}$	$t_П = t_М$
20	Температура наружной поверхности (корпуса) печи	$t_К$	$^{\circ}$	Первоначально принимается $50...100^{\circ}\text{C}$, затем используются результаты расчета теплообмена предыдущей итерации
21	Средний объемный расход материала в зоне	$V_М$	$\frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$	$V_М = \frac{G (G'_М + G''_М)}{\rho_М}$
22	Средний расход газов в зоне	$V_{Гi}$ (CO_2 , N_2 , O_2 , H_2O)	$\frac{\text{м}^3}{\text{кг кл.}}$	$\text{CO}_2 = \text{CO}_2''$; $\text{N}_2 = \text{N}_2''$; $\text{O}_2 = \text{O}_2''$; $\text{H}_2\text{O} = 0,5(\text{H}_2\text{O}' + \text{H}_2\text{O}'')$
23	Средний расход газового потока в зоне	$V_Г$	$\frac{\text{м}^3}{\text{кг кл.}}$	$V_Г = \sum V_{Гi}$
24	Внутренний диаметр печи	$D_{\text{внутр}}$	м	$D_{\text{внутр}} = D - 2s_{\phi}$
25	Степень заполнения материалом сечения печи	$s_М$	—	$s_М = \frac{V_М}{v_М} \frac{\pi D_{\text{внутр}}^2}{4}$
26	Средняя условная скорость газового потока	$v_Г$	$\frac{\text{м}}{\text{с}}$	$v_Г = \frac{GV_Г}{3,6 \frac{\pi D_{\text{внутр}}^2}{4} (1 - s_М)}$
27	Коэффициент конвективной теплоотдачи от газа к материалу	$\alpha_К$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\alpha_К = 14,2v_Г^2$
28	Теплопроводность футеровки	$\lambda_П$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	Определяются при $t_П$ по данным табл. 8 приложения

1	2	3	4	5
29	Коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности печи в окружающую среду	$\alpha_{o,c}$	$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$	$\alpha_{o,c} = 7,7(1 + 0,001t_k) + 5,67\varepsilon_k \times \frac{\left(\frac{t_k}{100} + 2,73\right)^4 - \left(\frac{t_{o,c}}{100} + 2,73\right)^4}{t_k - t_{o,c}}$, для учета скорости ветра используется выражение (1.63)
30	Тепловой поток в окружающую среду	$q_{o,c}$	Вт/м	$q_{o,c} = 2\pi \left[\frac{1}{\lambda_\phi} \ln \frac{D - 2s_\phi}{D} + \frac{2}{\alpha_{o,c}D} \right]^{-1} \times (t_\Pi - t_{o,c})$
31	Температура наружной поверхности (корпуса) печи	t_k	°С	$t_k = t_{o,c} + \frac{q_{o,c}}{\pi \alpha_{o,c} D}$
32	Расчет п. 27–30 итерационно повторяется до сходимости значения t_k			
33	Суммарная поверхность печей и футеровки	F	м ² /м	$F = \pi D_{\text{внутр}}(1 + 3,5)$
34	Температурный напор в зоне	Δt	°С	$\Delta t = \frac{(t'_\Gamma - t''_M) - (t''_\Gamma - t'_M)}{\ln \frac{t'_\Gamma - t''_M}{t''_\Gamma - t'_M}}$
35	Расчетная длина зоны	$L'_{ц,з}$	м	$L'_{ц,з} = \frac{G}{3,6} \frac{H''_M - H'_M}{\alpha_k F \Delta t} k_{ц,з}$
36	Решается уравнение $L'_{ц,з}(t''_M; \text{H}_2\text{O}_M) = L_{ц,з}$, где $L_{ц,з}$ – заданная длина цепной завесы. Для этого изменяются значения t''_M и H_2O_M с соблюдением условий: если $t''_M > 100^\circ\text{C}$ то $\text{H}_2\text{O}_M = 0$, если $\text{H}_2\text{O}_M > 0$, то $t''_M = 100^\circ\text{C}$.			

В зоне спекания и экзотермических реакций происходит горение топлива с выделением теплоты, при этом зона горения (длина факела) не совпадает с длиной этой зоны [36]. Поэтому как при отдельном расчете этих зон, так и при разбивке их на участки требуется определить количество сгоревшего топлива. Точное моделирование горения в условиях вращающихся печей требует решения системы дифференциальных уравнений в частных производных, выражающих законы переноса и сохранения массы, количества движения, тепловой энергии и количества химических компонентов в каждом элементарном объеме пламенного пространства печи, дополненных математическими выраже-

ниями, определяющими граничные условия задачи и физические свойства среды [49]. Численное решение этих уравнений довольно ресурсоемко и на современных компьютерах требует значительных временных затрат —, до нескольких часов. Поэтому одним из способов учета процесса горения в предлагаемой методике расчета теплообмена может быть использование приближенного моделирования, дающего грубую оценку для параметров факела, методы которого предложены в работах [72, 73]. Расчет параметров факела с использованием этих методик показал, что, независимо от абсолютной длины факела и других параметров, зависимость количества сгоревшего топлива от относительной координаты (отношение абсолютной координаты к общей длине факела) постоянна (рис. 4.8).

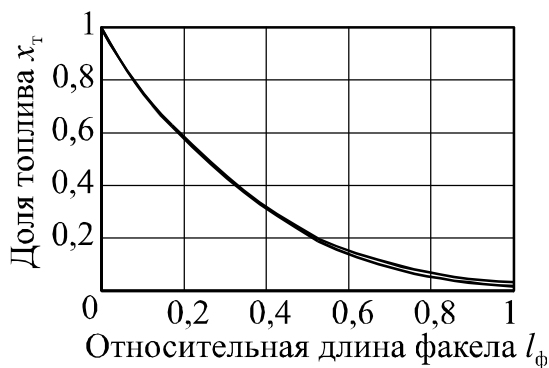


Рис. 4.8. Доля несгоревшего топлива в факеле

(изменение параметров: диаметр печи – 3,5...5 м, коэффициент избытка воздуха – 1...1,2; скорость истечения 200...400 м/с; температура вторичного воздуха – 300...600°С)

Эта зависимость с учетом равенства $x_t = 0$ при $l_{\phi} = 1$ может быть описана уравнением

$$x_t = 1 - 3l_{\phi} + 2l_{\phi}^{1,5}. \quad (4.14)$$

По уравнению (4.14) и расстоянию от положения горелки до границ участка можно рассчитать количество сгоревшего топлива на участке как разность его содержания на входе и выходе участка. Расчет производится итерационно, в первой итерации длины зон принимаются, затем уточняется количество сгоревшего топлива в зависимости от длины зоны, полученной в предыдущей итерации.

Необходимо остановиться на методах расчета коэффициента теплопроводности обмазки. Кроме использования значения теплопроводности обмазки в моделировании теплообмена в печи эта величина также необходима для оценки теплового режима работы печи по распределению температуры ее корпуса (см. подраздел 3.3).

Результаты расчета теплового потока через корпус печи в окружающей среде и температуры наружной поверхности корпуса представлены на рис. 4.9. Они получены численным решением дифференциального уравнения теплопроводности в цилиндрической стенке. Слои футеровки и обмазки были разбиты на 10 элементарных объемов каждый, на левой и правой границах задавались граничные условия третьего рода, включающие теплоотдачу излучением и конвекцией. Были произведены три варианта расчета. В первом из них коэффициент теплопроводности обмазки задавался равным $1 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$; во втором – использовалась средняя теплопроводность обмазки по данным работы [70] в виде константы, в третьем – использовалась теплопроводность обмазки по данным работы [70] в зависимости от ее температуры.

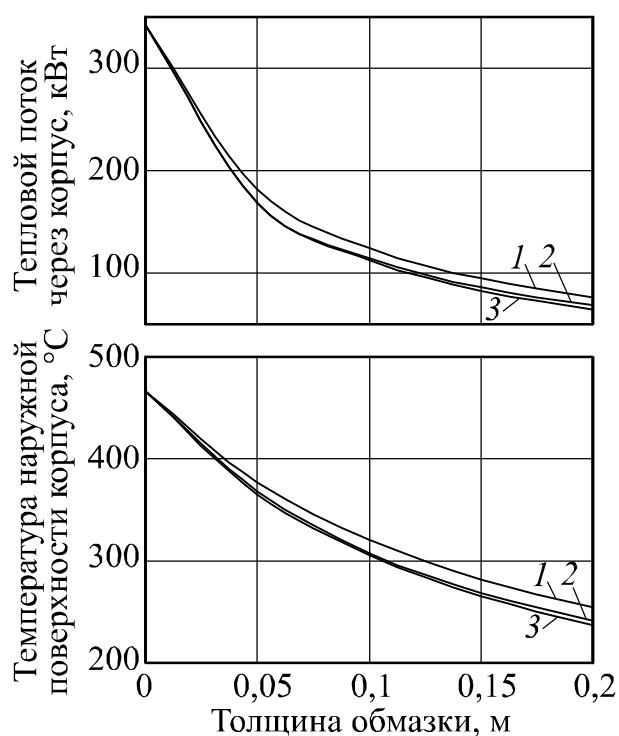


Рис. 4.9. Потери теплоты через корпус вращающейся печи (диаметр печи 5 м; температура газа в печи 1600°C , температура окружающей среды 20°C ; футеровка – магнезитохромит; толщина футеровки 0,23 м; коэффициент теплопроводности обмазки: 1 – $1 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$; 2 – $0,85 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$; 3 – $0,64 + 0,0003t \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$)

Как видно из рис. 4.9, различие в коэффициенте теплопроводности обмазки в $0,15 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$ приводит к отличию в тепловом потоке через корпус до 10% и в температуре наружной поверхности корпуса до 5% (15°C), причем значительная разница наблюдается и при малой толщине обмазки. Если не учитывать зависимость теплопроводности от температуры, то различие составит соответственно до 3 и 2%.

4.3. ЭКОНОМИЧЕСКИЙ КРИТЕРИЙ ОПТИМИЗАЦИИ РАБОТЫ ПЕЧИ

При интенсификации одновременно изменяются два параметра – производительность и расход топлива. Для оценки режима работы необходим обобщенный критерий оптимизации, включающий эти параметры, которым может быть только экономический показатель. Себестоимость продукции отнесена к ее единице и не учитывает объема выпуска. Поэтому в качестве критерия предлагается использовать прибыль D , определяемую как разность денежных средств, полученных при реализации выпущенной за единицу времени продукции, к затратам на ее производство.

Рассмотрим структуру себестоимости цемента на примере двух российских заводов (табл. 4.5).

Таблица 4.5

Структура себестоимости цемента, руб/т (2003 г.)

Статья затрат	Завод № 1	Завод № 2
Сырье и материалы	75,38	42,29
Топливо	139,38	143,80
Электроэнергия	38,34	45,22
Вспомогательные материалы, в том числе сжатый воздух и мелющие тела	17,16	6,05
Фонд оплаты труда	6,95	7,86
Содержание и эксплуатация оборудования	53,40	30,31
Цеховые и общезаводские расходы	23,78	64,86
Полная себестоимость	354,39	340,39

Как видно из табл. 4.5, в себестоимость входят следующие затраты:

– затраты на сырье и его переработку, зависящие от удельного расхода и стоимости сырьевых компонентов;

– условно-постоянные затраты, не изменяющиеся для 1 кг клинкера (затраты на вспомогательные материалы, в том числе сжатый воздух и мелющие тела);

– стоимость топлива;

– постоянные затраты, не зависящие от расхода топлива и производительности печи (фонд оплаты труда, содержание и эксплуатация оборудования, цеховые и общезаводские расходы).

Удельная себестоимость при изменении технологических показателей может быть рассчитана на основании базового режима работы с учетом изменения статей затрат, зависящих от расхода сырья, производительности и расхода топлива:

$$C = \sum c_i G_{ci} + k_c \frac{G_c}{G_c^0} + k_k + k_T \frac{G_T}{G_T^0} + k_{\Pi}; \quad (4.15)$$

$$D = \left[P - \left(\sum c_i G_{ci} + k_c \frac{G_c}{G_c^0} + k_k + k_T \frac{G_T}{G_T^0} \right) \right] G_k - k_{\Pi} G_k^0, \quad (4.16)$$

где C – себестоимость, руб/т кл.; c_i – стоимость i -го сырьевого компонента, руб/т; G_{ci} – удельный расход сырьевых компонентов, кг/кг кл.; k_c – сумма статей затрат себестоимости базового варианта на переработку сырьевых компонентов и приготовление сырьевой смеси, руб/т кл.; G_c и G_c^0 – удельный расход сырьевой смеси в рассматриваемом и базовом вариантах; k_k – сумма затрат базового варианта, постоянных для 1 кг кл., руб/т кл.; k_T – затраты на топливо в базовом варианте, руб/т кл.; G_T и G_T^0 – расход топлива в рассматриваемом и базовом режимах работы; k_{Π} – сумма постоянных статей затрат себестоимости базового варианта, руб/т кл.; D – прибыль, руб./ч; P – цена цемента, пересчитанная на 1 т кл., руб./т кл.; G_k и G_k^0 – производительность в рассматриваемом и базовом вариантах, т/ч.

Если состав сырьевой смеси не меняется, то выражения (4.15) и (4.16) могут быть представлены в таком виде:

$$C = k'_k + k_T \frac{G_T}{G_T^0} + k_{\Pi}; \quad (4.17)$$

$$D = \left[P - \left(k'_k + k_T \frac{G_T}{G_T^0} \right) \right] G_k - k_{\Pi} G_k^0, \quad (4.18)$$

где k'_k – сумма статей затрат себестоимости базового варианта, включающая затраты на сырье и его переработку, руб/т кл.

По выражениям (4.16) и (4.18) оценивается изменение прибыли для разных режимов работы цементной вращающейся печи, поэтому они могут служить критерием оптимизации при ее интенсификации. При сравнении различных вариантов более удобно использовать не значение прибыли D , а ее изменение по сравнению с базовым вариантом:

$$\Delta D = D - D_{\text{баз.}} \quad (4.19)$$

Наилучший вариант будет соответствовать максимальной величине этого показателя.

Таким образом, расчет теплового режима работы цементной вращающейся печи заключается в изменении технологических параметров и подборе производительности, которая обеспечивает суммарную длину печи, равную заданной конструктивной величине. Задача интенсификации процесса обжига путем изменения теплового режима работы вращающейся печи будет заключаться в определении условий, при которых достигается наибольшая прибыль, с учетом соблюдения заданных технологических условий. При этом расчеты необходимо проводить на основе базового варианта, соответствующего известному режиму работы печи.

4.4. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССА ОБЖИГА ВО ВРАЩАЮЩЕЙСЯ ПЕЧИ

Для исследования влияния теплового режима процесса обжига на производительность рассматривалась печь мокрого способа производства размером $4,5 \times 170$ м с колосниковым холодильником. В качестве базового варианта приняты следующие исходные данные:

Производительность	45 т/ч
Характеристики шлама:	
влажность W	40%
модульные характеристики	$Kn = 0,9; n = 2,3; p = 1,2$
ППП	35,8%
титр	77,4
Состав топлива:	$CH_4 = 94\%; C_2H_6 = 2\%;$ $C_3H_8 = 0,5\%; N_2 = 3,5\%$
Коэффициент избытка воздуха α	1,2
Температура:	
отходящих газов $t_{o,r}$	200°C
воздуха, топлива и шлама	0°C
возвращаемого пылеуноса	50°C
КПД холодильника η_x	85%
Пылеунос:	
общий G_{yn}	5%
безвозвратный $G_{б,yn}$	0,8%
Длина цепной завесы	45 м
Время одного оборота	50 с

При перечисленных параметрах в результате теплового расчета получен расход условного топлива на обжиг 217,7 кг/т кл. В качестве экономического критерия использовалось изменение прибыли ΔD , рассчитываемое по выражениям (4.18), (4.19) с коэффициентами $k'_к = 120$; $k_т = 150$; $k_п = 130$ руб/т. Себестоимость в базовом варианте, таким образом, составила 400 руб/т. Цена цемента, пересчитанная на 1 т кл., принята в размере $P = 500$ руб/т, прибыль базового варианта равнялась $D_{баз} = 4500$ руб/ч.

Результаты теплового расчета вращающейся печи при изменении различных параметров представлены на рис. 4.10–4.20, 4.22. По результатам можно сделать следующие выводы.

При увеличении влажности шлама W (см. рис. 4.10) наряду с ожидаемым увеличением расхода топлива наблюдается и незначительное повышение производительности. Это связано с увеличением теплового напряжения в горячей части печи. Поэтому существующая практика, когда производительность по клинкеру задается обратно пропорционально влажности шлама, приводит к недогрузке печи и снижению эффективности ее работы.

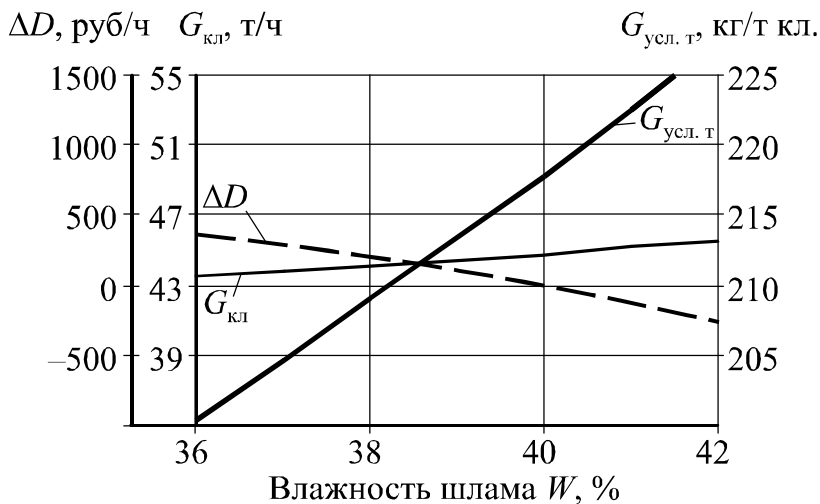


Рис. 4.10. Показатели эффективности процесса обжига при изменении влажности сырьевого шлама

Если принять, что состав сырьевой смеси влияет только на тепловые эффекты реакций, происходящих при обжиге, то из характеристик состава сырьевой смеси на тепловой режим оказывает заметное влияние только коэффициент насыщения известью КН (см. рис. 4.11). Это связано в большей степени с изменением содержания карбонатов в сырье, в меньшей – с затратами на образование C_3S . Кремнеземный n и глиноземный p модули на производительность и расход топлива практически не влияют (см. рис. 4.12, 4.13).

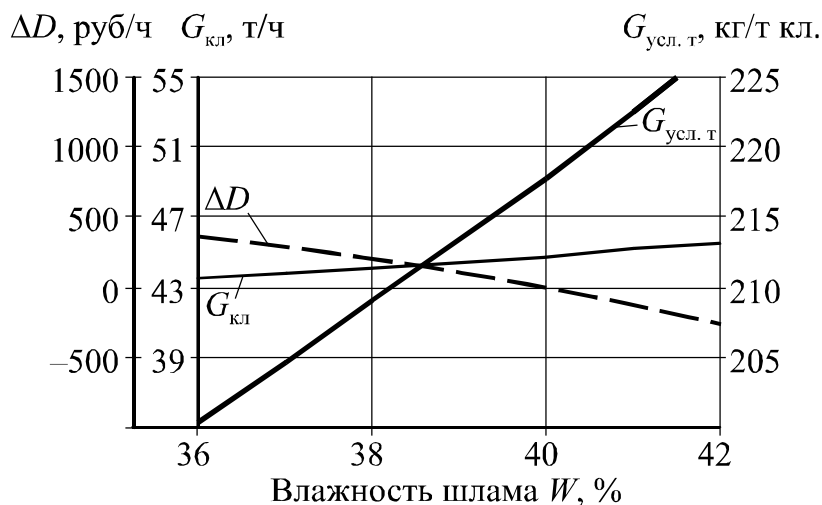


Рис. 4.11. Показатели эффективности процесса обжига при изменении коэффициента насыщения сырьевой смеси (при условии постоянства n, p)

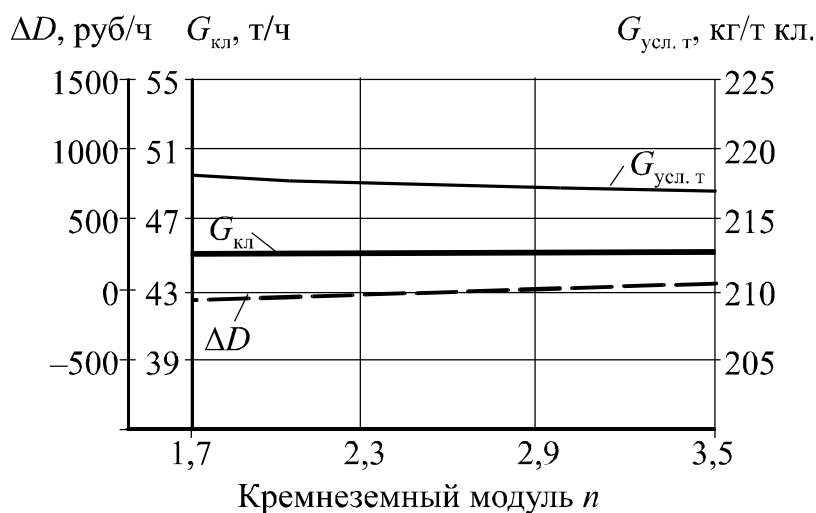


Рис. 4.12. Показатели эффективности процесса обжига при изменении кремнеземного модуля сырьевой смеси (при условии постоянства KH, p)

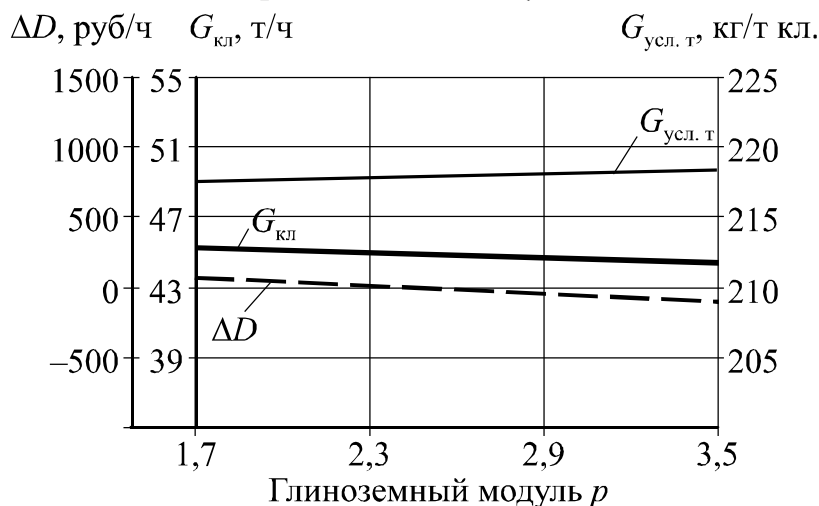


Рис. 4.13. Показатели эффективности процесса обжига при изменении глиноземного модуля сырьевой смеси (при условии постоянства KH, n)

Но необходимо учитывать, что состав сырьевой смеси также влияет на ее спекаемость, что требует изменения температуры в зоне обжига. Повышение кремнеземного модуля потребует соответствующего повышения температуры горения, что приведет к увеличению производительности (см. рис. 4.22).

Коэффициент избытка воздуха α (см. рис. 4.14) влияет на температуру газов в зоне горения и в целом по печи. При росте α температура снижается, даже несмотря на увеличение расхода топлива. При этом производительность значительно уменьшается. Это связано с тем, что в печи основной теплообмен происходит излучением и количество передаваемой теплоты зависит от температуры газа в четвертой степени. Поэтому снижение температуры газа приводит к резкому уменьшению количества передаваемой теплоты, а значит, и к такому же снижению производительности.

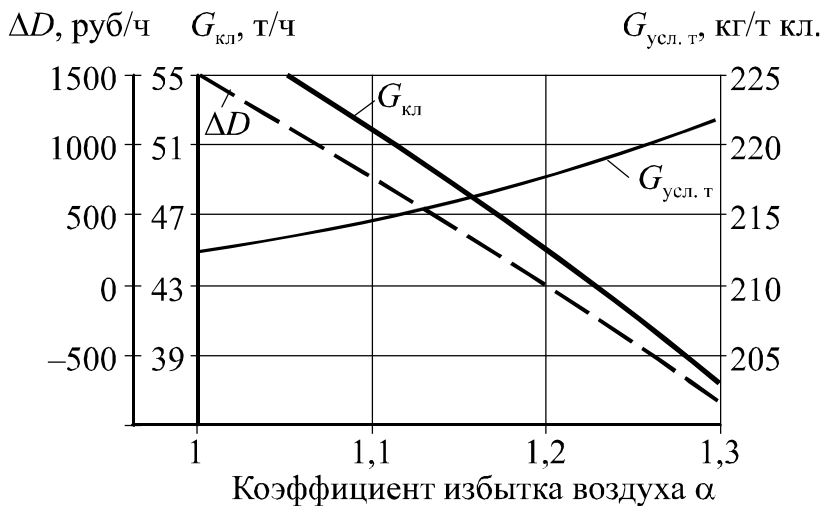


Рис. 4.14. Показатели эффективности процесса обжига при изменении коэффициента избытка воздуха

Увеличение температуры отходящих газов $t_{о.г}$ (см. рис. 4.15) приводит к увеличению расхода топлива, а значит, к повышению теплонапряжения в горячей части печи. В холодной части печи температурный напор также возрастает. Производительность печи в результате этого увеличивается.

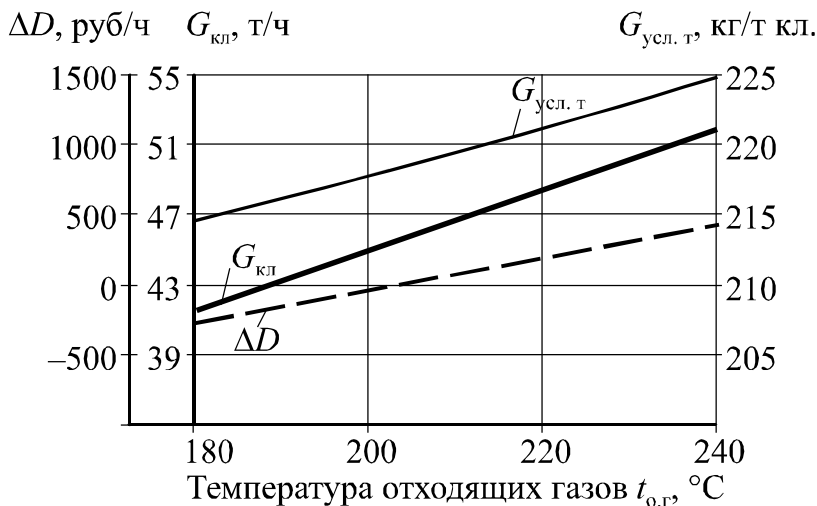


Рис. 4.15. Показатели эффективности процесса обжига при изменении температуры отходящих газов

Следует отметить интересную закономерность, противоположную всем остальным полученным при моделировании зависимостям – с увеличением удельного расхода топлива прибыль также возрастает.

Увеличение теплового КПД холодильника η_x снижает потери теплоты в нем и приводит к увеличению температуры вторичного воздуха, а значит, и температуры и теплового напряжения в горячей части печи. При этом вполне закономерно снижается удельный расход топлива и возрастает производительность (см. рис. 4.16).

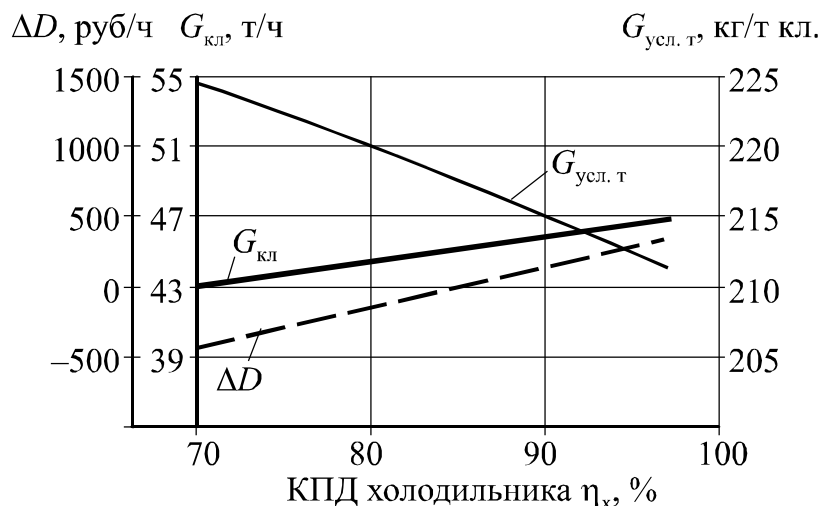


Рис. 4.16. Показатели эффективности процесса обжига при изменении теплового коэффициента полезного действия колосникового холодильника

Уносимая из печи пыль требует дополнительных затрат теплоты на испарение физической и гидратной влаги и частичную декарбонизацию безвозвратного уноса, подогрев возвращаемого в печь пылеуноса. Пылеунос увеличивает удельный расход сырьевой смеси по отношению к 1 кг клинкера и расход материала внутри печи из-за его частичной рециркуляции. Поэтому при увеличении общего $G_{ун}$ и безвозвратного $G_{б. ун}$ пылеуноса в печи расход топлива растет. Производительность при этом снижается, причем значительно при увеличении количества возвращаемого уноса и практически незаметно при увеличении безвозвратного (см. рис. 4.17, 4.18).

Степень черноты ϵ наружного корпуса печи может быть снижена при его побелке. При этом уменьшаются потери теплоты через корпус печи и снижается расход топлива (см. рис. 4.19). Потери теплоты через корпус происходят в основном в горячей части печи, поэтому экономия теплоты в ней вызывает небольшое повышение производительности.

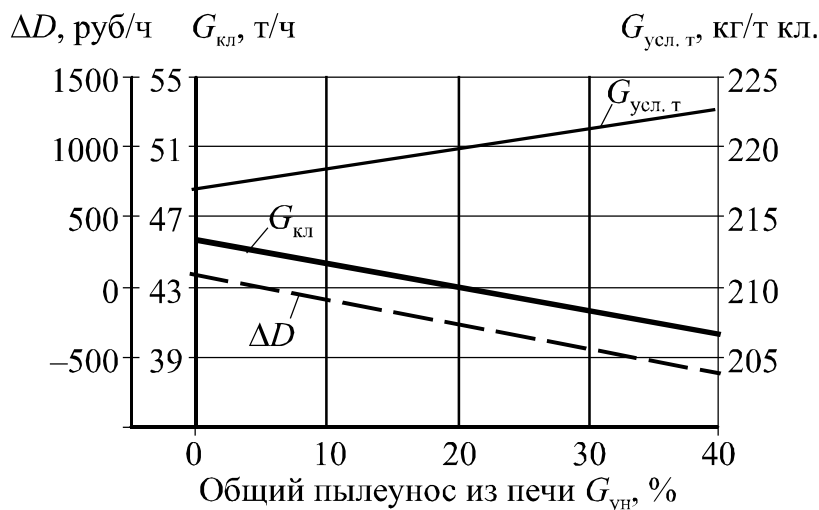


Рис. 4.17. Показатели эффективности процесса обжига при изменении общего пылеуноса из печи

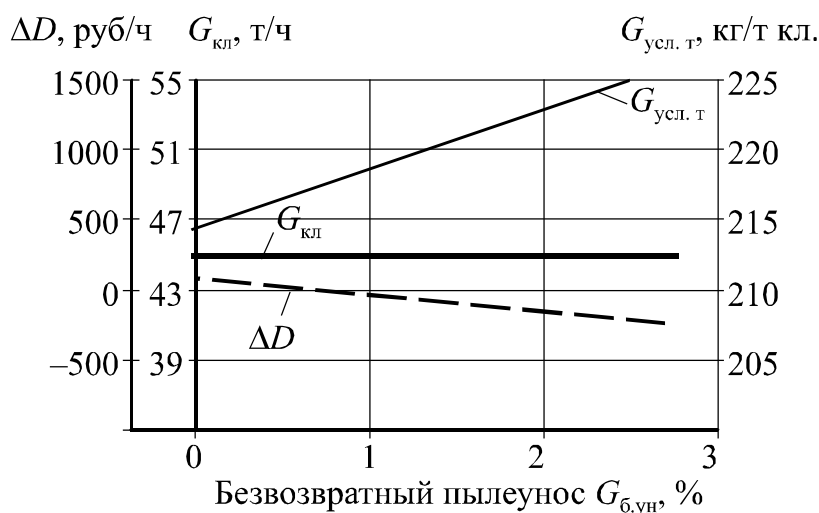


Рис. 4.18. Показатели эффективности процесса обжига при изменении безвозвратного пылеуноса

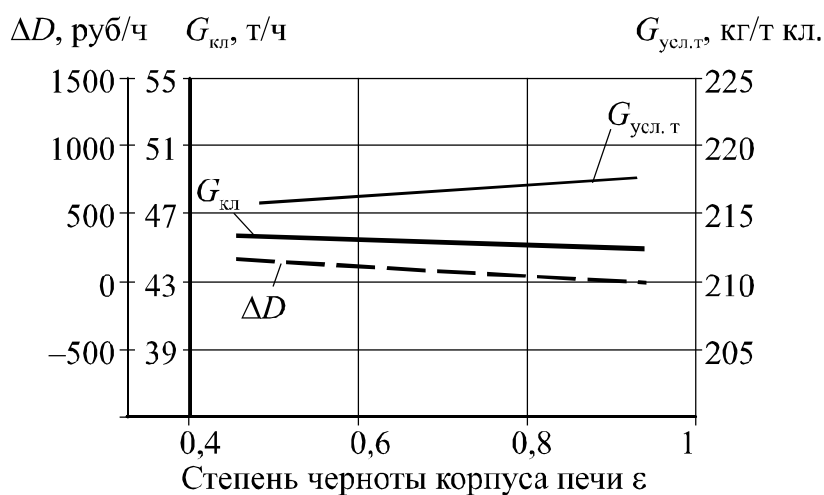


Рис. 4.19. Показатели эффективности процесса обжига при изменении степени черноты наружной поверхности корпуса печи

На потери теплоты через корпус влияет и толщина клинкерной обмазки $s_{обм}$. Так как экономия теплоты в горячей части печи в этом случае намного больше, то и изменение расхода топлива и производительности происходит интенсивнее (см. рис. 4.20). Ин-

интересно отметить резкое ухудшение этих параметров при отсутствии или незначительной толщине обмазки.

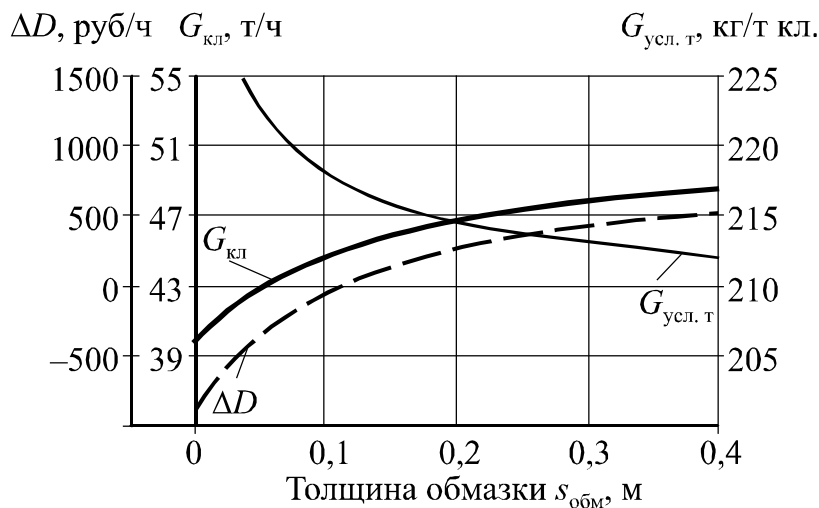


Рис. 4.20. Показатели эффективности процесса обжига при изменении толщины клинкерной обмазки

Повышение температуры горения сопровождается увеличением потерь теплоты через корпус в горячей части печи и поэтому связано с увеличением расхода топлива. Но из-за увеличения теплового напряжения в горячей части печи повышение температуры приводит к увеличению передаваемой материалу теплоты (рис. 4.21) и увеличению производительности.

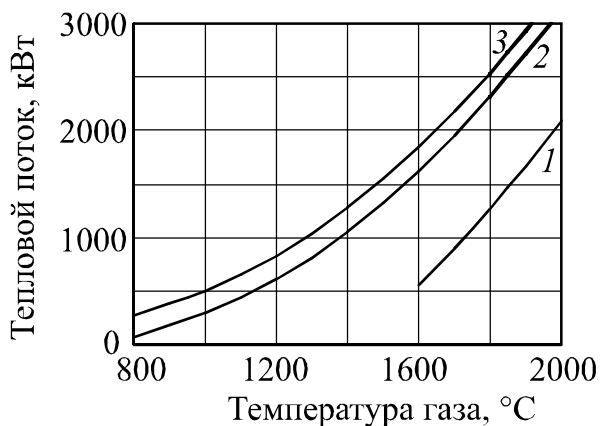


Рис. 4.21. Количество передаваемой материалу теплоты при разной температуре газов в сечении печи

(температура материала:
1 – 1400°C (зона спекания);
2 – 700°C (зона декарбонизации);
3 – 200°C (зона досушки))

Вследствие этого, несмотря на увеличение абсолютного расхода топлива, удельный расход топлива снижается:

Средняя температура газа в зоне спекания, °C	1920	1940	1960
Расход топлива, м ³ /ч	7980	8200	8240
Производительность, т/ч	43,6	45,7	47,0
Удельный расход условного топлива, кг/т кл.	221,2	217,0	211,9

Поэтому увеличение температуры горения вызывает улучшение показателей работы печи (см.рис. 4.22).

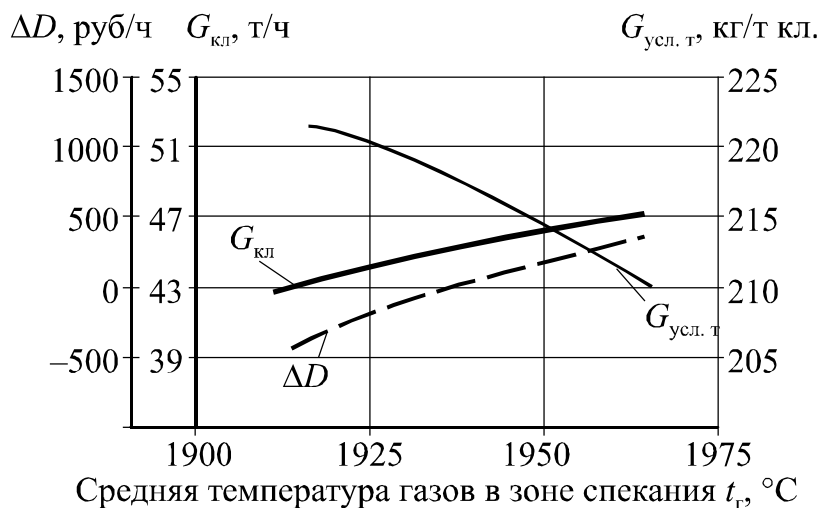


Рис. 4.22. Показатели эффективности процесса обжига при изменении средней температуры газов в зоне спекания

Необходимо отметить, что повышение температуры в зоне спекания не всегда приводит к повышению температуры футеровки, как предполагается в ряде работ, например в источнике [74]. Теплота в горячей части печи передается от газа в основном излучением, и поэтому количество теплоты зависит не только от температуры газа, но и от степени его черноты. Степень черноты газов при повышении температуры снижается (рис. 4.23). Также при интенсивном горении газообразного топлива в пламени образуется меньше сажистых частиц, что приводит к снижению светимости и степени черноты факела. Результатом снижения степени черноты газа является уменьшение температуры внутренней поверхности печи (рис. 4.24), причем оно тем сильнее, чем выше температура газа.

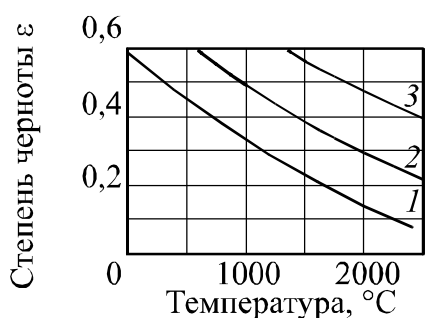


Рис. 4.23. Степень черноты продуктов горения природного газа при $\alpha = 1,15$: 1 – незапыленные газы; 2 – концентрация пыли 20 г/нм^3 ; 3 – концентрация пыли 50 г/нм^3 (диаметр частиц пыли 25 мкм)

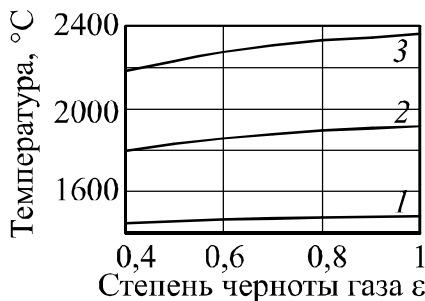


Рис. 4.24. Температура внутренней поверхности печи в зоне спекания в зависимости от степени черноты газов (температура газов: 1 – 1500 ; 2 – 2000 ; 3 – 2500 °C)

С другой стороны, стойкость футеровки зависит не от ее температуры, а от термических напряжений, возникающих при ее колебании [36, 74]. Таким образом, применение во вращающихся печах газовых горелок нового поколения [47, 74–76] является крайне эффективным средством снижения удельного расхода топлива и интенсификации работы печи.

В табл. 4.6 согласно приведенным выше зависимостям представлены направление и диапазон изменения показателей эффективности работы печи при изменении параметров процесса обжига. Для сравнения на рис. 4.25 показано, как будут изменяться показатели эффективности работы печи при изменении параметров на 1% относительно значений базового варианта.

Таблица 4.6

Изменение показателей эффективности процесса обжига при изменении технологических параметров

Параметр	Пределы изменения параметра	Диапазон изменения		
		прибыли ΔD , руб/ч	расхода топлива $\Delta G_{\text{усл. т}}$, кг/т кл.	производительности $\Delta G_{\text{кл}}$, т/ч
Влажность шлама W , %	36...42	-626	27,1	2,0
Коэффициент насыщения известью КН	0,86...0,94	-289	2,26	-2,18
Кремнеземный модуль n	1,7...3,5	102	-2,12	0,36
Глиноземный модуль p	0,9...1,8	-165	1,11	-1,31
Коэффициент избытка воздуха α	1...1,3	-2358	9,49	-20,4
Температура отходящих газов $t_{\text{о.г}}$, °С	180...240	691	10,1	10,3
КПД холодильника η_x , %	70...95	712	-11,7	3,56
Общий пылеунос из печи $G_{\text{ун}}$, %	0...40	-677	5,85	-5,10
Безвозвратный пылеунос $G_{\text{б.ун}}$, %	0...2	-251	7,87	-0,07
Степень черноты корпуса ε	0,5...0,95	-131	2,1	-0,65
Средняя температура газов в зоне спекания t_r , °С	1920...1970	720	-4,94	2,07

Примечание. Знак «-» диапазона изменения соответствует снижению показателя при увеличении параметра, отсутствие знака – увеличению показателя.

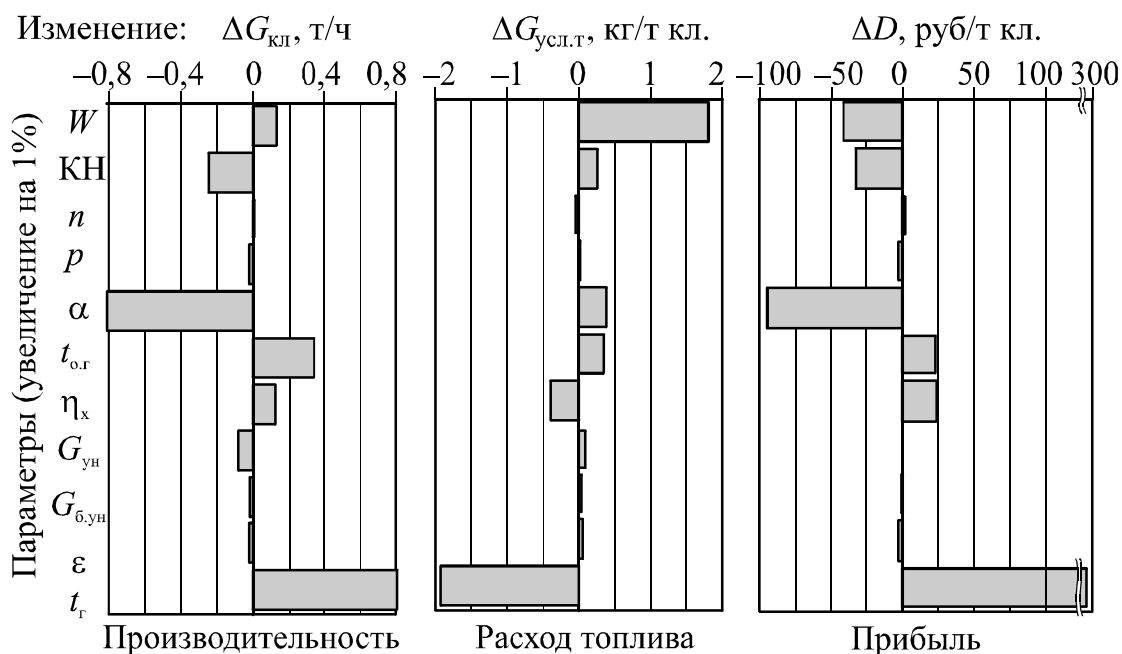


Рис. 4.25. Изменение показателей эффективности процесса обжига при увеличении технологических параметров на 1% по отношению к базовому варианту

Как видно из рис. 4.25, наиболее сильно расход топлива изменяется при повышении температуры горения и снижении влажности шлама W , значительно меньше – при изменении коэффициента избытка воздуха α , температуры отходящих газов $t_{o.g}$ и коэффициента полезного действия холодильника η_x . Но для получаемой прибыли, зависящей также и от производительности печи, наиболее эффективно изменение температуры горения и коэффициента избытка воздуха. Менее значительное изменение прибыли происходит при изменении влажности шлама W , коэффициента насыщения сырьевой смеси KH , температуры отходящих газов $t_{o.g}$ и коэффициента полезного действия холодильника η_x .

В табл. 4.7 показано изменение производительности и получаемой прибыли, сопутствующие мероприятиям по экономии топлива. Как видно, практически все они, кроме снижения температуры отходящих газов, сопровождаются разным по величине увеличением производительности и повышением получаемой прибыли. Наиболее сильно производительность и прибыль повышаются при снижении коэффициента избытка воздуха α , коэффициента насыщения KH и повышении температуры в зоне горения t_r .

**Изменение прибыли и производительности
при снижении расхода условного топлива на 1 кг/т кл.**

Параметр, изменением которого снижается расход топлива	Изменение	
	прибыли, руб/т кл.	производи- тельности, т/ч
Влажность шлама W	23,1	-0,07
Коэффициент насыщения известью КН	128	0,96
Коэффициент избытка воздуха α	248	2,15
Температура отходящих газов $t_{o.g}$	-68,4	-1,02
КПД холодильника η_x	60,9	0,30
Общий пылеунос из печи G_{yn}	116	0,87
Степень черноты корпуса печи ϵ	62,4	0,31
Средняя температура газов в зоне спекания t_T	146	0,42

Примечание. Знак «-» соответствует снижению показателю при снижении расхода топлива, отсутствие знака – увеличению показателя.

Для определения взаимосвязи параметров был рассчитан коэффициент выборочной корреляции между производительностью $G_{кл}$, расходом топлива G_T , изменением получаемой прибыли ΔD , тепловым, технологическим и эксергетическим КПД печи. Обратная зависимость наблюдается между расходом топлива, технологическим $\eta_{техн}$ и эксергетическим $\eta_{экс}$ КПД, а изменение прибыли прямо пропорционально производительности печи. Модули коэффициента корреляции во всех этих случаях равны или превышают 0,93. Для других сочетаний показателей коэффициенты корреляции не превышают 0,55, а значит, зависимостей нет, в том числе между получаемой прибылью и расходом топлива.

В заключение можно сделать вывод, что тепловые балансы цементных вращающихся печей не позволяют в полной мере судить о направлении повышения эффективности процесса обжига, потому что снижение удельного расхода топлива может сопровождаться и снижением производительности, что не позволит улучшить экономическую эффективность работы печи. Поэтому мероприятия по экономии топлива и интенсификация работы печи должны рассматриваться совместно, а в качестве критерия оптимизации должен приниматься экономический показатель, учитывающий эти две характеристики. В работе таким показателем является часовая прибыль от выпускаемой продукции.

4.5. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССА ОБЖИГА ПРИ ВВОДЕ ТЕХНОГЕННОГО ПРОДУКТА

В настоящее время в цементной промышленности происходит поиск путей снижения энергопотребления при обжиге клинкера. Один из перспективных путей для этого – использование техногенных продуктов, частично заменяющих природное сырье.

Целью работы является выбор наиболее эффективного пути снижения энергопотребления на Белгородском цементном заводе. Рассмотрены два способа снижения энергопотребления (табл. 4.8): ввод в печь 10 и 30% металлургического шлака новолипецкого комбината и добавление в сырьевую смесь 3 и 5 % отходов угледобычи (выгорающей добавки). Способы сравниваются с базовым вариантом без ввода техногенных продуктов.

Таблица 4.8

Расход сырьевых компонентов, кг/кг клинкера

Компоненты	Варианты				
	Базовый	Ввод шлака		Ввод выгорающей добавки	
		10%	30%	3%	5%
Сухая сырьевая смесь	1,534	1,392	1,109	1,501	1,477
в том числе:					
мел	1,199	1,110	0,933	1,194	1,190
глина	0,297	0,242	0,133	0,273	0,256
железнорудный концентрат	0,038	0,040	0,043	0,034	0,031
Вода	1,053	1,025	0,967	1,051	1,049
Металлургический шлак	–	0,100	0,300	–	–
Выгорающая добавка	–	–	–	0,030	0,050

Оба способа не требуют модернизации производства, только включения дополнительной линии подачи техногенного продукта. При вводе в печь металлургического шлака экономия топлива достигается за счет снижения содержания в сырьевой смеси карбоната кальция и соответственно затрат на декарбонизацию сырья. В связи с высокой твердостью шлака его помол связан с большими затратами и поэтому он подается в немолотом виде в холодный конец печи. При вводе шлака изменяются процессы в зоне декарбонизации, то есть в горячей части печи. Углеотходы заменяют часть топлива, подаваемого в печь. Они начинают выгорать сразу за цепными завесами, то есть влияют на работу холодной части печи.

Для сравнительного анализа предлагаемых способов в каждом из них определена максимально возможная производительность печи № 7 Белгородского цементного завода, работающей по мокрому способу производства. Произведены следующие расчеты:

- расчет материального и теплового баланса вращающейся печи с колосниковым холодильником;
- расчет позонных балансов вращающейся печи с определением температуры газов на границах технологических зон;
- расчет теплообмена в зонах печи, включающий лучистый и конвективный теплообмен между газом, материалом и футеровкой, теплопередачу через стенки печи в окружающую среду;
- подбор производительности, обеспечивающий совпадение расчетной суммарной длины печи с ее реальной длиной.

Тепловые балансы вариантов представлены в табл. 4.9. При вводе шлака из-за уменьшения расхода CaCO_3 снижается тепловой эффект клинкерообразования. Также снижается расход теплоты на испарение физической влаги, так как шлак частично заменяет влажный сырьевой шлам. При вводе выгорающих добавок расходные статьи не меняются, так как добавки заменяют часть топлива, но за счет этой замены расход топлива снижается.

Таблица 4.9

Тепловой баланс вращающейся печи, ккал/кг клинкера

Статьи	Варианты				
	Базовый	Ввод шлака		Ввод выгорающей добавки	
		10%	30%	3%	5%
1. Приход теплоты, в том числе:	1452	1317	1103	1454	1441
а) от горения топлива	1424	1289	1079	1247	1127
б) от горения выгорающей добавки	–	–	–	178	285
в) теплосодержание:					
топлива	1	1	1	1	1
воздуха	5	8	8	8	8
сырья	22	19	15	20	20
2. Расход теплоты	1452	1317	1103	1454	1441
в том числе					
а) ТЭЖ	400	363	284	402	399
б) испарение влаги	628	540	453	616	607
в) потери с отходящими газами	203	189	152	202	200
г) потери в холодильнике	45	51	51	51	51
д) потери в окружающую среду	176	174	163	183	184

При расчете теплообмена, производимого по методике подраздела 4.1–4.2, производительность в каждом варианте подбиралась таким образом, чтобы суммарная длина печи равнялась заданной – 170 м. Результаты расчета теплообмена показаны в табл. 4.10, а полученная производительность – в табл. 4.11.

Таблица 4.10

Длины технологических зон печи, м					
Технологическая зона	Варианты				
	Базовый	Ввод шлака		Ввод выгорающей добавки	
		10%	30%	3%	5%
Испарения	48,9	47,6	45,9	47,2	47,2
Досушки	31,3	34,0	34,7	32,2	32,2
Дегидратации	12,5	13,6	13,6	13,6	13,6
Подогрева	11,7	10,2	11,8	11,8	11,8
Декарбонизации	20,9	20,9	20,8	20,2	20,2
Экзотермических реакций	13,6	13,6	13,6	13,6	13,6
Охлаждения и спекания	30,2	32,3	29,6	31,4	31,4

Таблица 4.11

Показатели эффективности сравниваемых вариантов					
Показатель	Варианты				
	Базовый	Ввод шлака		Ввод выгорающей добавки	
		10%	30%	3%	5%
Производительность, т/ч	49,6	58,9	58,1	49,2	49,4
Годовой выпуск продукции, тыс. т	309,7	327,1	362,2	307,1	308,4
Удельный расход условного топлива, кг/т	203,4	184,1	154,1	178,1	161,0
Производственная себестоимость, руб/т	368,4	337,5	305,7	366,4	362,9

В рассматриваемых вариантах температура газа по длине печи практически одинакова, но она несколько выше для вариантов со вводом шлака (рис. 4.26). При вводе шлака уменьшается зона испарения, но увеличивается зона досушки. При вводе выгорающих добавок немного увеличиваются зоны досушки и спекания.

В результате проведенных расчетов было установлено, что расход топлива на обжиг снижается для всех вариантов, но при введении шлака значительно увеличивается производительность печи, а при вводе выгорающих добавок производительность незначительно снижается.

Это связано с тем, что при вводе шлака теплота экономится в горячей части печи, при этом повышается температура газа и улучшается теплообмен. Так как в горячей части печи из-за высоких температур коэффициент теплопередачи большой, увеличение температурного напора приводит к значительному увеличению количества передаваемой теплоты, что позволяет повышать производительность печи. При вводе выгорающих добавок количество топлива, подаваемого в печь, уменьшается. Но при этом количество воздуха остается прежним, так как он также необходим и для сгорания углеотходов. Поэтому теплонапряжение в горячей части печи снижается, что приводит к уменьшению производительности.

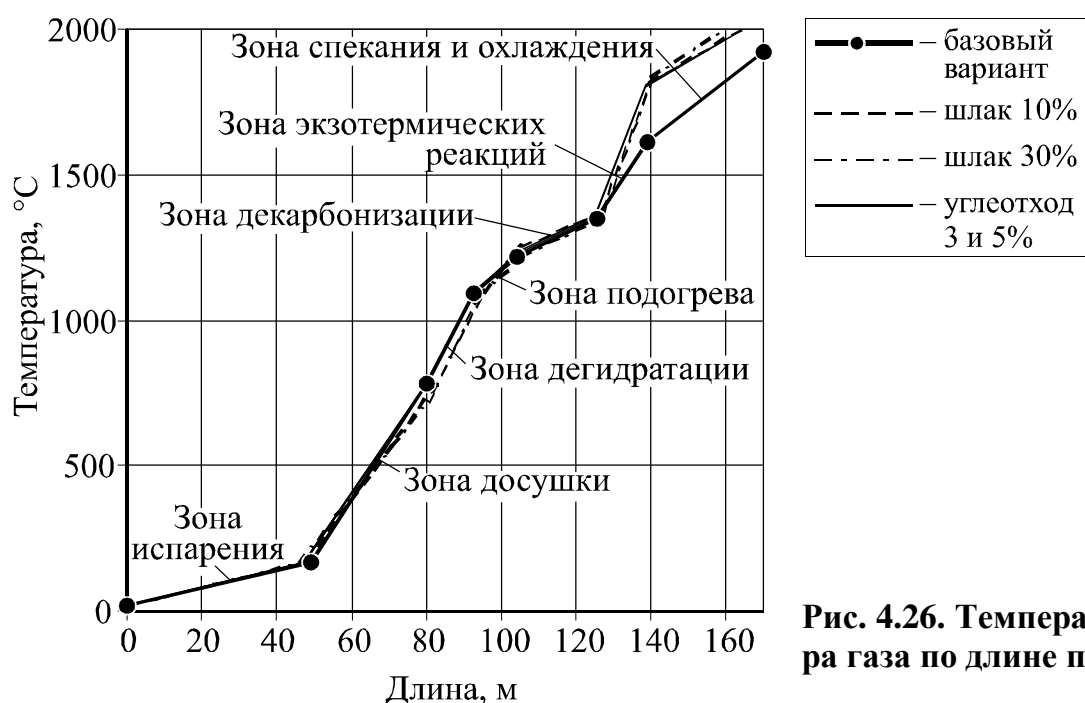


Рис. 4.26. Температура газа по длине печи

В табл. 4.11 представлены показатели эффективности сравниваемых вариантов. Как видно из табл. 4.11, при вводе углеотходов, даже несмотря на снижение удельного расхода топлива, себестоимость клинкера практически не меняется, что связано со снижением производительности печи и более высокой стоимостью углеотходов по сравнению со шлаком. В настоящее время на Белгородском цементном заводе планируется ввод выгорающих добавок. По результатам работы можно рекомендовать использование шлаков, что является экономически более выгодным.

* * *

В разделе показано, что тепловые балансы печей не позволяют в полной мере судить о направлении повышения эффективности процесса обжига, потому что снижение удельного расхода топлива может сопровождаться и снижением производительности, что не позволит улучшить экономическую эффективность. Поэтому мероприятия по экономии топлива и интенсификация работы печи должны рассматриваться совместно, а в качестве критерия оптимизации должен использоваться экономический показатель, учитывающий эти две характеристики.

Предлагается расчет теплового режима действующей вращающейся печи производить путем поиска производительности, которая обеспечивает суммарную длину печи, равную заданной конструктивной величине. Тепловые расчеты и оптимизация при этом проводятся на основе базового варианта, соответствующего известному режиму работы печи.

Предложена методика моделирования теплообмена в печи, отличающаяся уточненным расчетом теплового потока через футеровку печи в окружающую среду и позволяющая разбивать печь на произвольные технологические зоны. Рассмотрены особенности численной реализации этой методики.

Приведены результаты исследования влияния технологических параметров на производительность и удельный расход топлива цементной вращающейся печи, выполненного на основе расчета теплообмена в ней. Показано, что наибольшая эффективность интенсификации процесса обжига достигается при повышении температуры горения и снижении коэффициента избытка воздуха, то есть при интенсификации процесса горения топлива.

Показано, что при одинаковом снижении удельного расхода топлива ввод в печь шлака более выгоден, чем ввод выгорающей добавки.

В результате создана и апробирована методология интенсификации и энергосбережения высокотемпературных теплотехнологических аппаратов.

5. МОДЕЛИРОВАНИЕ И ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕНА В КЛИНКЕРНОМ КОЛОСНИКОВОМ ХОЛОДИЛЬНИКЕ

5.1. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС КОЛОСНИКОВОГО ХОЛОДИЛЬНИКА

Клинкерные холодильники с колосниковой переталкивающей решеткой (рис. 5.1), которыми оснащено большинство современных вращающихся печей, служат для охлаждения получаемого в печи клинкера и рекуперации его теплоты, во многом определяя эффективность процессов горения и теплообмена в горячей части вращающейся печи. Быстрое охлаждение клинкера необходимо для предотвращения разложения алита на белит и свободный оксид кальция, сохранения жидкой фазы в стекловидном состоянии и придания клинкерным минералам мелкозернистой структуры, то есть для улучшения прочностных характеристик клинкера [23].

Эффективность работы промышленных холодильников в ряде случаев низка. Поиск путей улучшения их работы на действующем объекте затруднен, так как это может привести к появлению брака и остановки всей технологической линии. Поэтому наиболее действенным и эффективным способом улучшения работы холодильников является математическое моделирование. Рассматриваемые в разделе примеры относятся к наиболее распространенным в нашей стране двухсекционным колосниковым холодильникам, но предлагаемые методы, алгоритм и программы позволяют моделировать работу и многосекционных холодильников.

В холодильнике слой клинкера движется по переталкивающим колосниковым решеткам. Под слой дутьевыми вентилято-

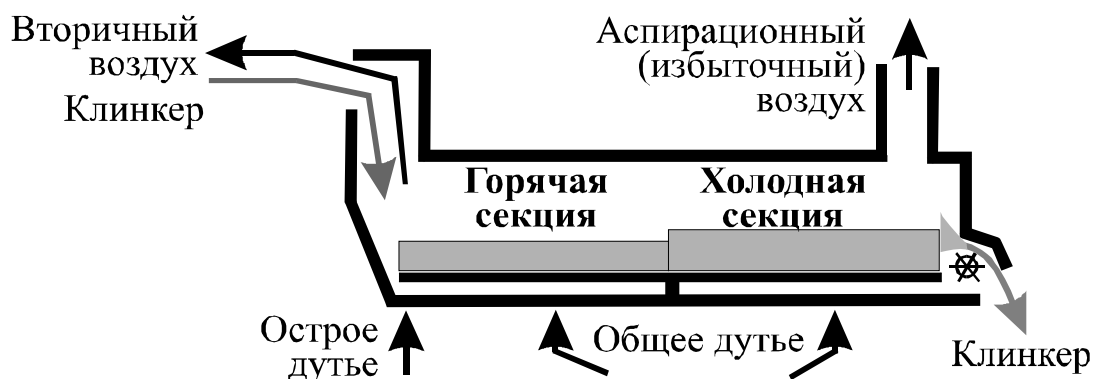


Рис. 5.1. Двухсекционный колосниковый клинкерный холодильник

рами подается воздух. Входящий воздух делится на острое дутье, предназначенное для резкого охлаждения клинкера в начале колосниковой решетки (обычно объем острого дутья составляет $0,25 \dots 0,75 \text{ м}^3/\text{кг кл.}$) и общее дутье для охлаждения остального слоя.

Общий вид теплового баланса холодильника следующий:

$$Q_{\text{кл1}} + Q_{\text{в}} = Q_{\text{кл2}} + Q_{\text{вт.в}} + Q_{\text{изб.в}} + Q_{\text{о.с}}, \quad (5.1)$$

где $Q_{\text{кл1}}$, $Q_{\text{кл2}}$ – теплота клинкера на входе и выходе; $Q_{\text{в}}$, $Q_{\text{вт.в}}$, $Q_{\text{изб.в}}$ – теплота воздуха, подаваемого в холодильник (острое дутье и общее дутье), вторичного и избыточного воздуха; $Q_{\text{о.с}}$ – потери теплоты в окружающую среду через корпус колосникового холодильника.

Тепловой КПД клинкерного холодильника $\eta_{\text{х}}$ показывает долю теплоты клинкера, возвращаемой в печь

$$\eta_{\text{х}} = \frac{Q_{\text{кл1}} - Q_{\text{пот}}}{Q_{\text{кл1}}} = \frac{Q_{\text{кл1}} - (Q_{\text{кл1}} + Q_{\text{изб.в}} + Q_{\text{о.с}})}{Q_{\text{кл1}}}, \quad (5.2)$$

где $Q_{\text{пот}} = Q_{\text{кл1}} + Q_{\text{изб.в}} + Q_{\text{о.с}}$ – потери теплоты в холодильнике.

Обычно для колосниковых холодильников $\eta_{\text{х}} = 0,75 \dots 0,9$ (75...90%), для рекуператорных барабанных $\eta_{\text{х}} = 0,5 \dots 0,7$ (50...70%). На рис. 5.2 показана зависимость теплового КПД от параметров клинкера после холодильника и избыточного воздуха.

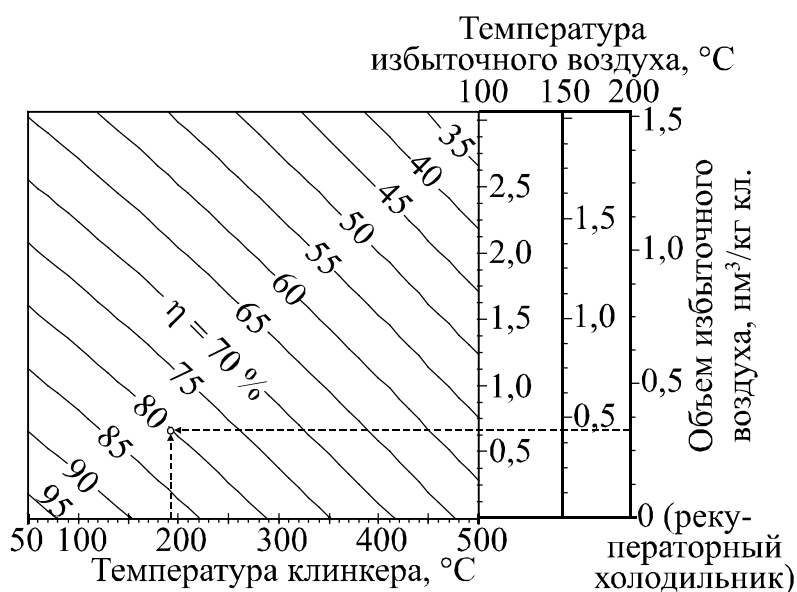


Рис. 5.2. КПД клинкерного холодильника в зависимости от температуры клинкера после холодильника и параметров избыточного воздуха

Для расчета теплового баланса клинкерного холодильника задаются данные, представленные в табл. 5.1.

Исходные данные для расчета клинкерного холодильника

Наименование	Единицы измерения	Условное обозначение	Возможные значения, примечания
Температура клинкера: на входе	°С	$t_{\text{кл1}}$	1200...1250
на выходе	°С	$t_{\text{кл2}}$	60...150
Объем воздуха: подаваемого в холодильник	м ³ /кг кл.	$V_{\text{в}}$	1...3,5 (может быть определена как сумма вторичного и избыточного воздуха)
вторичного	м ³ /кг кл.	$V_{\text{вт.в}}$	0,6...2,2. Зависит от вида топлива в печи, доли первичного воздуха, расхода топлива, определяется из материального и теплового баланса печи с учетом первичного воздуха и подсосов
Температура воздуха: избыточного подаваемого в холодильник	°С	$t_{\text{изб.в}}$	100...200
	°С	$t_{\text{в}}$	Равна температуре окружающей среды или из-за нагрева в вентиляторе на 5...10° С выше нее
Доля потерь в окружающую среду	%	$k_{\text{о.с}}$	Для колосникового холодильника составляет 0,5...1,5% от суммы теплоты, поступающей в холодильник, в большинстве случаев величиной $Q_{\text{о.с}}$ можно пренебречь

Расчет заключается в определении статей затрат теплоты:

$$Q_{\text{кл1}} = c_{\text{кл}} t_{\text{кл1}};$$

$$Q_{\text{в}} = c_{\text{в}} t_{\text{в}} V_{\text{в}};$$

$$Q_{\text{кл2}} = c_{\text{кл}} t_{\text{кл1}}; \quad (5.3)$$

$$Q_{\text{изб.в}} = c_{\text{в}} t_{\text{изб.в}} V_{\text{изб.в}};$$

$$Q_{\text{о.с}} = 0,01 k_{\text{о.с}} (Q_{\text{кл1}} + Q_{\text{в}}),$$

где $c_{\text{кл}}$ и $c_{\text{в}}$ – теплоемкость клинкера (кДж/кг·К) и воздуха (кДж/м³·К) при соответствующей температуре (табл. 1–3 и рис. 1 приложения).

Затем из уравнения теплового баланса определяется теплота вторичного воздуха

$$Q_{\text{вт.в}} = Q_{\text{кл1}} + Q_{\text{в}} - Q_{\text{кл2}} - Q_{\text{изб.в}} - Q_{\text{о.с}} \quad (5.4)$$

и при необходимости путем итерационного расчета или по рис. 2 прилож. – его температура:

$$t_{\text{вт.в}} = \frac{Q_{\text{вт.в}}}{c_{\text{в}} V_{\text{вт.в}}} \quad (5.5)$$

На рис. 5.3 приведена зависимость температур горения и вторичного воздуха от КПД холодильника.

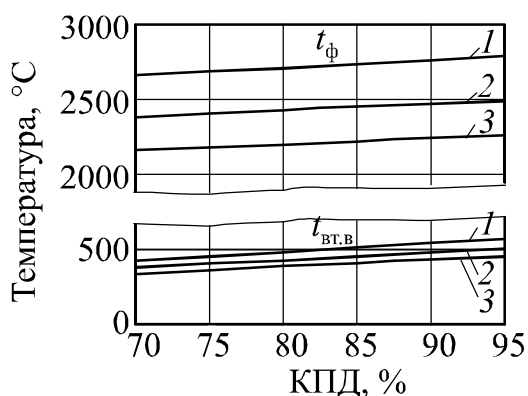


Рис. 5.3. Зависимость теоретической температуры горения в печи t_{ϕ} и температуры вторичного воздуха $t_{\text{вт.в}}$ от теплового КПД холодильника:
расход вторичного воздуха 1 – 1,5; 2 – 1,7; 3 – 1,9 $\text{м}^3/\text{кг}$ кл.; расход топлива 200 кг усл. топл/т кл.

В ряде случаев, когда расчет теплового баланса холодильника не требуется, но данные о его работе необходимы для составления теплового баланса печного агрегата, включающего печь с запечными теплообменниками и холодильник, может быть использован упрощенный метод расчета по тепловому КПД холодильника. В этом случае определяются потери теплоты в холодильнике, включающие теплосодержание избыточного воздуха и клинкера на выходе из холодильника и потери в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$, кДж/кг кл.:

$$Q_{\text{пот}} = Q_{\text{кл1}} + Q_{\text{изб.в}} + Q_{\text{о.с}} = (1 - \eta_{\text{х}}) Q_{\text{кл1}} \approx 1236 (1 - \eta_{\text{х}}) \quad (5.6)$$

и при необходимости – теплосодержание вторичного воздуха:

$$Q_{\text{вт.в}} = \eta_{\text{х}} Q_{\text{кл1}} \approx 1236 \eta_{\text{х}}, \text{ кДж/кг кл.}$$

Рассмотренные методы расчетов могут быть использованы и для рекуператорных (барабанных) холодильников с учетом отсутствия в них избыточного воздуха и значительных потерь в окружающую среду, составляющих 250...350 кДж/кг кл.

5.2. РАСЧЕТ РАСХОДА ВОЗДУХА ПО ДАННЫМ АЭРОДИНАМИЧЕСКИХ ЗАМЕРОВ

При теплотехнических испытаниях расход воздуха в газоходах холодильника определяется по данным замеров давления в них. Для измерения статического давления и общего давления используются U-образные манометры, динамического – микроманометр. Трубка Пито состоит из двух трубок, конец одной из них расположен навстречу потоку (ее сечение перпендикулярно направлению потока), и она воспринимает полное давление. Сечение конца второй трубки расположено параллельно потоку, и она воспринимает статическое давление.

Схемы подключения манометров показаны на рис. 5.4.

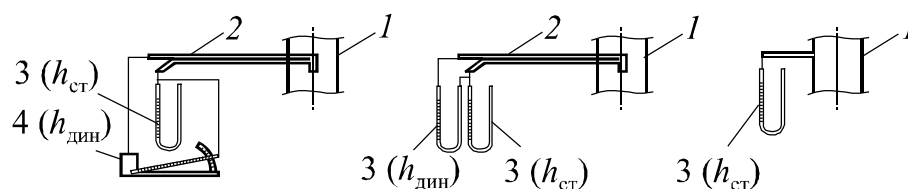


Рис. 5.4. Подключение манометров для измерения давления:

1 – воздуховод; 2 – трубка Пито; 3 – U-образный манометр; 4 – дифманометр

Вследствие трения потока о стенки скорость в центре газотока выше, чем около стенки (рис. 5.5). Для турбулентного потока теоретическое соотношение максимальной скорости на оси потока к средней скорости в сечении составляет 0,85.

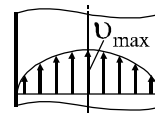


Рис. 5.5. Теоретическое распределение скоростей потока по поперечному сечению газотока

В воздуховодах колосникового холодильника из-за изменения направления движения потока и малых длин прямых участков, недостаточных для стабилизации потока, поле скоростей отличается от теоретического. Поэтому измерения давления проводят в нескольких точках, усредняя затем полученные значения. Для этого трубку Пито устанавливают в несколько положений, передвигая перпендикулярно оси газотока (рис. 5.6). Общее число положений должно быть нечетным и равняться 7–15, при этом одна из точек замера

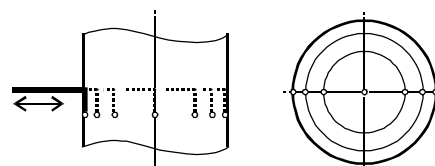


Рис. 5.6. Перемещение трубки Пито в круглом газотоке

должна быть в центре газохода, а крайние – вплотную к стенкам. В каждом положении необходимо следить, чтобы конец трубки в газоходу находился параллельно оси газохода.

Точки замеров выбираются таким образом, чтобы они находились на концентрических окружностях, делящих сечение газохода на сегменты равной площади (рис. 5.6). Расстояние от стенки газохода до точки замера x_i для круглого и квадратного сечения при этом будет следующим:

$$x_i = D \left(0,5 - \sqrt{\frac{n+1-2i}{4(n-1)}} \right), \quad 1 \leq i < \frac{n+1}{2};$$

$$x_i = 0,5D, \quad i = \frac{n+1}{2};$$

$$x_i = D \left(0,5 + \sqrt{\frac{2i-n-1}{4(n-1)}} \right), \quad \frac{n+1}{2} < i \leq n;$$
(5.7)

где D – диаметр круглого газохода или сторона стенки квадратного газохода; n – общее нечетное количество точек.

На рис. 5.7 представлены относительные координаты точек замеров, рассчитанные по приведенным выражениям.

В каждой точке замера определяют показания микроманометра или U-образного манометра $h_{\text{дин}}$, мм, и U-образного манометра $h_{\text{ст}}$, мм.

Порядок обработки результатов измерений следующий.

1. По показаниям манометров определяется статическое давление $p_{\text{ст}}$, Па.

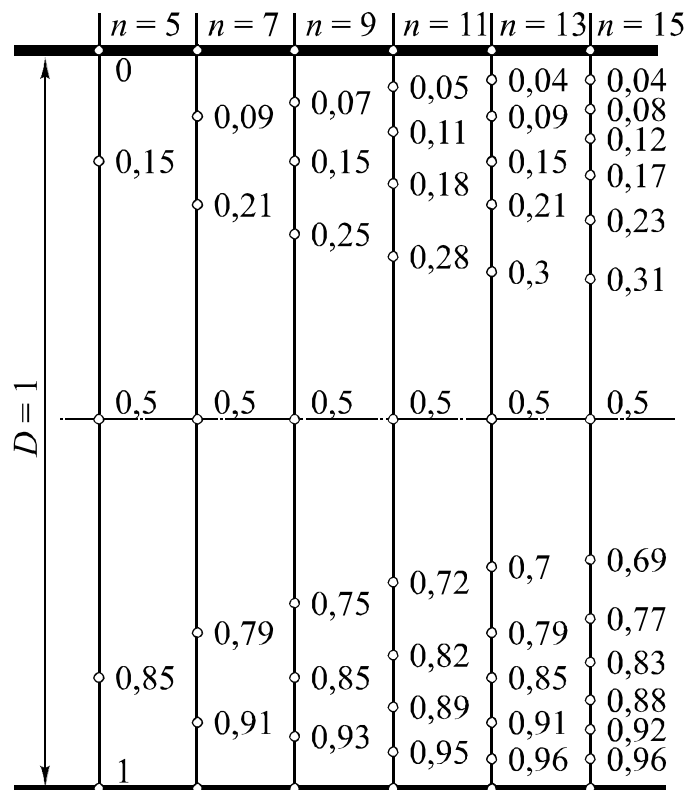


Рис. 5.7. Относительное расположение точек замера в круглом газоходу при разном общем количестве точек n

Значение $p_{ст}$ должно быть в каждой точке одинаково, и в качестве него используется результат измерений статического давления трубкой Пито у противоположной стенки воздуховода с номером n (что делается для исключения влияния негерметичности воздуховода в месте ввода трубки) или результат измерения с помощью стационарной трубки, вделанной в стенку воздуховода (см. рис. 5.4):

$$p_{ст} = 0,001 \cdot 9,81 \rho_m h_{ст n}, \quad (5.8)$$

где ρ_m – плотность жидкости, кг/м^3 , находящейся в U-образном манометре. Для воды

$$p_{ст} = 9,81 h_{ст n}. \quad (5.9)$$

2. Рассчитывается плотность воздуха, кг/м^3 :

$$\rho_v = 1,293 \frac{273}{t_v + 273} \frac{p_b \pm p_{ст}}{101300}, \quad (5.10)$$

где t_v – температура воздуха в воздуховоде, $^{\circ}\text{C}$; p_b – барометрическое давление, Па. Знак «+» используется для нагнетательных воздуховодов, знак «-» – для всасывающих.

3. По показаниям манометров определяется динамическое давление в каждой точке замера $p_{дин i}$, Па:

– при измерении U-образными манометрами

$$p_{дин i} = 0,001 \cdot 9,81 \rho_m (h_{общ} - h_{ст}); \quad (5.11)$$

– при измерении микроманометром с градуировкой в мм вод. ст.

$$p_{дин i} = 0,001 \cdot 9,81 k k_m \rho_m h_{дин}, \quad (5.12)$$

где k – коэффициент угла наклона трубки (с уменьшением k возрастает точность измерений); k_m – тарировочный коэффициент микроманометра.

4. Определяется скорость в каждой точке замера и средняя в воздуховоде, м/с:

$$v_i = \sqrt{\frac{2 p_{дин}}{\rho_v}}, \quad (5.13)$$

$$v_B = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n v_i. \quad (5.14)$$

5. Определяется расход воздуха V_B , $\text{м}^3/\text{с}$

$$V_B = 0,25 \pi D_{\Gamma}^2 v_B, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (5.15)$$

При теплотехнических испытаниях часто трудно точно определить расход избыточного воздуха из-за его низкой скорости. Предлагается следующая методика расчета расхода воздуха, обеспечивающая правильность материального баланса холодильника (равенство объема входящего воздуха сумме объемов вторичного и избыточного воздуха).

1. Объем вторичного воздуха, подаваемого в печь, определяется исходя из расчета горения топлива, расхода топлива, объема первичного воздуха и присосов в горячей части печи.

2. Объем воздуха, подаваемого в печь из холодильника, рассчитывается как разность между объемом воздуха, входящим в холодильник, и избыточным.

3. Если полученное значение меньше объема вторичного воздуха, оно увеличивается до необходимого за счет присосов в шахте холодильника.

4. Если полученное значение больше объема вторичного воздуха, оно уменьшается до необходимого, а лишний воздух, появившийся при этом, добавляется к избыточному.

Таким образом объем подаваемого в холодильник воздуха остается неизменным, а количество подаваемого в печь воздуха доводится до требуемого за счет изменения присосов или избыточного воздуха.

Применение такой методики расчета при обработке данных показало высокую достоверность результатов и отсутствие влияния неточности измерений на рассчитываемый тепловой баланс печи.

5.3. МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ ТЕПЛООБМЕНА В КОЛОСНИКОВОМ ХОЛОДИЛЬНИКЕ

Схема теплообмена в клинкерном слое

Процесс теплообмена в колосниковом холодильнике происходит между слоем клинкера и проходящим через него воздухом и описывается системой дифференциальных уравнений теплообмена, сохранения теплоты и движения воздуха. Согласно работам [23, 33, 51], можно привести следующие характеристики работы промышленных колосниковых холодильников. Время прохождения клинкера через холодильник составляет 17...35 мин., что определяет горизонтальную скорость клинкера не более 0,01 м/с.

Слой клинкера в холодильнике перемещается в горизонтальном направлении вследствие движения колосников. Частота движения колосников составляет 4...24 хода в минуту, или время одного хода равно 2,5–15 с. Условная скорость движения холодного воздуха через слой клинкера, отнесенная ко всей площади сечения, рассчитанная по данным работ [33, 51], составляет не менее 0,75 м/с, таким образом, время прохождения воздуха через слой клинкера составляет не более 0,16...0,3 с. Данная скорость на несколько порядков превышает скорость движения и перемешивания клинкера, и при выделении в клинкерном слое элементарного объема процессы в нем можно представить как прохождение воздуха через неподвижную засыпку. В связи с турбулентным характером течения воздуха и хаотичным расположением каналов поток воздуха можно считать интенсивно перемешивающимся.

Клинкер представляет собой полидисперсный слой частиц, но согласно работе [79] пористость полидисперсной смеси на практике имеет такой же порядок (35...45%), как и у монодисперсной.

Схема теплообмена согласно работам [4, 80] имеет вид перекрестного тока с одним перемешивающимся теплоносителем – воздухом и одним не перемешивающимся – клинкером (рис. 5.8).

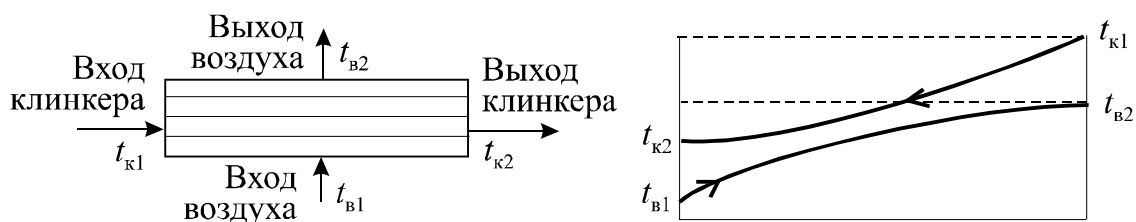


Рис. 5.8. Схема теплообмена в клинкерном холодильнике:

t_{K1}, t_{B1} – температура клинкера и воздуха на входе в холодильник;

t_{K2}, t_{B2} – температура клинкера и воздуха на выходе из холодильника

Одним из способов расчета теплообмена при изменении температур клинкера и воздуха является метод поправочного коэффициента [4, 54, 80]. В нем используется усредненная по объему разность температур воздуха и клинкера, и температурный напор определяется через среднелогарифмическую разность температур взаимодействующих потоков при перекрестном токе и поправочный коэффициент ψ :

$$\Delta t = \psi \left((t_{B1} - t_{K2}) - (t_{B2} - t_{K1}) \right) \left(\ln \frac{t_{B1} - t_{K2}}{t_{B2} - t_{K1}} \right)^{-1}. \quad (5.16)$$

Коэффициент ψ равен 1 для теплообмена в идеальных условиях противотока и менее 1 – во всех других случаях. Он определяется путем решения дифференциальных уравнений теплообмена [80], в работе [53]; приведена формула для его расчета.

При применении метода поправочного коэффициента должны выполняться такие условия: постоянство коэффициента теплопередачи, массовой скорости и теплоемкости теплоносителей и отсутствие потерь в окружающую среду [80]. Из этого следует, что при расчете теплообмена в колосниковом холодильнике клинкерный слой необходимо разбивать на элементарные объемы, в каждом из которых перечисленные свойства можно принять постоянными. Неточность усреднения этих величин на большом объеме засыпки объясняет погрешности расчета теплообмена в колосниковых холодильниках по упрощенным методикам, в частности приведенной в работе [62].

Анализ методов расчета аэродинамического сопротивления слоя

Для моделирования работы колосникового холодильника необходимо знать коэффициенты теплоотдачи и газодинамического сопротивления слоя. Клинкер в колосниковом холодильнике является слоем со случайной упаковкой, так как согласно работе [80] к этому типу можно отнести слои с геометрическими размерами, более чем в 10 раз превышающими диаметр частиц при произвольном способе заполнения объема частицами. Поля скоростей и давления воздуха при фильтрации газа через засыпку определяются интегрированием уравнения Навье-Стокса [81, 82] с учетом начальных и граничных условий:

$$-\text{grad } p = \left(\frac{f_{\text{уд}}^2 \mu K}{\varphi^3} + \frac{f_{\text{уд}} \rho K_{\text{и}}}{2\varphi^3} v \right) v, \quad (5.17)$$

где p – давление; v – условная скорость, отнесенная к общему сечению; μ – динамическая вязкость; φ – пористость слоя; $f_{\text{уд}}$ – площадь поверхности частиц в единице объема; K и $K_{\text{и}}$ – константы Козени-Кармана вязкого и инерционного движения; ρ – плотность воздуха.

Сложная структура слоя не позволяет получить точное решение уравнения (5.17) и для инженерных расчетов используется формула Дарси:

$$\Delta p = \xi \frac{v^2}{2} \rho \frac{h}{d}, \quad (5.18)$$

где Δp – сопротивление слоя; ξ – коэффициент аэродинамического сопротивления; h – высота слоя; d – диаметр частиц.

Коэффициент аэродинамического сопротивления ξ определяется по результатам экспериментальных исследований, обработанных с использованием методов теории подобия [79, 83]. Эксперимент по определению перепада давления Δp довольно прост, и для различных материалов имеется большое количество исследований, но, как отмечается в работе [79], их невозможно обобщить в связи с нестандартным представлением результатов и отсутствием в публикациях ряда важных характеристик слоя, например пористости и диаметра частиц.

Рассмотрим вид зависимости для коэффициента сопротивления ξ . Основным параметром, определяющим структуру потока, является критерий Рейнольдса. Так как течение газа (воздуха) в засыпке происходит по каналам сложной формы, критерий определяется по эквивалентному диаметру порового канала d_3 , который для сферических частиц определяется как

$$d_3 = \frac{4 \varphi d}{6 (1 - \varphi)}; \quad (5.19)$$

Таким образом, коэффициент аэродинамического сопротивления ξ является функцией от эквивалентного критерия Рейнольдса Re_3 или критерия Рейнольдса Re и пористости слоя φ :

$$\xi = f(Re_3) \quad \vee \quad \xi = f(Re, \varphi). \quad (5.20)$$

Как при подходе с позиций внутренней задачи (капиллярная или каналовая модель), так и внешней (обтекание ансамбля шаров) относительный перепад давления в слое можно представить как сумму потерь давления, вызванных силами вязкости и инерции: $\Delta p = \Delta p_{\text{и}} + \Delta p_{\text{в}}$, откуда коэффициент сопротивления ξ представляется в виде двучленного эмпирического уравнения [84–86]:

$$\xi = 8K / Re_3 + K_{\text{и}}. \quad (5.21)$$

Хотя оба коэффициента K и $K_{\text{и}}$ являются функциями от пористости и степени полидисперсности слоя, а также фактора формы частиц и их эквивалентного диаметра, для различных условий они отличаются мало и могут приниматься в качестве констант. Со-

гласно экспериментальным данным, обобщенным в работах [80, 83], для частиц нерегулярной формы $K = 4,5...7,55$; $K_u = 0,5...1$.

Наиболее распространенной для практического применения формой двучленного уравнения (12) для описания коэффициента аэродинамического сопротивления ξ слоя со случайной упаковкой является формула Эргуна [85], обобщенная в работе [80]:

$$\xi = 2 \frac{(1 - \varphi)}{\varphi^3} \left(C_1 \frac{(1 - \varphi)}{Re} + C_2 \right), \quad (5.22)$$

или в упрощенном виде

$$\xi = \frac{C'_1}{Re/\varphi} + C'_2, \quad (5.23)$$

где C_1, C_2, C'_1, C'_2 – коэффициенты.

Формула Эргуна основана на каналовой модели и включает слагаемые, пропорциональные сопротивлениям трения и формы.

Слой клинкерных гранул можно отнести к полидисперсным системам из частиц неправильной формы с неровной поверхностью. Полидисперсные системы изучены в гораздо меньшей степени, чем монодисперсные [79]. Но результаты измерений, представленные в работах [87–89] и проведенные в том числе и для строительных материалов показывают, что характеристики и сопротивление слоя поли- и монодисперсных систем отличаются мало.

Согласно анализу, проведенному в работе [79], неровность поверхности влияет на теплообмен и аэродинамическое сопротивление только в условиях вязкого течения. Но в связи с большим значением критерия Рейнольдса для условий прохождения воздуха через клинкерный слой в потоке преобладают инерционные силы. Таким образом, для клинкера возможно применение зависимостей, полученных на материалах, близких по геометрическим характеристикам к слою клинкера, но отличающихся по структуре и шероховатости поверхности частиц.

Для таких материалов в ряде работ уточнены коэффициенты Эргуна, а также предложены выражения для определения коэффициента сопротивления ξ в зависимости от критерия Рейнольдса Re и пористости слоя φ или сопротивления Δp в зависимости от режимных факторов (табл. 5.2). Необходимо отметить, что погрешность эксперимента при измерении коэффициентов сопротивления ξ и теплообмена α составляет 10...20% [79].

Таблица 5.2

Расчет перепада давления при течении газа через засыпку из частиц

№	Автор, источник	Материал	Формула	Примечания
1	2	3	4	5
1.	Ergun [85]	Геометрические тела, мраморная крошка, сортированный кокс	$\xi = 2 \frac{(1-\phi)}{\phi^3} \times$ $\times \left(C_1 \frac{(1-\phi)}{Re} + C_2 \right);$ $C_1 = 150; C_2 = 1,75$	Не учитывается шероховатость частиц
2.	McDonald [90]	Случайная упаковка сфер	$C_1 = 180; C_2 = 1,80$ (а)	$0,1 < Re < 10^5$
			$C_1 = 180; C_2 = 1,40$ (б)	Для слоя из шероховатых частиц
3.	ВТИ, приведено в работе [91]	Кусковые и сыпучие материалы	$\xi = 2056/Re$	$Re < 7, \phi = 0,4$
			$\xi = 1800/Re + 46/Re^{0,08}$	$Re > 7; \phi = 0,4$
4.	Жаворонков, приведено в работе [91]	Кусковые материалы	$\Delta p = \frac{7,6 \rho v^{1,8} v^{0,2} H}{d_{гидр}^{1,2} \phi^{1,8}};$ $d_{гидр} = \frac{2}{3} d \frac{\phi}{1-\phi}$	–
5.	Гольдштик [92]	Свободная засыпка из сфер	$\Delta p = \frac{3(1-\phi)}{2\phi\psi} \times$ $\times \left[1 + 422 \frac{\psi}{Re} \right] \frac{H}{d} \rho v^2;$ $\psi = 0,56 \phi - 0,052$	–
6.	Аэров, Тодес [83]	Засыпка из частиц неправильной формы	$\xi = 6 \frac{1-\phi}{\phi^3} \times$ $\times \left(36,4 \frac{\phi}{Re} + 0,45 \right)$	$\frac{Re}{\phi} < 2 \cdot 10^{-3}$
			$\xi = 6,54 \frac{1-\phi}{\phi^3} \left(\frac{\phi}{Re} \right)^{0,14}$	$2 \cdot 10^3 < \frac{Re}{\phi} < 10^5$
7.	Бернштейн [93]	Кусковые тела неправильной формы	$\xi = \frac{1,53}{\phi^{4,2}} \left(\frac{75}{Re_r} + \frac{15}{\sqrt{Re_r}} + 1 \right) + \Delta \xi_t;$ $Re_r = \frac{0,45}{(1-\phi)\sqrt{\phi}} Re;$ $\Delta \xi_t = 2 \frac{\Delta t_B}{273+t_B}$	Re_r – критерий Рейнольдса для наиболее узкого промежутка между зернами; $\Delta \xi_t$ – поправка на неизотермичность потока воздуха

1	2	3	4	5
8.	Anselm [94]	–	$\Delta p = n \rho v^{1,9} g h$	d , мм n 6,0.....11 4,5.....14...18 3,5.....28 2,5.....55
9.	Боришанский [95]	–	$\xi = 20 + 700/Re$	$Re < 5000$
10	Казанцев [59]	Агломерат, окатанные куски	$\xi = 8,4 + 3600/Re$ (а)	$d = 15...52$ мм
		Известковая руда	$\xi = 10,4 + 8570/Re$ (б)	$d = 14...100$ мм
		Агломерат, остроугольные куски	$\xi = 15,6 + 7900/Re$ (в)	$d = 15...52$ мм
11	Касаткин А. К. [96]	–	$\xi = \frac{3(1-\phi)}{2\phi^3} \times \left(\frac{133}{Re} + 2,34 \right)$	–

Обозначения: Δp – перепад давления, Па; ξ – коэффициент гидродинамического сопротивления; H – высота слоя, м; ρ – плотность потока, кг/м³; v – условная скорость потока, отнесенная к общему сечению, м²; ϕ – пористость слоя; d – эквивалентный диаметр частиц в засыпке, м; $Re = vd/\nu$ – критерий Рейнольдса, рассчитанный по условной скорости; ν – кинематическая вязкость, м²/с; t_b – средняя температура воздуха, °С; Δt_b – изменение температуры воздуха, °С.

Сопротивление, рассчитанное по этим выражениям при одинаковых условиях, может различаться более чем в 10 раз (рис. 5.9).

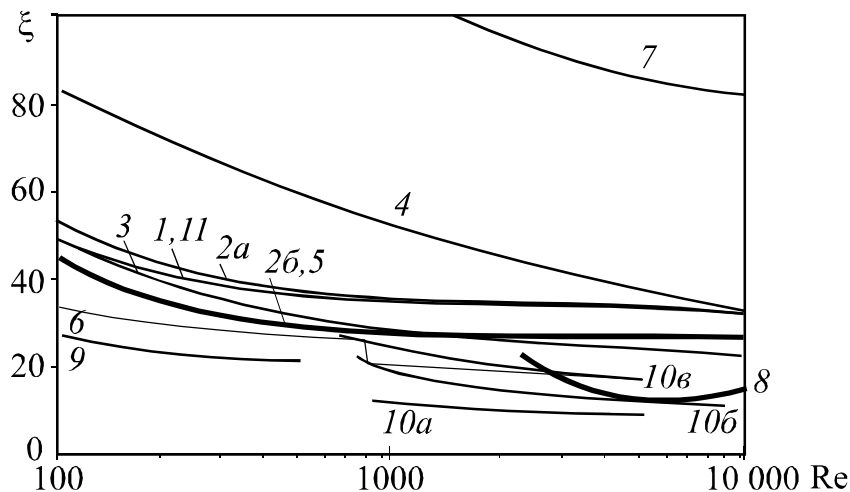


Рис. 5.9. Коэффициент гидродинамического сопротивления слоя x , рассчитанный по данным табл. 5.2

Несмотря на значительные отклонения отдельных данных, большая часть зависимостей, полученных при широком изменении критерия Re , имеют подобный вид и отличается не более чем на 25...30%. Это отмечается и в работе [79], где указано, что форма зависимости сопротивления слоя, отнесенного на единицу его высоты $\Delta p/h$, для частиц разных форм одинакова с коэффициентом пропорциональности, отличающимся на 20...30%.

В колосниковом холодильнике необходимо учитывать также сопротивление решетки $\Delta p_{\text{реш}}$ [23]:

$$\Delta p_{\text{реш}} = \xi_{\text{реш}} \frac{v^2}{2} \rho. \quad (5.24)$$

Коэффициент сопротивление решетки $\xi_{\text{реш}}$ зависит от ее живого сечения f_0 и критерия Рейнольдса. На основании обработки данных, рассчитанных по приведенной в работе [23] методике, получено уравнение, связывающее данные параметры:

$$\xi_{\text{реш}} = \frac{11,37 \ln Re + \frac{450}{\ln Re} - 79,1}{1 - 16,38 f_0 + 101,3 f_0^2}, \quad (5.25)$$

где f_0 – отношение общей площади к свободному сечению.

Формула применима при $Re > 100$, среднеквадратичное отклонение данных, полученных по формуле (5.25) и по методике [23], составляет 0,8.

Анализ методов расчета коэффициента теплообмена в слое

Для расчета теплообмена в слое из гранул получен ряд критериальных уравнений зависимостей объемного коэффициента теплоотдачи α_v от режимных факторов (табл. 5.3).

Значения критерия Нуссельта, полученные по этим уравнениям, могут отличаться в 20 раз (рис. 5.10), отклонение возрастает с увеличением критерия Re . Для основной группы зависимостей при $Re = 6000$ различие составляет 30%, при $Re = 2 \cdot 10^4$ – 70%.

Наибольшее значение Re потока в колосниковом холодильнике имеет место в начале горячей секции, где у воздуха максимальные температура (до 1000°C) и скорость (до 20 м/с). Согласно характеристикам различных холодильников [23], величина Re в таком случае составляет не более 1000, при этом различие критерия Nu , опделенного по различным методикам, практически отсутствует.

Расчет коэффициента теплопередачи в слое из гранул

№	Автор, источник	Материал	Формула	Примечание
1	2	3	4	5
1.	Ranz [97]	Слой из сфер одинакового размера	$Nu = (Nu_{\min} + \sqrt{Nu_{\text{turb}}^2 + Nu_{\text{lam}}^2}) f_{\varphi};$ $Nu_{\text{lam}} = 0,664 \sqrt{\frac{Re}{\varphi}} \sqrt[3]{Pr};$ $Nu_{\text{turb}} = \frac{0,37 [Re/\varphi]^{0,8} Pr}{1 + 2,443 [Re/\varphi]^{-0,1} (Pr^{2/3} - 1)};$ $f_{\varphi} = 1 + 1,5(1 - \varphi)$	$0,26 < \varphi < 1;$ Для одиночной сферы $Nu_{\min} = 2;$ f_{φ} – коэффициент формы [98]
2.	Гнилинский [92]	Свободная засыпка из частиц неправильной формы	$Nu = 0,51 Pr^{0,33} [Re/\varphi]^{0,85}$	$0,2 < Re/\varphi < 2$
			$Nu = 0,72 Pr^{0,33} [Re/\varphi]^{0,47}$	$2 < Re/\varphi < 30$
			$Nu = 0,39 Pr^{0,33} [Re/\varphi]^{0,64}$	$30 < Re/\varphi < 8 \cdot 10^4$
3.	Тимофеев [99]	Кусковые материалы	$Nu = 0,106 Re$	$20 < Re < 200$
			$Nu = 0,61 Re^{0,67}$	$Re > 200;$ Re – при нормальных условиях
4.	Тимофеев, приведено в работе [4]	Сыпучие материалы	$Nu = 0,23 Re^{0,863}$	$Re < 160$
			$Nu = 0,24 Re^{0,83}$	$Re > 160$
5.	Федоров [100, 101]	Уголь	$Nu = 0,23 Re^{0,863}$	$d = 3 \dots 12$ мм; $\varphi = 0,51 \dots 0,575$
6.	Чуханова [102]	Шамот, кокс, сталь	$Nu = 0,24 Re^{0,83}$	$d = 2 \dots 7$ мм; $\varphi = 0,5 \dots 0,52$
7.	Бернштейн [103]	Дробленый гипс	$Nu = 0,043 Re$ (а)	$d = 7 \dots 12$ мм, $\varphi = 0,43$
			$Nu = 0,0795 Re$ (б)	$d = 12 \dots 18$ мм, $\varphi = 0,55$
			$Nu = 0,075 Re$ (в)	$d = 18 \dots 25$ мм, $\varphi = 0,51$
8.	Китаев [104], Фурнас К. [53]	Железная руда, агломерат, уголь, известь, огнеупорный бой	$\alpha_V = A B T_{\text{кл}}^{0,3} \nu_0^{0,9} d^{-0,75}$	$A = 135 \dots 170;$ $B = 0,5$ [104]; $AB = 80$ [105]; для известняка $A = 166; B = 0,5$ [53]

1	2	3	4	5
9.	Loff, приведено в работе [53]	Гранит, кальцит, гематит, кокс	$\alpha_V = CT_{\Gamma}^{0,3} \left(\frac{\nu \rho}{3600 d} \right)^{0,7}$	$C = 1,04...1,8$
10.	Чуханова, приведено в работе [53]	Железная руда, агломерат, известняк	$\alpha_V = 12T_{\text{кл}}^{0,3} \nu_0 d^{-1,35}$	–
11.	Transtell [106]	–	$Nu = \frac{0,106}{1 - \varphi} Re Pr$	–

Обозначения: $Nu = \alpha d / \lambda$ – критерий Нуссельта; $Re = \nu d / n$ – критерий Рейнольдса; $Pr = n / a$ – критерий Прандтля; α – коэффициент теплоотдачи, Вт/м²·К; α_V – коэффициент объемный теплоотдачи, Вт/м³·К; ν – условная скорость, м/с; ν_0 – условная скорость при нормальных условиях, м/с; d – эквивалентный диаметр частиц, м; φ – пористость слоя; a – коэффициент температуропроводности, м²/с; λ – коэффициент теплопроводности, Вт/м·К; ν – кинематическая вязкость, м²/с; T_{Γ} – температура потока, К; $T_{\text{кл}}$ – температура слоя, К.

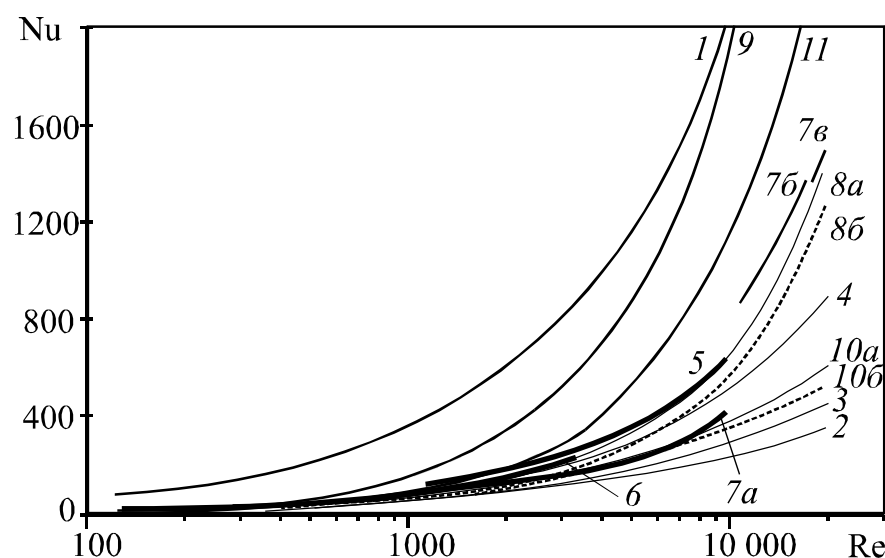


Рис. 5.10. Зависимость коэффициента Нуссельта от критерия Рейнольдса для процесса теплообмена в слое гранул (для уравнений 8 и 10 температура слоя 800°C (а) и 400°C (б))

Отличающаяся в этом диапазоне от остальных зависимость I (см. табл. 5.3) получена для идеализированных условий – слоя одинаковых сфер. Поэтому можно сделать вывод, что выбор критериального уравнения на результаты расчета не влияет.

В работах [4, 62] предлагается учитывать в усредненном коэффициенте теплоотдачи теплопроводность клинкера $\lambda_{\text{кл}}$. Согласно работе [3], внутренним термическим сопротивлением тела можно пренебречь при значении критерия Био $Bi < 0,25$, что с учетом рассматриваемых условий будет при $\alpha d < 0,32$. Таким образом, $\lambda_{\text{кл}}$ необходимо учитывать только в горячих секциях холодильника. Но в экспериментально определенных коэффициентах теплоотдачи уже учтено внутреннее сопротивление частиц, поэтому при близости их коэффициента теплопроводности к $\lambda_{\text{кл}}$ повторный учет теплопроводности производить не надо.

Для моделирования холодильника могут быть выбраны выражения $\xi=f(Re)$ и $Nu=f(Re)$, полученные для материалов, близких по характеристикам к клинкеру и имеющие необходимый диапазон применения: из работ [83, 91, 92] – для коэффициента сопротивления и из работ [4, 92] – для коэффициента теплообмена.

5.4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АЭРОДИНАМИЧЕСКИХ И ТЕПЛООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В КЛИНКЕРНЫХ КОЛОСНИКОВЫХ ХОЛОДИЛЬНИКАХ*

Как показывает анализ имеющихся литературных источников, для создания адекватной математической модели колосникового холодильника необходимо уточнение имеющихся зависимостей для коэффициентов теплообмена и аэродинамического сопротивления.

Для проведения экспериментов собрана установка (рис. 5.11).

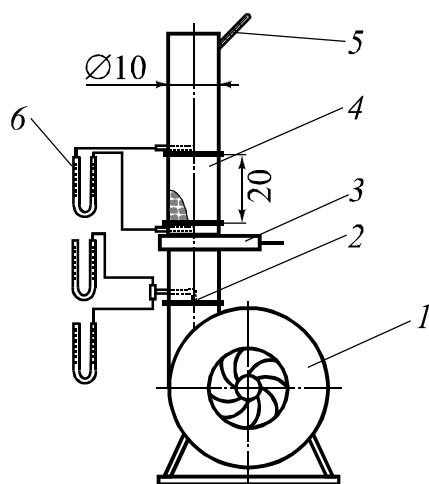


Рис. 5.11. Схема экспериментальной установки:

1 – вентилятор; 2 – трубка Пито; 3 – шибер; 4 – стакан с исследуемым материалом; 5 – термометр; 6 – дифференциальный манометр

* Работа выполнена совместно с инж. О. Н. Сафоновым и А. В. Бодяковым.

Она состоит из центробежного вентилятора, к выходному патрубку которого присоединена вертикальная труба диаметром 10 мм. В трубе находится шибер для изменения скорости движения воздуха, в разрыве трубы помещен стакан с исследуемой засыпкой клинкера.

Методика проведения экспериментов следующая.

В стакан помещается исследуемая засыпка гранул одинакового диаметра, в нижний и верхний слой которой укладываются по три гранулы со вставленными в них термopарами.

Стакан с гранулами нагревается в муфельном шкафу до температуры 300...400°C, затем устанавливается на нижнюю часть трубы установки и на нем закрепляется верхняя часть трубы.

Включается вентилятор и через промежутки времени в 30 с производится запись показаний контрольной аппаратуры:

- перепад давления в слое клинкера;
- статический и динамический напор в газоходе;
- показания милливольтметра, измеряющего напряжение в шести соединенных последовательно термopарах;
- температура воздуха на выходе из установки.

Измерения проводятся, пока клинкер не охладится до температуры 100°C. Для каждой засыпки опыты повторяются 5 раз при разной степени закрытияшибера, то есть при разной скорости воздуха. После окончания серии экспериментов засыпка меняется на гранулы другого диаметра.

Для исследования на АО «Белгородский цемент» отобраны клинкерные гранулы разных диаметров (табл. 5.4). Полученная зависимость пористости слоя от диаметра гранул представлена на рис. 5.12.

Таблица 5.4

Характеристики исследуемых засыпок из гранул

Диаметр d , см	Масса m , кг	Плотность ρ , кг/м ³	Число гранул в засыпке	Пористость слоя ϕ , %	Удельная площадь поверхности f_z , м ² /м ³
1,2	2,7	2600	144	34	62,5
1,5	2,26	2444	65	41	50,0
1,8	2,1	2410	36	44	41,7
2	2,4	2600	28	41	37,5
2,6	2,2	2600	11	46	28,8
2,66	1,94	2408	10	49	28,2

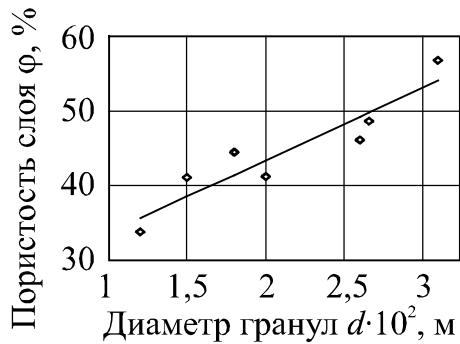


Рис. 5.12. Зависимость пористости слоя от диаметра гранул:
уравнение регрессионной прямой
 $\phi = 27 + 800d$

Для обработки результатов эксперимента разработана методика расчета коэффициента сопротивления по данным замеров в конкретный промежуток времени и коэффициента теплообмена по количеству теплоты, отданного клинкером в промежуток времени между двумя замерами.

Исходными данными для проведения расчета коэффициента сопротивления являются следующие результаты измерений:

- температура воздуха на входе $t_{в.0}$, °С;
- температура воздуха на выходе $t_{в.вых}$, °С;
- давление после слоя $p_{общ}$, Па;
- давление статическое после слоя $p_{ст}$, Па;
- перепад давления в слое Δp , Па;
- диаметр гранул d , м.

Методика расчета следующая.

1. Определяется средняя температура воздуха в слое $t_{в.ср}$, °С:

$$t_{в.ср} = 0,5(t_{в.0} + t_{в.вых}). \quad (5.26)$$

2. Рассчитывается плотность воздушного потока ρ_v , кг/м³

$$\rho_v = 1,293 \frac{273}{273 + t_{в.ср}}. \quad (5.27)$$

3. Рассчитывается условная скорость воздушного потока v , м/с

$$v = \sqrt{\frac{2(p_{общ} - p_{ст})}{\rho_v}}. \quad (5.28)$$

4. Определяется коэффициент сопротивления ξ по формуле

$$\xi = \frac{2\Delta p}{v^2 \rho}. \quad (5.29)$$

5. Рассчитывается критерий Re.

6. По данным для экспериментальных точек оцениваются коэффициенты a и n критериального уравнения $\xi = aRe^n$.

Исходные данные для методики проведения расчета теплообмена в клинкерном слое следующие:

- температура воздуха после слоя в текущем и последующем замеры $t_{в. вых. i}$ и $t_{в. вых. i+1}$, °С;
- средняя температура клинкера слоя, определенная усреднением данных термопар, помещенных в гранулы, в текущем и следующем замерах $t_{кл. i}$ и $t_{кл. i+1}$, °С;
- масса клинкера в установке $m_{кл}$, кг;
- объем клинкера в установке $V_{кл}$, м³;
- промежуток времени между замерами i и $i+1$ $\Delta\tau$, с.

Методика проведения расчета следующая.

1. Расчет средней температуры клинкера $t_{кл. ср}$, °С

$$t_{кл. ср} = 0,5(t_{кл. i} + t_{кл. i+1}). \quad (5.30)$$

2. Определение средней температуры воздуха на выходе из слоя $t_{в. вых. ср}$:

$$t_{в. вых. ср} = 0,5(t_{в. вых. i} + t_{в. вых. i+1}). \quad (5.31)$$

3. Определение средней температуры воздуха в слое $t_{в. ср}$:

$$t_{в. ср} = 0,5(t_{в. вых.} + t_{в.0}). \quad (5.32)$$

4. Расчет температурного напора Δt , °С:

$$\Delta t = t_{кл. ср} - t_{в. ср}. \quad (5.33)$$

5. Расчет количества теплоты, отданное клинкером воздуху Q , кДж:

$$Q = (c_{кл. i} t_{кл. i} + c_{кл. i+1} t_{кл. i+1})m_{кл}. \quad (5.34)$$

6. Расчет коэффициента объемной теплопередачи α_V , кВт/м³·К:

$$\alpha_V = \frac{Q}{\Delta t V_{кл} \Delta\tau}. \quad (5.35)$$

7. Определение коэффициента теплоотдачи α , кВт/м²·К:

$$\alpha = \frac{\alpha_V}{F_z}. \quad (5.36)$$

8. Расчет критериев подобия Re , Nu , Pr .

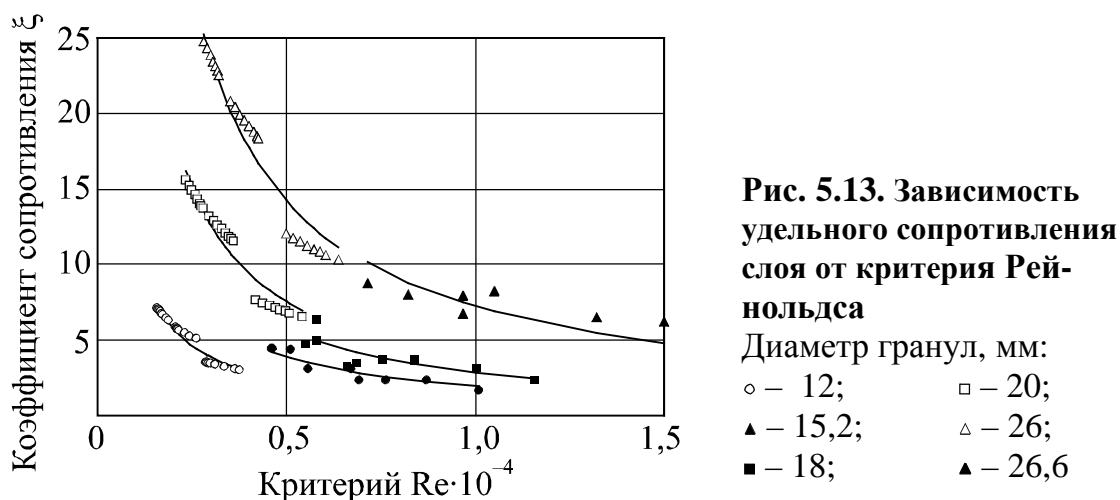
9. Оценка коэффициентов a , b , c критериального уравнения теплообмена $Nu = a Pr^b Re^c$.

По экспериментальным данным методом наименьших квадратов были подобраны критериальные уравнения зависимости коэффициента сопротивления от критерия Рейнольдса, представленные на рис. 5.13 и в табл. 5.5.

Таблица 5.5

Удельное газодинамическое сопротивление слоя

Диаметр, $d \cdot 10^3$ м	Число экспериментальных точек	Критериальное уравнение	Среднее отклонение, %
12	24	$\xi = 11\,600/\text{Re}$	6,1
15,2	8	$\xi = 19\,400/\text{Re}$	11,2
18	10	$\xi = 28\,600/\text{Re}$	11,6
20	24	$\xi = 37\,800/\text{Re}$	7,2
26	7	$\xi = 71\,000/\text{Re}$	7,9
26,6	24	$\xi = 72\,400/\text{Re}$	13,7



Также была подобрано уравнение, учитывающее диаметр клинкерных гранул d , м:

$$\xi = 4 \cdot 10^8 d^{2,37} / \text{Re}, \quad (5.37)$$

среднее отклонение от экспериментальных данных составляет 7,1 %.

Как видно из рис. 5.13, наблюдается зависимость, обратная общепринятой – при увеличении диаметра гранул коэффициент сопротивления не растет, а уменьшается. Такая зависимость подтверждена двумя независимыми сериями экспериментов, проведенными с промежутком времени в один год. На рис. 5.13 точки, относящиеся к первой серии, отмечены светлыми маркерами, ко второй – темными. Это можно объяснить следующим.

1. Крупные гранулы в засыпке остаются неподвижными. Более мелкие гранулы при прохождении через них потока воздуха интенсивно перемешиваются и перемещаются, создавая эффект «псевдооживленного» слоя, что приводит к уменьшению коэффициента сопротивления. Следует отметить, что скорость псевдооживления для гранул неправильного размера диаметром 1 см при температуре воздуха 0...400°С составляет 2...3 м/с.

2. Более мелкие гранулы имеют правильную сферическую форму и ровную гладкую поверхность. У крупных гранул форма сильно отличается от сферической, а поверхность характеризуется сильной шероховатостью, что и приводит к увеличению коэффициента сопротивления.

Так как зависимость формы гранул от размера (чем больше гранула, тем сильнее дефекты ее формы и поверхности) обычно наблюдается на всех заводах, то и обнаруженные зависимости также могут быть обобщены. Таким образом в результате экспериментальных исследований обнаружена зависимость увеличения сопротивления слоя клинкерной засыпки при увеличении диаметра гранул, которая характерна именно для условий клинкерного холодильника.

По рассчитанным безразмерным критериям теплообмена подобрано уравнение, описывающее зависимость между критериями Рейнольдса, Прандтля и Нуссельта:

$$Nu = 0,27 \cdot Pr^{0,33} Re^{0,9}, \quad (5.38)$$

среднее отклонение уравнения от экспериментальных точек составляет 19,6%. Экспериментальные точки и полученное уравнение представлены на рис. 5.14.

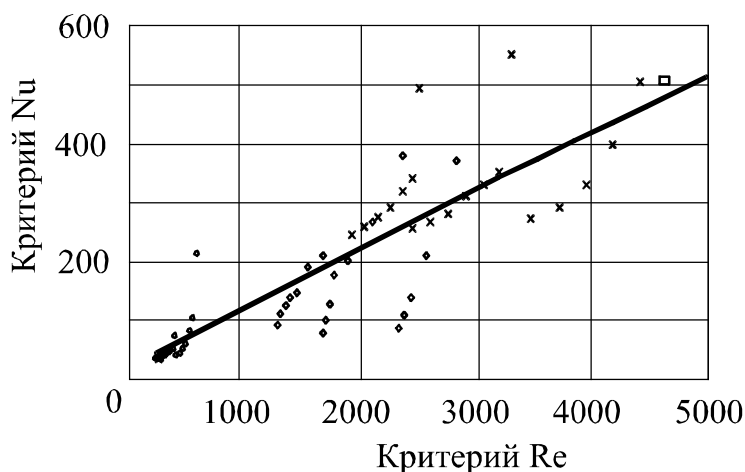


Рис. 5.14. Критериальное уравнение теплообмена

В полученной зависимости интенсивность возрастания критерия Нуссельта от критерия Рейнольдса при малых значениях Re заметно ниже, чем в имеющихся. Это объясняется возрастанием коэффициента сопротивления при увеличении диаметра клинкерных гранул.

При использовании полученных зависимостей в компьютерной программе моделирования теплообмена в колосниковом холодильнике получена высокая степень соответствия с результатами теплотехнических испытаний колосникового холодильника в АО «Белгородский цемент» (табл. 5.6).

Таблица 5.6

Адекватность результатов моделирования

Параметр	Данные испытаний	Результаты моделирования	Отклонение
Расход воздуха, м ³ /кг	2,29	2,38	4%
Температура избыточного воздуха, °С	120	129	8%
Сопротивление слоя в холодной секции, Па	1028	1000	3%

Можно сделать вывод, что в результате работы получены критериальные уравнения, уточняющие расчет коэффициентов аэродинамического сопротивления и теплообмена в клинкерном колосниковом холодильнике и описывающие особенности работы этих промышленных агрегатов.

5.5. ЧИСЛЕННОЕ РЕШЕНИЕ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА ТЕПЛООБМЕНА В КОЛОСНИКОВОМ ХОЛОДИЛЬНИКЕ

Расчет теплообмена и средних температур в клинкерном слое

Расчет теплообмена в колосниковом холодильнике заключается в определении конечных температур воздуха $t_{в2}$ и клинкера $t_{к2}$ по известным входным температурам $t_{в1}$ и $t_{к1}$. Для правильной постановки задачи моделирования определим независимые неизвестные, в нахождении которых будет заключаться решение задачи.

Теплообмен в слое клинкера или ячейке, выделенной в слое, (рис. 5.15) можно описать уравнением

$$q_{к1} - q_{к2} = \alpha_V \Delta t V, \quad (5.39)$$

где α_V – коэффициент объемной теплопередачи, кВт/м³·К; V – объем, м³, определяемый через высоту h , длину l и ширину b слоя; Δt – температурный напор.

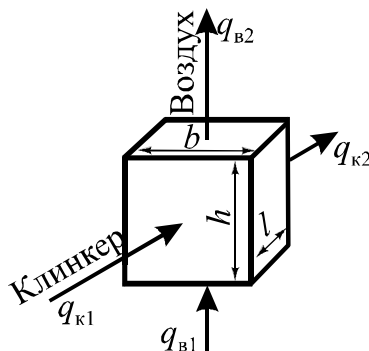


Рис. 5.15. Теплообмен в слое клинкера:

$q_{к1}, q_{к2}$ – теплосодержание потока клинкера на входе и выходе, кВт;
 $q_{в1}, q_{в2}$ – теплосодержание потока воздуха на входе и выходе, кВт

При этом температурный напор Δt , коэффициент теплопередачи α_V и другие вспомогательные параметры (в частности, скорость воздуха v и сопротивление слоя Δp) являются функциями от средней температуры клинкера $\bar{t}_к$ и воздуха $\bar{t}_в$ в слое (ячейке):

$$\alpha_V = f(\bar{t}_к, \bar{t}_в); \quad \Delta t = f(\bar{t}_к, \bar{t}_в). \quad (5.40)$$

В свою очередь, средние температуры потоков определяются по температурам на входе и выходе из слоя (ячейки):

$$\bar{t}_к = f(t_{к1}, t_{к2}); \quad \bar{t}_в = f(t_{в1}, t_{в2}). \quad (5.41)$$

Две неизвестные $t_{в2}$ и $t_{к2}$, входящие в это уравнение, не являются независимыми, а связаны уравнением теплового баланса:

$$q_{к1} - q_{к2} = q_{в2} - q_{в1}, \quad (5.42)$$

из которого по известной температуре $t_{к2}$ может быть найдена $t_{в2}$. Таким образом, расчет теплообмена является задачей с одной неизвестной и сводится к нахождению неизвестного теплосодержания $q_{к2}$ из уравнения (5.39):

$$q_{к2} = q_{к1} - \alpha_V \Delta t dV. \quad (5.43)$$

Обоснуем выбор в качестве неизвестной величины теплосодержания $q_{к2}$, а не температуры $t_{к2}$. Температура клинкера на выходе определяется по теплосодержанию $q_{к2}$ решением нелинейного уравнения:

$$t_{к2} = \frac{q_{к2}}{c_{к2} g_{к}}, \quad (5.44)$$

где $c_{к2}$ – теплоемкость клинкера при температуре $t_{к2}$; $g_{к}$ – расход клинкера.

В связи с неизбежной погрешностью численного решения уравнения (5.44) теплосодержание потока

$$q_{к2}^* = g_{к} c_{к2} t_{к2}, \quad (5.45)$$

рассчитанное в дальнейшем по найденной температуре, будет отличаться от исходного значения $q_{к2}$ на величину, определяемую заданной точностью ε решения:

$$|q_{к2} - q_{к2}^*| \leq c_{к2} \frac{\varepsilon}{100} t_{к2}. \quad (5.46)$$

При большом числе элементарных ячеек данная разница накапливается и может приводить к заметному нарушению закона сохранения энергии. Снижение разности $|q_{к2} - q_{к2}^*|$ путем уменьшения погрешности ε приводит к катастрофическому возрастанию времени расчета. Поэтому в расчете теплообмена входными и выходными параметрами целесообразно принимать теплосодержание потоков $q_{к1}$, $q_{к2}$, $q_{в1}$, $q_{в2}$, а соответствующие температуры рассчитывать с невысокой точностью (1...5°C) только с целью определения свойств веществ в ячейке и температурного напора.

Последовательность расчета теплообмена в ячейке представлена на рис. 5.16.

Для численного расчета теплообмена из стандартных методов выбран метод итераций как обладающий хорошей вычислительной устойчивостью. Применение метода Ньютона на 20...60% ускоряет расчет, но снижает устойчивость решения при близости теплообмена к предельному случаю (приближению температуры выходного потока к входной температуре другого).

Рассмотрим причины вычислительной неустойчивости (отсутствия последовательного приближения к решению в итерациях).

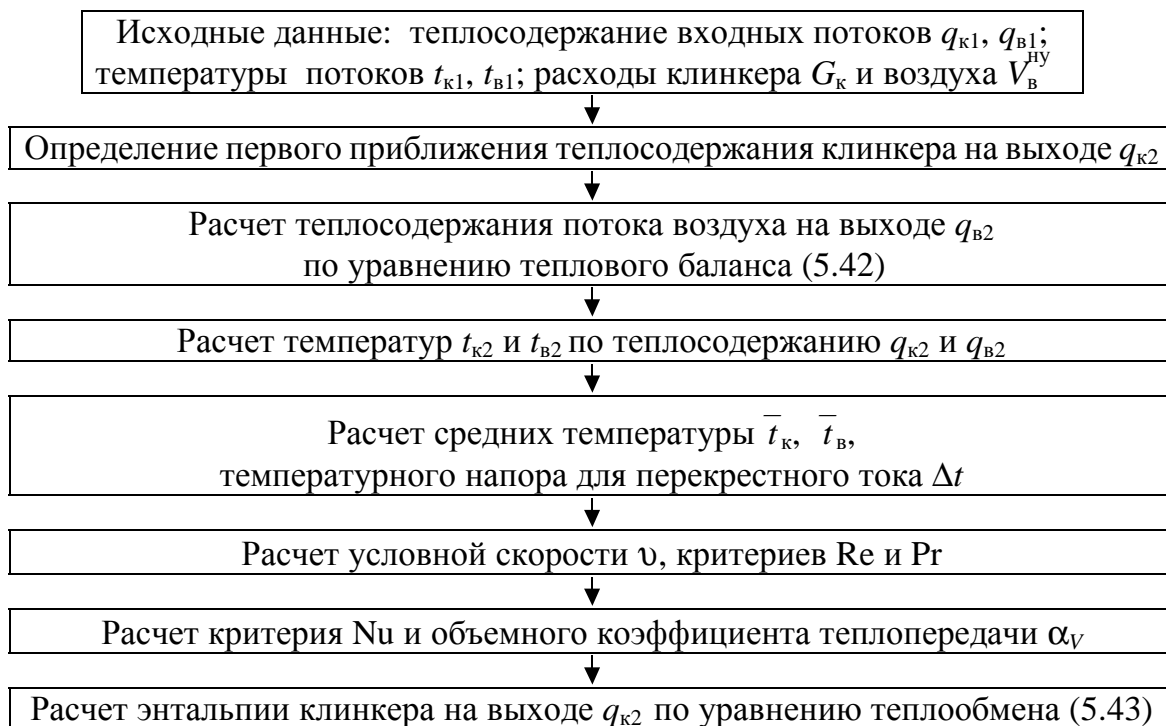


Рис. 5.16. Итерационный расчет теплообмена в ячейке

Теоретически уравнение (5.43) имеет решение при любых корректно заданных параметрах. Согласно работе [54], расчетная схема перекрестного тока принимается аналогичной схеме противотока, и для температур потоков на выходе должны выполняться условия (рис. 5.8)

$$t_{к2} > t_{б1}; \quad t_{б2} < t_{к1}. \quad (5.47)$$

Если в процессе решения рассчитанные температуры потоков не удовлетворяют уравнению (5.47), что говорит о большой величине передаваемой теплоты от клинкера к воздуху, следующая итерация не может быть произведена. Таким образом, устойчивость решения уравнения (5.43) во многом определяется соблюдением условий (5.47) для начальных и промежуточных значений $t_{к1}$. В связи с этим для обеспечения устойчивости и сходимости решения используются следующие методы.

1. В качестве начального приближения принимается теплосодержание $q_{к2}$, соответствующее равенству температур клинкера и воздуха на выходе ($t_{к2} = t_{б2}$).

2. При несоблюдении условия (5.47) в первой итерации температуры потоков на выходе устанавливаются исходя из условий полного идеального охлаждения:

$$(t_{б2} \rightarrow t_{к1}; \quad t_{к2} > t_{б1}) \quad \wedge \quad (t_{к2} \rightarrow t_{б1}; \quad t_{б2} < t_{к1}). \quad (5.48)$$

3. Если условие (5.47) не соблюдается во второй или последующих итерациях, уменьшается коэффициент нижней релаксации и итерация повторяется.

4. При уменьшении коэффициента релаксации до определенной малой величины уменьшаются размеры элементарной ячейки.

Предлагаемое поэтапное приближение необходимо для проведения расчета при интенсивном теплообмене, приближающемся к максимально возможному, что имеет место в начале охлаждения клинкера с диаметром гранул менее 5 мм.

Свойства воздуха и клинкера определяются по их средним температурам \bar{t}_k и \bar{t}_b в ячейке. Для усреднения температур рассмотрим изменение температур воздуха и клинкера (рис. 5.17).

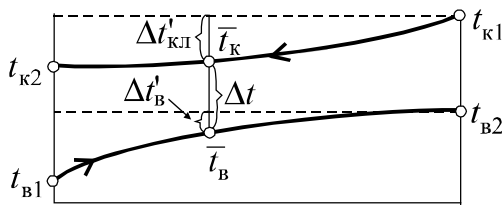


Рис. 5.17. Температуры потоков и средний температурный напор при перекрестном токе

В связи с нелинейностью изменения температур использование арифметического среднего

$$\bar{t}_k = 0,5(t_{k1} + t_{k2}); \quad \bar{t}_b = 0,5(t_{b1} + t_{b2}) \quad (5.49)$$

невозможно. В работе [4] для усреднения предлагается использовать среднее геометрическое абсолютных температур:

$$\bar{T}_k = \sqrt{T_{k1} T_{k2}}; \quad \bar{T}_b = \sqrt{T_{b1} T_{b2}}, \quad (5.50)$$

но, как показано далее, данный подход также не обеспечивает точного расчета.

Предлагается расчет средних температур производить следующим образом. Значения \bar{t}_k и \bar{t}_b соответствуют точке с температурным напором Δt (см. рис. 5.17):

$$\bar{t}_k - \bar{t}_b = \Delta t. \quad (5.51)$$

Температурный напор Δt при изменении температур согласно рис. 5.17 может быть представлен как среднелогарифмическая разность температур при противотоке:

$$\Delta t = \frac{(t_{k1} - t_{b2}) - (t_{k2} - t_{b1})}{\ln \frac{t_{k1} - t_{b2}}{t_{k2} - t_{b1}}}. \quad (5.52)$$

При постоянных теплоемкостях интенсивность изменения температур воздуха и клинкера одинакова, поэтому

$$\frac{\Delta t'_k}{t_{k1} - t_{k2}} = \frac{\Delta t'_B}{t_{B2} - t_{B1}} = k, \quad (5.53)$$

где k – масштабный коэффициент.

Таким образом:

$$\bar{t}_k = t_{k1} - \Delta t'_k = t_{k1} - k(t_{k1} - t_{k2}); \quad (5.54)$$

$$\bar{t}_B = t_{B2} - \Delta t'_B = t_{B2} - k(t_{B2} - t_{B1}). \quad (5.55)$$

Масштабный коэффициент k определяется из соотношения

$$\Delta t'_k + \Delta t - \Delta t'_B = t_{k1} - t_{B2}, \quad (5.56)$$

откуда

$$k = \frac{t_{k1} - t_{B2} - \Delta t}{t_{k1} - t_{k2} - t_{B2} + t_{B1}}. \quad (5.57)$$

Для доказательства возможности применения формул (5.54), (5.55), (5.57) произведен численный расчет изменения температур потоков по вертикальному сечению слоя, разбитого на 100 контрольных объемов (рис. 5.18).

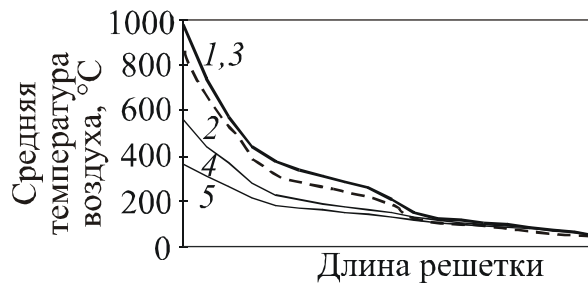


Рис. 5.18. Расчет средней температуры воздуха в слое:

- 1, 2 – усреднение температур в контрольных объемах по выражениям (5.49) и (5.50) соответственно при 100 разбиениях по длине и высоте;
3, 4, 5 – расчет по температурам воздуха на входе и выходе слоя по выражениям (5.55), (5.49) и (5.50) соответственно

Кривые 1 и 2 (см. рис. 5.18) приняты за эталонные. Как видно из рис. 5.18, только предлагаемый способ усреднения (кривая 3) обеспечил совпадение с истинной средней температурой, а расчет по среднему арифметическому (кривая 4) и среднему геометрическому (кривая 5) приводит к заметной погрешности.

Дискретизация клинкерного слоя и расчет теплообмена в секции холодильника

При моделировании колосниковый холодильник предлагается разбивать на ряд секций, в каждой из которых постоянны высота и пористость слоя, размер гранул, давление воздуха под слоем и над ним. Расчет теплообмена в секции выделяется в качестве отдельной задачи.

Геометрические размеры слоя характеризуются длиной L , шириной B и высотой H . Длина и ширина слоя определяются размерами колосниковой решетки, высота слоя, пористость и размеры гранул в секции принимаются постоянными.

Расчет производится с разбиением слоя по длине и высоте на прямоугольные элементарные объемы, причем результаты устойчивы при числе разбиений более 5...7. Значительно ускоряет расчет и повышает устойчивость решения применение неравномерной сетки, где величина объема элементарной ячейки обратно пропорциональна интенсивности теплопередачи (рис. 5.19).

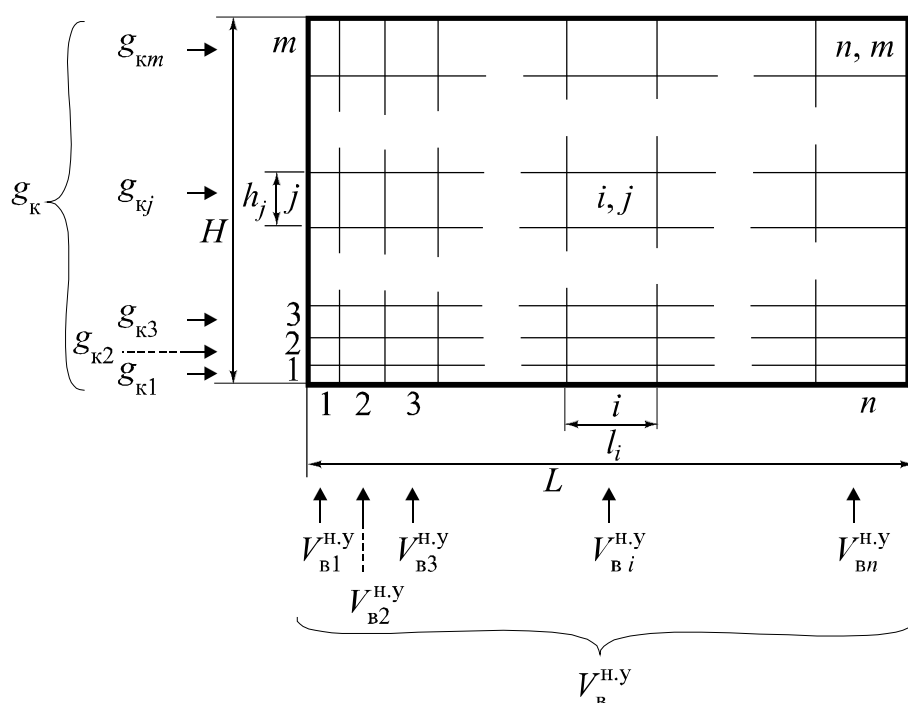


Рис. 5.19. Дискретизация клинкерного слоя:

n, m – число разбиений по длине и высоте; i, j – нумерация объемов по длине и высоте; L, H – длина и высота секции; l_i, h_j – длина и высота объема; g_k – расход клинкера в секции; g_{kj} – расход клинкера в объеме; $V_B^{H.Y}$ – расход воздуха в секции при нормальных условиях; $V_{Bi}^{H.Y}$ – расход воздуха в объеме при нормальных условиях

При определении неравномерности сетки наиболее точно учитывается интенсивность теплообмена логарифмическая зависимость, но в связи с трудностью определения ее коэффициентов возможно использование линейной зависимости.

При разбиении слоя на n ячеек по длине и m – по высоте длина и высота ячейки с номером i, j будет иметь следующий вид:

$$l_i = \frac{L}{n} \left[1 + \frac{2}{n-1} \frac{k_L - 1}{k_L + 1} \left(i - \frac{n+1}{2} \right) \right]; \quad (5.58)$$

$$h_j = \frac{H}{m} \left[1 + \frac{2}{m-1} \frac{k_H - 1}{k_H + 1} \left(j - \frac{m+1}{2} \right) \right]; \quad (5.59)$$

где k_L и k_H – коэффициенты, задающие отношение размеров последней и первой ячеек соответственно по длине и высоте.

Для слоя задается расход клинкера g_k , кг/с, и расход воздуха при нормальных условиях $V_B^{h,y}$, м³/с, а также температуры воздуха и клинкера на входе в слой. Характеристики клинкера по объему слоя постоянны и расход клинкера в ячейке определяется только ее высотой, поэтому для всех j -х ячеек он будет одинаковым:

$$g_{kj} = g_k h_j / H. \quad (5.60)$$

В связи с незначительным отношением высоты слоя к его длине и ширине принимается, что градиент скорости потока воздуха в любой точке всегда вертикален и массовый расход воздуха в сечениях вертикального канала не меняется [79]. Исходя из этого принимается, что расход воздуха $V_{B i}^{h,y}$, взятый при нормальных условиях, в каждой ячейке одной и той же вертикальной группы одинаков. Но в связи с различной температурой клинкера и воздуха коэффициент сопротивления слоя по длине холодильника изменяется. Таким образом, задача расчета газодинамического режима по длине холодильника заключается в определении расхода воздуха $V_{B i}^{h,y}$ в вертикальных группах ячеек с условием одинакового суммарного сопротивления Dp_i каждой группы.

В уравнение для расчета сопротивления слоя

$$\Delta p = \xi \frac{v^2}{2} \rho \frac{H}{d} \quad (5.61)$$

входят три режимных фактора: высота слоя H , перепад давления Δp и скорость v (или расход $V_B^{h,y}$) воздуха. Таким образом, одна из

этих величин является свободной и полностью определяется двумя другими – базисными. Свободная величина должна выбираться, исходя из ее наименьшего влияния на модель.

Наиболее сильно на теплообмен влияет расход и определяемая по нему скорость воздуха, от которых зависит коэффициент теплообмена α_v . Поэтому эти параметры должны быть обязательно в качестве исходных данных, в результате чего резко снизится влияние на результаты расчета погрешности газодинамической модели. При изменении высоты слоя h (при постоянном расходе клинкера) изменяется суммарная площадь теплообмена в вертикальном сечении (физически это объясняется изменением горизонтальной скорости перемещения слоя). Но это влияние менее сильно, так как скорость (расход) воздуха оказывает влияние как на коэффициент теплообмена, так и на тепловой баланс, а высота слоя – только на уравнение теплообмена.

Не оказывает влияния на теплообмен не входящее в модель теплообмена сопротивление слоя Δp . Это подтверждается и расчетами с использованием различных зависимостей $\xi = f(\text{Re})$. Так как все эти зависимости подобны [79], при расчете по любой из них для одинаковых суммарных расходов воздуха скоростные и температурные поля в слое оказывались идентичны, несмотря на полученные различные сопротивления Δp . В связи с этим второй задаваемой величиной необходимо выбирать высоту слоя h и в качестве свободной оставить сопротивление слоя Δp . Если же высоту слоя клинкера невозможно точно оценить, выбор свободного параметра из Δp и h принципиального значения не имеет, так как в обоих случаях будет сопоставимая погрешность (из-за неточности газодинамической модели или определения задаваемого параметра). Но в обоих случаях величина Δp будет носить информационный характер и может сильно отличаться от реального перепада давления в холодильнике, не оказывая при этом влияния на результаты расчета.

Высоту h или сопротивление слоя Δp от двух других базисных параметров аналитически выразить нельзя, и расчет секции холодильника осуществляется следующим численным методом:

1. По заданным сопротивлению Δp и высоте h в каждой вертикальной группе ячеек определяется (с учетом теплообмена) расход воздуха $V_{Bi}^{h,y}$, обеспечивающий заданное значение Δp .

2. Рассчитывается суммарный расход воздуха в секции:

$$V_B^{h,y} = \sum V_{Bi}^{h,y}.$$

3. Путем изменения свободной переменной (h или Δp) и повторением пунктов 1 и 2 обеспечивается заданный суммарный расход воздуха $V_B^{h,y}$.

В результате исследования различных методов численного решения уравнения

$$V_B^{h,y} = f(h \wedge \Delta p) \quad (5.62)$$

определено, что наилучшей вычислительной устойчивостью и скоростью сходимости обладает итерационное решение с определением следующего значения неизвестного с использованием интерполяционного полинома Лагранжа, построенного на результатах предыдущих итераций (интерполяцию полиномом первой степени при этом можно интерпретировать как метод простой итерации, а полиномом второй степени – как метод хорд). Повышение степени полинома ведет как к увеличению скорости сходимости, так и к увеличению устойчивости решения, что выражается в практической независимости скорости сходимости от коэффициента нижней релаксации.

В вертикальных сечениях слой клинкера можно рассматривать как перемешивающийся, частично или полностью перемешивающийся поток. Расчеты показали, что степень усреднения температуры клинкера в вертикальном сечении практически не влияет на получаемые результаты – различие средних температур клинкера и воздуха по слою составило менее 10°C . Таким образом, двумерная задача расчета теплообмена сводится к комбинации двух одномерных задач – расчета вертикальных групп ячеек с последующим усреднением температуры клинкера в них и расчета расхода воздуха и температур потоков по длине холодильника.

На результаты расчета значительное влияние оказывают пористость слоя и диаметр частиц. Так, при изменении пористости на 5% температуры клинкера и воздуха, а также разрежение изменяются на 40...50%, а при изменении диаметра клинкера на 1 см эти величины изменяются на 30...40%. Поэтому при расчете действующего колосникового холодильника данные параметры должны определяться с высокой степенью точности.

Учет неравномерности засыпки в слое

Результаты расчета теплообмена в холодильнике, полученные с использованием коэффициентов теплообмена, определенных для неподвижных засыпок, характеризуются значениями теплообмена и сопротивления слоя, завышенными в 2–3 раза. Данная проблема отражается и в ряде публикаций, в частности в работе [82], где проанализировано большое количество экспериментов по исследованию течения газа через зернистые слои с макроскопическими неоднородностями структуры и пористости. В работах [80, 107] отмечается, что коэффициент теплоотдачи в слое при $Pr Re/\phi < 1000$, то есть в диапазоне, характерном для колосникового холодильника, оказывается значительно ниже величины, определенной по критериальным уравнениям. В работе [108] это расхождение объяснено неравномерностью засыпки и наличием в слое небольших участков с повышенной пористостью. В работе [79] указывается, что флуктуации потока в неравномерном слое составляют до 20%, а согласно работам [23, 87, 109–111], разница скорости газового потока в слое вследствие неравномерности засыпки может достигать 30...70%. При больших значениях Re отличие экспериментальных данных от расчетных составляет не более 15% и неравномерность поля скоростей и температур сглаживается [79, 80]. Эта зависимость представлена на рис. 5.20.

Из проведенного анализа можно сделать следующие выводы. Все критериальные зависимости получены для неподвижных засыпок. Но клинкерный слой в холодильнике перемешивается, что

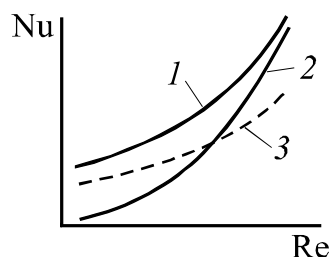


Рис. 5.20. Зависимость критерия

Нуссельта от критерия Рейнольдса для неподвижной и перемешиваемой засыпок:

1 — неподвижная засыпка; 2 — перемешиваемая засыпка; 3 — зависимость для неподвижной засыпки с уменьшающимся коэффициентом

приводит к появлению участков с низким сопротивлением и ухудшению уменьшающих коэффициентов для коэффициентов сопротивления слоя и теплообмена адекватных результатов получить не позволяет (см. рис. 5.20), так как при этом возникает противоположная по сравнению с экспериментальными наблюдениями зависимость — более сильное уменьшение коэффициента теплоотдачи при высоких значениях критерия Рейнольдса.

Для учета неравномерности засыпки предлагается в слое клинкера по ширине выделить участок с повышенной пористостью φ_y шириной b_y (рис. 5.21), в каждом шаге по длине слоя рассчитывать отдельно теплообмен и сопротивление основного слоя и выделенного участка, и затем усреднять полученные температуры клинкера и воздуха. Для определения параметров участка определена зависимость температур клинкера от размеров и пористости участка (рис. 5.22).

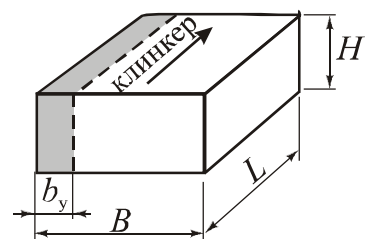


Рис. 5.21. Участок с повышенной пористостью в слое клинкера

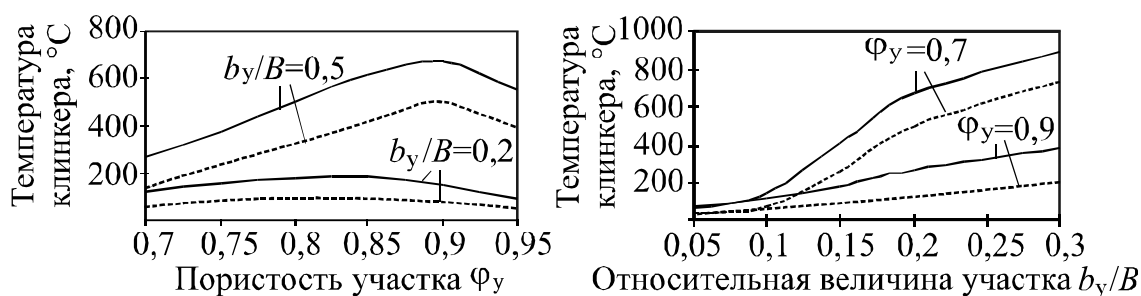


Рис. 5.22. Влияние параметров участка с пониженной пористостью на получаемую в результате моделирования температура клинкера после горячей (—) и холодной (- - -) секций

В результате моделирования работы холодильника с использованием данных теплотехнических испытаний, полученных на АО «Белгородский цемент» и АО «Себряковцемент» установлено, что для приближения модели к реальным условиям необходимо принимать пористость участка 80%, а его размеры – 5...20% от ширины холодильника, по секциям размер должен быть пропорциональным скорости движения колосников.

Алгоритм моделирования теплообмена в колосниковом холодильнике

Согласно проведенным исследованиям и представленной методике, разработана программа моделирования теплообмена в колосниковом клинкерном холодильнике. В соответствии с принципами системного анализа, выделен ряд иерархических уровней объекта; для каждого из них определена самостоятельная задача моделирования, что легло в основу алгоритма расчета структуры компьютерной программы (рис. 5.23–5.28).

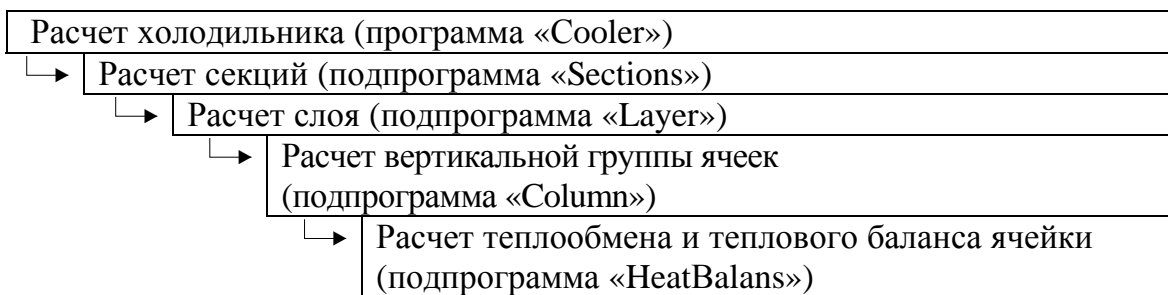


Рис. 5.23. Структурная схема программы моделирования теплообмена в колосниковом холодильнике

Расчет холодильника (программа «Cooler»)
<p><i>Исходные данные:</i> производительность холодильника G_k, ширина слоя B, длина участка отбора избыточного воздуха, средний диаметр клинкерных гранул d, пористость слоя ϕ, температура воздуха и клинкер на входе в холодильник, количество и длина L секций.</p> <p><i>Функции:</i></p> <ol style="list-style-type: none"> 1) ввод исходных данных; 2) поочередный расчет теплообмена в секциях (подпрограмма «Sections»); 3) расчет по результатам моделирования теплового баланса холодильника, расхода и температуры избыточного воздуха; 4) графический вывод результатов

Рис. 5.24. Функции главного модуля программы

Расчет секций (подпрограмма «Sections»)	
<p><i>Исходные данные:</i> t_{k1}, t_{b1} – температура клинкера и воздуха на входе в секцию; G_k – расход клинкера; L, B, H – размеры слоя; Δp – аэродинамическое сопротивление слоя; d – диаметр частиц; ϕ – пористость слоя; b_y, ϕ_y – размер и пористость участка неравномерной засыпки; исходные данные для расчета секции (высота H и сопротивление Δp слоя, расход воздуха V, температура клинкера после секции t_k) в следующих сочетаниях: а) $H, \Delta p$; б) $V, \Delta p$; в) V, H; г) $t_k, \Delta p$; д) t_k, H</p>	<p><i>Результаты расчета:</i> t_{k2}, t_{b2} – температура клинкера и воздуха на выходе из секции, °С; V_n – расход воздуха в секции при нормальных условиях; $H, \Delta p$ – высота и сопротивление слоя</p>
<p><i>Функции:</i></p> <ol style="list-style-type: none"> 1) расчет теплообмена в секции (подпрограмма «Layer») согласно вариантам исходных данных: <ol style="list-style-type: none"> а) единичный безытерационный расчет; б) итерационный расчет $H = f(V_n, \Delta p)$; в) итерационный расчет $\Delta p = f(V_n, H)$; г) $V_n = f(G_k, t_{k1}, t_{b1}, t_{k2})$, итерационный расчет $H = f(V_n, \Delta p)$; д) $V_n = f(G_k, t_{k1}, t_{b1}, t_{k2})$, итерационный расчет $\Delta p = f(V_n, H)$; 2) усреднение температур воздуха и клинкера на выходе из секции 	

Рис. 5.25. Функции модуля расчета секции

Расчет слоя (подпрограмма «Layer»)	
<p><i>Исходные данные:</i> $q_{к1}$, $q_{в1}$ – теплосодержание клинкера и воздуха на входе; G_k – расход клинкера; L, B, H – размеры слоя; Δp – сопротивление слоя; d – диаметр частиц; ϕ – пористость слоя; b_y, ϕ_y – размер и пористость участка неравномерной засыпки</p>	<p><i>Результаты расчета:</i> $q_{к2}$, $q_{в2}$ – теплосодержание клинкера и воздуха на выходе; V_n – расход воздуха в секции при нормальных условиях</p>
<p><i>Функции:</i></p> <ol style="list-style-type: none"> 1) разбиение слоя по длине; 2) поочередный расчет вертикальных групп ячеек, для каждой из которых: <ol style="list-style-type: none"> а) расчет основного участка (подпрограмма «Column»); б) расчет участка с повышенной пористостью (подпрограмма «Column»); в) суммирование теплосодержания клинкера и воздуха на выходе из участков, использование суммарного теплосодержания клинкера как исходных данных для следующей группы; 3) суммирование расходов и теплосодержания воздуха по длине слоя, расчет средних температур воздуха и клинкера на выходе из слоя 	

Рис. 5.26. Функции модуля расчета слоя

Расчет вертикальной группы ячеек (подпрограмма «Column»)	
<p><i>Исходные данные:</i> $q_{к1}$, $q_{в1}$ – теплосодержание клинкера и воздуха на входе в группу; G_k – расход клинкера; l, B, H – размеры группы; Δp – аэродинамическое сопротивление группы; d – диаметр частиц; ϕ – пористость слоя</p>	<p><i>Результаты расчета:</i> $q_{к2}$, $q_{в2}$ – теплосодержание клинкера и воздуха на выходе; V_n – расход воздуха при нормальных условиях</p>
<p><i>Функции:</i></p> <ol style="list-style-type: none"> 1) разбиение на ячейки; 2) итерационный расчет расхода воздуха, обеспечивающего заданный перепад давления: <ol style="list-style-type: none"> а) расчет теплообмена и аэродинамического сопротивления в ячейках (подпрограмма «HeatBalans»); б) расчет сопротивления решетки; в) суммирование сопротивлений ячеек; 3) суммирование теплосодержания клинкера по ячейкам, расчет средней температуры клинкера и воздуха на выходе из группы 	

Рис. 5.27. Функции модуля расчета вертикальной группы ячеек

Расчет теплообмена и теплового баланса ячейки (подпрограмма «HeatBalans»)	
<p><i>Исходные данные:</i> $q_{к1}$, $q_{в1}$ – теплосодержание клинкера и воздуха на входе; V_n – расход воздуха при нормальных условиях; g_k – расход клинкера в ячейке; l, B, h – размеры ячейки; d – диаметр частиц; ϕ – пористость слоя</p>	<p><i>Результаты расчета:</i> $q_{к2}$, $q_{в2}$ – теплосодержание клинкера и воздуха на выходе; Δp – аэродинамическое сопротивление</p>
<p><i>Функции:</i> 1) определение первого приближения; 2) итерационный расчет теплообмена: расчет средних температур, скорости воздуха, коэффициента теплообмена (подпрограмма «HeatTransfer»), среднего температурного напора, количества передаваемой теплоты, теплосодержания потоков на выходе; 3) расчет аэродинамического сопротивления ячейки (подпрограмма «dp»)</p>	
↓	↓
Расчет аэродинамического сопротивления слоя (подпрограмма «dp»)	Расчет коэффициента теплообмена (подпрограмма «HeatTransfer»)
<p><i>Исходные данные:</i> t_v – температура воздуха; v – скорость воздуха; d – диаметр частиц засыпки; ϕ – пористость слоя; h – высота слоя</p>	<p><i>Исходные данные:</i> t_v – температура воздуха; t_k – температура слоя; v – скорость воздуха; d – диаметр частиц засыпки; ϕ – пористость слоя</p>

Рис. 5.28. Функции модуля расчета вертикальной группы ячеек

Исходными данными программы для расчета являются:

- производительность холодильника, т/ч;
- ширина слоя и длина участка отбора избыточного воздуха, м;
- средний диаметр, мм, и пористость, кг/м³, клинкерных гранул;
- пористость слоя, %;
- температура воздуха и клинкера на входе в холодильник, °С;
- размер и пористость участка неравномерной засыпки;
- количество секций (от одной до шести) и их длина, характеристики слоя и потока воздуха в каждой секции.

В соответствии с проведенным анализом влияния параметров на точность расчета теплообмена, а также исходя из наиболее

достоверной контрольной информации, выбраны следующие варианты исходных данных для расчета секции:

а) высота H , м, и сопротивление Δp , Па, слоя;

б) расход воздуха V , $\text{м}^3/\text{кг}$ кл., и сопротивление слоя Δp ;

в) расход воздуха V и высота слоя H ;

г) температура клинкера после секции $t_k, ^\circ\text{C}$, и сопротивление слоя Δp ;

д) температура клинкера после секции t_k и высота слоя H .

Результатом работы программы является представленное в графическом виде распределение по длине колосниковой решетки температур клинкера и воздуха на выходе из слоя, распределение расхода воздуха по слою, средние температуры клинкера и воздуха по секциям и в целом по холодильнику, тепловой баланс холодильника. Диалоговые окна программы воспроизведены на рис. 5.29 – 5.31.

The screenshot shows a software window titled "Холодильник" (Cooler) with two tabs: "Исходные данные" (Initial data) and "Параметры расчета" (Calculation parameters). The "Исходные данные" tab is active, displaying various input fields:

- Производительность, т/ч: 50,0
- Диаметр гранул, см: 1,0
- Пористость слоя, %: 40,0
- Плотность гранул клинкера, кг/м³: 2700
- Температура клинкера, °C: 1200
- Температура воздуха, °C: 20
- Ширина слоя, м: 2,8
- Расход втор. воздуха, м³/кг: 1,8
- Расчет аспирационного воздуха: по расходу вторичного воздуха
- Число секций: 4
- Длина секций, м: 4 (for all 4 sections)

The "Параметры расчета" tab is also visible, showing settings for four sections:

- Секция 1: Тип расчета: V, h; Расход воздуха, м³/кг: 0,70; Высота слоя, м: 0,10
- Секция 2: Тип расчета: V, h; Расход воздуха, м³/кг: 0,70; Высота слоя, м: 0,14
- Секция 3: Тип расчета: V, dP; Расход воздуха, м³/кг: 0,5; dp, Па: 1200
- Секция 4: Тип расчета: tкл, dp; tкл после секции, °C: 80; dp, Па: 1800

At the bottom, there are buttons for "Расчет" (Calculate) and "Закрыть" (Close).

Рис. 5.29. Окно исходных данных программы моделирования теплообмена в клинкерном колосниковом холодильнике

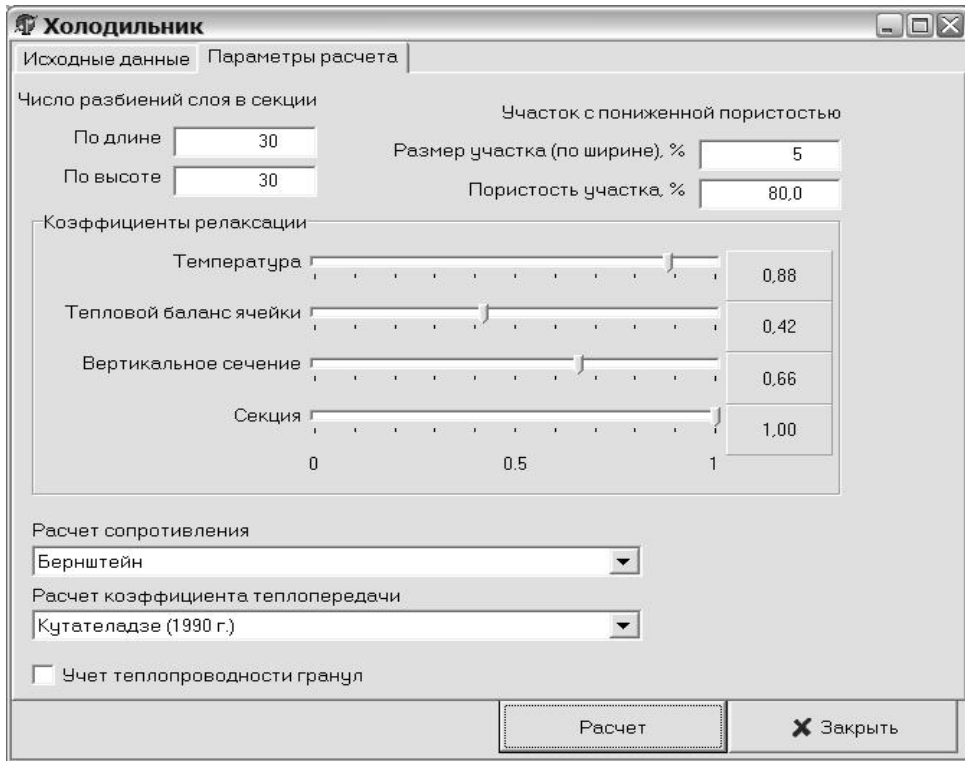


Рис. 5.30. Окно параметров расчета программы моделирования теплообмена в клинкерном колосниковом холодильнике

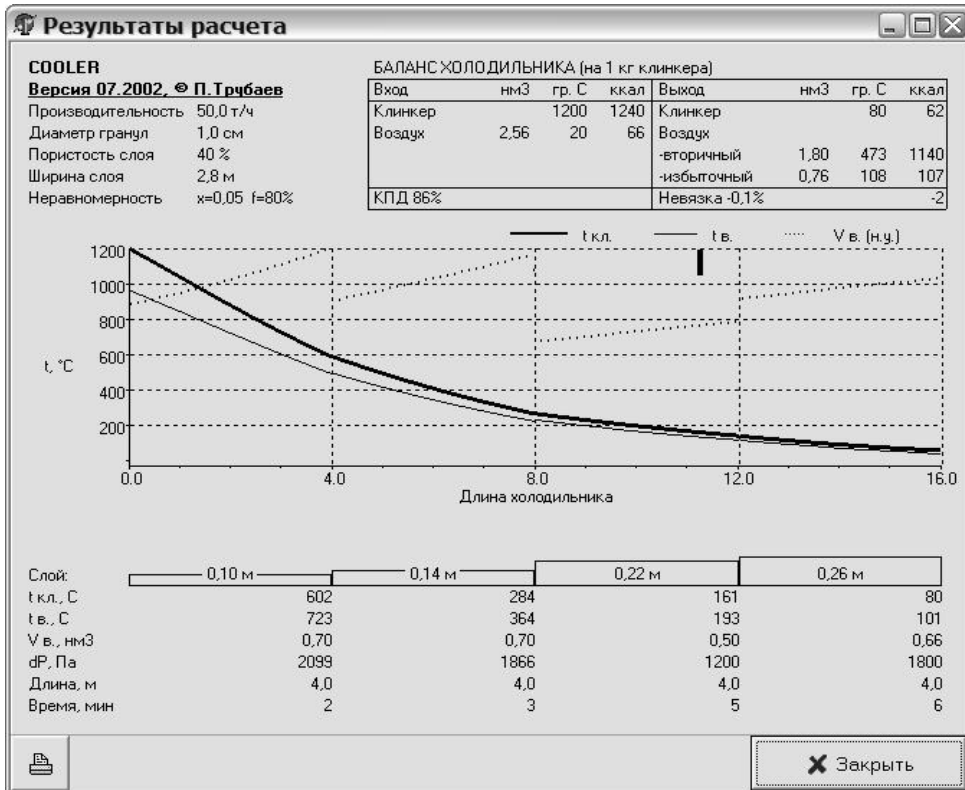


Рис. 5.31. Окно результатов расчета программы моделирования теплообмена в клинкерном колосниковом холодильнике

Адекватность программы могут продемонстрировать данные теплотехнических испытаний колосникового холодильника АО «Белгородский цемент» (рис. 5.32) и результаты расчета (рис. 5.33), сравнение которых приведено в табл. 5.7.

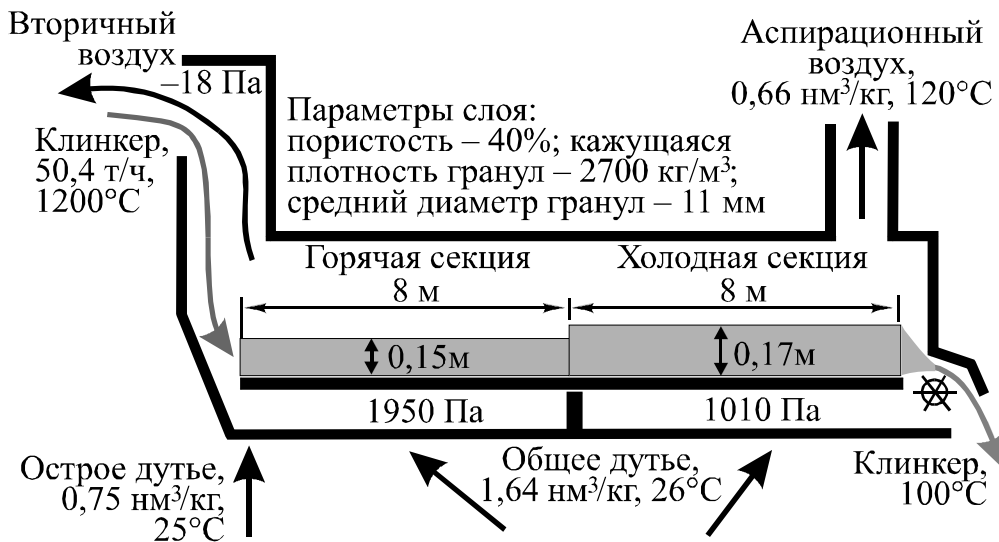


Рис. 5.32. Результаты теплотехнического испытания колосникового холодильника «Волга-50»

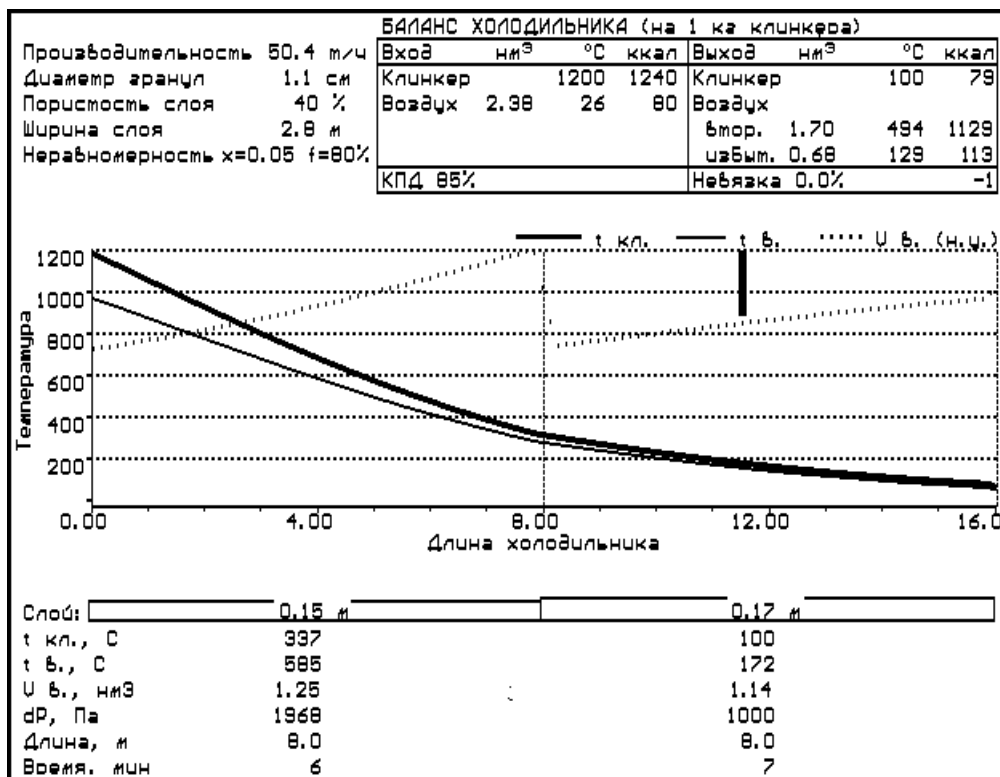


Рис. 5.33. Результаты моделирования (для расчета первой секции задавались высота слоя и перепад давления, второй – высотам слоя и температура клинкера на выходе)

Адекватность результатов моделирования

Параметр	Данные испытаний	Результаты моделирования	Отклонение
Расход воздуха, м ³ /кг	2,29	2,38	4%
Температура избыточного воздуха, °С	120	129	8%
Сопrotивление слоя холодной секции, Па	1028	1000	3%

Результаты моделирования также совпадают с опытными данными распределения температур и давлений по длине шестисекционного холодильника, приведенными в работе [33], и двухсекционного холодильника при различной скорости движения колосников, приведенные в работе [63].

5.6. ВЛИЯНИЕ ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ ГРАНУЛ НА ТЕПЛООБМЕН В КЛИНКЕРНЫХ ХОЛОДИЛЬНИКАХ

В разделе производится оценка влияния теплопроводности внутри гранулированного материала на теплообмен в клинкерных колосниковых холодильниках.

Температурное поле охлаждаемой шарообразной гранулы описывается уравнением нестационарной одномерной теплопроводности в сферических координатах:

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial \tau} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(\lambda r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right), \quad (5.63)$$

где c – теплоемкость; ρ – плотность; T – температура; τ – время; r – координата (радиус); λ – коэффициент теплопроводности.

Решение уравнения (5.63) аналитическим путем в условиях промышленных печей обладает большой погрешностью, так как требует использования в качестве теплофизических свойств и характеристик теплообмена на поверхности гранул констант, но в реальном процессе эти величины заметно изменяются из-за большой разницы температур в начале и конце процесса.

Поэтому результаты с достаточной степенью точности могут быть получены только численными методами. Для численного решения дискретизация уравнения (5.63) произведена по методике, изложенной в работе [112]. Начало координат было располо-

жено в центре гранулы, расчетная область разделена сеткой, содержащей $N+1$ узлов. Узел с номером 0 расположен в центре гранулы, с номером N – на ее поверхности (рис. 5.34). Около каждого узла выделен контрольный объем, представляющий шаровой слой, границами которого являются сферы с радиусами r_i . Каждый из узлов равноудален от границ соответствующего ему объема.

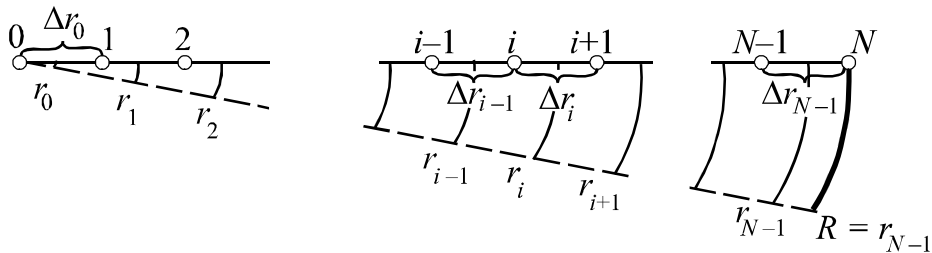


Рис. 5.34. Контрольные объемы для внутренних и граничных точек в сферических координатах

Для обеспечения равенства масс, содержащихся в каждом контрольном объеме, применена неравномерная сетка, границы разбиений в которой рассчитываются следующим образом:

$$r_i = R [(i + 1) / (N + 1)]^{1/3}. \quad (5.64)$$

Такой подход удобен для расчета средней температуры гранулы путем усреднения температур в узлах сетки.

В связи с симметрией области для левой границы (центра гранулы) задавалось граничное условие второго рода, заключающееся в равенстве нулю теплового потока. Для правой границы (поверхности гранулы) задавалось граничное условие третьего рода, включающее коэффициент теплоотдачи для засыпки из сфер [54].

Как показали результаты экспериментального измерения температуры внутри нагреваемых или охлаждаемых клинкерных гранул, изменение температур в исследуемых точках во времени близко к линейному. Поэтому наибольшую точность при дискретизации дифференциального уравнения должна обеспечить схема Кранка–Николсона. Но недостатком этой схемы является колебание решения при недостаточно малых значениях шагов по времени, в рассматриваемом случае – для узла на поверхности гранулы (рис. 5.35). Неявная схема свободна от этого недостатка, но в рас-

смагриваемом случае обладает большей погрешностью результатов, приводящей к более быстрому охлаждению (рис. 5.35).

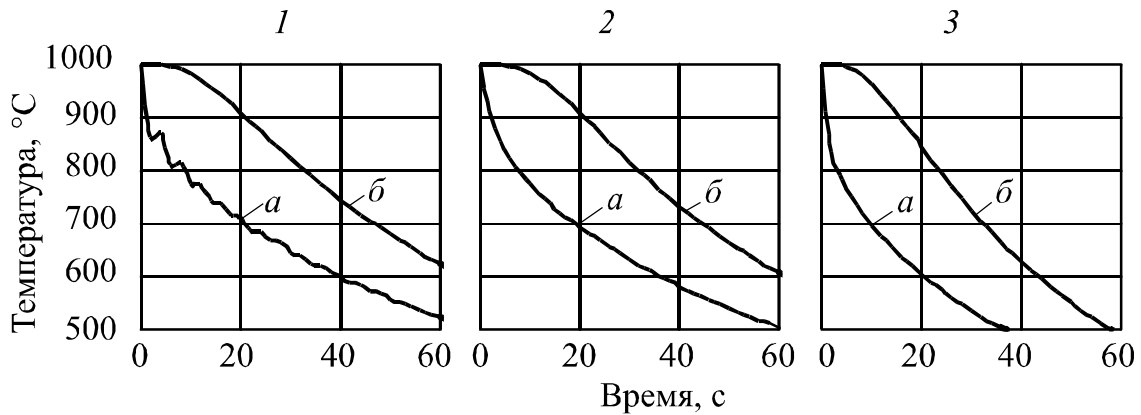


Рис. 5.35. Результаты моделирования охлаждения гранулы диаметром 1 см с использованием различных схем дискретизации:

1 – схема Кранка-Николсона; 2 – схема Кранка-Николсона с неявным дискретным аналогом для последнего узла; 3 – неявная схема; а – температура центра гранулы; б – температура поверхности

Для обеспечения требуемой точности и приемлемого времени расчета предлагается дискретизировать уравнения во всех узлах сетки по схеме Кранка-Николсона, а для последнего узла, расположенного на поверхности гранулы, использовать неявную схему. В результате сохраняется точность решения при увеличении шага по времени и ликвидируется колебание значений температур в граничной точке (см. рис. 5.35).

В результате дискретизации уравнения (5.63) на сетке, приведенной на рис. 5.34, получается система, содержащая $n+1$ уравнение:

$$\left\{ \begin{array}{l} K_0 (T_0^1 - T_0^0) = k_0 (T_1^1 + T_1^0 - T_0^1 - T_0^0); \\ K_i (T_i^1 - T_i^0) = k_i (T_{i+1}^1 + T_{i+1}^0 - T_i^1 - T_i^0) - \\ \quad - k_{i-1} (T_i^1 + T_i^0 - T_{i-1}^1 - T_{i-1}^0), \quad i = 1 \dots N-1; \\ K_N (T_N^1 - T_{N-1}^0) = \\ \quad k_{гр} (T_{сп} - T_N^1) - 2k_{N-1} (T_N^1 - T_{N-1}^0), \end{array} \right. \quad (5.65)$$

со следующими коэффициентами:

$$K_0 = \frac{\rho c_0}{\Delta \tau} \frac{r_0^3}{3}; \quad K_i = \frac{\rho c_i}{\Delta \tau} \frac{r_i^3 - r_{i-1}^3}{3}, \quad i = 1 \dots N-1; \quad K_N = \frac{\rho c_N}{\Delta \tau} \frac{R^3 - r_{N-1}^3}{3},$$

$$k_i = \frac{r_i^2}{2} \frac{\lambda_i}{\Delta r_i}, \quad i = 0 \dots N; \quad k_{\text{гр}} = \alpha R^2;$$

$$\lambda_i = f \left(\frac{T_{i+1}^1 + T_{i+1}^0 + T_i^1 + T_i^0}{4} \right); \quad c_i = f \left(\frac{T_i^1 + T_i^0}{2} \right);$$

$$\Delta r_0 = 0,5(r_1 + r_0); \quad \Delta r_i = 0,5(r_{i+1} - r_{i-1}), \quad i = 1 \dots N-2;$$

$$\Delta r_{N-1} = R - 0,5(r_{N-1} + r_{N-2}),$$

где r_i – расстояние от центра шарообразной гранулы до левой границы контрольного объема точки с номером i ; T^1 – температура в соответствующей точке в текущий момент времени; T^0 – температура в соответствующей точке в момент времени предыдущей итерации; $\Delta \tau$ – интервал итерации по времени; λ_i , c_i – теплопроводность и температура материала, рассчитываемые в зависимости от температуры.

Для решения методом прогонки система (5.65) представляется в стандартном виде:

$$\begin{cases} a_0 T_1^1 + b_0 T_0^1 + d_0 = 0; \\ a_i T_{i+1}^1 + b_i T_i^1 + c_i T_{i-1}^1 + d_i = 0, \quad i = 1 \dots N-1; \\ b_N T_N^1 + c_N T_{N-1}^1 + d_N = 0, \end{cases} \quad (5.66)$$

где

$$a_0 = -k_0; \quad b_0 = K_0 + k_0; \quad d_0 = (k_0 - K_0)T_0^0 - k_0 T_1^0;$$

$$a_i = -k_i; \quad b_i = K_i + k_{i-1} + k_i; \quad c_i = -k_{i-1};$$

$$d_i = (k_i + k_{i-1} - K_i)T_i^0 - k_i T_{i+1}^0 - k_{i-1} T_{i-1}^0;$$

$$b_N = K_N + k_{\text{гр}} + 2k_{N-1}; \quad c_N = -2k_{N-1}; \quad d_N = -K_N T_{N-1}^0 - k_{\text{гр}} T_{\text{ср}}.$$

Для моделирования условий охлаждения гранул в колосниковом холодильнике изменялись параметры, входящие в граничные условия на ее поверхности. Процесс теплообмена в колосниковом холодильнике происходит по схеме перекрестного тока (рис. 5.36).

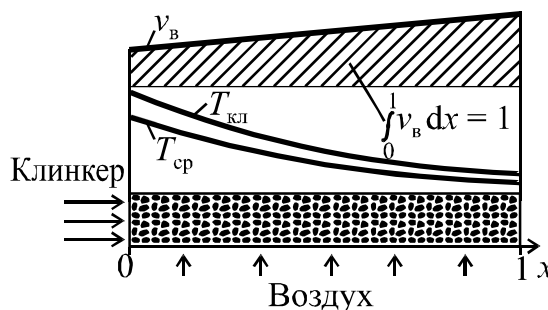


Рис. 5.36. Схема теплообмена в секции колосникового холодильника:
 v_v – удельный безразмерный объем воздуха; $t_{кл}$, $t_{сп}$ – средние температуры клинкера и воздуха в вертикальном сечении; x – безразмерная координата

Холодильник состоит из нескольких секций, в каждой из которых слой клинкера двигается с постоянной скоростью, которую возможно изменять. Скорость движения клинкера определяется временем прохождения секции τ_c или высотой слоя клинкера h , между которыми существует следующая связь:

$$G\tau_c = LBh\rho(1 - \phi), \quad (5.67)$$

где G – производительность холодильника; L , B – длина и ширина колосниковой решетки секции; ρ – кажущаяся плотность клинкерных гранул; ϕ – пористость слоя клинкера.

Через слой снизу продувается воздух, температура и расход которого зависят от температуры клинкера и, значит, изменяются по длине холодильника.

Для определения изменения расхода воздуха по длине секции использовалась разработанная ранее модель теплообмена в клинкерной засыпке при фильтрации через нее воздуха [113, 114], в которой уравнение теплопередачи в засыпке дискретизировалось балансовым методом на двумерной сетке, разбивающей слой по длине и высоте. В результате исследования модели установлено, что усреднение температуры клинкера в вертикальных сечениях практически не влияет на получаемые результаты. Следовательно, расчет теплообмена может производиться с использованием средней температуры воздуха в вертикальном сечении. Установлено, что расход воздуха в секции линейно возрастает, а изменение относительного безразмерного объема воздуха v_v по длине

холодильника (см. рис. 5.36) зависит только от перепада температуры клинкера в секции:

$$v_B = \frac{dv}{dx} \cdot \frac{1}{V} = 1 + (0,1 + 0,0005\Delta T_{\text{кл}})(x - 0,5), \quad (5.68)$$

где v – удельный объем воздуха в вертикальном сечении, м³/кг кл.; V – удельный объем воздуха в секции, м³/кг кл.; $\Delta T_{\text{кл}}$ – разница средней температуры клинкера на входе и выходе секции; x – безразмерная координата.

Температура воздуха на выходе из слоя клинкера T_{B2} в каждой итерации, соответствующей времени Δt , определялась из уравнения теплового баланса по средней температуре клинкера T_{K2} и T_{K1} соответственно в текущий и предыдущий моменты времени, температура воздуха на входе в слой T_{B1} постоянная и равна температуре окружающей среды. Среднюю температуру воздуха в слое $T_{\text{ср}}$, которая входит в систему уравнений (5.65), предлагается определять как среднелогарифмическое значение с поправкой на перекрестный ток теплоносителей:

$$T_{\text{ср}} = T_{B2} - \left(T_{K1} - T_{B2} - \frac{(T_{K1} - T_{B2}) - (T_{K2} - T_{B1})}{\ln\left(\frac{T_{K1} - T_{B2}}{T_{K2} - T_{B1}}\right)} \right) \frac{T_{B2} - T_{B1}}{(T_{K1} - T_{K2}) - (T_{B2} - T_{B1})}.$$

С помощью предложенной модели определены оптимальные режимы работы двухсекционного колосникового холодильника «Волга-50» при различном диаметре гранул клинкера. Исходными данными для расчета являлись диаметр гранул клинкера, высота слоя в секциях, температура клинкера на входе в холодильник и выходе из него, температура воздуха на входе в холодильник, производительность по клинкеру, размеры колосниковых решеток, число точек дискретной сетки N и временной шаг Δt . Расход воздуха во всех секциях, кроме последней, задавался. В последней секции он определялся по заданной температуре клинкера на выходе из холодильника, то есть была известна требуемая энтальпия, которую необходимо отобрать у клинкера для его охлаждения, но неизвестна температура воздуха, зависящая от условий теплообмена; объем воздуха определялся методом последовательного приближения. Воздух в холодильнике делился на вторичный, требуемый для горения топлива в печи, и избыточный, определялась их температура и КПД холодильника.

В модели дополнительно учтен оптимизационный расчет, проводимый методом покоординатного спуска с дроблением шага, где целевой функцией являлась модель теплообмена, критерием оптимизации – тепловой КПД холодильника, изменяемыми факторами – высота слоя клинкера в секциях и удельный расход воздуха во всех секциях, кроме последней. Ограничением при оптимизации являлось максимальное аэродинамическое сопротивление слоя, определяемое характеристиками тягодутьевого оборудования.

В результате были определены оптимальные режимы работы двухсекционного колосникового холодильника «Волга-50» при различном диаметре гранул клинкера. Температуры клинкера на входе и выходе составляли соответственно 1200 и 100°C, температура воздуха на входе – 25°C, производительность – 14 кг/с, требуемый расход вторичного воздуха – 1,7 м³/кг кл. Ограничение по сопротивлению слоя составляло 2500 Па. Результаты расчетов представлены в табл. 5.8.

Таблица 5.8

Оптимальные режимы работы двухсекционного клинкерного колосникового холодильника «Волга-50»

Диаметр гранул клинкера, м	Высота слоя клинкера, м		Температура вторичного воздуха, °С	Объем избыточного воздуха при нормальных условиях, м ³ /кг клинкера	КПД холодильника, %
	I секция	II секция			
0,010	0,156	0,220	488	0,57	89,2
0,015	0,301	0,417	491	0,51	89,9
0,020	0,428	0,573	490	0,56	89,7

Анализируя полученные результаты, можно сделать следующие выводы. Работа холодильника наиболее эффективна при определенном соотношении количества теплоты, отдаваемого клинкером в первой и второй секциях холодильника, называемых также горячей и холодной секциями. Постоянный режим работы колосникового холодильника с оптимальными значениями параметров может быть поддержан при значительном изменении гранулометрического состава клинкера. Это достигается изменением высоты слоя клинкера при сохранении постоянного соотношения между высотой слоя во второй и первой секциях, равного 1,3...1,4. При изменении гранулометрического состава необхо-

димо поддерживать такое давление под слоем, чтобы объем избыточного воздуха составлял 0,5...0,6 м³/кг кл.

Представляет интерес влияние процесса теплопроводности в гранулах на эффективность процесса охлаждения клинкера. Для определения степени влияния теплопроводности на результаты моделирования проведен расчет температуры гранулы при ее охлаждении с использованием различных способов расчета коэффициента теплопроводности клинкера (рис. 5.37, 5.38).

На рис. 5.37 кривые 1 и 2 соответствуют расчету, при котором значение коэффициента теплопроводности принималось постоянным, равным соответственно 1,28 и 1,00 Вт/м·К. Кривая 3 соответствует расчету, где теплопроводность определялась в зависимости от химического состава материала по методу Вильнера и Ильиной, используемого для стекла [116]. Кривая 4 получена с использованием модели процесса теплопроводности в многокомпонентных смесях и системах силикатной технологии [115]. Разность температур при применении различных способов расчета теплопроводности наблюдалась в начале охлаждения и составила выше 100°С для поверхности гранулы и около 200 °С для центра. С понижением температуры эта разность снижалась. Такие результаты согласуются с известным соотношением, согласно которому в расчетах нестационарного теплообмена внутренним термическим сопротивлением тела можно пренебречь при значении критерия Bi менее 0,25. С учетом параметров колосникового холодильника теплопроводность клинкера необходимо учитывать при производстве коэффициента теплоотдачи и диаметра $\alpha d < 0,32$, то есть только в горячих секциях.

Анализируя полученные результаты можно сделать вывод, что расчет температуры клинкера без учета термического сопротивления клинкерных гранул при их малых размерах приводит к завышенной средней температуре клинкера, которая фактически равна температуре на поверхности гранулы (см. рис. 5.38). При больших размерах гранул их температура значительно занижена, так как при увеличении диаметра рост массы превышает рост поверхности теплоотдачи. Это приводит к перераспределению теплоты, отдаваемой воздухом в горячей и холодной части холодильника, а значит – к неточностям в определении оптимального режима работы холодильника.

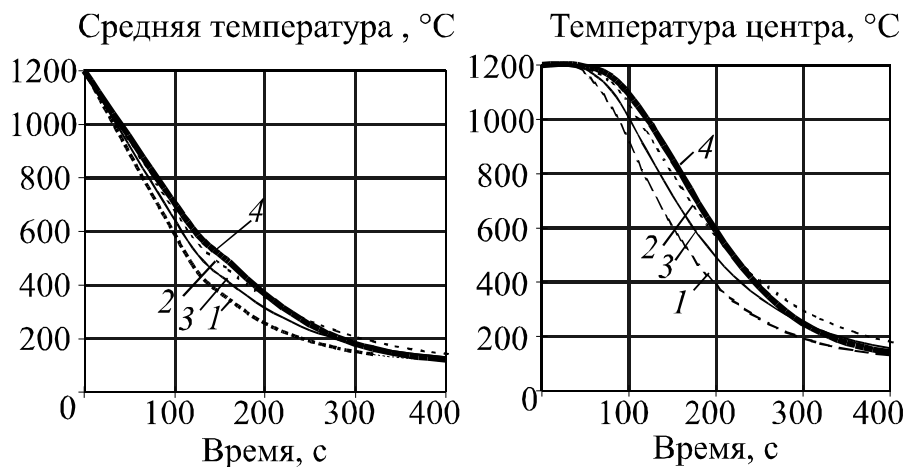


Рис. 5.37. Температура клинкерной гранулы диаметром 25 мм, охлаждающейся в колосниковом холодильнике, при различных методах расчета теплопроводности клинкера

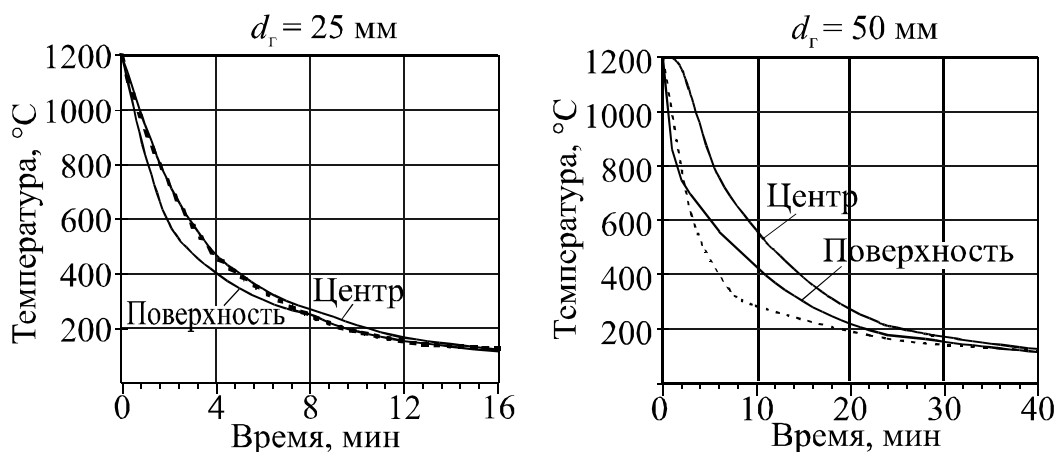


Рис. 5.38. Температура клинкерных гранул, охлаждающихся в колосниковом холодильнике: — — расчет теплопроводности в зависимости от температуры клинкера по методике [115]; — расчет без учета термического сопротивления гранул

В колосниковом холодильнике происходит резкое охлаждение гранул, что из-за разности температур на поверхности и в центре может привести к их механическому разрушению, образованию пылевидных фракций и снижению эффективности работы холодильника. Разность температур между центром и поверхностью при охлаждении клинкерных гранул диаметром 25 мм в колосниковом холодильнике АО «Белгородский цемент» приведена на рис. 5.39. Снижение максимальной разности температур менее интенсивным охлаждением в горячей части холодильника приводит к заметному снижению эффективности его работы. Один из путей решения этого вопроса – использование при расчете це-

ментных сырьевых смесей модульных характеристик, определяющих теплофизические свойства клинкера [8]. Оптимизация состава клинкера с учетом этих критериев в границах технологических требований к клинкеру позволила снизить максимальную разность температур на 20°C при сохранении расхода топлива на обжиг и качества получаемого клинкера (рис. 5.39).

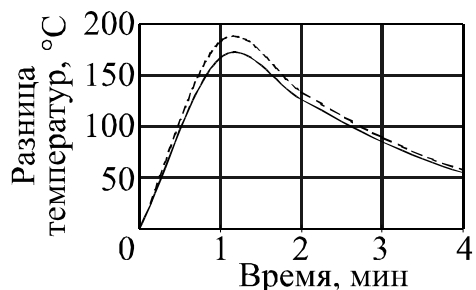


Рис. 5.39. Разница температур поверхности и центра клинкерных гранул диаметром 25 мм, обожженных на АО «Белгородский цемент»:

----- производственные условия;
 ————— оптимальный состав

На основании представленных результатов можно сделать следующие выводы. Моделирование процессов теплообмена является эффективным инструментом оптимизации работы высокотемпературных промышленных агрегатов. При моделировании процесса охлаждения клинкерных гранул в горячей секции колосникового холодильника необходимо обязательно учитывать их термическое сопротивление, так как оно определяет соотношение отдаваемой клинкером теплоты в горячей и холодной секциях холодильника, а значит, и оптимальный режим его работы, рекомендуемый по результатам расчетов. Одним из способов регулирования процессов теплообмена в высокотемпературных агрегатах является изменение состава обрабатываемого материала.

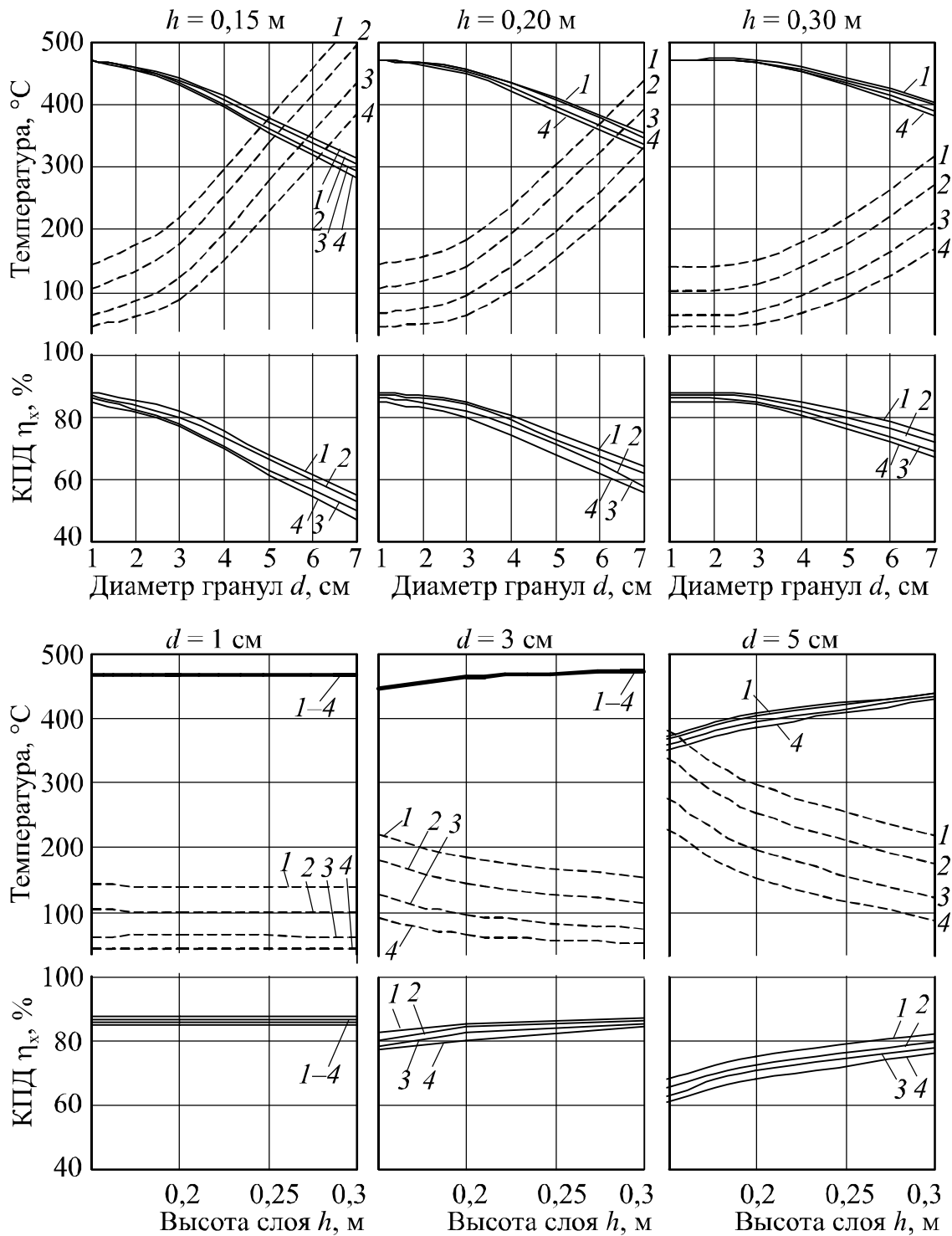
5.7. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕНА В КОЛОСНИКОВОМ КЛИНКЕРНОМ ХОЛОДИЛЬНИКЕ

Задача интенсификации теплообмена в клинкерном холодильнике – повышение его теплового КПД при максимально возможной скорости охлаждения клинкера. В результате моделирования получены зависимости, характеризующие различные режимы охлаждения слоя клинкера (рис. 5.40).

Объем воздуха, подаваемого в холодильник, равен сумме объемов вторичного и избыточного воздуха. Из рис. 5.40 видно, что при увеличении этого объема температура клинкера после холодильника значительно снижается, но при этом из-за роста потерь теплоты с избыточным воздухом происходит снижение КПД.

- - - - температура клинкера
 после холодильника
 — температура вторичного
 воздуха

Расход избыточного воздуха:
 1 – 0,2 нм³/кг; 3 – 1,0 нм³/кг;
 2 – 0,5 нм³/кг; 4 – 1,5 нм³/кг



**Рис. 5.40. Характеристики работы колосникового холодильника при
 различном диаметре клинкерных гранул d и высоте слоя h**
 (расход вторичного воздуха во всех случаях 1,8 нм³/кг кл.; высота слоя оди-
 накова во всех секциях)

С увеличением диаметра гранул клинкера процесс теплопередачи в слое ухудшается и эффективность охлаждения падает. Но при этом необходимо отметить, что при диаметре гранул до 2...3 см показатели работы холодильника меняются мало, таким образом, этот диапазон является интервалом устойчивой работы холодильника.

Одним из способов регулирования работы холодильника является изменение высоты слоя в секциях. Обычно эта величина составляет 0,15...0,25 м. В работах [26, 117] рекомендуется во второй секции двухсекционного холодильника поддерживать повышенную высоту слоя клинкера – до 0,45 м – с целью интенсификации теплообмена с одновременным уменьшением расхода избыточного воздуха, что приводит к повышению КПД холодильника. Но при увеличении высоты слоя повышается его сопротивление. Поэтому максимальная высота слоя ограничивается давлением, развиваемым промышленными дутьевыми вентиляторами (не более 2500...3000 кПа). При большой высоте слоя он хуже перемешивается и разрыхляется проходящим через него воздухом, что приводит к неравномерному распределению клинкера в слое и снижению эффективности охлаждения клинкера по всей ширине решетки [26].

Следует заметить, что при наличии в холодильнике перегородок между секциями, разность давлений в них будет определяться сопротивлением неплотностей в этих перегородках, которое зависит от объема перетекающего из секции в секцию воздуха (рис. 5.41). Поэтому наличие разницы давлений в секциях свидетельствует о возможном нерациональном распределении воздуха по длине холодильника.

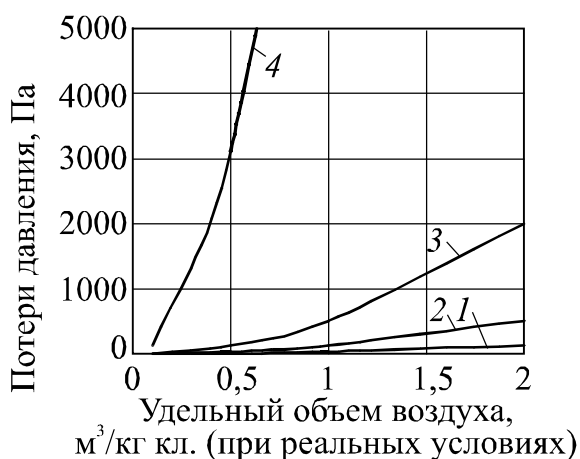


Рис. 5.41. Потери давления при прохождении воздуха через отверстие площадью, м²:
 1 – 2; 2 – 1; 3 – 0,5; 4 – 0,1
 (производительность холодильника 50 т/ч)

Для гранул маленького размера увеличение высоты слоя (при сохранении постоянным расхода воздуха) на тепловой режим работы холодильника практически не влияет. Но при этом увеличивается сопротивление слоя и соответственно потребляемая мощность вентиляторов. Так, при расходе воздуха в холодильнике $2,3 \text{ м}^3/\text{кг кл.}$ (расходе избыточного воздуха $0,5 \text{ м}^3/\text{кг кл.}$) и высоте слоя $0,15 \text{ м}$ расчетное сопротивление слоя составило 1470 Па и потребляемая мощность дутьевыми вентиляторами – 80 кВт . При высоте слоя $0,3 \text{ м}$ эти значения равны 2900 Па и 155 кВт . Поэтому при небольших диаметрах гранул необходимо поддерживать минимально возможную высоту слоя. Но при увеличении диаметра гранул увеличение высоты слоя приводит к более эффективному охлаждению.

На рис. 5.42 представлены режимы работы двухсекционного холодильника при различном соотношении перепада давлений в первой и второй секциях.

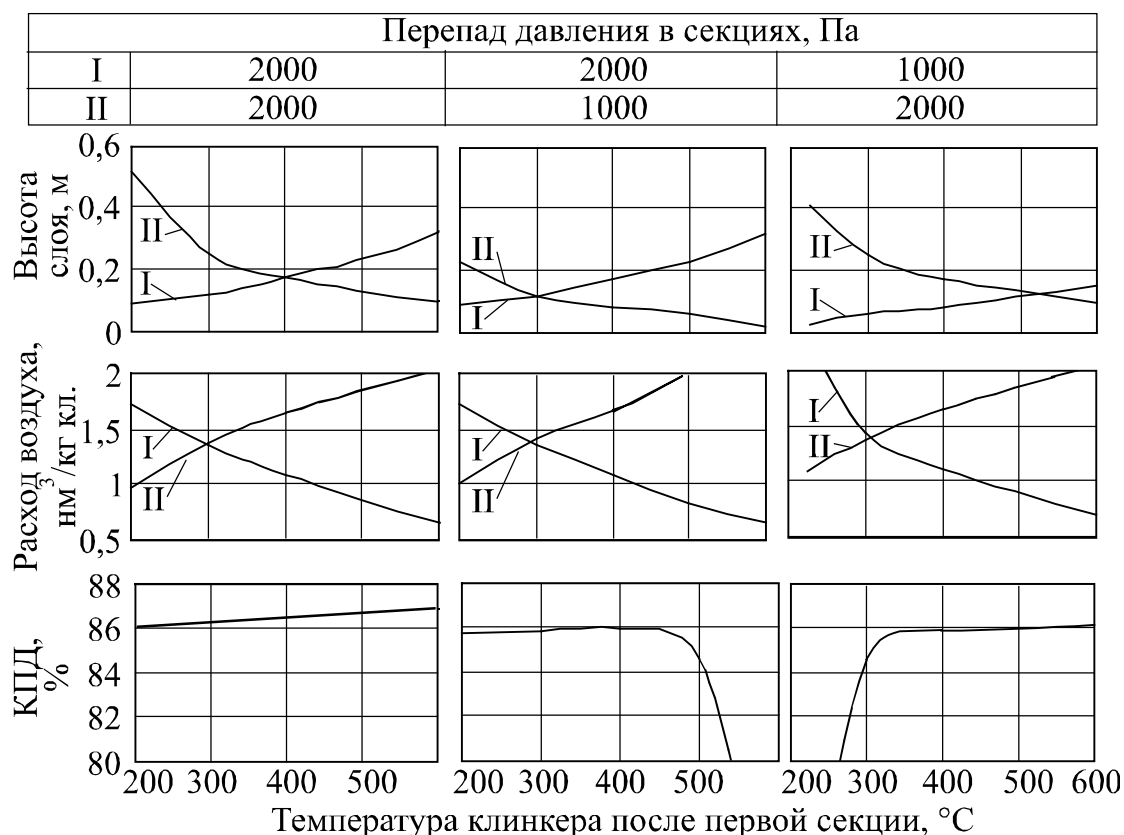


Рис. 5.42. Режим работы двухсекционного колосникового холодильника в зависимости от температуры клинкера после первой секции (температура клинкера после второй секции 70°C ; расход вторичного воздуха $1,8 \text{ м}^3/\text{кг кл.}$; диаметр гранул $0,01 \text{ м}$; производительность 50 т/ч)

Как видно из рис. 5.42, КПД холодильника находится вблизи от своего максимального значения при значении температуры клинкера после первой секции, находящимся в интервале 300...500°C. Внутри этого диапазона соотношение высоты слоя в первой и второй секциях, а также соотношение расхода воздуха в этих секциях на эффективность работы холодильника практически не влияет. Это подтверждает и рис. 5.43, где приведены режимы работы холодильника при различном соотношении высоты слоя во второй и первой секциях. Но недостатком увеличения высоты слоя в первой секции является снижение скорости охлаждения клинкера в ней. Оптимальное соотношение высоты слоя в первой и второй секциях, как показано в предыдущем подразделе, составляет 0,70...0,75 (или соотношение высоты слоя во второй и первой секциях 1,3...1.4).

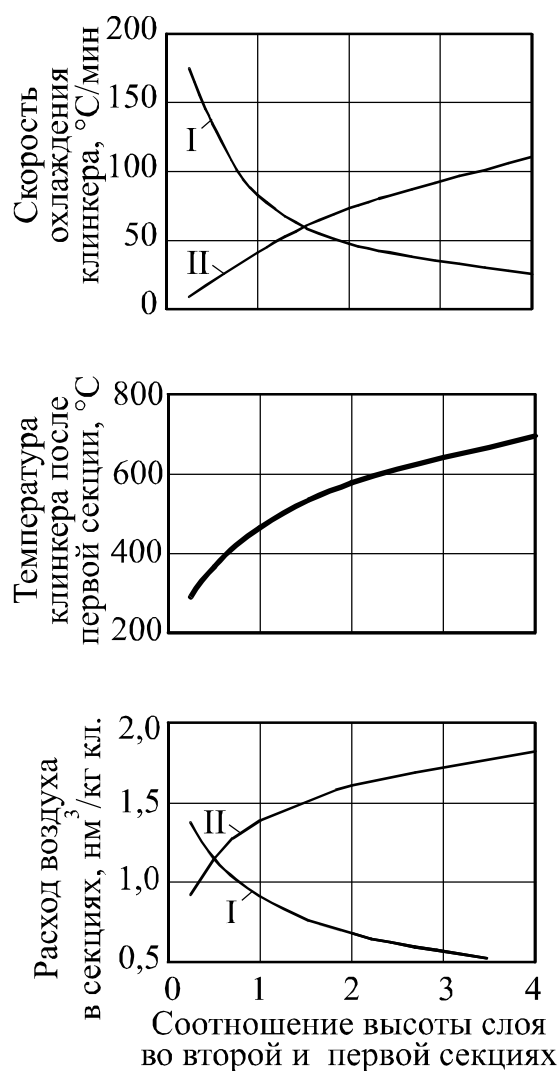


Рис. 5.43. Режим работы двухсекционного холодильника при различном соотношении высоты слоя в секциях: во всех режимах диаметр гранул 0,01 м; расход вторичного воздуха 1,8 м³/кг кл., избыточного – 0,5 м³/кг; КПД 87,3%; температура клинкера после второй секции 100°C; перепад давлений в секциях 2000 Па; производительность 50 т/ч

Для повышения эффективности работы колосникового холодильника в ряде работ предлагаются мероприятия по снижению объема или устранению избыточного воздуха. Но они должны сопровождаться сохранением температуры клинкера после холодильника, иначе теплота, теряемая ранее с избыточным воздухом, будет теряться с клинкером (рис. 5.44).

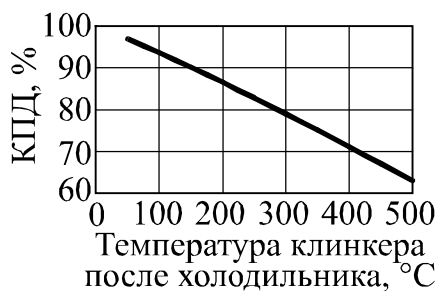


Рис. 5.44. Тепловой КПД клинкерного холодильника при отсутствии избыточного воздуха

Установка под колосниковой решеткой решетки Веделя [46] создает дополнительное сопротивление и уменьшает объем проходящего через слой воздуха. Это заменяет увеличение высоты слоя, когда скорость колосников до требуемого значения уменьшить невозможно. Подбором определенного сопротивления можно добиться полного устранения избыточного воздуха. Но при этом возрастает температура клинкера после холодильника, из-за чего КПД повышается менее чем на 2% и уменьшается интенсивность охлаждения в горячей секции (табл. 5.9).

Таблица 5.9

Режимы работы двухсекционного клинкерного холодильника с дополнительным сопротивлением в секциях

Дополнительное сопротивление в секции, Па		Температура клинкера после секции, °C		Расход воздуха в секции, нм ³ /кг кл.		КПД, %
I	II	I	II	I	II	
–	–	367	87	1,2	1,3	86,8
1000	–	468	175	0,7	1,1	88,4
–	1300	367	175	1,2	0,7	88,4
600	600	492	172	0,9	0,9	88,4

Примечание. Высота слоя в первой секции 0,15 м, во второй 0,25 м; перепад давлений в обеих секциях с учетом дополнительного сопротивления 2000 Па; диаметр гранул 0,01 м; производительность 50 т/ч; объем вторичного воздуха 1,8 нм³/кг кл.

Устранение избыточного воздуха достигается его многократным продуванием через холодильник. Преимущество такого способа состоит в уменьшении потерь теплоты и отсутствии электрофилтра, очищающего избыточный воздух от пыли. Но из-за более высокой температуры воздуха ухудшается теплообмен и повышается температура колосников. Поэтому по данным работы [33] двойной продув в США и Германии не используется.

На рис. 5.45 представлены характеристики колосникового холодильника в зависимости от температуры воздуха на его входе. Из рис. 5.45 видно, что при повышении температуры эффективность работы холодильника ухудшается.

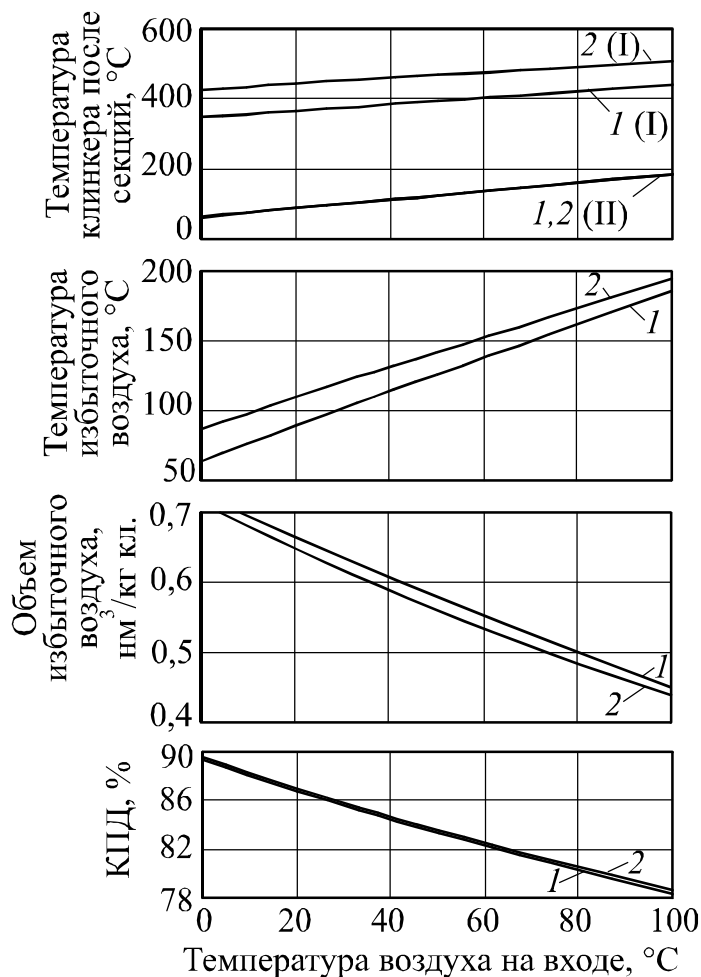


Рис. 5.45. Режимы работы двухсекционного клинкерного холодильника производительностью 50 т/ч в зависимости от температуры воздуха на входе (высота слоя в первой (I) и второй (II) секциях: 1 – 0,15 и 0,25 м; 2 – 0,19 и 0,19 м)

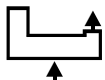
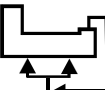
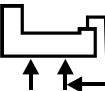
В табл. 5.10 представлены режимы работы двухсекционного колосникового холодильника с двойной продувкой воздуха. Рассматриваются два режима – смешение избыточного воздуха с воздухом, поступающим в холодильник (который затем разделя-

ется на дутье горячей и холодной секций), и с воздухом, поступающим в холодную секцию.

Как видно из табл. 5.10, при смешении избыточного воздуха с воздухом, идущим в холодную секцию, что согласно работам [33, 118] использовалось на практике, КПД холодильника повышается на 2,5%, но при этом значительно возрастает температура воздуха на входе в холодную секцию и температура клинкера после холодильника. Эти недостатки можно устранить при смешении избыточного воздуха со всем воздухом, поступающим в холодильник, например, пропорциональным разделением избыточного воздуха и направлением его в воздуховоды горячей или холодной секций или направлением избыточного воздуха в общий воздуховод с последующим разделением на воздух горячей и холодной секций.

Таблица 5.10

Режимы работы двухсекционного клинкерного холодильника с двукратным продуванием воздуха

Высота слоя в секциях, м		Избыточный воздух / воздух, возвращаемый в холодильник		Температура клинкера после секций, °С	КПД, %	Температура воздуха на входе в горячую/холодную секции, °С
I	II	температура, °С	объем, нм ³ /кг кл.			
		Без двойного продувания				
0,15	0,25	111 / –	0,66 / –	88	86,8	20 / 20
		Смешение избыточного воздуха с воздухом, подаваемым в горячую и холодную секции				
0,15	0,20	– / 140	– / 0,75	116	92,5	55 / 55
0,15	0,25	– / 143	– / 0,58	125	92,0	50 / 50
0,15	0,30	– / 146	– / 0,45	131	91,5	45 / 40
		Смешение избыточного воздуха с воздухом, подаваемым в холодную секцию				
0,15	0,20	– / 178	– / 0,72	164	89,2	20 / 114
0,15	0,25	– / 173	– / 0,56	163	89,3	20 / 101
0,15	0,30	– / 172	– / 0,45	162	89,3	20 / 90

Примечание. Диаметр гранул 0,01 м; перепад давлений в обеих секциях 2000 Па; производительность 50 т/ч; объем вторичного воздуха 1,8 нм³/кг кл.

При таком варианте кроме снижения температуры воздуха на входе в холодильник и температуры клинкера после него на 5% повышается КПД холодильника (по сравнению с базовым вариантом). Дополнительно регулирование режима работы холодильника может быть произведено путем изменения высоты слоя во второй секции – при ее повышении несколько снижается КПД, но уменьшается и температура воздуха на входе в холодильник.

* * *

В главе предложено численное решение модели и алгоритм расчета теплообмена в клинкерном слое колосникового холодильника с переталкивающей решеткой, показана адекватность модели работе промышленных холодильников.

Показано, что в качестве исходных данных при расчете холодильника необходимо использовать заданное количество проходящего через слой клинкера воздуха с расчетом по этой величине перепада давления или высоты слоя. Температура клинкера в вертикальных сечениях может усредняться без потери точности. При расчете промышленных холодильников пористость слоя и эквивалентный размер частиц требуется определять с высокой степенью точности. Установлено, что адекватность моделирования теплообмена и движения воздуха обеспечивается только при учете неравномерности слоя, образующегося вследствие движения колосников. Теплопроводность клинкерных гранул следует учитывать в горячих секциях холодильника.

Приводятся результаты экспериментального моделирования процессов движения воздуха и теплообмена в засыпках из клинкерных гранул и критериальные уравнения, уточняющие расчет коэффициентов аэродинамического сопротивления и теплообмена в клинкерном колосниковом холодильнике.

В результате моделирования определены оптимальные режимы работы холодильника при различном диаметре охлаждаемых гранул. Установлено, что при диаметре гранул до 2...3 см показатели работы колосникового холодильника меняются мало, таким образом, этот диапазон является интервалом устойчивой работы. КПД холодильника находится вблизи от своего максимального значения при значении температуры клинкера после первой секции, находящимся в интервале 300...500°C. Внутри этого диапазона соотношение высоты слоя в первой и второй секциях, а

также соотношение расхода воздуха в этих секциях на эффективность работы холодильника практически не влияет. Но уменьшение высоты слоя в первой секции позволяет интенсифицировать скорость охлаждения клинкера.

Рассмотрено повышение эффективности работы холодильника при устранении избыточного воздуха путем ввода дополнительного аэродинамического сопротивления и двойной продувки воздуха. Показано, что двойная продувка может быть осуществлена, если избыточный воздух смешивается не с воздухом, идущим в холодную секцию, а со всем воздухом, поступающим в холодильник.

Таким образом, предложенные модель, алгоритм численного расчета и разработанная программа учитывают особенности работы клинкерных колосниковых холодильников и являются действенным средством повышения эффективности их работы.

Часть II

**ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ
МЕТОДЫ АНАЛИЗА
ПРОЦЕССА ОБЖИГА
ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА**



6. РАСЧЕТ ТЕПЛОВЫХ БАЛАНСОВ ПРОМЫШЛЕННЫХ АГРЕГАТОВ НА ОСНОВЕ ХАРАКТЕРИСТИК ИХ ВХОДНЫХ И ВЫХОДНЫХ ПОТОКОВ

6.1. УРАВНЕНИЕ ТЕПЛОВОГО БАЛАНСА НА ОСНОВЕ ХАРАКТЕРИСТИК ВХОДНЫХ И ВЫХОДНЫХ ПОТОКОВ

Расчет тепловых балансов является эффективным средством анализа тепловой работы промышленных агрегатов и их отдельных частей, сравнительного анализа различных технологических процессов [5, 119]. Он производится для оценки статей затрат теплоты в целом на процесс и на его отдельные стадии, определения расхода топлива или температуры одного из потоков.

При преобразования исходного сырья в конечный продукт в высокотемпературных теплотехнологических установках производства строительных материалов происходит большое количество химических преобразований, наличие и последовательность которых индивидуальны для каждой печи и зависят от разнообразных трудноучитываемых факторов: вида сырьевых компонентов, содержания примесей в сырье, температурного режима в печи. Это затрудняет расчет затрат теплоты на различных стадиях процесса тепловой обработки сырья.

Как отмечалось в подразделе 1.2, в настоящее время существуют два метода составления тепловых балансов. Первый из них заключается в оценке затрат теплоты на все процессы, проходящие при преобразовании веществ. Например, если вещество изменяется от состояния «1» до состояния «2» и при этом в точке «Р» с ним происходят химические или фазовые превращения, то удельные затраты теплоты ΔH на процессы нагрева и преобразования представляются в виде:

$$\begin{aligned}\Delta H &= \Delta H_{1-P} + \Delta H_{t_p}^P + \Delta H_{P-2} = \\ &= (c_{1, t_p} \cdot t_p - c_{1, t_1} \cdot t_1) + \Delta H_{t_p}^P + (c_{2, t_2} \cdot t_2 - c_{2, t_p} \cdot t_p),\end{aligned}\quad (6.1)$$

где ΔH_{1-P} – затраты на нагрев исходных веществ от точки «1» до точки «Р»; $\Delta H_{t_p}^P$ – теплота преобразований при температуре t_p ; ΔH_{P-2} – затраты на нагрев продуктов преобразования от точки «Р»

до точки «2»; t_1, t_p, t_2 – температуры в точках «1», «Р» и «2»; c_{1, t_1}, c_{1, t_p} – теплоемкость исходных веществ при температурах t_1 и t_p ; c_{2, t_p}, c_{2, t_2} – теплоемкость продуктов преобразования при температурах t_p и t_2 .

Другим способом является оценка теплосодержания исходных и конечных веществ и теплоты преобразования ΔH_0^p при температуре начального уровня (0°C – в теплотехнике и 25°C – в термодинамике), затраты теплоты имеют вид

$$\Delta H = -\Delta H_1 + \Delta H_0^p + \Delta H_2 = -c_{1, t_1} \cdot t_1 + \Delta H_{t_p}^p + c_{2, t_2} \cdot t_2. \quad (6.2)$$

Первый способ в основном применяется при расчете тепловых балансов отдельных участков аппаратов (так называемые позонные балансы) или затрат теплоты на отдельные стадии или процессы. Второй способ используется для расчета тепловых балансов аппаратов в целом.

По получаемым результатам эти два способа равнозначны, и, как показано далее, они являются двумя вариантами одного и того же уравнения теплового баланса, имеется возможность их математического преобразования друг в друга. Второй метод намного проще в реализации, так как не требует характеристик веществ в точке преобразования – теплоемкостей и теплоты преобразования при температуре t_p . Но общим недостатком обоих методов является необходимость учета всех химических и фазовых преобразований. Поэтому эти методы не позволяют создавать универсальные методики расчета балансов, а всегда описывают конкретный состав материалов и технологический процесс. Но согласно закону Г. Гесса, затраты теплоты на процесс не зависят от промежуточных состояний системы, а только от ее начального и конечного состояния. Представляется целесообразным производить расчет затрат теплоты, используя только составы и температуры веществ в начальной и конечной точках.

В разделе 6 на основе анализа методики расчета тепловых балансов предлагается проведение тепловых расчетов с использованием полной энтальпии входных и выходных потоков. Полная энтальпия включает физическую составляющую, определяемую температурой, и химическую составляющую, определяемую составом, агрегатным и структурным состоянием материала.

Изменение энтальпии ΔH системы в процессе ее химического и теплового изменения можно оценить по затратам теплоты на отдельные процессы:

$$\Delta H = \sum H_{\text{нагр}} + \sum H_{\text{пр}} + \sum H_{\text{пот}}, \quad (6.3)$$

где $H_{\text{нагр}}$ – изменение энтальпии при нагреве или охлаждении веществ; $H_{\text{пр}}$ – изменение теплоты при химическом или фазовом преобразовании веществ; $H_{\text{пот}}$ – потери теплоты. Так, если вещество переходит из состояния «1» в состояние «2», характеризующихся разными температурами, и при этом в нем происходит химическое или фазовое превращение, то изменение энтальпии имеет вид

$$\Delta H = (c_{1,p} t_p - c_1 t_1) + \Delta H_p + (c_2 t_2 - c_{2,p} t_p), \quad (6.4)$$

где t_1 и t_2 – температуры в состоянии «1» и «2»; t_p – температура химического или фазового изменения; $c_1, c_{1,p}$ – средняя теплоемкость вещества в состоянии «1» в интервале температур от 0 до t_1 и t_p ; $c_2, c_{2,p}$ – средняя теплоемкость вещества в состоянии «2» в интервале температур от 0 до t_2 и t_p ; ΔH_p – теплота преобразования вещества при температуре t_p .

Недостаток такого способа расчета ΔH заключается в том, что необходимо учитывать все преобразования вещества, иметь значения теплоемкости для промежуточных веществ, если реакция многостадийная, и определять теплоту химических реакций и фазовых превращений при температурах этих процессов.

Согласно уравнению Кирхгофа [27], для постоянного давления тепловой эффект реакции и фазовых превращений при температуре t определяется по тепловому эффекту при нормальных условиях ΔH_{298} и изменению физической энтальпии системы:

$$\Delta H_t = \Delta H_{298} + (\sum c_{\text{пр},25-t} - \sum c_{\text{исх},25-t}) (t - 25), \quad (6.5)$$

где $c_{\text{пр},25-t}$, $c_{\text{исх},25-t}$ – средняя теплоемкость продуктов реакции и исходных веществ в интервале температур от 25°C до t .

Для условий, описываемых выражением (6.4), уравнение Кирхгофа примет вид

$$\Delta H_0 = \Delta H_{298} + c_{2,p,25-t} t_p - c_{1,p,25-t} t_p - 25(c_{2,p,25-t} - c_{1,p,25-t}). \quad (6.6)$$

Таким образом, уравнение (6.4) преобразуется к следующему виду:

$$\Delta H = \Delta H_{298} + c_2 t_2 - c_1 t_1 + \delta H, \quad (6.7)$$

где

$$\delta H = t_p(c_{1,p} - c_{1,p,25-t}) - t_p(c_{2,p} - c_{2,p,25-t}) - 25(c_{2,p} - c_{1,p}). \quad (6.8)$$

Если принять $\delta H = 0$, уравнение (6.7) примет вид, используемый в расчетах тепловых балансов:

$$\Delta H \approx \Delta H_{298} + c_2 t_2 - c_1 t_1. \quad (6.9)$$

В уравнении (6.9) затраты теплоты оцениваются по тепловому эффекту преобразования при нормальных условиях и энтальпии исходных и конечных веществ. Слагаемые этого уравнения интерпретируются как приход теплоты $H_{пр} = c_1 t_1$ и расход теплоты $H_{рас} = \Delta H_{298} + c_2 t_2$.

В связи с исключением δH в уравнении (6.7) имеется погрешность. Так как

$$\frac{1}{t} \int_0^t c_{ист} dt = \frac{1}{25} \int_0^{25} c_{ист} dt + \frac{1}{t-25} \int_{25}^t c_{ист} dt, \quad (6.10)$$

то

$$c = c_{0-25} + c_{25-t}, \quad (6.11)$$

где $c_{ист}$ – истинная теплоемкость; c – средняя теплоемкость в интервале $0...t$; c_{0-25} – средняя теплоемкость в интервале $0...25^\circ\text{C}$; c_{25-t} – средняя теплоемкость в интервале $25...t$.

С учетом уравнения (6.11) величина δH примет вид

$$\delta H = t_p(c_{1,0-25} - c_{2,0-25}) + 25(c_{1,p} - c_{2,p}). \quad (6.12)$$

Два слагаемых выражения (6.12) имеют противоположные знаки и поэтому частично компенсируются. Значения δH зависят от свойств веществ и температуры преобразования. Например, для реакции диссоциации CaCO_3 значение δH , рассчитанное на основании интегрирования уравнения истинной теплоемкости, приведенного в работе [27], равно 2,5 кДж/кг, или примерно 0,2% от теплового эффекта реакции.

Если оценивать тепловой эффект реакции по энтальпии образования исходных $\Delta H_{298,1}^0$ и конечных $\Delta H_{298,2}^0$ веществ

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{298,2}^0 - \Delta H_{298,1}^0, \quad (6.13)$$

то уравнение (6.7) преобразуется к следующему виду:

$$\begin{aligned} \Delta H = & \Delta H_{298,2}^0 + t_p c_{2,0-25} - 25 c_{2,p,25-t} + c_2 t_2 - \\ & - (\Delta H_{298,1}^0 + t_p c_{1,0-25} - 25 c_{1,p,25-t} + c_1 t_1). \end{aligned} \quad (6.14)$$

Температура преобразования t_p может быть задана любая, от этого величина ΔH не изменится. Примем $t_p = 0^\circ\text{C}$, после чего (6.13) преобразуется в выражение:

$$\Delta H = (\Delta H_{298,2}^0 - 25 c_{2,0-25}) + c_2 t_2 - (\Delta H_{298,1}^0 - 25 c_{1,0-25}) - c_1 t_1. \quad (6.15)$$

Так как внутри скобок находятся энтальпии образования веществ при 0°C , то

$$\Delta H = \Delta H_{273,2}^0 + c_2 t_2 - (\Delta H_{273,1}^0 + c_1 t_1). \quad (6.16)$$

Таким образом, изменение энтальпии системы в процессе ее изменения можно выразить через энтальпию образования при 0°C исходных $\Delta H_{273,1}^0$ и конечных $\Delta H_{273,2}^0$ веществ и их теплосодержание.

Расчет тепловых балансов на основе выражения (6.16) по сравнению с выражением (6.9) не требует информации о процессах внутри рассматриваемого объекта, а использует только состав, состояние и температуры входных и выходных потоков. Кроме того, в выражении (6.16) отсутствует ошибка, связанная с поправкой δH .

Трудность применения выражения (6.16) заключается в том, что его слагаемые имеют разный порядок (энтальпия образования намного больше теплосодержания), что может вызвать вычислительную потерю точности. Кроме того, теплотехнические расчеты проводятся с использованием массы веществ, а справочные термодинамические данные отнесены к одному молю вещества. Для приведения величин к одному порядку предлагается для веществ, химическую формулу которых можно представить в виде

оксидного состава, использовать энтальпию образования не из элементов ΔH_{273}^0 , а из оксидов ΔH_0 . Такая замена также значительно упростит расчеты, так как значения ΔH_0 всех оксидов и элементарных веществ в этом случае будут равны нулю. Также предлагается энтальпию образования рассчитывать не при температуре 25°C , а при нулевом уровне теплотехнических расчетов – 0°C . Величина ΔH_0 рассчитывается по уравнению Кирхгофа

$$\Delta H_0 = \Delta H_{298}^0 - \int_{273}^{298} c_{\text{ист}} dT - \sum \left(\Delta H_{298}^0 i - \int_{273}^{298} c_{\text{ист} i} dT \right) \mu_i, \quad (6.17)$$

где ΔH_{298}^0 и $c_{\text{ист}}$ – энтальпия образования и истинная теплоемкость вещества; $\Delta H_{298}^0 i$ и $c_{\text{ист} i}$ – энтальпия образования и истинная теплоемкость оксидов, входящих в вещество; μ_i – стехиометрический коэффициент.

Слагаемое ct уравнения (6.16) является энтальпией $H(t)$, определяемой через истинную теплоемкость. Для неорганических веществ уравнение зависимости истинной теплоемкости от температуры обычно приводят в виде

$$c_{\text{ист}} = a + bT + cT^2, \text{ кДж/моль}\cdot\text{К}. \quad (6.18)$$

Проинтегрировав уравнение (6.18) в интервале $273\dots T$, заменив абсолютную температуру T на температуру по шкале Цельсия t и осуществив перевод из кДж/моль·К в кДж/кг·К через молярную массу M , получаем

$$H(t) = a' + b' t + c' t^2 + \frac{d'}{273,15 + t}, \quad (6.19)$$

где

$$a' = \frac{c}{273,15 M}; \quad b' = \frac{a + 273,15 b}{M}; \quad c' = \frac{b}{2 M}; \quad d' = -\frac{c}{M}.$$

Используя выражение (6.19) в уравнении (6.17) и приводя ΔH_0 к размерности кДж/кг, получаем

$$\Delta H_0 = \frac{1}{M} \left[\Delta H_{298}^0 - M H(25) - \sum [\Delta H_{298}^0 i - M_i H_i(25)] \mu_i \right]. \quad (6.20)$$

Таким образом, тепловой баланс может быть рассчитан через энтальпию образования веществ из оксидов ΔH_0 , теплосодержание $H(t)$ входных и выходных потоков и потери теплоты $\Delta H_{\text{пот}}$:

$$\sum [\Delta H_0 + H(t)]_{\text{вход}} = \sum [\Delta H_0 + H(t)]_{\text{выход}} + \sum H_{\text{пот}}. \quad (6.21)$$

Уравнение (6.21) является уравнением теплового баланса процесса или аппарата, рассчитываемым на основе характеристик входных и выходных потоков. Полная энтальпия

$$H = \Delta H_0 + H(t) \quad (6.22)$$

при этом характеризует теплосодержание материала и энергию, которая необходима или которая выделяется при разложении веществ до оксидов.

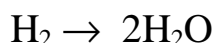
Реакция горения осуществляется по следующей схеме:



Энтальпия образования кислорода равна нулю и поэтому расчет ΔH_0 топлива также может производиться по уравнению (6.20). Для топлива значение ΔH_0 будет равно его низшей теплоте сгорания при 0°C :

$$\Delta H_0 = Q_{\text{н}}^{\text{p}} - H_{\text{топл}}. \quad (6.23)$$

Таким же образом, через продукты окисления кислородом, могут быть представлены вещества, содержание которых через оксиды не выражается. Например:



В табл. 5 приложения представлены термодинамические характеристики соединений технологии цемента и стекла, которые предназначены для использования в выражениях (6.19) и (6.20). Табл. 5 приложения получена с использованием базы данных по термодинамике информационной системы анализа процессов преобразования сырья, разработанной автором (см. подраздел 6.5).

6.2. РАСЧЕТ РАЗЛИЧНЫМИ СПОСОБАМИ ЗАТРАТ ТЕПЛОТЫ НА ДЕКАРБОНИЗАЦИЮ

Рассмотрим расчет теплоты на декарбонизацию карбоната кальция, выполненный с помощью различных методик. Начальная температура карбоната $t_1 = 450^\circ\text{C}$, конечная температура продуктов реакции $t_2 = 1000^\circ\text{C}$. На 1 кг карбоната в реакции



приходится $m_{\text{CaO}} = 0,560$ кг оксида кальция и $m_{\text{CO}_2} = 0,440$ кг углекислого газа, объем которого $V_{\text{CO}_2} = 0,222 \text{ м}^3$). Символами «с» в расчетах обозначена теплоемкость, индексы которой соответствуют материалу и его температуре.

1. Расчет затрат теплоты на все процессы по методике, приведенной в книге Ю. И. Дешко [24].

Нагрев карбоната от 450°C до температуры реакции $t_p = 900^\circ\text{C}$

$$q_{1-p} = c_{900}^{\text{CaCO}_3} t_p - c_{450}^{\text{CaCO}_3} t_1 = 0,266 \cdot 900 - 0,250 \cdot 450 = 126,9 \text{ ккал.}$$

Декарбонизация при температуре 900°C

$$q_p = 396 \text{ ккал.}$$

Нагрев оксида кальция от 900 до 1000°C

$$\begin{aligned} q_{p-2} &= m_{\text{CaO}} \left(c_{1000}^{\text{CaO}} t_2 - c_{900}^{\text{CaO}} t_p \right) = \\ &= 0,560 (0,214 \cdot 1000 - 0,213 \cdot 900) = 12,5 \text{ ккал.} \end{aligned}$$

Нагрев углекислого газа от 900 до 1000°C

$$\begin{aligned} q_{p-2}^{\text{CO}_2} &= V_{\text{CO}_2} \left(c_{1000}^{\text{CO}_2} t_2 - c_{900}^{\text{CO}_2} t_p \right) = \\ &= 0,222 (0,5286 \cdot 1000 - 0,5201 \cdot 900) = 13,5 \text{ ккал.} \end{aligned}$$

Всего затрат теплоты:

$$q = q_{1-p} + q_p + q_{p-2}^{\text{CaO}} + q_{p-2}^{\text{CO}_2} = 548,9 \text{ ккал} = 2298 \text{ кДж.}$$

2. Расчет затрат теплоты на все процессы по методике, приведенной в учебнике Х. С. Воробьева и Д. Я. Мазурова [23].

Нагрев карбоната от 450 до температуры реакции $t_p = 950^\circ\text{C}$

$$q_{1-p} = c_{950}^{\text{CaCO}_3} t_p - c_{450}^{\text{CaCO}_3} t_1 = 0,267 \cdot 950 - 0,250 \cdot 450 = 141,2 \text{ ккал.}$$

Декарбонизация при температуре 950°C

$$q_p = 396 \text{ ккал.}$$

Нагрев оксида кальция от 950 до 1000°C

$$\begin{aligned} q_{p-2}^{\text{CaO}} &= m_{\text{CaO}} \left(c_{1000}^{\text{CaO}} t_2 - c_{950}^{\text{CaO}} t_p \right) = \\ &= 0,560 (0,214 \cdot 1000 - 0,214 \cdot 950) = 6,0 \text{ ккал.} \end{aligned}$$

Нагрев углекислого газа от 950 до 1000°C

$$\begin{aligned} q_{p-2}^{\text{CO}_2} &= V_{\text{CO}_2} \left(c_{1000}^{\text{CO}_2} t_2 - c_{950}^{\text{CO}_2} t_p \right) = \\ &= 0,222 (0,5286 \cdot 1000 - 0,5244 \cdot 950) = 6,8 \text{ ккал.} \end{aligned}$$

Всего затрат теплоты

$$q = 549,9 \text{ ккал} = 2302 \text{ кДж.}$$

Различие в 4,4 кДж, полученное по двум приведенным выше методикам, можно объяснить тем, что в первой реакция декарбонизации рассматривается при температуре 900°C, а во второй – при температуре 950°C, но при этом принимаются одинаковые тепловые эффекты. При расчете по термодинамическим данным работы [120] тепловой эффект реакции декарбонизации при температурах 900 и 950°C составляет соответственно 1653,0 и 1645,2 кДж/кг (или 394,9 и 392,4 ккал/кг), то есть разница равна 10,5 кДж/кг (или 2,5 ккал/кг).

3. Расчет по теплосодержанию потоков на входе и выходе и тепловому эффекту реакции при 0°C.

Теплосодержание карбоната при температуре 450°C (приход теплоты)

$$q_{450}^{\text{CaCO}_3} = c_{450}^{\text{CaCO}_3} t_1 = 0,250 \cdot 450 = 112,5 \text{ ккал.}$$

Декарбонизация при температуре 0°C (расход теплоты)

$$q_p = 426 \text{ ккал.}$$

Теплосодержание CaO при температуре 1000°C (расход теплоты)

$$q_{1000}^{\text{CaO}} = m_{\text{CaO}} c_{1000}^{\text{CaO}} t_2 = 0,560 \cdot 0,214 \cdot 1000 = 119,8 \text{ ккал.}$$

Теплосодержание CO₂ при температуре 1000°C (расход теплоты)

$$q_{1000}^{\text{CO}_2} = V_{\text{CO}_2} c_{1000}^{\text{CO}_2} t_2 = 0,222 \cdot 0,5286 \cdot 1000 = 117,3 \text{ ккал.}$$

Всего затрат теплоты

$$q = q_{\text{расх}} - q_{\text{прих}} = q_p + q_{1000}^{\text{CaO}} + q_{1000}^{\text{CO}_2} - q_{450}^{\text{CaCO}_3} = \\ = 550,7 \text{ ккал} = 2305 \text{ кДж.}$$

4. Расчет по энтальпии входных и выходных потоков.

Энтальпия карбоната кальция при температуре 450°C:

– физическая

$$H_{\text{CaCO}_3}(450) = a' + b' t + c' t^2 + \frac{d'}{273,15 + t} = \\ = -94,95 + 1,105 \cdot 450 + 10,96 \cdot 10^{-5} \cdot 450 + \\ + 25,94 \cdot 10^3 / (273,15 + 450) = 460,4 \text{ кДж (110,0 ккал);}$$

– химическая

$$\Delta H_0 \text{ CaCO}_3 = -1778,7 \text{ кДж (-424,9 ккал);}$$

– полная

$$DH_{\text{CaCO}_3} = H_{\text{CaCO}_3}(450) + \Delta H_0 \text{ CaCO}_3 = \\ = -1318,3 \text{ кДж (-314,9 ккал).}$$

Энтальпия оксида кальция при температуре 1000°C:

– физическая

$$H_{\text{CaO}}(1000) = -42,64 + 0,893 \cdot 1000 + 4,032 \cdot 10^{-5} \cdot 1000 + \\ + 11,65 \cdot 10^3 / (273,15 + 1000) = 899,8 \text{ кДж (215,0 ккал);}$$

– химическая

$$\Delta H_0 \text{ CaO} = 0;$$

– полная

$$DH_{\text{CaO}} = m_{\text{CaO}} \cdot H_{\text{CaO}}(1000) = 503,9 \text{ кДж (120,4 ккал).}$$

Энтальпия углекислого газа при температуре 1000°C:

– физическая

$$H_{\text{CO}_2}(1000) = -71,04 + 1,06 \cdot 1000 + 10,27 \cdot 10^{-5} \cdot 1000 + \\ + 19,4 \cdot 10^3 / (273,15 + 1000) = 1106,9 \text{ кДж (264,4 ккал);}$$

– химическая

$$\Delta H_{0 \text{ CO}_2} = 0;$$

– полная

$$DH_{\text{CO}_2} = m_{\text{CO}_2} \cdot H_{\text{CO}_2}(1000) = 487,0 \text{ кДж (116,3 ккал)}.$$

Затраты теплоты на преобразование

$$q = \sum \Delta H_{\text{ВЫХОД}} - \sum \Delta H_{\text{ВХОД}} = \Delta H_{\text{CaO}} + \Delta H_{\text{CO}_2} - \Delta H_{\text{CaCO}_3} = \\ = 2309 \text{ кДж (551,7 ккал)}.$$

Таким образом, при расчете четырьмя способами получены затраты теплоты на процесс соответственно 2298, 2302, 2305, 2309 кДж/кг, то есть различие составляет не более 0,5%. Если учесть, что фактически физическая энтальпия $H(t)$ есть теплосодержание материала и при ручном расчете она может быть найдена через температуру и теплоемкость (аналогично рассмотренному способу 3), то последний способ является наименее трудоемким в расчетах.

6.3. БАЛАНС ПРОЦЕССА ОБЖИГА ИЗВЕСТИ

В качестве примера особенностей предлагаемой методики рассмотрим процесс обжига извести во вращающейся печи. Схема материальных потоков, тепловой баланс печи, рассчитанный по выражению (6.9), и расход топлива, определенный по этому балансу, приведены на рис. 6.1.

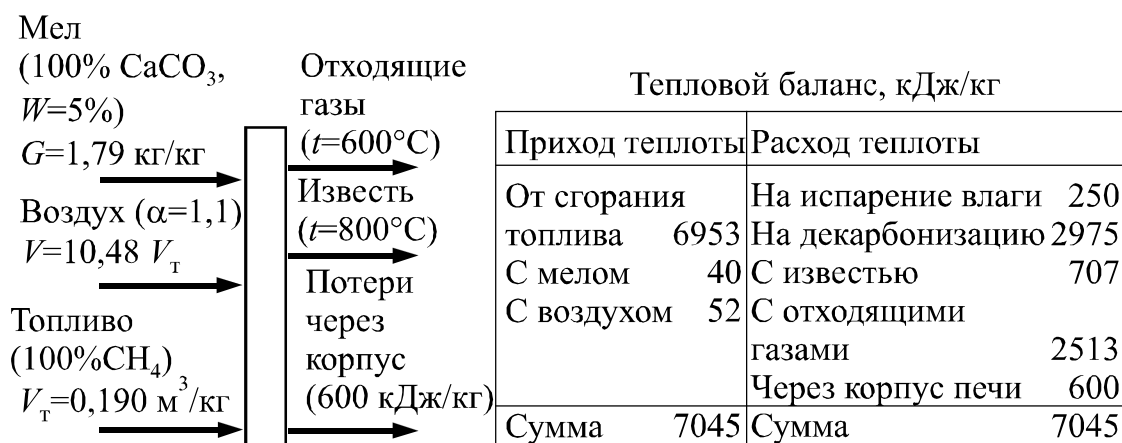


Рис. 6.1. Схема материальных потоков и тепловой баланс процесса обжига извести

Для расчета теплового баланса по выражению (6.21) определим согласно выражениям (6.20) и (6.19) входящие в уравнение характеристики веществ. В качестве исходных данных были использованы термодинамические характеристики табл. 5 приложения. Тепловой баланс, рассчитанный по характеристикам входных и выходных потоков, и определенный по нему расход топлива представлены в табл. 6.1.

В балансе, приведенном в табл. 6.1, по сравнению с традиционным представлением (рис. 6.1) в приходную часть перенесена теплота, необходимая на декарбонизацию и испарение влаги.

Таблица 6.1

Тепловой баланс процесса обжига извести, кДж/кг

Вход				Выход			
Материал	$H(t)$	ΔH_0	Сумма	Материал	$H(t)$	ΔH_0	Сумма
CaCO ₃	28	-3191	-3163	CaO	709	0	709
Воздух	55	0	55	Отходящие газы	2645	0	2645
CH ₄ (0,200 м ³ /кг)	0	7304	7304	в том числе			
H ₂ O (ж)	8	-250	-242	CO ₂	742	0	742
				H ₂ O	513	0	513
				O ₂	34	0	34
				N ₂	1356	0	1356
				Потери через корпус	600	0	600
Сумма			3954	Сумма			3954

Статьи балансов практически совпадают, незначительное различие в отдельных статьях объясняется неточностью расчета тепловых эффектов химических реакций и фазовых превращений, принятых в теплотехнике строительных материалов, что повлияло на расход топлива, полученный по двум методикам.

6.4. РАСЧЕТ ЗАТРАТ ТЕПЛОТЫ ПРИ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОМ ПРЕОБРАЗОВАНИИ МАТЕРИАЛА В ПЕЧИ

Одним из способов оценки теплотехнической работы промышленных печей для обжига цементного клинкера и других строительных материалов является расчет затрат теплоты на различных стадиях преобразования исходного сырья в конечный продукт. При получении клинкера происходит большое количество химических преобразований, наличие и последовательность

которых индивидуально для каждой печи и зависит от разнообразных трудноучитываемых факторов: вида сырьевых компонентов, содержания примесей в сырье, температурного режима в печи. Для создания универсальных алгоритмов расчета предлагается составление позонных тепловых балансов с использованием полной энтальпии входных и выходных потоков H , включающей физическую $H(t)$ и химическую ΔH_0 составляющие:

$$H = \Delta H_0 + H(t). \quad (6.24)$$

В цементной печи материал проходит ряд преобразований (см. подраздел 1.1), для которых по выражениям (6.19) и (6.20) могут быть рассчитаны затраты теплоты. Но оценивать затраты только по изменению энтальпии материала нельзя, так как при обжиге теплота расходуется на нагрев технологических газов, выделяющихся из материала и теряется через корпус печи. Поэтому необходимое количество теплоты по зонам печи будет определяться путем изменения энтальпии газового потока, в котором уже учтены затраты теплоты на нагрев технологических газов, рекуперация теплоты при их охлаждении и потери теплоты через корпус печи. Для такого расчета печь была разбита на ряд технологических зон, границы которых устанавливались по температуре материала. На границах зон определялись расходы соединений материала и расход газов. Температура газа на выходе из печи задавалась, а в остальных сечениях – последовательно вычислялась по уравнениям тепловых балансов зон (6.21).

На основе выражения (6.24) были рассчитаны затраты теплоты при преобразовании материала в цементной вращающейся печи. Расчет производился для сырьевой смеси и клинкера с $KH = 0,89$, $n = 1,9$, $p = 2,3$, влажностью 40% и потерями при прокаливании 35,8%. Сырьевая смесь состояла из карбоната кальция, каолинита и железосодержащей добавки. Наличие соединений в материале в зависимости от его температуры (табл. 6.2) задано согласно данным работы [32]. Печь разбита на зоны, соответствующие изменению температуры материала на 100°C . Количественное содержание соединений на границах зон определялось по табл. 1.7, составленной в соответствии с уравнениями материального баланса оксидов, также использовались данные работы [32] по наличию свободных CaO и SiO_2 и степени разложения CaCO_3 на различных стадиях обжига (см. рис. 1.8, 1.9).

Таблица 6.2

Расход материала и газа по длине печи, кг/кг клинкера

Соединение	Температура материала, °С											
	0	100	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1450	1200
	Температура газа, °С (расчетная)											
	200	1023	1309	1387	1505	1769	1948	2041	2079	2109	2180	Обрез
Влага	1,037	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
CaCO ₃	1,201	1,201	1,201	1,033	0,865	0,396	0,120	0,000	–	–	–	–
AS ₂ H ₂	0,200	0,200	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
AS ₂	–	–	0,172	0,000	–	–	–	–	–	–	–	–
CaO	–	–	0,000	0,000	0,020	0,148	0,222	0,168	0,087	0,027	–	–
SiO ₂	0,121	0,121	0,121	0,173	0,143	0,075	0,045	0,024	–	–	–	–
SiO ₂ -крис- тобалит	–	–	–	–	–	–	–	–	0,015	0,004	–	–
Fe ₂ O ₃	0,034	0,034	0,034	0,034	–	–	–	–	–	–	–	–
CS	–	–	–	–	0,003	0,074	0,053	–	–	–	–	–
C ₂ S	–	–	0,000	0,039	0,145	0,241	0,364	0,369	0,211	0,211	0,211	0,211
C ₃ S	–	–	–	–	–	–	–	0,186	0,436	0,518	0,534	0,534
CA	–	–	–	0,051	0,074	0,037	0,012	–	–	–	–	–
C ₃ A	–	–	–	–	–	0,072	0,084	0,096	0,096	0,096	0,152	0,152
C ₁₂ A ₇	–	–	–	–	–	–	0,028	0,041	0,041	0,041	–	–
C ₂ AS	–	–	–	0,123	0,084	0,075	0,067	0,058	0,050	–	–	–
CF	–	–	–	–	0,046	0,009	–	–	–	–	–	–
C ₂ F	–	–	–	–	–	0,046	0,058	0,058	0,049	–	–	–
C ₄ AF	–	–	–	–	–	–	–	–	0,015	0,103	0,103	0,103
Всего	2,594	1,556	1,528	1,454	1,380	1,174	1,053	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
CO ₂	0,866	0,866	0,866	0,792	0,718	0,512	0,390	0,338	0,338	0,338	0,34	–
H ₂ O	1,341	0,303	0,275	0,275	0,275	0,275	0,275	0,275	0,275	0,275	0,28	–
N ₂	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85
O ₂	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08	0,57
CH ₄	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	0,12
Всего газов	4,14	3,10	3,07	3,00	2,92	2,72	2,60	2,54	2,54	2,54	2,54	2,54

В качестве топлива использован метан CH₄, горение задавалось при коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 1,15$. Расход компонентов газового потока, идущего в противотоке с материалом, определялся по материальному балансу горения топлива и количеству технологических газов и физической влаги, выделяющейся из сырья. Расход составляющих материалов и газа представлен в табл. 6.2, а энтальпия материального и газового потока – на рис. 6.2. Из рис. 6.2 видно, что основные затраты теплоты при обжиге клинкера соответствуют испарению физической влаги из шлама и декарбонизации сырья.

С использованием предлагаемой методики произведено сравнение затрат теплоты при выпуске рядового клинкера, низкоосновного клинкера и при вводе в сырьевую смесь шлака (рис. 6.3). Рассматривалась сухая сырьевая смесь, различающаяся составом и общими затратами теплоты, необходимыми на ее обжиг, которые для перечисленных вариантов соответственно составили 3604, 3419 и 3177 кДж/кг кл.

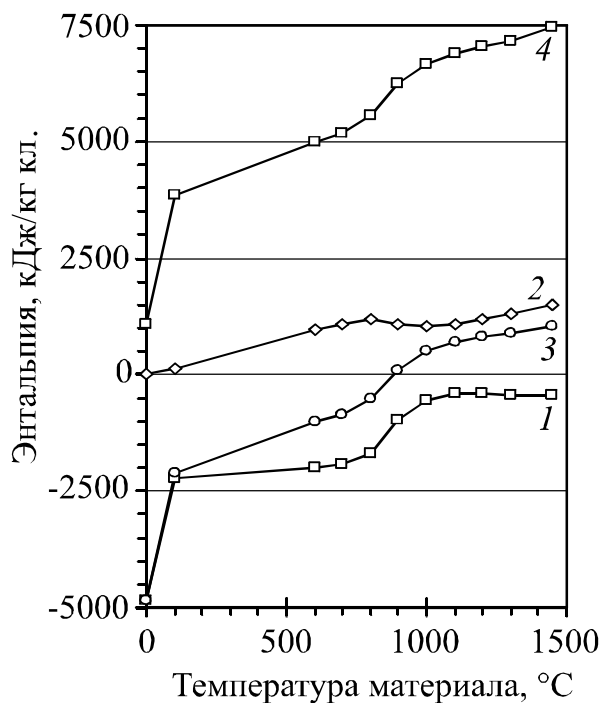


Рис. 6.2. $H-t$ диаграмма процесса обжига цементного клинкера (влажность сырьевой смеси 0%):

1 – энтальпия образования веществ, составляющих материал, из оксидов ΔH_0 ;
 2 – теплосодержание (физическая энтальпия) материала $H(t)$;
 3 – полная энтальпия материала $\Delta H_0 + H(t)$;
 4 – теплосодержание (физическая энтальпия) газов $H(t)$

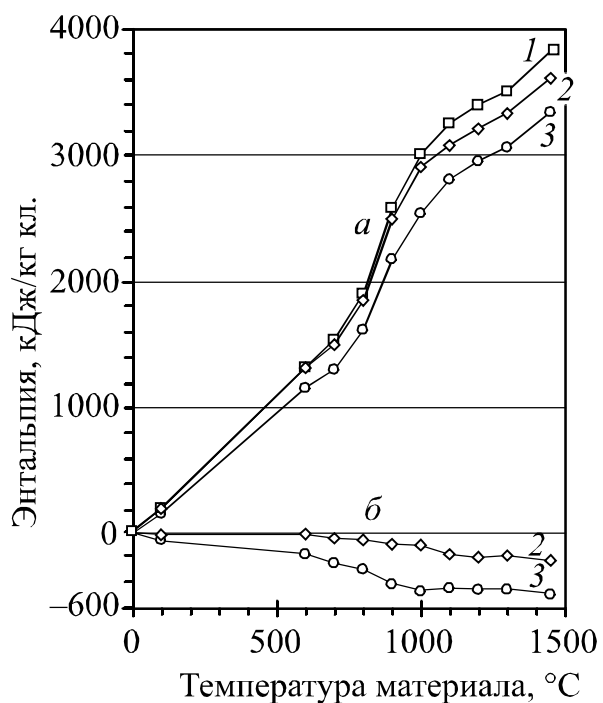


Рис. 6.3. Затраты теплоты при обжиге сухого сырья (теплота, отдаваемая газовым потоком):

1 – рядовой клинкер ($КН = 0,89$, $n = 1,9$, $p = 2,3$);
 2 – низкоосновный клинкер ($КН = 0,7$, $n = 1,9$, $p = 2,3$);
 3 – рядовой клинкер ($КН = 0,89$, $n = 1,9$, $p = 2,3$), получаемый из сырьевой смеси, содержащей 20% шлака;
 а – абсолютные затраты теплоты;
 б – отличие от варианта 1

Из рис. 6.3 видно, что при выпуске низкоосновного клинкера экономия теплоты происходит в зонах экзотермических реакций и спекания. При вводе в сырьевую смесь шлака экономия теплоты происходит в зоне декарбонизации. Такое распределение теплоты необходимо учитывать при управлении печью и выборе оптимального режима сжигания топлива в ней.

С помощью предложенной методики рассмотрены затраты теплоты в печи при использовании в качестве силикатного компонента β -кварца и γ -тридимита. Разница энтальпии образования из элементов у этих веществ составляет 94,8 кДж/кг. По результатам расчета двух вариантов была определена разница в затратах теплоты на обжиг, представленная на рис. 6.4.

Как видно из рис. 6.4, заметная разница до 12,5 кДж/кг (0,5 кг усл. топл/кг) наблюдается только в высокотемпературных зонах печи. Но изменение затрат теплоты в зоне интенсивного теплообмена вызывает в несколько раз более сильное изменение расхода топлива в целом по печи. Таким образом, использование в качестве сырьевого компонента различного вида SiO_2 характеризуется разницей в расходе условного топлива на обжиг до 1...3 кг.

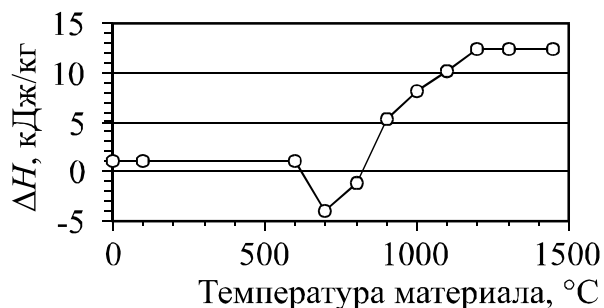


Рис. 6.4. Разница в затратах теплоты на обжиг при использовании в качестве сырья β -кварца и γ -тридимита

На основании приведенных примеров можно сделать вывод, что предлагаемый способ расчета затрат теплоты в печи характеризуется универсальностью и может служить основой информационных технологий и автоматизированных систем контроля и управления для высокотемпературных печей технологии строительных материалов.

В заключение необходимо отметить, что предлагаемый метод расчета тепловых балансов на основе характеристик входных и выходных потоков позволяет производить расчет без учета способов преобразования исходной сырьевой смеси в конечный продукт и промежуточных состояний системы. Это особенно актуально при анализе преобразования нетрадиционного и техноген-

ного сырья, состав которого значительно варьируется. С использованием термодинамической базы данных, позволяющей проводить расчет ΔH_0 и $H(t)$ для материалов промышленности строительных материалов, методика может быть использована при решении следующих задач:

- создание информационных систем для тепловых расчетов промышленных печей с применением нетрадиционного или техногенного сырья и получение продуктов специальных видов;
- расчет позонных балансов промышленных печей с произвольно заданными границами зон;
- расчет теплового эффекта клинкерообразования при использовании нетрадиционного или техногенного сырья и получении продукции специального вида.

6.5. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКАЯ БАЗА ДАННЫХ

В основе высокотемпературных теплотехнологических процессов производства строительных материалов лежит химическое преобразование исходных сырьевых материалов в требуемый продукт. Анализ эффективности и оптимизация таких процессов основывается на методах термодинамического анализа. Целью предлагаемой работы является создание термодинамической базы данных для анализа химических реакций, ориентированной на химические соединения и процессы производства силикатных строительных материалов. Разработанная база данных включает библиотеку функций и программную оболочку и может использоваться как отдельный программный продукт, так и в составе иных программных средств.

Структура базы данных основана на объектно-ориентированном подходе, где отдельными объектами нижнего уровня иерархии являются химические соединения (класс *TDProp*), а верхнего уровня – набор химических соединений (класс *TDList*) и методы (функции) для термодинамических расчетов, объединенные в класс *TDData* (рис. 6.5). Особенностью предлагаемой структуры является то, что поиск данных и расчеты производятся по названиям соединений, заданных в строковом виде. Это придает базе данных высокую степень универсальности, возможность ее свободного расширения и изменения, простоту использования в прикладных программных средствах.

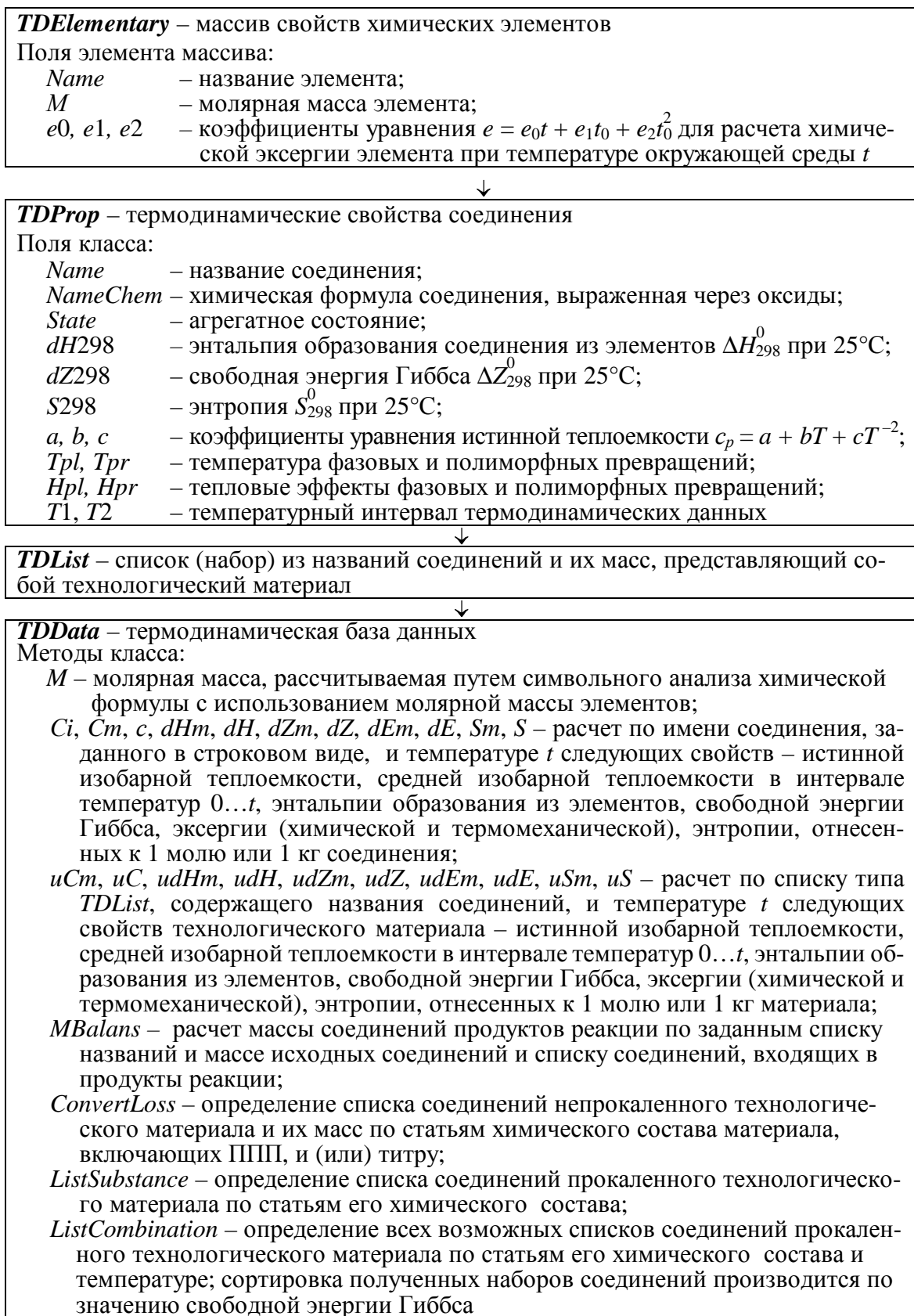


Рис. 6.5. Объектная структура термодинамической базы данных

Поля записи для отдельного химического соединения представлены на рис. 6.6. Дополнительно к стандартным термодинамическим данным (агрегатное состояние соединения, нормальные энтальпия образования из оксидов, изобарно-изотермический потенциал и энтропия, коэффициенты температурного уравнения истинной теплоемкости, теплота полиморфных и агрегатных превращений) для каждого соединения записывается его химическая формула, выраженная через оксиды. Молярная масса соединения рассчитывается автоматически на основании символьного анализа химической формулы.

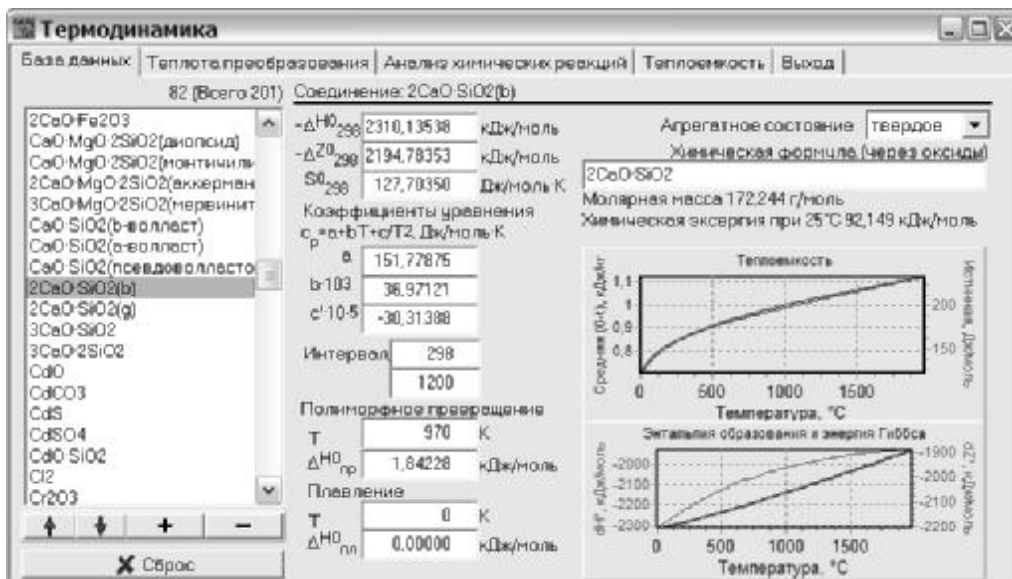


Рис. 6.6. Поля записи для соединения

Термодинамические свойства рассчитываются с использованием коэффициентов, приводимых в таблицах термодинамических данных и температуры, задаваемой по шкале Цельсия, с помощью следующих выражений:

– истинная изобарная молярная теплоемкость, кДж/моль·К

$$c_p = \left(a + b(t + 273,15)10^{-3} + \frac{c \cdot 10^5}{(t + 273,15)^2} \right) 10^{-3};$$

– средняя в интервале температур 0...*t* молярная изобарная теплоемкость, кДж/моль·К

$$c_m = \frac{1}{t} \int_0^t c_p dt; \quad c_m = c_p \text{ при } t = 0;$$

$$c_m = \left[a + b(0,5t + 273,15)10^{-3} + \frac{c \cdot 10^5}{273,15(t + 273,15)} \right] 10^{-3} \text{ при } t \neq 0;$$

– средняя в интервале температур $0 \dots t$ удельная теплоемкость, кДж/кг·К

$$c = \frac{1000c_m}{M},$$

– молярная энтальпия образования соединения из элементов при температуре t , кДж/моль

$$\Delta H_m^0 = \Delta H_{298}^0 + \int_0^t c_p dt,$$

$$\Delta H_m^0 = \Delta H_{298}^0 + \left[a(t - 25) + 0,5b \left(\frac{(t + 273,15)^2}{1000} - 88,9 \right) - c \left(\frac{10^5}{t + 273,15} - 335,4 \right) \right] 10^{-3};$$

– удельная энтальпия образования соединения из элементов при температуре t , кДж/кг

$$\Delta H^0 = \frac{1000 \Delta H_m^0}{M},$$

– молярная энтропия при температуре t , кДж/моль·К

$$S_m = S_{298}^0 + \int_0^t \frac{c_p}{t + 273,15} dt,$$

$$S_m = \left(S_{298}^0 + a \left(\ln(t + 273,15) - 5,70 \right) + b \frac{t - 25}{1000} - c \left(\frac{0,5 \cdot 10^5}{(t + 273,15)^2} - 0,563 \right) \right) 10^{-3};$$

– удельная энтропия при температуре t , кДж/кг·К

$$S = \frac{1000 S_m}{M};$$

– молярная энергия Гиббса при температуре t , кДж/моль·К [27]

$$\Delta G_m^0 = \Delta H_m^0 + T \left(\frac{\partial \Delta G}{\partial T} \right)_p;$$

$$\Delta G_m^0 = \Delta H_{298}^0 - (0,29815a + 0,0373b - 0,3354c) -$$

$$- (t + 273,15) \left(a \ln (t + 273,15) + 0,5 \cdot 10^{-3} b (t + 273,15) + \right.$$

$$\left. + \frac{0,5 \cdot 10^5 c}{(t + 273,15)^2} \right) 10^{-3} + \left(\Delta G_{298}^0 - \Delta H_{298}^0 + 1,997a + 0,08887b - \right.$$

$$\left. - 0,1677c \right) \frac{t + 273,15}{298,15};$$

– удельная энергия Гиббса при температуре t , кДж/кг

$$\Delta G^0 = \frac{1000 \Delta G_m^0}{M};$$

где t – температура, °С; M – молярная масса, г/моль; ΔH_{298}^0 – энтальпия образования из элементов при 25°С, кДж/моль; ΔZ_{298}^0 – свободная энергия Гиббса при 25°С, кДж/моль; S_{298}^0 – энтропия при 25°С, Дж/моль; a, b, c – коэффициенты уравнения истинной изобарной теплоемкости, $c_p = a + bT \cdot 10^3 + cT^{-2} \cdot 10^5$, Дж/моль·К.

Расчет эксергии производится по методике, приведенной в подразделе 9.3.

В базу данных в настоящее время внесено около 200 соединений, характерных для цементной, стекольной и керамической промышленности, термодинамические свойства которых взяты согласно работам [27, 120–122].

База данных позволяет проводить следующие виды расчетов:

- расчет теплоты преобразования исходных веществ в продукты реакции;
- расчет эксергетического баланса преобразования исходных веществ в продукты реакции;
- термодинамический анализ химических реакций;
- расчет теплоемкости технологических материалов.

Для определения теплового эффекта преобразования необходимо задать температуру, количество, названия и массы исходных соединений, температуру, количество и названия соединений продуктов реакций (рис. 6.7).

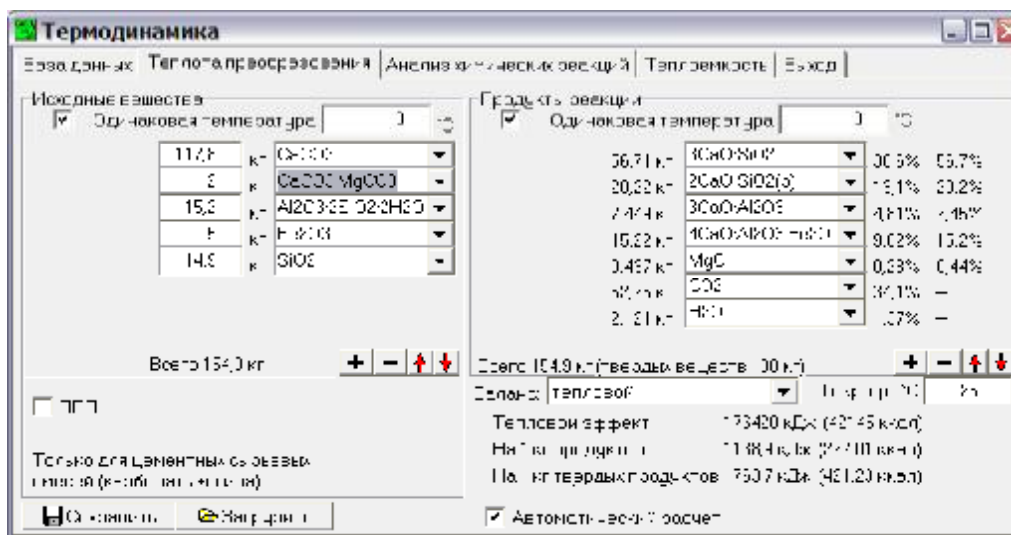


Рис. 6.7. Расчет теплового эффекта клинкерообразования по массе исходных соединений

Массы продуктов реакций рассчитываются автоматически с использованием матричного представления данных и методов линейной алгебры по балансу содержания оксидов в исходных материалах и продуктах по следующей методике (метод *MBalans*).

Пусть O – множество оксидов; $S' = \{s'_1, s'_2, \dots, s'_n\}$ – множество входных соединений; $S'' = \{s''_1, s''_2, \dots, s''_n\}$ – множество соединений, составляющих продукты реакции; $m'_i, j \in S'$ – масса входных и выходных соединений; $m''_i, j \in S''$ – масса соединений, входящих в продукты реакции; O'_{sj} и O''_{sj} – множество оксидов, составляющих j -е соединение.

1. Составляется множество O' , содержащее оксиды, входящие в исходные соединения:

$$O' = \bigcup O'_{si}, \quad i = 1 \dots n'.$$

2. Данные проверяются на возможность получения продуктов реакций из заданных исходных веществ путем проверки вхождения оксидов из массива O' в соединения продуктов реакции:

$$\forall S''_j: O''_{sj} \cap O' \neq \emptyset, \quad j = 1 \dots n''.$$

При обнаружении ошибки предлагаются оксиды O_d , которые необходимо добавить в продукты реакции

$$O_d = (\bigcup O''_{sj}, j = 1 \dots n'') \setminus O'.$$

3. По содержанию соединений в исходных веществах рассчитываются элементы массива M' , содержащего массу оксидов, входящих в соединения:

$$M'_i = \sum_{j \in S'} \left(M'_i \in O'_j : m'_j k'_i \mu'_i / \mu'_j \right), \quad i \in O',$$

где k'_i – стехиометрический коэффициент вхождения i -го оксида в j -е соединение; μ'_i, μ'_j – молярные массы i -го оксида и j -го соединения.

4. Создается квадратная матрица A «оксиды» – «выходные соединения», содержащая массовую долю оксидов в соединениях:

$$A_{ij} = \left(M'_j = O''_{si} : k''_i \mu''_i \right), \quad i \in O', \quad j \in S''.$$

5. По обращенной матрице A^{-1} и массиву M' рассчитывается массив масс соединений продуктов реакции

$$m''_j = \sum_{i \in O'} M'_i (A^{-1})_{ji}.$$

Для цементных сырьевых смесей исходные вещества возможно задавать в виде статей химического состава, включающих потери при прокаливании (ППП) и титр сырьевой смеси (рис. 6.8).

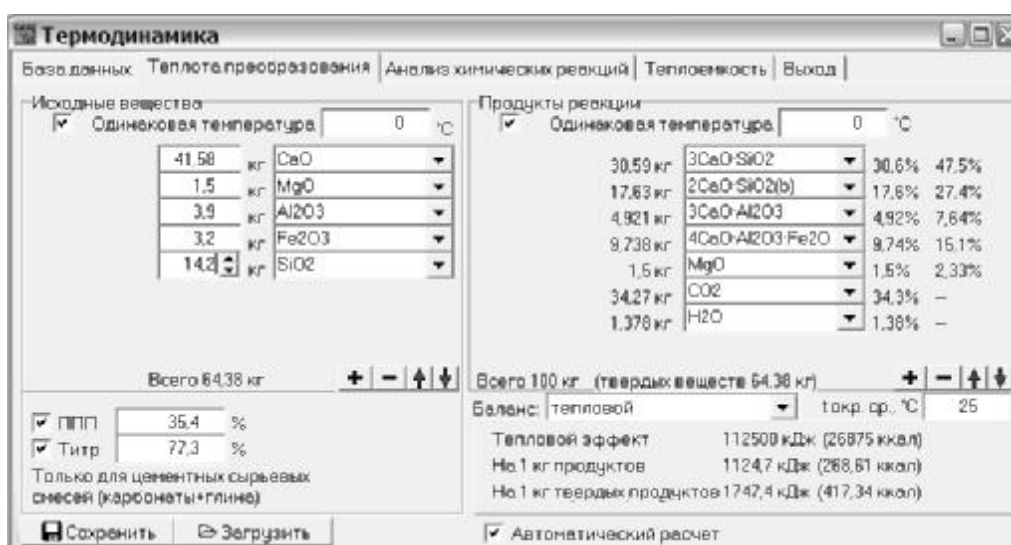


Рис. 6.8. Расчет теплового эффекта клинкерообразования по химическому составу сырьевой смеси и титру

При расчетах такого рода химический состав будет преобразован в соединения сырьевой смеси согласно методике, приведенной в подразделе 1.1. Если заданы ППП, то по содержанию Al_2O_3 будет рассчитано содержание каолинита, а по массе оставшихся потерь, не связанных в каолинит, – масса карбонатов. Если

заданы ППП и титр, то сначала по титру рассчитывается содержание карбонатов кальция, магния, бария, калия или натрия с корректировкой оставшегося содержания этих оксидов; по оставшейся массе потерь рассчитывается содержание каолинита. Оксид серы преобразуется в сульфаты кальция, магния, бария, калия или натрия.

Тепловой эффект преобразования рассчитывается как разность энтальпий образования при соответствующих температурах продуктов реакции и исходных веществ (с использованием метода *udH* класса *TDDData*). Результаты относятся ко всей массе продуктов реакции, к 1 кг продуктов реакции и к 1 кг твердых продуктов реакции; последняя величина является тепловым эффектом клинкерообразования или теоретически необходимым количеством теплоты для варки стекла.

Эксергетический расчет производится аналогично тепловому (рис. 6.9), при этом дополнительно задается температура окружающей среды. Эксергия включает химическую и термомеханическую составляющие, причем химическая эксергия элементов определяется с учетом температуры окружающей среды (см. подраздел 9.3).

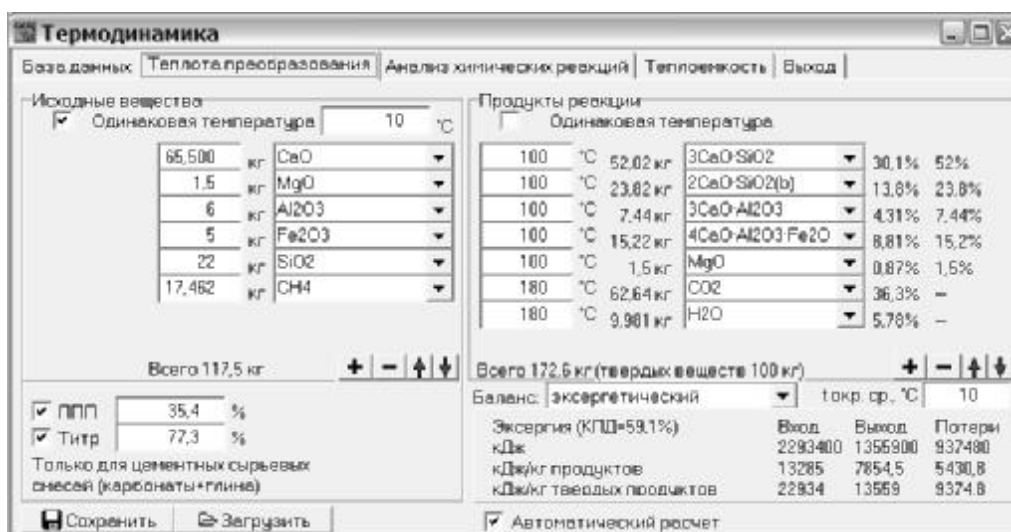


Рис. 6.9. Эксергетический баланс процесса обжига цементного клинкера

Для анализа химических реакций (рис. 6.10) уравнение реакции записывается в строковом виде. Введенное уравнение проверяется на правильность записи химических соединений и соблю-

дение баланса элементов в исходных веществах и продуктах реакции. Для уравнения рассчитывается изменение энтальпии образования, свободной энергии Гиббса и энтропии при заданной температуре, выводится графическая зависимость для этих величин в заданном температурном интервале. Вместо реакции в поле ввода может быть записана химическая формула соединения, для которого будут показаны термодинамические свойства в зависимости от температуры.

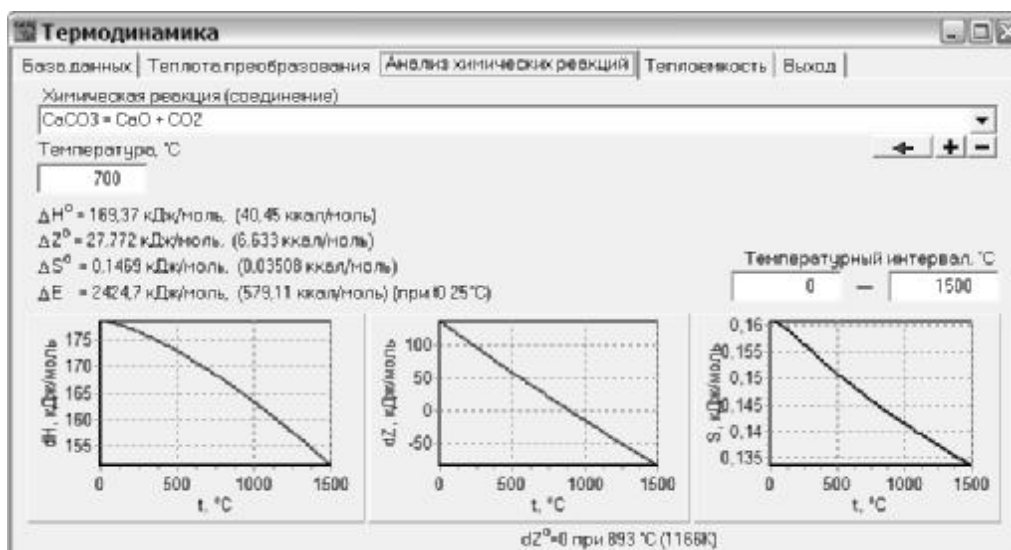


Рис. 6.10. Термодинамический анализ химической реакции

Теплоемкость технологических материалов (сырьевых компонентов, сырьевой смеси, материалов в процессе обжига, клинкера) рассчитывается по их составу. Для цементных сырьевых смесей возможно задание химического состава с потерями при прокаливании и титра. Определенная по аддитивному принципу средняя теплоемкость (в интервале температур $0 \dots t$) представляется в табличном и графическом виде (рис. 6.11).

Для теплоемкости заданного технологического материала могут быть получены расчетные уравнения двух видов (рис. 6.12). Интегральное уравнение образуется аддитивным сложением коэффициентов уравнения теплоемкости каждого соединения, входящего в анализируемый материал. Для удобства расчетов температура в этом уравнении представляется в градусах Цельсия. По табличным данным также рассчитывается регрессионное уравнение в виде полинома второй или третьей степени, которое может иметь больший диапазон применения, чем интегральное уравнение.

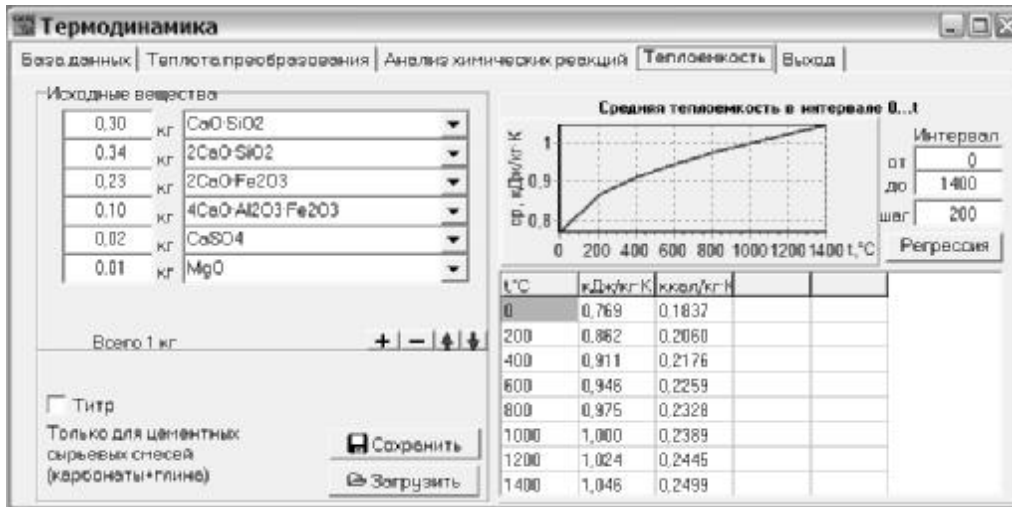


Рис. 6.11. Теплоемкость высокожелезистого низкоосновного цементного клинкера

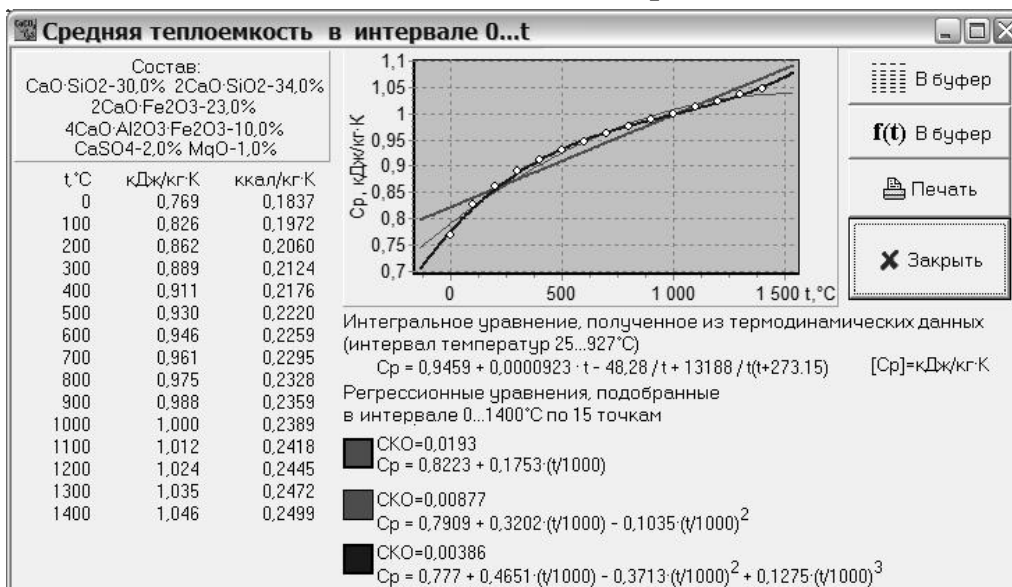


Рис. 6.12. Уравнения для расчета теплоемкости клинкера

В заключение необходимо отметить, что созданная база термодинамических данных позволяет проводить тепловые и термодинамические расчеты с учетом особенностей технологии силикатных материалов. При использовании базы данных нет необходимости расчета материальных балансов химических реакций, достаточно только задать состав и массы исходных веществ и состав продуктов реакций, возможно автоматическое определение состава продуктов. База данных использована в ряде программ, в частности, для расчета теплового эффекта клинкерообразования в программе расчета и оптимизации цементных сырьевых смесей, теплового расчета сырьевых шихт в программах расчета стекольных шихт и тепловых балансов стекловаренных печей.

В разделе проведен анализ способов составления тепловых балансов и на основе положений термодинамики предложен метод тепловых расчетов с использованием полной энтальпии входных и выходных потоков, которая включает физическую составляющую, определяемую температурой, и химическую составляющую, определяемую составом, агрегатным и структурным состоянием материала. Предлагаемый метод тепловых расчетов характеризуется универсальностью и может использоваться в информационных средствах технологических расчетов и теплотехнического анализа, автоматизированных системах контроля и управления высокотемпературными печами технологии строительных материалов. Он позволяет производить тепловые расчеты без учета способов преобразования исходных сырьевых материалов в конечный продукт и промежуточных состояний этого процесса, что особенно актуально при анализе преобразования нетрадиционного и техногенного сырья, состав которого значительно варьируется.

В приложении приводятся термодинамические данные, предназначенные для использования в предлагаемом способе расчета.

Проведен анализ тепловой работы цементных вращающихся печей с использованием предлагаемой методики.

Описана разработанная термодинамическая база данных для анализа химических реакций и тепловых процессов, ориентированная на химические соединения и процессы производства силикатных строительных материалов. Средства базы данных позволяют осуществлять следующие виды расчетов: расчет теплоты преобразования исходных веществ в продукты реакции; эксергетический анализ процесса преобразования материалов; термодинамический анализ химических реакций; расчет теплоемкости технологических материалов. База данных может использоваться как отдельный программный продукт или в составе других программных средств.

Таким образом, предложенные методы и информационные средства являются основой термодинамического анализа процессов преобразования сырья в высокотемпературных агрегатах производства строительных материалов.

7. КРИТЕРИИ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА ПРЕОБРАЗОВАНИЯ ИСХОДНОГО СЫРЬЯ В КЛИНКЕР

7.1. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ КЛИНКЕРА

Цементный клинкер получают при обжиге, в ходе которого происходит химическое преобразование исходной сырьевой смеси в клинкерные минералы. Поэтому можно высказать предположение о наличии связи между эффективностью химических реакций и свойствами получаемого клинкера. Установление такой связи на основании термодинамического анализа позволяет судить о степени совершенства процесса обжига по характеристикам исходного и конечного состояния системы без учета способов преобразования сырья в клинкер и промежуточных соединений.

В настоящее время энергетические и термодинамические методы в технологии цемента в основном ограничиваются расчетом затрат теплоты на химические реакции в теплотехнических расчетах [123]. Первой попыткой использования методов термодинамики в цементной технологии является опытное определение теплоты образования клинкерных минералов, осуществленное Д. А. Чернобаевым [124]. Большой объем работ по определению термодинамических свойств силикатных материалов выполнил О. П. Мчедлов-Петросян с коллегами [27]. В ряде работ, проведенных В. И. Шеином [28, 29], на основании термодинамического анализа уточнены затраты теплоты и определены возможность и порядок протекания химических реакций при получении клинкера.

В подразделе предлагается использование термодинамического метода для установления связи между составами сырья и клинкера и качеством клинкера. При анализе использовался метод термодинамических потенциалов. Преобразование сырьевой смеси в клинкер было выделено в качестве отдельной системы, баланс термодинамических свойств при этом имел вид:

–для энтропии

$$S_c = S_{\text{кл}} + S_{\Gamma} + S_{\Pi}, \quad (7.1)$$

где S_c , $S_{кл}$, $S_{г}$ – соответственно энтропия сырьевой смеси, клинкера и технологических газов; $S_{п}$ – возрастание энтропии в связи с необратимостью процессов;

– для химической эксергии

$$E_c + E_T = E_{кл} + E_{г} + E_{п}, \quad (7.2)$$

где E_c , $E_{кл}$, $E_{г}$ – химическая эксергия сырьевой смеси, клинкера и технологических газов; E_T – величина эксергии, передаваемая от топлива к сырьевой смеси; $E_{п}$ – потери эксергии.

Исходные и конечные продукты технологии получения клинкера находятся в равновесии с окружающей средой. Поэтому при расчете эксергии термомеханическая эксергия не учитывалась и материалы характеризовались только химической эксергией.

Изменение энтропии в процессе преобразования сырьевой смеси в клинкер ΔS может быть представлено двумя способами, отличающимися учетом энтропии технологических газов:

$$\Delta S = S_c - S_{кл} = S_{г} + S_{п}; \quad (7.3)$$

$$\Delta S' = S_c - (S_{кл} + S_{г}) = S_{п}. \quad (7.4)$$

В первом случае технологические газы относятся к потерям, а во втором – к получаемым продуктам. В дальнейшем между изменением энтропии, рассчитанным по варианту (7.4), и свойствами клинкера зависимость выявлена не была, но она обнаружена при расчете ΔS по варианту (7.3). Аналогичные результаты получены и для химической эксергии, изменение которой в процессе преобразования сырьевой смеси в клинкер (с учетом равенства нулю E_c , так как сырье состоит из природных материалов) представим в следующем виде:

$$\Delta E = E_T - E_{кл}. \quad (7.5)$$

Для расчета энтропии использовались термодинамические данные, приведенные в работах [27, 120]. Химическая эксергия рассчитывалась по методике и данным работы [125] и термодинамическим свойствам, приведенным в работах [27, 120]. Для преобразования сырьевой смеси в клинкер в систему подводится

химическая энергия топлива. Величина теплоты, передаваемая сырьевой смеси, равна тепловому эффекту клинкерообразования $Q_{ТЭК}$ (тепловому эффекту химических реакций преобразования сырьевой смеси в 1 кг кл.). Эксергия этой теплоты рассчитывается согласно выражению

$$E_T = k_T Q_{ТЭК}, \quad (7.6)$$

где k_T – коэффициент, зависящий от вида топлива и равный 0,95...1,04 [126].

Необходимо отметить недостоверность или отсутствие ряда термодинамических данных для соединений цементной технологии. Так, в табл. 7.1 приведена химическая эксергия соединений, рассчитанная по данным различных источников. На примере оксида магния видно, что разница энергии Гиббса данного вещества в 5% (–136 ккал/моль согласно данным работы [127] и –143,84 ккал/моль ланным работы согласно [27]), дала расхождение химической эксергии более чем в 2 раза.

Таблица 7.1

Сравнение химической эксергии веществ, рассчитанной по разным исходным данным

Соединение	Изобарно-изотермический потенциал, кДж/кг				Химическая эксергия, кДж/кг			
	[27]	[121]	[120]	[128]	[27]	[121]	[120]	[128]
CaO	604,46	604,04	604,45	635,39	1968,4	1975,9	1968,6	1416,8
CO ₂ (газ)	394,57	394,57	394,64	393,70	458,8	458,9	457,2	478,6
MgO	569,84	569,21	569,82	601,95	1260,2	1275,7	1260,7	463,7
3CaO·Al ₂ O ₃	3383,96	3413,06	3413,90	3600,80	1282,3	1174,7	1171,5	479,8

Примечание. Вещества отсчета для химических элементов: Al – α-корунд; С – углекислый газ; Са – кальцит; Mg – доломит; О – воздух; химическая эксергия элементов принята согласно работе [125].

Из табл. 7.1 видно, что отклонение рассчитанной химической эксергии существенно выше, чем отклонения в исходных данных – изобарно-изотермическом потенциале. Поэтому в термодинамическом анализе важна согласованность используемых данных.

7.2. ЗАВИСИМОСТЬ СВОЙСТВ КЛИНКЕРА ОТ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК

Для исследования зависимости физико-механических свойств, спекаемости клинкера и прочности цемента от величины изменения химической эксергии и энтропии в процессе преобразования сырьевой смеси в клинкер использовались результаты испытаний, полученные в лабораторных условиях [129], что сделано с целью исключения влияния условий обжига в промышленных агрегатах. Лабораторный клинкер характеризовался широким диапазоном состава, содержание минералов изменялось в следующих пределах:

C_3S	48,7...72,0%
C_2S	15,0...31,5%
C_3A	2,5...25,0%
C_4AF	0...18,75%

Экспериментальная выборка содержала 96 составов, для которых определялись механическая прочность клинкерных гранул при быстром $R_{кл}^б$ и медленном $R_{кл}^м$ охлаждении, содержание свободного оксида кальция $CaO_{св}^{1350}$ и $CaO_{св}^{1400}$ при двух температурах обжига и 28-суточный предел прочности цемента, полученного из клинкера, при сжатии $R_{сж}$ и изгибе $R_{изг}$.

Обнаруженные зависимости между свойствами клинкера и изменением химической эксергии и энтропии представлены на рис. 7.1–7.3 и в табл. 7.2.

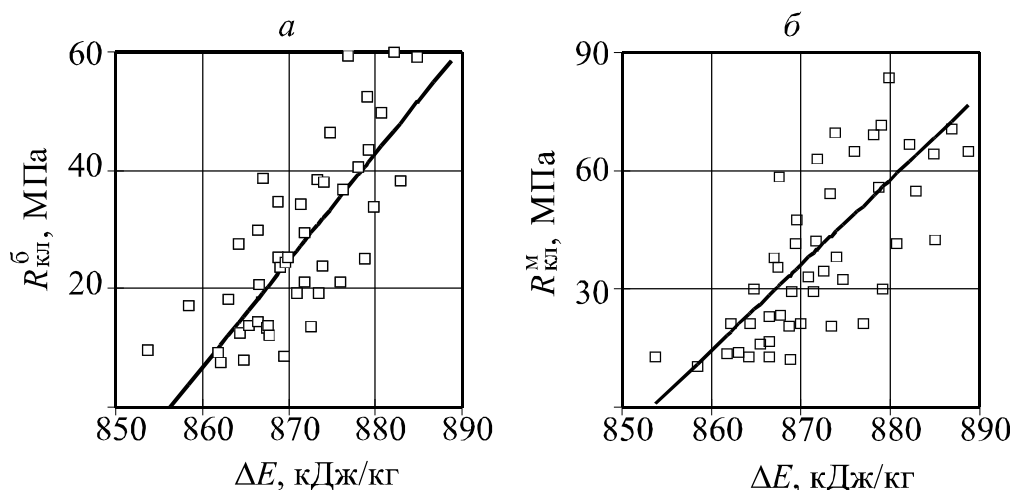


Рис. 7.1. Влияние изменения химической эксергии на механическую прочность клинкерных гранул:

а – при быстром охлаждении; *б* – при медленном охлаждении

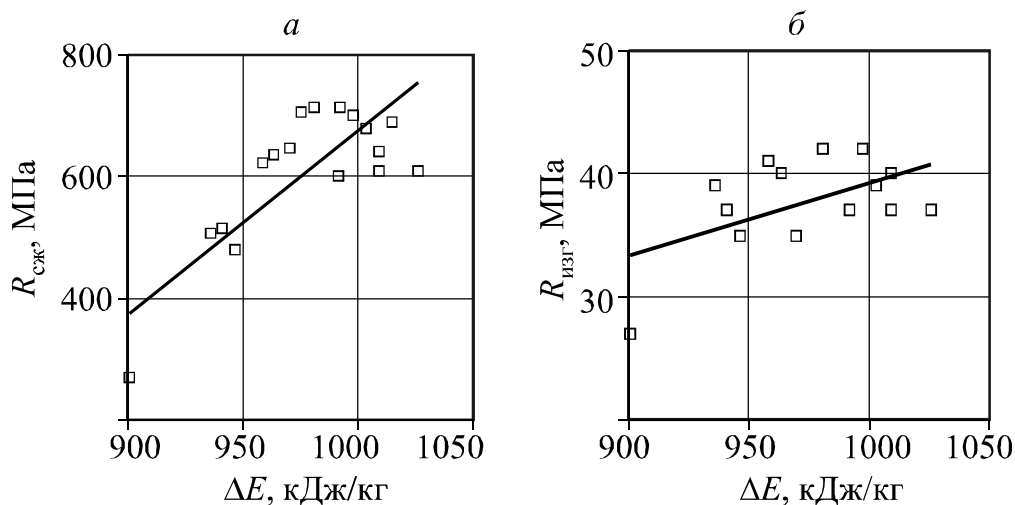


Рис. 7.2. Влияние изменения химической эксергии на предел прочности цемента: а – при сжатии; б – при изгибе

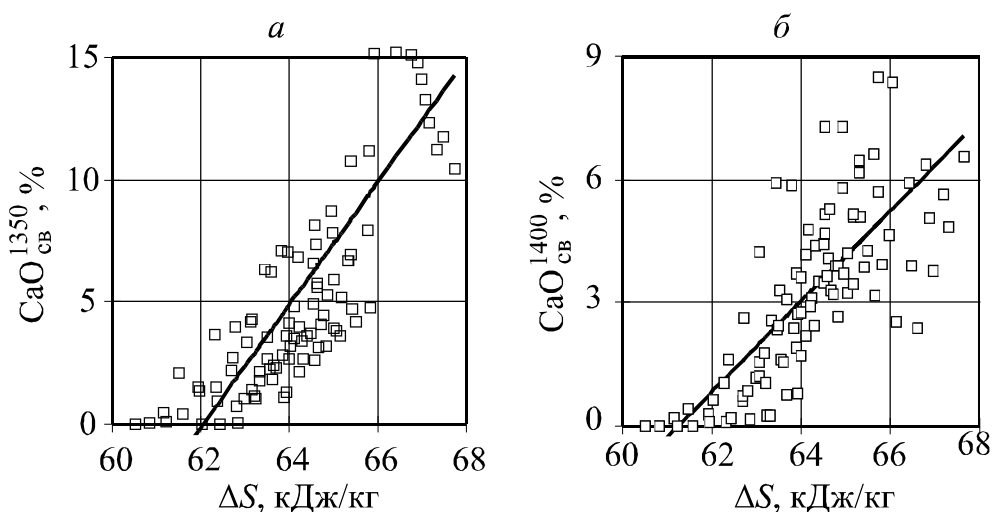


Рис. 7.3. Влияние изменения энтропии на содержание свободного оксида кальция в клинкере: а – при температуре обжига 1350°C; б – при температуре обжига 1400°C

Таблица 7.2

Значения коэффициентов корреляции термодинамических характеристик и свойств клинкера

Характеристики	Механическая прочность клинкера		Содержание CaO _{св}	
	$R_{кл}^б$	$R_{кл}^м$	CaO _{св} ¹³⁵⁰	CaO _{св} ¹⁴⁰⁰
ΔS	—	—	0,80	0,76
S_c	—	—	0,17	0,29
$S_{кл}$	—	—	0,62	0,65
ΔE	0,85	0,74	—	—
E_c	0,08	0,13	—	—
$E_{кл}$	-0,41	-0,04	—	—

Согласно данным табл. 7.2, можно сделать вывод, что технологические свойства в большей степени зависят не от термодинамических характеристик исходных и конечных продуктов, а от их разности. Коэффициенты корреляции между прочностью клинкера и эксергией сырьевой смеси или клинкера составляют примерно 0,5, тогда как коэффициенты корреляции между прочностью и разностью эксергии сырьевой смеси и клинкера – выше 0,74. Это подтверждается и данными эксергии сырьевых шламов и клинкера, приведенными в работе [130].

Зависимость содержания $\text{CaO}_{\text{св}}$ от ΔS имеет место на всей экспериментальной выборке из 96 точек (рис. 7.3). Зависимость механической прочности клинкерных гранул $R_{\text{кл}}$ от ΔE на полной выборке не наблюдается, но появляется при сокращении выборки и включении в нее только портландцементных клинкеров, составы которых удовлетворяют ограничениям: $\text{КН} = 0,85 \dots 0,95$; $n = 1,7 \dots 3,5$; $p = 1,0 \dots 2,5$. Таким образом, зависимость $R_{\text{кл}}$ от ΔE выявлена для 36 точек (рис. 7.1). Зависимость предела прочности цементов, полученных из клинкеров, представлена на рис. 7.2. Данная зависимость имеет место, но выражена слабо – коэффициент корреляции между ΔE и $R_{\text{сж}}$ равен 0,7; между ΔE и $R_{\text{изг}}$ – 0,5.

Адекватность линейных зависимостей подтверждается проверкой статистических гипотез с использованием критерия Фишера, в ходе которой сопоставлялись отклонения значений от результатов расчета по регрессионному уравнению и ошибки экспериментального определения $\text{CaO}_{\text{св}}$, $R_{\text{сж}}$ и $R_{\text{кл}}$.

Заводской клинкер характеризуется стабильностью состава, колебания которого происходит только из-за случайных факторов. Изменение свойств в этом случае сопоставимо с их случайной составляющей. Для выявления зависимости использовался метод эмпирической регрессии [131], заключающийся в разбиении аргумента на отрезки из условия адекватности частных и общей выборок и расчете средних значений аргумента и функции на этом отрезке. При анализе данных работы печи № 7 ОАО «Белгородский цемент» получены результаты (рис. 7.4), подтверждающие зависимости, выявленные для клинкеров, обожженных в лабораторных условиях.

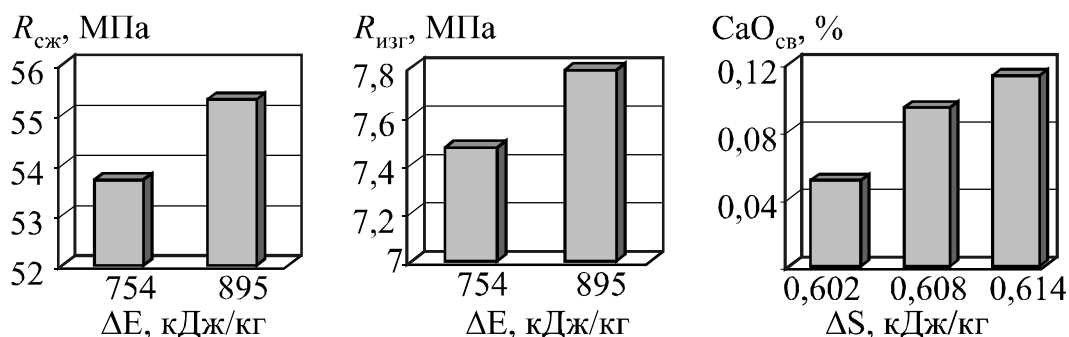


Рис. 7.4. Зависимость пределов прочности на сжатие и изгиб цементов при 28-суточном твердении от изменения химической эксергии и содержания свободного оксида кальция от изменения энтропии для клинкера АО «Белгородский цемент»

Обнаруженные зависимости согласуются с теоретическими положениями. Эксергия определяет активность материала и энергетическую ценность получаемого продукта [130], а изменение энтропии – условия протекания и завершенность химических реакций клинкерообразования, а также степень неупорядоченности соединений, определяющую их химическую активность. Так, в работе [123] отмечается, что получение клинкерных минералов связано с увеличением энтропии, а это свидетельствует о большой неупорядоченности структуры минералов клинкера; наиболее упорядоченным из минералов является C_2S , что и определяет его слабую химическую активность.

Независимость характеристик ΔS и ΔE от других характеристик клинкера подтверждает отсутствие зависимости между $R_{сж}$, $CaO_{св}$ и минералогическим составом и модульными характеристиками клинкера (при расчете взаимная корреляция между минералами и между модулями была исключена согласно методике работы [131]). Коэффициент корреляции между $CaO_{св}^{1350}$, $R_{кл}^б$, $R_{кл}^м$ и минералогическим составом не превышает 0,21. Коэффициент корреляции $CaO_{св}^{1400}$ с минералогическим составом составляет 0,51...0,58 и также не позволяет установить наличие зависимости. Для модульных характеристик представляет интерес только существование зависимости между $R_{кл}^м$ и КН (коэффициент корреляции 0,75) и зависимость содержания $CaO_{св}$ от КН, имеющаяся при температуре обжига 1350 °С (коэффициент корреляции –0,77) и пропадающая при температуре обжига 1400 °С (коэффициент корреляции –0,08).

Таким образом, критерии ΔS и ΔE могут быть использованы как новые независимые характеристики клинкера, что позволит

использовать новые подходы в расчете и оптимизации цементных сырьевых смесей. Для этого необходима разработка критериев, учитывающих разнообразие компонентного и минералогического состава сырья и клинкера.

7.3. ОБОБЩЕННЫЙ БАЛАНС ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ

Проведенный анализ позволяет разработать обобщенный критерий термодинамической эффективности процесса получения клинкера. Химические превращения в процессе термообработки цементной сырьевой смеси описываются схемой, представленной на рис. 7.5.



Рис. 7.5. Схема преобразования сырьевой смеси в клинкер

При использовании ряда допущений, касающегося компонентного состава материалов и химических процессов при получении цементного клинкера, процесс обжига цементной сырьевой смеси можно представить схемой, приведенной на рис. 7.6.

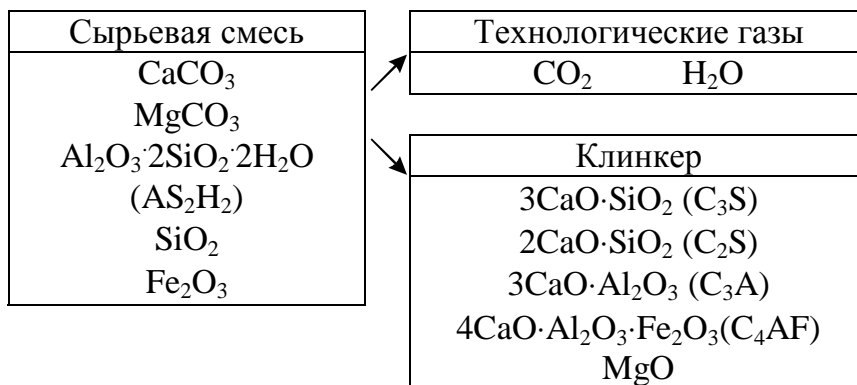


Рис. 7.6. Схема химических превращений при преобразовании сырьевой смеси в клинкер

Обобщенный баланс термодинамических свойств в процессе преобразования сырьевой смеси имеет следующий вид:

$$P_{\text{вн}} + gP_{\text{с}} = P_{\text{кл}} + (g - 1)P_{\text{г}} + \Delta P_{\text{п}}, \quad (7.7)$$

где $P_{\text{вн}}$ – возрастание свойств в процессе обжига, вызванное внешним воздействием, отнесенное к 1 кг кл.; g – удельный расход сырьевой смеси, кг/кг кл.; $P_{\text{с}}$, $P_{\text{кл}}$ и $P_{\text{г}}$ – соответственно удельные свойства сырьевой смеси, клинкера и технологических газов, отнесенные к 1 кг материала; $\Delta P_{\text{п}}$ – безвозвратное изменение свойств при обжиге, вызванное необратимостью процессов, отнесенное к 1 кг кл.

В качестве свойства P могут использоваться химическая энергия, энтальпия образования, энтропия, изобарно-изометрический потенциал.

Согласно аддитивному принципу, удельное свойство P материала может быть рассчитано как скалярное произведение содержания в материале соединений Y и соответствующих удельных свойств этих соединений P_Y , выраженных в виде векторов размером n :

$$P = (Y, P_Y), \text{ или } X = \begin{bmatrix} Y_1 P_{Y1} \\ Y_2 P_{Y2} \\ \dots\dots \\ Y_n P_{Yn} \end{bmatrix}, \quad (7.8)$$

где X – вектор, выражающий аддитивность свойства; Y_i – массовая доля i -го соединения в смеси; P_{Yi} – удельное свойство i -го соединения ($i = 1 \dots n$).

Обычно состав сырьевых материалов и цементного клинкера представляется в виде химического состава, в котором содержание соединений или минералов в материале пересчитывается на содержание оксидов. Химический состав материала представим в виде вектора Z размерностью m , содержащего массовую долю оксидов.

Связь между векторами Y и Z определяется матрицей A размерностью $m \times n$

$$Z = AY. \quad (7.9)$$

Аналогичным образом произведением матрицы A на вектор X может быть получен вектор коэффициентов K размерностью m

$$K = AX, \quad (7.10)$$

и удельное свойство материала примет вид

$$P = (Z, K). \quad (7.11)$$

Рассмотрим пример определения свойства для теоретического случая получения клинкера, представленного на рис. 9.2. Содержание соединений в сырьевой смеси, клинкере и технологических газах зададим в следующем виде:

$$Y_c = \begin{bmatrix} m_{CaCO_3} \\ m_{MgCO_3} \\ m_{AS_2H_3} \\ m_{SiO_2} \\ m_{Fe_2O_3} \end{bmatrix}; \quad Y_{кл} = \begin{bmatrix} m_{C_3S} \\ m_{C_2S} \\ m_{C_3A} \\ m_{C_4AF} \end{bmatrix}; \quad Y_r = \begin{bmatrix} m_{CO_2} \\ m_{H_2O} \end{bmatrix}. \quad (7.12)$$

В химический состав включим пять оксидов:

$$Z = \begin{bmatrix} C \\ S \\ A \\ F \\ M \end{bmatrix}, \quad (7.13)$$

где C, S, A, F, M – массовая доля соответственно CaO, SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃, MgO.

Выражая массу соединений в сырьевой смеси, клинкере и технологических газах через химический состав согласно материальному балансу химических реакций, получаем матрицу A:

$$A_c = \begin{bmatrix} 1,79 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 2,532 & -1,179 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 2,100 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}; \quad A_r = \begin{bmatrix} 0,79 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0,353 \\ 0 & 0 \\ 1,100 & 0 \end{bmatrix};$$

$$A_{кл} = \begin{bmatrix} 4,071 & -3,071 & 0 & 0 & 0 \\ -7,600 & 8,600 & 0 & 0 & 0 \\ -6,718 & 5,068 & 2,650 & 0 & 0 \\ -1,430 & 1,079 & -1,692 & 3,043 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}.$$

Отсюда векторы коэффициентов будут выражены следующим образом:

$$K_c = \begin{bmatrix} 1,79P_{CaCO_3} \\ 0 \\ 2,532P_{AS_2H_2} - 1,179P_{SiO_2} \\ P_{Fe_2O_3} \\ 2,1 \cdot P_{MgCO_3} \end{bmatrix}; \quad K_r = \begin{bmatrix} 0,79 \cdot P_{CO_2} \\ 0 \\ 0,353 \cdot P_{H_2O} \\ 0 \\ 1,1 \cdot P_{CO_2} \end{bmatrix};$$

$$K_{кл} = \begin{bmatrix} 4,071 \cdot P_{C_3S} - 3,071 \cdot P_{C_2S} \\ -7,6 \cdot P_{C_3S} + 8,6 \cdot P_{C_2S} \\ -6,718 \cdot P_{C_3S} + 5,068 \cdot P_{C_2S} + 2,65 \cdot P_{C_3A} \\ -1,43 \cdot P_{C_3S} + 1,079 \cdot P_{C_2S} - 1,692 \cdot P_{C_3A} + 3,043 \cdot P_{C_4AF} \\ P_{MgO} \end{bmatrix},$$

и удельные свойства будут иметь вид

$$P_c = (Z, K_c); \quad P_r = (Z, K_r); \quad P_{кл} = (Z, K_{кл}). \quad (7.14)$$

При обжиге состав клинкера может изменяться из-за наличия присадки к материалу золы твердого топлива или избирательного пылеуноса из печи. Присадка составляет часть клинкера, и его свойства разделяются на две составляющие, определяемые составом сырьевой смеси и присадкой (избирательным уносом), причем вторая составляющая от состава сырьевой смеси не зависит. Уравнение (7.7) учитывает баланс свойства, определяемого составом сырьевой смеси, и в него не входит изменение свойства, вызванное присадкой или избирательным пылеуносом. Учет второй составляющей свойства осуществляется изменением коэффициента g в выражении (7.7).

Аналогичным образом могут быть получены вектор состава Z и векторы коэффициентов K_c , $K_{кл}$, K_r , соответствующие сырьевой базе конкретного производства и минералогическому составу выпускаемого клинкера.

7.4. КРИТЕРИИ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ КЛИНКЕРА

Оптимизация состава сырьевой смеси на основе баланса свойств (7.7) может быть двух видов:

1. Если свойство P подчиняется закону сохранения ($\Delta P_{\text{пот}} = 0$), то его изменение в процессе обжига вызывается внешним воздействием, величина которого определяется по уравнению

$$P_{\text{вн}} = P_{\text{кл}} + P_{\text{г}} - P_{\text{с}}, \quad (7.15)$$

или

$$P_{\text{вн}} = (Z, K_{\text{вн}}), \quad (7.16)$$

где вектор коэффициентов

$$K_{\text{вн}} = K_{\text{кл}} + K_{\text{г}} - K_{\text{с}}. \quad (7.17)$$

При положительном значении $P_{\text{вн}}$ внешнее воздействие подводит энергию, при отрицательном – отбирает. Оптимизация состава сырьевой смеси заключается в минимизации $P_{\text{вн}}$.

2. При наличии безвозвратных изменений $DP_{\text{пот}}$ их объединяют с величиной $P_{\text{г}}$ и изменение свойства имеет вид

$$\Delta P_{\text{изм}} = DP_{\text{п}} + P_{\text{г}} = P_{\text{с}} + P_{\text{вн}} - P_{\text{кл}}, \quad (7.18)$$

или

$$\Delta P = (Z, \Delta K) + P_{\text{вн}}, \quad (7.19)$$

где вектор коэффициентов

$$\Delta K = K_{\text{с}} - K_{\text{кл}}. \quad (7.20)$$

На основании общего вида баланса термодинамических свойств можно оценить изменение теплоты (энтальпии) образования, энтропии и эксергии цементных сырьевых смесей в процессе обжига, определяющихся их составом, при условии равновесия исходных и конечных материалов с окружающей средой.

Разница между энтальпией образования конечных продуктов и исходных материалов в процессе обжига $\Delta H_{\text{обж}}^0$ характеризует

затраты теплоты, необходимые на преобразование сырьевой смеси в клинкер и описывается уравнением (7.16) при $\Delta P_{\text{пот}} = 0$:

$$\Delta H_{\text{обж}}^0 = \left(Z, K_{\text{вн}}^{\Delta H^0} \right), \quad (7.21)$$

где вектор коэффициентов получен с использованием в качестве свойства P энтальпии образования соединений ΔH^0 с размерностью кДж/кг:

$$K_{\text{вн}}^{\Delta H^0} = K_{\text{кл}}^{\Delta H^0} + K_{\text{г}}^{\Delta H^0} - K_{\text{см}}^{\Delta H^0} = \begin{bmatrix} 3428,6 \\ -2351,3 \\ -1230,4 \\ -477,7 \\ 2958,8 \end{bmatrix}. \quad (7.22)$$

Энтропия характеризует химическую активность материала. Возрастание энтропии описывается согласно выражению (7.19) с учетом $P_{\text{вн}} = 0$ следующим уравнением:

$$\Delta S = \left(Z, K_{\text{изм}}^S \right), \quad (7.23)$$

где

$$\Delta K^S = K_{\text{кл}}^S + K_{\text{г}}^S - K_{\text{с}}^S = \begin{bmatrix} 0,9301 \\ -0,0592 \\ 0,3635 \\ 0,0642 \\ 0,9730 \end{bmatrix}. \quad (7.24)$$

Увеличение ΔS ведет к уменьшению возрастания энтропии при преобразовании сырьевой смеси в клинкер и тем самым к ухудшению условий протекания химических реакций. Таким образом, при оптимизации состава сырьевой смеси этот критерий должен минимизироваться.

Оптимизация технологических систем на основании эксергетических показателей заключается в снижении эксергетических потерь $\Delta E_{\text{п}}$, которые могут быть описаны уравнением (7.19). Эксергию подводимой теплоты можно оценить аналогично выражению (7.15) с использованием величины $\Delta H_{\text{обж}}^0$.

Таким образом,

$$\Delta E = E_{\text{с}} + E_{\text{вн}} - E_{\text{кл}} = \left(Z, \Delta K^E \right), \quad (7.25)$$

где

$$\Delta K^E = k_T K_{\text{вн}}^{\Delta H^0} + K_C^E - K_{\text{кл}}^E = \begin{bmatrix} -2199,1 \\ 2569,2 \\ 261,7 \\ 568,5 \\ -1133,4 \end{bmatrix} + k_T \begin{bmatrix} 3428,6 \\ -2351,3 \\ -1230,4 \\ -477,7 \\ 2958,8 \end{bmatrix}. \quad (7.26)$$

При оптимизации процесса передачи энергии необходимо уменьшать величину ΔK^E и критерий должен минимизироваться. В других случаях вид оптимума должен выбираться индивидуально в зависимости от влияния эксергии на оптимизируемую характеристику.

В предлагаемых термодинамических критериях может быть учтена сырьевая база и номенклатура клинкера конкретного производства, что осуществляется путем соответствующего изменения векторов Z , K_C , $K_{\text{кл}}$, K_T . Согласно предлагаемому методу могут быть получены другие критерии изменения термодинамических свойств, определяемые составом сырьевой смеси, в частности изобарно-изометрического потенциала.

* * *

В разделе проведен термодинамический анализ процесса преобразования материалов в цементных печах и установлена зависимость между термодинамической эффективностью процесса преобразования сырьевой смеси в клинкер и показателями качества получаемого клинкера, имеющая место как в лабораторных, так и в промышленных условиях.

Предлагается общий вид баланса термодинамических свойств процесса преобразования исходных материалов в конечный продукт. Предложен обобщенный вид термодинамических критериев, характеризующих эффективность процесса получения клинкера, в котором может быть учтена сырьевая база и вид получаемого продукта. Сформулирована задача оптимизации состава сырьевой смеси на основе термодинамических критериев. Разработаны критерии, характеризующие изменение энтальпии образования веществ из оксидов, энтропии и эксергии цементных сырьевых смесей в процессе обжига, которые могут служить критериями интенсификации и оптимизации процесса получения клинкера.

8. ТЕПЛОВОЙ ЭФФЕКТ КЛИНКЕРООБРАЗОВАНИЯ

8.1. ОБЗОР МЕТОДОВ РАСЧЕТА ТЭК

Тепловой эффект клинкерообразования, в англоязычной литературе обозначаемый Heat formation, определяет затраты теплоты на химические реакции преобразования сырьевой смеси в 1 кг кл. с условием равенства температур исходных веществ и получаемого продукта 0°C. Для традиционного сырья он составляет около 420 ккал, или 1760 кДж [123]. В соответствии с законом Г. Гесса, величина ТЭК определяется только составом цементной сырьевой смеси и клинкера и не зависит от способа проведения процесса и его промежуточных стадий. Для расчета ТЭК применяются следующие способы: 1) учитываются все процессы, происходящие при получении клинкера; 2) процесс получения клинкера описывается упрощенными химическими реакциями, тепловые эффекты которых и составляют ТЭК. Тепловой эффект клинкерообразования может быть определен и экспериментальным путем, что требует дорогостоящего оборудования (калориметров), и не может быть использован для оперативного анализа. При получении клинкера в лабораторных условиях его состав может отличаться от заводского в связи с разными условиями обжига, что также приносит определенную погрешность в получаемые экспериментальные результаты.

Расчет ТЭК по затратам теплоты на процессы клинкерообразования

Для расчета ТЭК в ряде источников рекомендуется метод учета затрат теплоты на все последовательные процессы, происходящие в печи, в том числе на нагрев и охлаждение материалов. Метод предложен Г. Гиги [52]; его разные варианты представлены в работах [24, 33].

В работе [24] методика расчета ТЭК следующая.

А. Расход материалов (кг/кг кл.)

1. Теоретический расход сухого сырья

$$g_{\text{сух.с}}^{\text{т}} = \frac{1 - 0,01 \text{ППП}_{\text{к}} - 0,01 q_{\text{п}} g_{\text{нат.т}} A^{\text{п}}}{1 - 0,01 \text{ППП}_{\text{с}}}. \quad (8.1)$$

2. Теоретический выход технологической воды

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{техн}} = 0,0035A_c g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} \quad (8.2)$$

3. Теоретический выход технологической углекислоты

$$g_{\text{CO}_2}^{\text{техн}} = 0,01(\text{ППП}_c - 0,35A_c) g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} \quad (8.3)$$

4. Теоретический расход карбоната кальция

$$g_{\text{CaCO}_3} = 0,0227(\text{ППП}_c - 0,35A_c - 1,091M_c) g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} \quad (8.4)$$

5. Теоретический расход карбоната магния

$$g_{\text{MgCO}_3} = 0,0209M_c g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} \quad (8.5)$$

6. Теоретический расход каолинита

$$g_{\text{AS}_2} = 0,0217A, \quad (8.6)$$

где ППП_c – потери при прокаливании сырьевой смеси, %; ППП_k – потери при прокаливании клинкера, %; $q_{\text{п}}$ – доля золы топлива, присаживающаяся к клинкеру (0,8...1); $g_{\text{нат.т}}$ – расход натурального топлива, кг/кг кл.; A^{P} – рабочая зольность твердого топлива, %; A_c , M_c – содержание в сырьевой смеси Al_2O_3 и MgO , %; A – содержание в клинкера Al_2O_3 , %.

Б. Расход теплоты (кДж/кг кл.)

1. Нагрев сухого сырья от 0 до 450°C

$$q_1 = 1,060 g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} (450 - 0). \quad (8.7)$$

2. Дегидратация каолинита при 450°C

$$q_2 = 6700 g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{техн}} \quad (8.8)$$

3. Нагрев дегидратированного сырья от 450 до 900°C

$$q_3 = 1,185(g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} - g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{техн}})(900 - 450). \quad (8.9)$$

4. Декарбонизация CaCO_3 и MgCO_3 при 900°C

$$q_4 = 1658 g_{\text{CaCO}_3} + 816,4 g_{\text{MgCO}_3} \quad (8.10)$$

5. Нагрев декарбонизированного сырья от 900 до 1400°C

$$q_5 = 1,034(g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} - g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{техн}} - g_{\text{CO}_2}^{\text{техн}})(1400 - 900). \quad (8.11)$$

6. Образование жидкой фазы при 1400°C

$$q_6 = 104,7. \quad (8.12)$$

В. Приход теплоты (кДж/кг кл.)

1. Теплота образования клинкерных минералов

$$q'_1 = 4,480C_3S + 6,029C_2S + 0,377C_3A + 1,089C_4AF. \quad (8.13)$$

2. Образование метаксаолина при 950°C

$$q'_2 = 301,5 g_{AS_2}. \quad (8.14)$$

3. Охлаждение клинкера от 1400 до 0°C

$$q'_3 = 1,093 (1400 - 0). \quad (8.15)$$

4. Охлаждение технологической углекислоты от 900 до 0°C

$$q'_4 = 1,072 g_{CO_2}^{техн} (900 - 0). \quad (8.16)$$

5. Охлаждение и конденсация технологической воды от 450 до 0°C

$$q'_5 = g_{H_2O}^{техн} [1,968 (450 - 0) + 2490]. \quad (8.17)$$

Г. Тепловой эффект клинкерообразования

$$q_{ТЭК} = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 - (q'_1 + q'_2 + q'_3 + q'_4 + q'_5). \quad (8.18)$$

Схема расчета ТЭК согласно описанной методике на диаграмме температура-энтальпия представлена на рис. 8.1.

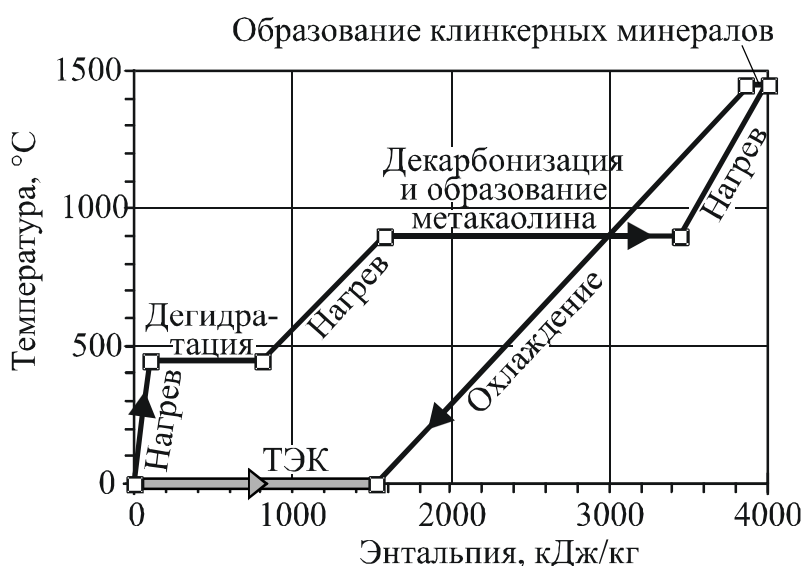


Рис. 8.1. Изменение энтальпии при образовании клинкера

Данная методика характеризуется высокой наглядностью, так как все статьи имеют реальный физический смысл и соответствуют упрощенным процессам, происходящим при получении клинкера. Можно отметить ряд ее особенностей.

Тепловые расчеты по затратам теплоты на все процессы рассмотрены в подразделе 6.1. Так же как, и в расчетах тепловых балансов, подробный расчет ТЭК не повышает точности результатов, а, наоборот, приводит к появлению погрешности. Это вызвано тем, что для соблюдения законов сохранения теплоты термодинамические данные (тепловые эффекты реакций и теплоемкости веществ) должны быть согласованы. В предлагаемой методике теплоемкости принимаются в виде констант, поэтому погрешность расчетов будет пропорциональна отклонению составов сырья и клинкера от тех, которые были использованы при получении этих констант.

В работе [23] для устранения указанных выше недостатков предлагается развитие рассмотренной методики, в которой затраты теплоты на нагрев сырья рассчитаются с учетом содержания соединений в нем. Сырьевая смесь представлена следующими соединениями:

0...500°C – CaCO₃, MgCO₃, AS₂H₂, Fe₂O₃, SiO₂

500...850°C – CaCO₃, MgCO₃, AS₂, Fe₂O₃, SiO₂

950...1450°C – CaO, MgO, AS₂, Fe₂O₃, SiO₂,

но теплоемкость клинкера остается в виде константы, поэтому указанное противоречие устраняется лишь частично. Другим недостатком методики [23] является расчет содержания соединений в сырье по содержанию оксидов без учета ППП смеси, что, как показано ранее, дает значительную погрешность.

Необходимо отметить, что в рассмотренных методиках учитывается теплота конденсации паров технологической воды, которая составляет до 10 ккал/кг кл., тогда как реально из печи она выходит в газообразном виде. Поэтому при расчете ТЭК по рассматриваемой методике в общем тепловом балансе печи необходимо учитывать потери от несконденсировавшейся H₂O^{техн} или исключить статью на конденсацию паров из расчета ТЭК.

Расчет ТЭК по химическим реакциям получения клинкера

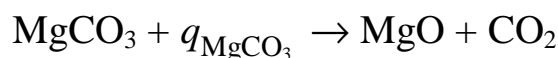
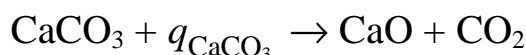
Согласно закону Гесса, тепловой эффект реакции зависит только от начального и конечного состояния системы, а не от способа ее осуществления и промежуточных состояний. При образовании клинкера начальным состоянием являются соединения сырьевой смеси, конечным – минералы клинкера (рис. 8.2). Поэтому ТЭК может быть рассчитан по разности энтальпии образования конечных и исходных продуктов реакции. Но так как определение затрат теплоты большинством исследователей проводилось не с целью получения энтальпии образования веществ, а для определения тепловых эффектов реакций, то, как указывается в работе В. К. Классена [128], расчет ТЭК может быть произведен по тепловым эффектам реакций разложения глины и карбонатов до оксидов и образования из оксидов клинкерных минералов.

Начальное состояние	→ Промежуточное состояние	→ Конечное состояние
CaCO ₃	CaO	3CaO·SiO ₂ (C ₃ S)
MgCO	MgO	2CaO·SiO ₂ (C ₂ S)
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ ·2H ₂ O (AS ₂ H ₂)	SiO ₂ Al ₂ O ₃	3CaO·Al ₂ O ₃ (C ₃ A)
SiO ₂	Fe ₂ O ₃	4CaO·Al ₂ O ₃ ·Fe ₂ O ₃ (C ₄ AF)
Fe ₂ O ₃	CO ₂	CO ₂
	H ₂ O	H ₂ O

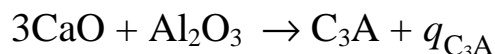
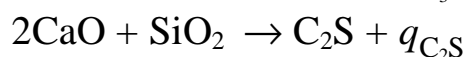
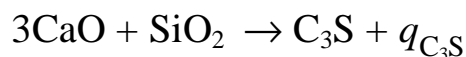
Рис. 8.2. Химические преобразования при получении клинкера

Для расчета ТЭК рассматриваются следующие реакции:

– эндотермические реакции дегидратации и декарбонизации:



– экзотермические реакции образования клинкерных минералов:



Тепловой эффект клинкерообразования в этом случае имеет вид

$$q_{\text{ТЭК}} = q_{\text{CaCO}_3} + q_{\text{MgCO}_3} + q_{\text{AS}_2\text{H}_2} - (q_{\text{C}_3\text{S}} + q_{\text{C}_2\text{S}} + q_{\text{C}_3\text{A}} + q_{\text{C}_4\text{AF}}).$$

Данная методика расчета является основой для получения формул в зарубежных источниках, в частности в учебных материалах фирм Lafarg и Holderbank. По подобной методике (сырье – оксиды – стекло) также производится тепловой расчет стекольной шихты [116].

Для значения тепловых эффектов реакций в литературе имеются различные данные (табл. 8.1). Сравнение таких данных по многим литературным источникам проведено В. К. Классеном в работе [128]. На разницу значений эффектов, вероятно, оказали влияние такие факторы, как разный вид сырьевых материалов, по которым определялись тепловые эффекты декарбонизации и дегидратации, а также различные условия получения клинкерных минералов.

Таблица 8.1

Тепловой эффект реакций, кДж/кг

Наименование	Автор рекомендуемых значений, источник				
	Х. С. Воробьев, [23]	Zur Strassen, [128]	В. К. Классен, [128]	Х. Тейлор, [132]	Согласно табл. 5 приложения
q_{CaCO_3}	1658	–	1782	1782	1778,7
q_{MgCO_3}	816,4	–	1397	–	1382,2
$q_{\text{AS}_2\text{H}_2}$	933,7	908	455	538	526,9
$q_{\text{C}_3\text{S}}$	464,7	540	528	495	495,2
$q_{\text{C}_2\text{S}}$	619,6	724	716	734	734,2
$q_{\text{C}_3\text{A}}$	347,5	15	25	27	20,3
$q_{\text{C}_4\text{AF}}$	108,9	84	84	105	87,4
Теплота образования минералов для рядового клинкера	432	467	461	446	443

Необходимо отметить, что применяемые методы лабораторных исследований не позволяют определить точное содержание соединений в сырьевой смеси и минералов в клинкере. Поэтому погрешность из-за неточного задания массы соединений будет намного больше, чем погрешность принимаемых значений тепловых эффектов реакций (например, в табл. 8.1 теплота образо-

вания клинкерных минералов, рассчитанная по разным данным, очень близка), таким образом выбор термодинамических данных для расчета ТЭК принципиального значения не имеет.

Упрощенные методики для расчета ТЭК

При расчете ТЭК рассмотренными выше способами необходимо определение содержания соединений в сырьевой смеси и минералов в клинкере. Поэтому большинство имеющихся методик основано на расчете этих значений по химическому составу сырьевой смеси и клинкера, при этом с целью упрощения все расчеты сводятся в одну формулу. Обзор ряда методов расчета ТЭК приведен в табл. 8.2.

Таблица 8.2

Расчет теплового эффекта клинкерообразования

Автор, источник	Формула для расчета, кДж/кг	Примечания
1	2	3
Zur Strassen, [133]	$32,01C + 27,98M + 17,21A - 21,42S - 2,47F$	Содержание соединений рассчитывается по массе оксидов в клинкере
Учебные материалы HolderBank	$32C + 27,1M - 21,4S - 2,5F + h_r$, $h_r = 17,2A$ (содержание $H_2O^{техн}$ и вид глин неизвестны); $h_r = 1,2A + 55,2 H_2O^{техн}$ (содержание $H_2O^{техн}$ известно, вид глин неизвестен); $h_r = 22,2A_k + 13,1A_m + 16,4A_i$ (содержание $H_2O^{техн}$ неизвестно, вид глин известен); $h_r = 14A_k + 6,2A_m + 7,6A_i + 24,5H_2O^{техн}$ (содержание $H_2O^{техн}$ и вид глин известен)	Используется формула З. Штрассена с учетом вида глинистого компонента
Х. С. Воробьев, Д. Я. Мазуров [23]	$g_{сух.с}^T (4,5A_c + 30,2C_c + 17M_c) - 285$	Содержание соединений в сырьевой смеси рассчитывается по массе оксидов, тепловой эффект эндотермических реакций образования минералов принят по среднему составу клинкера

1	2	3
Е. С. Кичкина, И. А. Гнедина, [134]	$32,2C + 21,5(A - S) - 2,5F + 92,1$	Учитывается разность затрат теплоты на образование расплава (209,3) и рекуперацию теплоты на его затверждение (117,2)
Ю. М. Бутт, [32]	$4,187(5,3A_k + 3,12 A_m + 3,92 A_n + 6,48M^{карб} + 7,646C^{карб} - 5,116S - 0,59F)$	–
В. К. Классен, [128]	$4053g_{п} - 5,28C_3S - 7,16C_2S - 0,25C_3A - 0,84C_4AF,$ для беззольного топлива $g_{п} = \text{ППП}_c / (100 - \text{ППП}_c)$	Принимается, что теплота дегидратации и разложения карбонатов кальция и магния, отнесенная к 1 кг технологических газов, одинакова и составляет 4053 кДж/кг, теплота образования минералов выбрана на основе анализа имеющихся термодинамических данных

Обозначение: $g_{\text{сух.с}}^T$ – теоретический расход сухого сырья, кг/кг; $C_c, A_c, M_c, \text{ППП}_c$ – содержание оксидов и ППП сырьевой смеси, %; C, M, A, S, F – содержание оксидов в клинкере, %; A_k, A_m, A_n – содержание в клинкере оксида алюминия, входящего в каолинит, монтмориллонит и иллит, %; $H_2O^{\text{техн}}$ – выход технологической воды из глин, % к массе клинкера; $M^{\text{карб}}, C^{\text{карб}}$ – содержание в клинкере оксидов магния и кальция, входящих в карбонаты, %; $g_{п}$ – масса потерь при прокаливании, кг/кг кл.

Сравнение расчета ТЭК по разным методикам

Результаты расчета ТЭК по рассмотренным методикам, выполненные для различных заводов, состав сырья и клинкера которых приведены в табл. 1.2, представлены в табл. 8.3 и на рис. 8.3.

В среднем отклонения в полученных значениях составляют от 8 до 16%, или от 135 до 280 кДж/кг. В основном отклонения определяются способом расчета содержания карбонатов и каолинита, а не разными термодинамическими данными.

Расчет ТЭК по разным методикам

№	Завод	Номер методики						Средне- квадратичное отклоне- ние
		1	2	3	4	5	6	
1	Ангарский	1540	1761	1759	1821	1819	1670	98
2	«Араратцемент»	1625	1680	1735	1768	1860	1669	77
3	«Ахангаранцемент»	1599	1700	1758	1767	1836	1651	78
4	Белгородский	1699	1691	1761	1750	1862	1725	57
5	Воскресенский	1630	1659	1716	1728	1826	1740	62
6	Жигулевский	1602	1661	1709	1804	1820	1719	76
7	Ивано-Франковский	1671	1682	1728	1742	1855	1733	60
8	Каменец-Подольский	1677	1668	1728	1779	1852	1744	62
9	Кантский	1592	1638	1722	1723	1807	1641	71
10	Карадагский	1612	1618	1700	1743	1814	1665	71
11	Катав-Ивановский	1621	1686	1732	1748	1812	1688	60
12	Коркинский	1709	1674	1729	1794	1860	1763	61
13	Краматорский	1756	1708	1766	1739	1861	1774	47
14	«Кричевскцементоши- фер»	1624	1672	1733	1735	1826	1672	65
15	Михайловский	1677	1693	1746	1786	1880	1732	67
16	Ольшанский	1612	1691	1743	1767	1841	1674	73
17	Рыбницкий	1724	1720	1768	1777	1855	1781	45
18	Савинский	1615	1670	1740	1762	1808	1684	64
19	Старооскольский	1683	1688	1747	1722	1830	1712	49
20	Стерлитамакский	1634	1686	1739	1812	1851	1724	73
21	Топкинский	1669	1668	1733	1760	1846	1718	61
22	Ульяновский	1679	1687	1745	1767	1862	1728	61
	Минимум	1540	1618	1700	1722	1807	1641	45
	Максимум	1756	1761	1768	1821	1880	1781	98
	Диапазон изменения	216	143	68	99	73	140	53
	Среднее значение	1648	1682	1738	1763	1840	1709	65

Номера методик: 1 – Ю. И. Дешко [24]; 2 – Х. С. Воробьев и Д. Я. Мазуров [23], полная методика; 3 – там же, упрощенная формула; 4 – Zur Strassen [133]; 5 – Е. С. Кичкина и И. А. Гнедина, [134]; 6 – В. К. Классен [128].

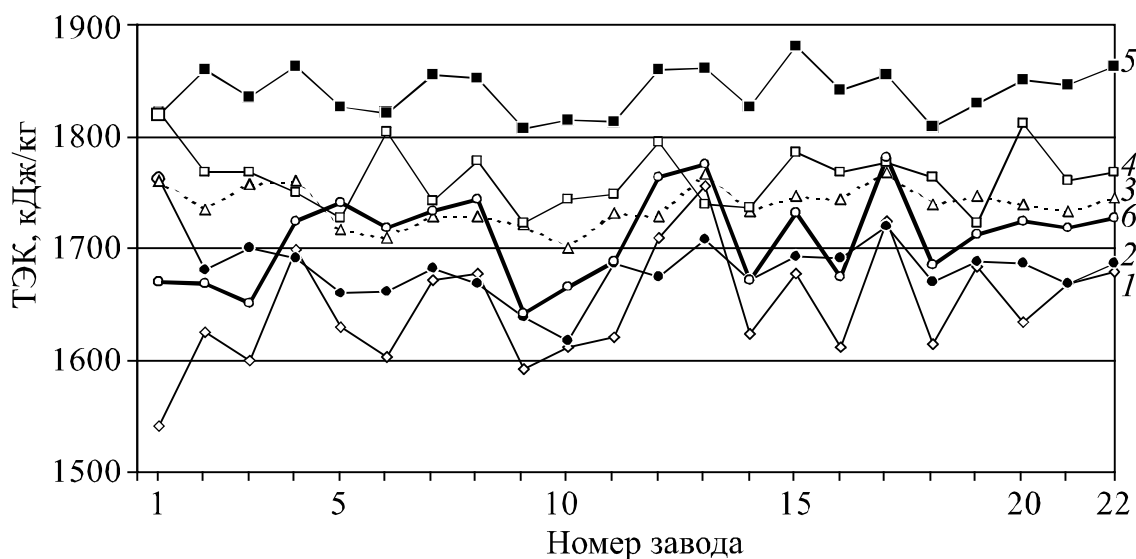


Рис. 8.3. Расчет ТЭК по разным методикам

Это следует из корреляции, равного 0,82 (при исключении Волховского завода), между среднеквадратичным отклонением в значениях ТЭК (табл. 8.3) и отклонением реальных потерь при прокаливании от потерь, рассчитанных по содержанию оксидов CaO, MgO и Al₂O₃ (табл. 1.3).

Необходимо отметить отсутствие корреляции между значениями ТЭК, полученными по разным методикам. Зависимость есть только между данными, полученными по полной и упрощенной методике Х. С. Воробьева и Д. Я. Мазурова, и между данными, полученными по методикам Ю. И. Дешко и В. К. Классена; в обоих случаях коэффициент корреляции равен 0,84.

В результате анализа методик расчета ТЭК можно сделать вывод, что определяющим фактором точности расчета является точное определение массы карбонатов, реально находящихся в сырье. Вид глин из-за их небольшого содержания в сырьевой смеси, а также конкретные термодинамические данные для минералов клинкера на получаемые результаты большого влияния не оказывают.

Наиболее точным из рассмотренных способов расчета ТЭК является метод, предложенный В. К. Классеном, так как он соответствует термодинамическим принципам и учитывает реальное содержание карбонатов и глинистых минералов в сырье.

Все рассмотренные методики предназначены для расчета ТЭК при выпуске рядового портландцементного клинкера из традиционного сырья. В случае применения в технологии техногенных

продуктов или выгорающих добавок состав и термодинамические свойства материалов, обжигаемых в печи, будут изменяться, что может привести к погрешности в расчете ТЭК. Поэтому существующие методы расчета требуют дополнений, которые позволили бы определять ТЭК в условиях применения нетрадиционной сырьевой базы и выпуска специальных цементов.

8.2. РАСЧЕТ ТЭК НА ОСНОВЕ БАЛАНСА ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ

Расчет теплового эффекта процесса клинкерообразования, как показано ранее, необходимо проводить на основе фундаментального положения термодинамики о том, что величина эффекта не зависит от способа превращения исходных веществ в конечные [23]. Поэтому для его расчета может быть использован предложенный в подразделе 7.3 баланс термодинамических свойств процесса преобразования сырья в клинкер.

Величина $Q_{ТЭК}$ эквивалентна критерию $\Delta H_{обж}^0$ при следующих условиях: бесприсадочном обжиге, отсутствии избирательного пылеуноса, использовании в качестве вектора состава Z в выражении (7.21) химического состава клинкера и коэффициента $g = 0,01$. В расчете ТЭК энтальпии образования исходных продуктов и технологических газов определяются по составу сырьевой смеси, а энтальпия образования клинкера – по его составу. Общая формула расчета ТЭК имеет вид

$$q_{ТЭК} = 0,01 \left(\left(Z_{кл}, K_{кл}^{\Delta H^0} \right) - g_{сух.с}^T \left(Z_{см}, K_{г}^{\Delta H^0} - K_{см}^{\Delta H^0} \right) \right) \quad (8.19)$$

где $Z_{кл}, Z_{см}$ – векторы состава клинкера и сырьевой смеси, мас. %; $g_{сух.с}^T$ – теоретический расход сухой сырьевой смеси, кг/кг кл.

На основании общей формулы (8.19) возможно получение ряда выражений для расчета ТЭК, учитывающих разный состав исходного сырья и способы расчета содержания карбонатов и глинистых минералов.

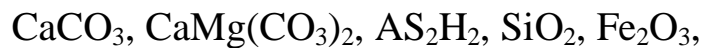
Если сырье состоит из



расчет производится по химическому составу сырья C_c, S_c, A_c, F_c, M_c и клинкера C, S, A, F, M , то ТЭК рассчитывается по формуле

$$q_{\text{ТЭК}} = g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} \begin{bmatrix} C_c \\ S_c \\ A_c \\ F_c \\ M_c \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} 145,14 \\ 151,66 \\ 176,04 \\ 51,52 \\ 178,16 \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} C \\ S \\ A \\ F \\ M \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} 112,84 \\ 173,06 \\ 166,99 \\ 53,16 \\ 149,39 \end{bmatrix}. \quad (8.20)$$

Если сырье включает



расчет содержания карбонатов и каолинита производится по титру T_c и потерям при прокаливании ППП_c сырья, а клинкер представлен минералогическим составом, то

$$q_{\text{ТЭК}} = g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} \begin{bmatrix} T_c \\ \text{ППП}_c \\ S_c \\ F_c \\ M_c \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} -137,734 \\ 498,16 \\ 151,66 \\ 51,52 \\ -11,34 \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} C_3S \\ C_2S \\ C_3A \\ C_4AF \\ M \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} 128,69 \\ 133,85 \\ 133,28 \\ 104,59 \\ 149,39 \end{bmatrix}. \quad (8.21)$$

Сравнение результатов расчета ТЭК по предложенным моделям с методом, приведенным Ю. И. Дешко в работе [24] для 12 составов, соответствующих вершинам области существования портландцементного клинкера (табл. 1.11), представлено на рис. 8.4.

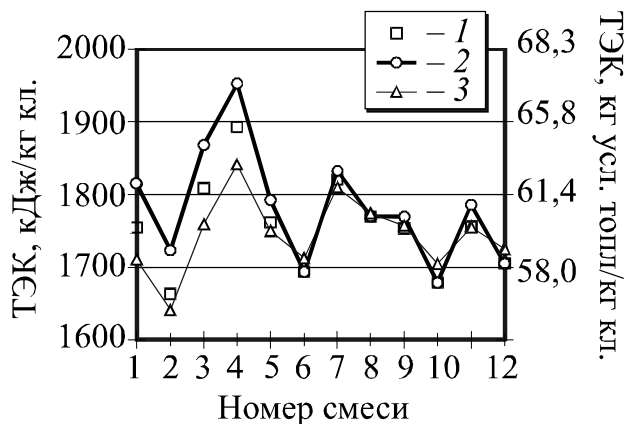


Рис. 8.4. Сравнение расчета теплового эффекта клинковообразования:
1 – (8.20); 2 – (8.21); 3 – [24]

Наибольшее различие в величине ТЭК 100 кДж/кг, или 5%, наблюдается для составов 1...5, которые характеризуются повышенным содержанием оксида магния и глинистого минерала. Для остальных составов разница результатов между предложенными выражениями и методом, приведенным в работе [24], составляет 20...40 кДж/кг, или 1...2%. Отклонение объясняется тем, что тепловой эффект дегидратации каолинита, принятый в методе [24] и определенный по термодинамическим данным работы [27], различен. Кроме того, в методе из работы [24] теплоемкости представлены в виде констант и не учитывают состава сырья, в частности примеси магнезита.

Расчет величины ТЭК по предложенному методу не требует информации о способе превращения сырьевой смеси в клинкер, заключается в простых математических вычислениях небольшого объема и позволяет легко модифицировать расчетную формулу при изменении составов сырьевых смесей и клинкера и уточнении термодинамических характеристик веществ. Основное применение предложенного метода – информационные системы для теплотехнических и технологических расчетов, так как предложенная форма позволяет создавать унифицированные методы расчетов, использовать базы данных для термодинамических свойств веществ, создавать базы данных, описывающих различные виды сырья и клинкера.

Упростить предлагаемые формулы возможно при использовании энтальпии образования веществ не из элементов, а из оксидов, которая представлена в табл. 5 приложения. Это снижает порядок коэффициентов, а также позволяет удалить из формулы оксиды сырьевой смеси, энтальпия которых равна нулю. Методика расчета ТЭК по предлагаемому способу представлена в следующем подразделе 8.3.

8.3. РАСЧЕТ ТЭК ДЛЯ РАЗЛИЧНЫХ ВИДОВ СЫРЬЯ И КЛИНКЕРА

В общем виде тепловой эффект клинкерообразования может быть рассчитан по выражению

$$q_{\text{ТЭК}} = h_{\text{кл}} - h_{\text{с}}, \quad (8.22)$$

где $h_{\text{кл}}$ и $h_{\text{с}}$ – энтальпия образования соединений клинкера и сырьевой смеси, в качестве которых принимается энтальпия образова-

ния при нормальных условиях из оксидов (табл. 5 приложения). С учетом того, что энтальпия образования большинства веществ меньше нуля, выражение (8.22) можно записать в виде

$$q_{\text{ТЭК}} = h'_c - h'_{\text{кл}}, \quad (8.23)$$

где $h'_c = -h_c$; $h'_{\text{кл}} = -h_{\text{кл}}$.

Традиционное сырье может быть представлено содержанием карбонатов, каолинита, кремнезема и оксида железа, при этом магний может входить в виде карбоната MgCO_3 или доломита $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$. Таким образом, энтальпия образования соединений сырьевой смеси с учетом того, что энтальпия образования оксидов равна нулю, в случае содержания карбоната магния имеет вид

$$h'_c = -0,01 g_{\text{сух.с}}^T (\Delta H_{\text{CaCO}_3 \text{CaCO}_3} + \Delta H_{\text{MgCO}_3 \text{MgCO}_3} + \Delta H_{\text{AS}_2\text{H}_2 \text{AS}_2\text{H}_2}), \quad (8.24)$$

а в случае содержания доломита имеет следующий вид:

$$h'_c = -0,01 g_{\text{сух.с}}^T (\Delta H_{\text{CaCO}_3 \text{CaCO}_3} + \Delta H_{\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3 \text{MgCO}_3} + \Delta H_{\text{AS}_2\text{H}_2 \text{AS}_2\text{H}_2}), \quad (8.25)$$

где $g_{\text{сух.с}}^T$ – теоретический расход сухой сырьевой смеси, %; CaCO_3 , MgCO_3 , $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$, AS_2H_2 – содержание в сырьевой смеси карбонатов кальция и магния, доломита и каолинита, %; ΔH_{CaCO_3} , ΔH_{MgCO_3} , $\Delta H_{\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3}$, $\Delta H_{\text{AS}_2\text{H}_2}$ – энтальпия образования карбонатов кальция, магния, доломита и каолинита из оксидов, кДж/кг.

Если содержание соединений выразить через содержание оксидов согласно табл. 1.4, то энтальпия h'_c примет вид

$$h'_c = g_{\text{сух.с}}^T (k_C C_c + k_A A_c + k_M M_c + k_{\text{ППП}} \text{ППП}_c + k_T T_c), \quad (8.26)$$

где C_c , A_c , M_c – содержание оксидов кальция, алюминия и магния в сырьевой смеси; ППП_c , T_c – потери при прокаливании и титр сырьевой смеси; k_C , k_A , k_M , $k_{\text{ППП}}$, k_T – коэффициенты.

Для клинкера энтальпия образования минералов складывается из суммы энтальпии образования минералов:

$$h'_{\text{кл}} = -0,01 \sum m_i \Delta H_i, \quad (8.27)$$

где m_i – содержание минерала в клинкере, %; M_i – энтальпия образования минералов из оксидов, кДж/кг.

Так как обычно для клинкера определяется химический состав, по которому уже потом рассчитывается содержание минералов, то величину $h'_{\text{кл}}$ удобнее выразить через содержание оксидов, заменив содержание минералов на выражения для их расчета по химическому составу. Таким образом, с учетом равенства энтальпии образования оксида магния нулю получаем

$$h'_{\text{кл}} = k_{\text{C}}\text{C} + k_{\text{S}}\text{S} + k_{\text{A}}\text{A} + k_{\text{F}}\text{F} + k_{\text{SO}_3}\text{SO}_3, \quad (8.28)$$

где k_{C} , k_{S} , k_{A} , k_{F} , k_{SO_3} – коэффициенты; C, S, A, F, SO₃ – содержание в клинкере оксидов кальция, кремния, алюминия, железа и серы, %.

Таким образом, окончательно получаем общее выражение для расчета ТЭК

$$\begin{aligned} q_{\text{ТЭК}} &= h'_{\text{с}} - h'_{\text{кл}} = \\ &= g_{\text{сух.с}}^{\text{T}}(k_{\text{C}}\text{C}_{\text{с}} + k_{\text{A}}\text{A}_{\text{с}} + k_{\text{M}}\text{M}_{\text{с}} + k_{\text{ППП}}\text{ППП}_{\text{с}} + k_{\text{T}}\text{T}_{\text{с}}) - \\ &\quad - (k_{\text{C}}\text{C} + k_{\text{S}}\text{S} + k_{\text{A}}\text{A} + k_{\text{F}}\text{F} + k_{\text{SO}_3}\text{SO}_3). \end{aligned} \quad (8.29)$$

В табл. 8.4 представлены коэффициенты для расчета энтальпии образования сырьевой смеси при разных составах сырья и способах расчета содержания соединений. Коэффициенты получены на основании данных табл. 1.4 и табл. 5 приложения.

Таблица 8.4

Расчет энтальпии сырьевой смеси

Способ расчета содержания соединений	Коэффициенты				
	k_{C}	k_{A}	k_{M}	$k_{\text{ППП}}$	k_{T}
Состав сырья CaCO₃, MgCO₃, AS₂H₂, SiO₂, Fe₂O₃					
По оксидам	31,75	13,34	28,92	–	–
По ППП и Al ₂ O ₃	–	–0,94	–15,25	40,45	–
По ППП и титру	–	–	–15,25	37,75	1,18
Состав сырья CaCO₃, CaCO₃·MgCO₃, AS₂H₂, SiO₂, Fe₂O₃					
По оксидам	31,75	13,34	30,86	–	–
По ППП и Al ₂ O ₃	–	–0,94	–13,32	40,45	–
По ППП и титру	–	–	–13,32	37,75	1,18

Примечание. Энтальпия образования CaCO₃ –1778,7; MgCO₃ –1382,2; CaCO₃·MgCO₃ –1639,8; AS₂H₂ –526,91 кДж/кг.

В табл. 8.5 представлены коэффициенты для расчета энтальпии образования клинкера разного фазового состава, которые получены по данным табл. 10.3 работы [8] и табл. 5 приложения.

На основании выражения (8.29) и табл. 8.4 и 8.5 может быть получено выражение для расчета ТЭК согласно имеющимся характеристикам сырья и виду получаемого клинкера.

Таблица 8.5

Расчет энтальпии клинкера

	Коэффициенты перед оксидами				
	k_C	k_S	k_A	k_F	k_{SO_3}
$C_3S-C_2S-C_3A-C_4AF-CaSO_4$	-2,387	25,504	4,479	3,156	51,849
$C_3S-C_2S-C_2F-C_4AF-CaSO_4$ ($p < 0,638$)	-2,387	25,504	3,481	3,808	51,849
$CaO-C_3S-C_3A-C_4AF-CaSO_4$ ($KH > 1$)	-	18,818	0,539	2,316	50,177
$CaO-C_3S-C_2F-C_4AF-CaSO_4$ ($KH > 1, p < 0,638$)	-	18,818	0,851	2,113	50,177
$C_2S-CS-C_3A-C_4AF-CaSO_4$ ($KH < 0,67$)	7,965	6,179	-12,604	-0,480	44,601
$CS-C_2S-C_2F-C_4AF-CaSO_4$ ($KH < 0,67, p < 0,638$)	7,965	6,179	-7,909	-3,477	44,601

Примечание. Энтальпия образования C_3S -495,21; C_2S -734,18; CS -704,1; C_2F -124,27; C_3A -20,321; C_4AF -87,393; $CaSO_4$ -2951,6 кДж/кг.

Рассмотрим, например, получение рядового клинкера фазового состава $C_3S-C_2S-C_3A-C_4AF$, также содержащего $CaSO_4$. Если рассчитывать содержание карбонатов и каолинита по $ППП_c$ и A_c , то в случае содержания магнезия в сырье в виде карбоната, ТЭК рассчитывается по выражению

$$q_{ТЭК} = g_{сух.с}^T (40,45ППП_c - 0,94A_c - 15,25M_c) - (25,504S + 4,479A + 3,156 F + 51,849SO_3 - 2,387C), \quad (8.30)$$

а если в виде доломита, то по выражению

$$q_{ТЭК} = g_{сух.с}^T (40,45ППП_c - 0,94A_c - 13,32M_c) - (25,504S + 4,479A + 3,156 F + 51,849SO_3 - 2,387C). \quad (8.31)$$

Если же содержание карбонатов и каолинита рассчитывать по титру и ППП, то в случае наличия в сырье карбоната магния выражения для расчета ТЭК примут следующий вид:

$$q_{\text{ТЭК}} = g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} (37,75\text{ППП}_c + 1,18\text{T}_c - 15,25\text{M}_c) - (25,504\text{S} + 4,479\text{A} + 3,156\text{F} + 51,849\text{SO}_3 - 2,387\text{C}), \quad (8.32)$$

а при наличии доломита

$$q_{\text{ТЭК}} = g_{\text{сух.с}}^{\text{T}} (37,75\text{ППП}_c + 1,18\text{T}_c - 13,32\text{M}_c) - (25,504\text{S} + 4,479\text{A} + 3,156\text{F} + 51,849\text{SO}_3 - 2,387\text{C}). \quad (8.33)$$

В подразделе 8.3 рассмотрены только наиболее распространенные составы сырья и часть возможных фазовых составов клинкеров. Но при необходимости и при наличии данных для более точного расчета состава сырья на основании изложенного подхода возможно получение выражений для расчета ТЭК и в других случаях.

* * *

В разделе приведен обзор методик расчета теплового эффекта клинкерообразования (ТЭК). Определено, что точность расчета ТЭК определяется способом расчета содержания карбонатов и каолинита в сырьевой смеси, а не точностью тепловых эффектов химических реакций.

На основании фундаментального положения термохимии предлагается обобщенный метод расчета ТЭК, позволяющий учитывать различный минералогический состав сырьевой смеси и клинкера.

9. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ПРОЦЕССА ОБЖИГА ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА

9.1. ЗАДАЧИ И МЕТОДЫ ЭКСЕРГЕТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА

Эффективным способом анализа и оптимизации теплотехнологических систем является эксергетический метод, который позволяет оценивать степень совершенства процессов передачи и преобразования теплоты и энергии [126, 130, 135, 136].

Под эксергией в традиционной литературе понимается работа, которая может быть получена из системы при ее обратимом переходе в состояние равновесия с окружающей средой [126, 137, 138]. Таким образом, эксергия является частью энергии, заключенной в системе, которая может быть использована с практической точки зрения (рис. 9.1).

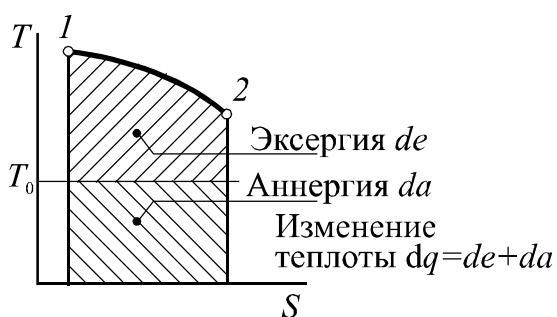


Рис. 9.1. Изменение теплоты и эксергии процесса 1–2

Введение понятия «эксергия» позволяет произвести единую оценку энергии различного вида путем ее перевода в безэнтروпийную величину, так как только энергия, не связанная в энтропию, является «полезной», то есть может быть получена из исходной в обратимом процессе. Таким образом, эксергетическая функция имеет вид

$$de = dh - T_0 dS, \quad (9.1)$$

где de – изменение эксергии; dh – изменение энтальпии; T_0 – абсолютная температура окружающей среды; dS – изменение энтропии.

Эксергия определяется разностью значений свойств системы и окружающей среды. Чем больше это различие, тем эксергия выше, а если система имеет параметры окружающей среды, то ее

эксергия равна нулю. Значение эксергии зависит от параметров окружающей среды (температуры T_0 , давления p_0 и состава). В работах [137, 138] для систематизации и упрощения расчетов предлагается эксергию разделять на виды, представленные на рис. 9.2.



Рис. 9.2. Классификация эксергии

Рассмотрим представленную классификацию.

I. Если энергия не характеризуется энтропией, то она вся может быть использована, в этом случае эксергия равна энергии

$$e = e_m, e = e_э. \quad (9.2)$$

К этому виду относится эксергия механической работы e_m и электрической энергии $e_э$.

II. Если при преобразовании энергии происходят потери энтропии, то эксергия меньше энергии. Для эксергии этого вида существуют специальные методы расчета, получаемые из выражения (9.1). К ним относятся термомеханическая, химическая эксергия и эксергия потоков теплоты и энергии.

Термомеханическая (или термодетформационная) эксергия обуславливается различием термических и механических параметров вещества и среды. Она разделяется на следующие виды:

– термомеханическую эксергию вещества в замкнутом объеме e_v

$$e_v = (u - u_0) + p_0(v - v_0) - T_0(S - S_0) = \\ u + p_0v - T_0S + C_v; \quad (9.3)$$

– термомеханическую эксергию вещества e

$$e = (h - h_0) - T_0(S - S_0) = h - T_0S + C, \quad (9.4)$$

где u , v , S , h – внутренняя энергия, удельный объем, энтропия и энтальпия вещества; u_0 , v_0 , S_0 , h_0 – свойства при параметрах окружающей среды; C_v и C – эксергетическая функция, включающая постоянные параметры заданной окружающей среды;

Химическая эксергия связана с разностью между составом системы и ее составом, образующимся после установления равновесия с окружающей средой. Она делится на реакционную, равную тепловому эффекту реакции разложения химических соединений до веществ, составляющих окружающую среду, и концентрационную, равную энергии, которая необходима для выделения из смеси вещества в чистом виде.

Согласно методике Я. Шаргута, химическая эксергия представляется как работа реакции девальвации (разложения рассматриваемого соединения и дополнительных веществ отсчета до результирующих веществ отсчета). Дополнительные вещества отсчета необходимы, если продукты разложения рассматриваемого соединения включают не только вещества отсчета, но и другие. Таким образом, уравнение для расчета химической эксергии e_x имеет вид

$$e_x = \left(\sum h_2 - \sum h_1 \right) - T_0 \left(\sum S_2 - \sum S_1 \right) - e_{к1}, \quad (9.5)$$

где h_1 , S_1 – энтальпия и энтропия рассматриваемого соединения и дополнительных веществ отсчета при температуре окружающей среды; h_2 , S_2 – энтальпия и энтропия результирующих веществ отсчета при температуре окружающей среды; T_0 – температура окружающей среды; $e_{к1}$ – концентрационная эксергия дополнительных веществ отсчета, если они содержатся в окружающей среде как компонент раствора или газовой смеси (воздуха).

В работе [125] предлагается реакционную эксергию e_r соединения $A_aB_bC_c$ рассчитывать по выражению

$$e_r = \Delta G + a e_A + b e_B + c e_C, \quad (9.6)$$

где ΔG – энергия Гиббса (изобарно-изотермический потенциал) соединения; a, b, c – стехиометрические коэффициенты; e_A, e_B, e_C – эксергия химических элементов; А, В, С – химические элементы, входящие в соединение.

Выражение (9.6) может быть получено из выражения (9.5) путем выделения эксергии химических элементов.

Концентрационная эксергия e_k , Дж/кг, для жидкой и газообразной смеси может быть определена по выражению

$$e_k = -RT_0 \sum \frac{\ln x_i}{M_i} = -RT_0 \sum \frac{1}{M_i} \ln \frac{p_i}{p_0}, \quad (9.7)$$

где $R = 8,314$ Дж/моль·К – универсальная газовая постоянная; T_0 – температура окружающей среды, К; x_i – концентрация компонента; M_i – молярная масса i -го соединения, кг/моль; p_i – парциальное давление i -го компонента; p_0 – давление окружающей среды.

При расчете химической эксергии необходимо задать состав окружающей среды, которая представляется состоящей из ряда веществ, не разлагающихся и не вступающих в химические реакции, называемых веществами отсчета. От выбора веществ отсчета будут зависеть и значения полученной химической эксергии.

Эксергия потоков энергии, не связанных с веществом, разделяется на следующие виды:

– эксергия теплового потока e_q

$$e_q = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) q = \tau_e q, \quad (9.8)$$

где q – теплота (тепловой поток); τ_e – эксергетическая температура;

– эксергия излучения e_ε

$$e_\varepsilon = \varepsilon \sigma_0 \frac{3T^4 + T_0^4 - 4T_0T^3}{3}, \quad (9.9)$$

где ε – степень черноты; σ_0 – постоянная Стефана–Больцмана.

Классификация внешних связей системы обжига клинкера рассмотренным способом представлена на рис. 9.3 и в табл. 9.1.

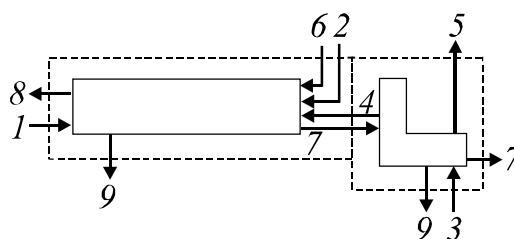


Рис. 9.3. Техническая система для обжига клинкера
(обозначения приведены в табл. 9.1)

Таблица 9.1

Виды эксергии потоков цементной печи

Поток (нумерация согласно рис. 9.3)	Виды эксергии				
	Термо- механи- ческая	Химическая		Тепло- вого по- тока	Излу- чения
		Реакци- онная	Концент- рационная		
Сырье 1	–	–	–	–	–
Воздух первичный 2 и в холодильник 3	–	–	–	–	–
Воздух вторичный 4 и избыточный 5	+	–	–	–	–
Топливо 6	+	+	–	–	–
Клинкер 7	+	+	–	–	–
Отходящие газы 8	+	+	+	–	–
Потери теплоты че- рез корпус 9	–	–	–	+	+

Эксергетический анализ делится на два вида [137, 139]:

1. Метод эксергетических потерь, или энтропийный метод, заключается в расчете потерь эксергии во всех отдельных типовых процессах, составляющих рассматриваемую систему.

Эксергетические потери и их распределение позволяют выделить процессы, интенсификация которых даст возможность значительно повысить эффективность всей установки. В основу определения эксергетических потерь $\Sigma \Delta e$ может быть положена известная формула Гюи–Стодолы

$$\Sigma \Delta e = T_0 \Sigma \Delta S. \quad (9.10)$$

Необходимо отметить, что повышение степени термодинамической завершенности процессов характеризуется и увеличением затрат на них [137].

2. Метод эксергетических потоков, или балансовый метод, заключается в расчете эксергии входных и выходных потоков системы, составлении эксергетического баланса

$$\Sigma e_{\text{ВХ}} = \Sigma e_{\text{ВЫХ}} + \Sigma \Delta e \quad (9.11)$$

и определении потерь эксергии $\Sigma \Delta e$ как разности эксергии входных $\Sigma e_{\text{ВХ}}$ и выходных $\Sigma e_{\text{ВЫХ}}$ потоков. Эксергетический КПД при этом имеет вид

$$\eta_{\text{э}} = \frac{\Sigma e_{\text{ВЫХ}}}{\Sigma e_{\text{ВХ}}} = 1 - \frac{\Sigma \Delta e_{\text{Т}}}{\Sigma e_{\text{ВХ}}} \quad (9.12)$$

Этот метод обычно применяется для сравнительного анализа различных аппаратов или режимов работы одного аппарата [140].

Результаты расчета эксергетического баланса дают возможность оценить степень совершенства анализируемой системы, производить сравнение как действующих, так и проектируемых установок.

В задачах цементной технологии возможно осуществление обоих подходов. Так как процесс получения цемента состоит из типовых процессов, протекающих в агрегатах различного типа, можно использовать единый методологический подход к проведению эксергетического анализа. Необходимо отметить, что оба вида эксергетического анализа основаны на расчете эксергии материального потока, причем правильность и точность этого расчета определяют достоверность результатов анализа.

9.2. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПЕЧЕЙ

Теоретические методы эксергетического анализа можно считать разработанными достаточно полно, но в задачах прикладного характера он применяется в основном при исследовании и оптимизации низкотемпературных теплообменных процессов – рекуперации низкопотенциальной теплоты, процессов в криогенных установках и им подобных [137, 138].

Это связано с тем, что эксергетический метод ориентирован на оптимизацию технологий, конечным результатом которых яв-

ляется получение теплоносителя (например пара, и сжатого воздуха) или проведение отдельных энергоемких типовых процессов разделения фаз и веществ (например, сушки и ректификации), то есть когда задачей технологического процесса является наиболее полная передача энергии между рабочими веществами. Особенно эффективно применение данного метода в тех случаях, когда нельзя однозначно построить критерий оптимизации процесса из-за использования или получения материалов, стоимость которых не может быть определена экономическими методами. Например, это получение нескольких продуктов в одном процессе или использование нетрадиционных видов топлива. Для этих целей существует специальный термоэкономический метод, в соответствии с которым используется стоимость не материалов, а их эксергии [141].

В работе [126] отмечается, что в промышленных печах полезный продукт производится из неэнергетического сырья, а энергия для этого подводится при сжигании топлива. Наряду с полезными продуктами при этом получают и хвостовые продукты, которые не используются, но их образование является составной частью технологического процесса. Поэтому эксергетический КПД печи в общем случае может быть рассчитан по выражению, приведенному в работе [142]:

$$\eta_{\text{э.п}} = \frac{e_{\text{п.пр}} - e_{\text{неэн.с}}}{e_{\text{т}} + e_{\text{э.э}}}, \quad (9.13)$$

где $e_{\text{п.пр}}$ – полезная эксергия получаемого продукта, обычно не включающая его термическую эксергию, так как теплота продукта не используется; $e_{\text{неэн.с}}$ – эксергия неэнергетического сырья, подаваемого в печь; $e_{\text{т}}$ и $e_{\text{э.э}}$ – эксергия подаваемого в печь топлива и электроэнергии.

В обжиговых системах цементного производства процессы теплообмена являются вспомогательными для осуществления главной задачи: проведения структурных и химических преобразований в исходном продукте в соответствии с необходимым температурным режимом. Таким образом, возможность перенесения эксергетических методов на установки по обжигу клинкера остается под вопросом и требует дальнейшего изучения, хотя согласно работе [136] удельный вес внутренних эксергетических

потерь от необратимости химических реакций – один из преобладающих в общей сумме эксергетических потерь промышленных печей.

В ряде работ [130, 135, 136, 143–145] М. Э. Вердиян с сотрудниками осуществил новый подход к эксергетическому анализу процесса получения цемента. В работе [136] эксергия преобразуемого материала определена как способность реагировать на совершаемое по отношению к нему воздействие. Поэтому в работе [130] предложено, что эксергия шлама $E_{\text{шл}}$ находится в зависимости от параметров, характеризующих используемые сырьевые компоненты, технологию их приготовления и обжига:

$$E_{\text{шл}} = f(KН, R_{008}, Pе, W, T, S), \quad (9.14)$$

где КН – химический состав сырьевого шлама; R_{008} – степень измельчения шлама; $Pе$ – степень перемешивания шлама; W – влажность; T – степень термообработки; S – технология приготовления и обжига шлама.

Максимальная эксергия сырья имеет место при его минимальной влажности и максимальной пористости. Эксергия материалов, приведенная в этих работах, представлена в табл. 9.2.

Таблица 9.2

Эксергия материалов [130, 135, 136, 143–145]

Материал	Эксергия, кДж/кг
Сырьевые компоненты	
Мел (пористость 40...60%, влажность 12...33%)	167...350
Мел (среднее значение)	269±19
Известняк	120...180
Глина (возможные значения)	230...590
Глина (средний состав)	366±13
Бокситы	2914±9
Сланец	469±10
Огарки уваровские	4251±9
Огарки каменец-шахтинские	4376±2
Шлак липецкий	7984±7
Сырьевой шлам	
Сырьевой шлам из традиционного сырья	321
Сырьевой шлам с техногенными продуктами	3333

Материал	Эксергия, кДж/кг
Несырьевые материалы	
Газообразное топливо	39865
Вода	64
Воздух	27
Воздух сжатый	345
Электротенергия (кДж/кВт)	3600
Технологические продукты	
Клинкер	1310
Отходящие газы	547
Пыль	392
Воздух из холодильника	260

Как отмечается в письме [146], где комментируются представленные работы, «серьезным недостатком обсуждаемого материала... представляется отсутствие указаний на способ вычисления эксергии». Анализируя представленные данные, можно сделать предположение, что приведенные в табл. 9.2 значения являются не эксергией в традиционно понимаемом смысле (например, согласно работам [125, 126, 137, 138, 141]), а частью затрачиваемой энергии, необходимой для получения готового продукта. В этом случае рассмотренный подход можно полноправно считать энергетическим анализом технологии получения цемента. Такой вывод подтверждает и приведенная в работе [136] зависимость:

$$G = 286 - 0,168 E_{\text{шл}}, \quad (9.15)$$

где G – расход условного топлива, кг/т кл.; $E_{\text{шл}}$ – эксергия шлама, кДж/кг, рассчитанная на основании предложенного авторами подхода. Выражение (9.15) может быть сопоставлено с приведенными в подразделе 1.10 закономерностями изменения расхода топлива в зависимости от состава сырьевой смеси и технологических параметров работы печи.

9.3. РАСЧЕТ ЭКСЕРГИИ ДЛЯ СОЕДИНЕНИЙ ТЕХНОЛОГИИ СИЛИКАТОВ

Для использования эксергетического анализа в информационных системах контроля теплотехнологических процессов производства строительных материалов требуется автоматизации рас-

чета эксергии. Выражения для расчета эксергии концентрационной, теплового потока и излучения приведены в ряде источников и их применение не вызывает затруднений. Расчет термомеханической эксергии производится по термодинамическим таблицам свойств веществ. Расчет реакционной эксергии требует определения веществ отсчета, эксергия которых равна нулю. Рассмотрим подробнее автоматизацию расчетов эксергии двух последних видов.

Расчет химической эксергии

Несмотря на имеющиеся данные по химической эксергии большого количества соединений, рассчитанные Я. Шаргутом [125], приведенные в работе [138] и ряде других, возникает необходимость определения химической эксергии для иного набора веществ отсчета или другой температуры окружающей среды (так как в литературе она приводится для $T_0 = 298\text{K}$). Например, в качестве веществ отсчета удобно принимать сырьевые материалы, перерабатываемые в теплотехнологическом процессе, тогда их химическая эксергия на входе в систему будет равна нулю. В эксергетическом анализе также важное значение играет согласованность термодинамических данных. Поэтому имеющиеся значения химической эксергии необходимо применять совместно с данными для энтропии, энтальпии и энергии Гиббса, которые были использованы при их получении. Но исходные термодинамические данные обычно в научных источниках не приводятся. Вместе с тем несоответствие данных может привести к заметному расхождению в результатах термодинамических расчетов. Например, химическая эксергия MgO в работе [126] равна 59 610 Дж/моль, а в работе [125] – 17 241 Дж/моль; в этих работах также в среднем на 1–2% различаются и химические эксергии других веществ и соединений.

Для согласования значений химической эксергии с применяемой базой данных термодинамических свойств, температурой окружающей среды и учета требуемой системы отсчета предлагается метод расчета эксергии химических элементов, применяющийся для расчета реакционной эксергии соединений по выражению (9.6). Для каждого химического элемента должно быть свое вещество отсчета [125], химическая эксергия которого равна нулю для веществ, находящихся в литосфере, и равна концентраци-

онной эксергии – для находящихся в атмосфере [125]. Таким образом, если в принятой системе имеется N химических элементов, для них должно быть N веществ отсчета. Для каждого из них можно записать выражение

$$\Delta G_i + \sum_{k=1}^N m_{ik} e_k = (0 \vee -RT_0 \ln x_i), \quad i = 1 \dots N, \quad (9.16)$$

где ΔG_i – энергия Гиббса i -го вещества отсчета при температуре окружающей среды, кДж/моль; m_{ik} – стехиометрический коэффициент для k -го элемента в i -м веществе, при отсутствии элемента $m_{ik} = 0$; e_k – химическая эксергия k -го элемента, кДж/моль; x_i – концентрация i -го вещества в атмосфере.

Таким образом, получается система из N уравнений с N неизвестными – величинами химической эксергии элементов, которые определяются решением системы. Вещества отсчета должны быть выбраны таким образом, чтобы химическая эксергия всех остальных соединений была больше нуля. Если для какого-то вещества она меньше нуля, это вещество должно быть принято в качестве вещества отсчета, заменив одно из имеющихся. В случае нескольких отрицательных значений в вещества отсчета переводится соединение с наименьшей полученной эксергией.

Рассмотрим пример расчета по предложенной методике. В качестве системы выберем процесс обжига цементного клинкера из сырья, не содержащего примесей при использовании в качестве топлива природного газа. Химические соединения, содержащиеся в сырье, клинкере, топливе и отходящих газах, будут содержать девять химических элементов:

Al, C, Ca, Fe, H, Mg, N, O, Si.

В качестве веществ отсчета примем соединения, содержащиеся в природном сырье: $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (каолинит), CO_2 (газ), CaCO_3 (кальцит), Fe_2O_3 (гематит), H_2O (вода), $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$ (доломит), N_2 , O_2 , SiO_2 (а-кварц). Энергия Гиббса этих соединений приведена в табл. 4 приложения. Записав уравнения (9.16) для каждого из веществ отсчета, получаем девять уравнений:

$$\begin{aligned} -3799,284 + e_{\text{Al}} + 2e_{\text{Si}} + 4e_{\text{H}} + 9e_{\text{O}} &= 0; \\ -394,644 + e_{\text{C}} + 2e_{\text{O}} &= -0,001 \cdot 8,31441 \cdot 298,15 \cdot \ln 0,0003; \\ -1129,569 + e_{\text{Ca}} + e_{\text{C}} + 3e_{\text{O}} &= 0; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& -740,136 + 2e_{\text{Fe}} + 3e_{\text{O}} = 0; \\
& -237,404 + 2e_{\text{H}} + e_{\text{O}} = 0; \\
& -2154,212 + e_{\text{Ca}} + e_{\text{Mg}} + 2e_{\text{C}} + 6e_{\text{O}} = 0; \\
& 0 + 2e_{\text{N}} = -0,001 \cdot 8,31441 \cdot 298,15 \cdot \ln 0,7898; \\
& 0 + 2e_{\text{O}} = -0,001 \cdot 8,31441 \cdot 298,15 \cdot \ln 0,2099; \\
& -857,300 + e_{\text{Si}} + 2e_{\text{O}} = 0.
\end{aligned}$$

Решая систему, получаем химическую эксергию элементов, кДж/моль:

$$\begin{aligned}
e_{\text{Al}} &= 802,036; \\
e_{\text{C}} &= 410,883; \\
e_{\text{Ca}} &= 712,882; \\
e_{\text{Fe}} &= 367,166; \\
e_{\text{H}} &= 117,735; \\
e_{\text{Mg}} &= 607,956; \\
e_{\text{N}} &= 0,292; \\
e_{\text{O}} &= 1,935; \\
e_{\text{Si}} &= 853,430.
\end{aligned}$$

Предложенный метод может быть автоматизирован методами линейного программирования в следующей постановке задачи

$$K_{\text{opt}} = - \sum_{k=1}^N \left(\sum_{i=1}^S p_i m_{ik} \right) e_k; \quad (9.17)$$

$$- \sum_{k=1}^N m_{ik} e_k \leq (0 \vee RT_0 \ln x_i) + \Delta G_i, \quad i = 1 \dots S; \quad (9.18)$$

$$e_k \geq 0, \quad k = 1 \dots N, \quad (9.19)$$

где K_{opt} – критерий оптимизации, который должен максимизироваться; p_i – неотрицательный весовой коэффициент для i -го соединения; S – количество соединений в базе данных.

Весовые коэффициенты p_i определяют предпочтительные соединения для веществ отсчета. Если у всех соединений коэффициенты p_i одинаковые, решением останется выбранное опорное решение. Для соединений, которые обязательно должны быть веществами отсчета, вместо выражения (9.18) задаются ограничения – равенства.

С помощью предложенного метода была рассчитана химическая эксергия элементов для соединений технологии силикатных материалов. Расчет был выполнен для температуры окружающей среды от -20 до 30°C на основе описанной в подразделе 6.5 термодинамической базы данных, включающей около 200 химических соединений (характеристики которых приведены в табл. 4 приложения). Результаты расчета приведены в табл. 10 приложения. Зависимость эксергии элементов от температуры может быть описана регрессионной зависимостью, представленной в табл. 9.3.

Таблица 9.3

Коэффициенты уравнения $e_x = a_0 + a_1 t_0 + a_2 t_0^2$
для расчета химической эксергии химических элементов (кДж/моль)

Элемент	a_0	$a_1 \cdot 10^3$	$a_2 \cdot 10^6$	Элемент	a_0	$a_1 \cdot 10^3$	$a_2 \cdot 10^6$
N	0,268	0,981	0	Ge	498,399	-194,143	1,240
O	1,773	6,490	0	H	119,895	-88,122	68,461
Al	807,089	-202,162	0	K	421,359	-182,562	104,510
As	393,030	-255,312	0	Li	568,500	-126,889	72,966
B	608,235	-91,829	46,188	Mg	621,153	-360,310	63,436
Ba	780,653	-715,141	272,435	Mn	466,287	-201,545	92,232
Be	597,487	-107,429	-159,984	Na	369,123	-366,686	159,678
C	409,488	54,174	65,090	Ni	222,496	-122,517	-136,913
Ca	721,404	-342,746	73,386	Pb	218,260	-328,395	88,686
Cd	261,925	-346,083	-65,081	S	604,511	-116,274	-22,594
Cl	17,499	271,668	-68,295	Sb	434,306	-261,016	106,519
Cr	524,613	-151,188	91,768	Si	858,365	-199,292	76,409
Cs	312,792	-186,554	58,095	Sn	257,778	-107,257	79,432
Cu	130,473	-119,678	73,773	Sr	730,505	-351,931	81,309
F	222,911	79,977	22,773	Ti	889,970	-203,292	93,406
Fe	370,895	-151,437	90,784	Zn	324,191	-353,127	74,481

Обозначение: t_0 – температура окружающей среды, $^\circ\text{C}$.

Так как природное сырье и сухие продукты сгорания топлива в предлагаемой модели окружающей среды отнесены к веществам отсчета, их химическая эксергия равна нулю. Поэтому химическая эксергия в процессе обжига клинкера будет ненулевой для топлива, клинкера, паров воды и техногенных продуктов, используемых в качестве сырьевых добавок. Химическая эксергия соединений, составляющих эти материалы, при 25°C следующая (кДж/моль):

C_3S	215,426;	CaO	110,632;
$C_2S-\beta$	92,149;	MgO	44,300;
C_3A	340,453;	$H_2O(\text{газ})$	8,634.
C_4AF	419,347;		

В табл. 11 приложения приведены коэффициенты a_0 и a_1 для расчета химической эксергии соединений по линейному уравнению $e = a_0 + a_1 t_0$ при температуре окружающей среды t_0 в интервале от -20 до $30^\circ C$.

Расчет термомеханической эксергии вещества в потоке

Термомеханическая эксергия вещества в потоке e при температуре T может быть рассчитана по выражению

$$e = (H - H_0) - T_0 (S - S_0), \quad (9.20)$$

где H и H_0 – энтальпия при температурах T и T_0 ; S , S_0 – энтропия при температурах T и T_0 .

С использованием известных термодинамических соотношений и выражения для расчета истинной молярной изобарной теплоемкости

$$c_p = a + bT + cT^{-2}$$

изменение энтальпии и энтропии может быть определено следующим образом:

$$H - H_0 = \int_{T_0}^T c_p dT = a(T - T_0) + 0,5b(T^2 - T_0^2) - c \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right); \quad (9.21)$$

$$S - S_0 = \int_{T_0}^T \frac{c_p}{T} dT = a \ln \frac{T}{T_0} + b(T - T_0) - 0,5c \left(\frac{1}{T^2} - \frac{1}{T_0^2} \right). \quad (9.22)$$

Коэффициенты a , b , c для соединений силикатных технологий представлены в табл. 11 приложения.

Таким образом, на основании вышеизложенного химическая и термомеханическая эксергия веществ может быть рассчитаны на основании термодинамических данных веществ.

Расчет химической и термомеханической эксергии и эксергетического баланса процессов преобразования материалов позволяет проводить термодинамическая база данных, описанная в подразделе 6.5 (см. рис. 6.9).

9.4. ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ПРОЦЕССА ОБЖИГА ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА

Оценку эффективности высокотемпературных теплотехнологических процессов можно проводить на основании выражений (9.12) и (9.13). Эксергетический КПД $\eta_{\text{э}}$ будет выражать степень совершенства процессов передачи энергии в установке, а $\eta_{\text{э.п}}$ – эффективность использования энергии для получения конечного продукта. В последнем случае неэнергетическим сырьем, подаваемым в печь, являются дополнительные техногенные продукты, а эксергия природного сырья равна 0. Аналогом эксергетического КПД $\eta_{\text{э}}$ является тепловой КПД $\eta_{\text{тепл}}$, а $\eta_{\text{э.п}}$ – технологический КПД $\eta_{\text{техн}}$.

Сравним энергетическую эффективность следующих технологических процессов обжига клинкера во вращающихся печах:

1. Мокрый способ производства, печь с рекуператорным клинкерным холодильником.

2. Мокрый способ производства, печь с колосниковым клинкерным холодильником.

3. Мокрый способ производства, печь с колосниковым клинкерным холодильником, в печь вводится шлак ОЭМК в количестве 30% от производительности печи.

4. Мокрый способ производства, печь с колосниковым клинкерным холодильником, в печь вводится выгорающая добавка (отход угледобычи) в количестве 5% от производительности печи.

5. Комбинированный способ производства, печь с колосниковым клинкерным холодильником.

6. Сухой способ производства, печь с колосниковым клинкерным холодильником.

При расчете значения $\eta_{\text{э.п}}$ шлак является неэнергетическим сырьем, подаваемым в печь. Состав шлака ОЭМК представлен в основном $\text{C}_2\text{S}-\beta$ (до 60%), Fe_2O_3 , CaCO_3 , также в нем содержится в незначительных количествах FeO , $\text{C}_3\text{S}\cdot\text{CaCO}_3$, $\text{Ca}(\text{OH})_2$, $\text{Mg}(\text{OH})_2$. Так как Fe_2O_3 и CaCO_3 в принятой окружающей среде являются веществами отчета, химическая эксергия шлака определяется главным образом эксергией C_2S и может быть принята равной 67,3 кДж/кг. Выгорающая добавка имеет органический состав, и ее химическая эксергия определяется как эксергия твердого топлива. В эксергетическом балансе добавка может

быть отнесена к топливу, так как цель ее ввода – внести в печь дополнительную теплоту, а не изменить затраты теплоты на химические преобразования сырья. Выгорающая добавка и шлак подаются в печь при температуре окружающей среды, поэтому термомеханическая эксергия у них отсутствует.

Технологические параметры, тепловые балансы и эксергия материальных потоков рассматриваемых процессов приведены в табл. 9.4, а показатели энергетической эффективности – на рис. 9.4.

Таблица 9.4

Характеристики процессов обжига клинкера

Характеристики	Номер процесса					
	1	2	3	4	5	6
Влажность шлама, %	40	40	40	40	19	1
Температура, °С:						
отходящих газов	165	165	165	165	165	300
клинкера после холодильника	400	100	100	100	100	100
избыточного воздуха	–	100	100	100	100	100
Объем избыточного воздуха, нм ³ /кг кл.	–	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Расход, кг/кг кл.:						
шлама	1,534	1,534	1,409	1,528	1,534	1,534
шлака ОЭМК	–	–	0,3	–	–	–
выгорающей добавки	–	–	–	0,05	–	–
Тепловой баланс, кДж/кг кл.						
Приход:						
горение топлива	6480	5961	4517	4718	3730	2990
горение выгорающей добавки	–	–	–	1193	–	–
теплосодержание потоков на входе	113	113	99	120	63	37
Расход:						
тепловой эффект клинкерообразования	1674	1674	1193	1674	1674	1674
испарение влаги	2629	2629	1896	2541	913	39
теплосодержание отходящих газов	892	850	636	837	473	582
потери теплоты в холодильнике	368	188	213	213	147	144
потери теплоты в окружающую среду	1030	733	678	766	586	586
Эксергия потоков, кДж/кг кл.:						
топливо	6156	5663	4291	4482	3544	2840
неэнергетическое сырье	–	–	20	1193	–	–
отходящие газы	807	808	605	796	218	231
клинкер	1074	947	947	947	947	947
избыточный воздух	–	9	9	9	9	9

Состав клинкера: C₃S – 51,1; C₂S – 29,0; C₃A – 4,5; C₄AF – 14,3%; химическая эксергия клинкера 936 кДж/кг; топливо газообразное; α = 1,1.

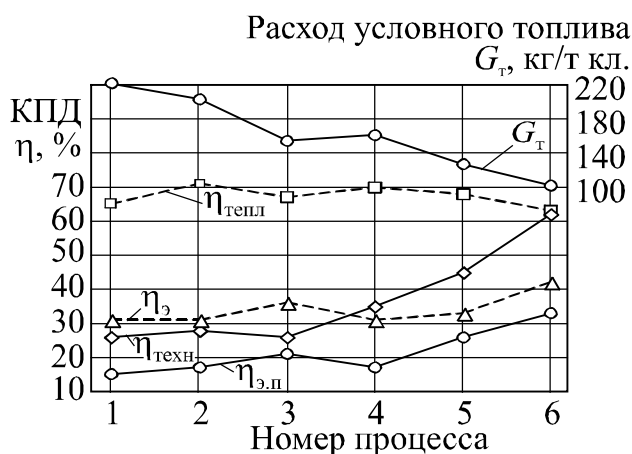


Рис. 9.4. Энергетическая эффективность процессов обжига клинкера

Тепловой КПД, характеризующий потери теплоты в процессе, для рассматриваемых вариантов меняется мало, причем наилучшее его значение – для сухого способа с наименьшим расходом топлива. Это объясняется наибольшими потерями в этом способе теплоты с отходящими газами и через корпус печи.

Но эксергетические КПД $\eta_{\text{э}}$ и $\eta_{\text{э.п}}$ со снижением расхода топлива растут, что связано с уменьшением эксергии топлива на входе при постоянной эксергии клинкера и мало меняющейся эксергии отходящих газов на выходе. Так как затраты теплоты на химические реакции преобразования сырья в клинкер постоянны (кроме варианта с вводом шлака, снижающим эту величину), технологический КПД растет со снижением расхода топлива.

Сравнивая варианты с вводом в печь техногенных продуктов можно отметить, что при вводе шлака (вариант 3) тепловой и технологический КПД по сравнению с вариантами 2 и 4 меньше, но оба эксергетические КПД выше. Это говорит о более высокой эффективности процессов в печи для варианта 2, несмотря на несколько более высокие потери теплоты при этом.

Это подтверждается и данными, приведенными в подразделе 4.6, а именно: при вводе в печь шлака и выгорающей добавки имеет место одинаковая экономия топлива, составляющая соответственно 24 и 21% по сравнению с базовым вариантом без ввода техногенных продуктов. Но в первом случае производительность печи возрастает на 17%, а во втором – она остается неизменной. С учетом такого изменения производительности производственная себестоимость цемента в первом случае снижается на 17%, а во втором – только на 1,5%.

Цементная вращающаяся печь представляет собой аппарат, в котором противотоком движутся нагреваемый материал и горячие газы. По происходящим процессам ее можно условно разделить на ряд технологических зон, для каждой из которых может быть рассчитан эксергетический КПД $\eta_{\text{э}}$, характеризующий степень совершенства процессов теплообмена. В отличие от аппаратов идеального вытеснения, для которых общий эксергетический КПД $\eta_{\text{э}}$ равен произведению эксергетических КПД зон, для аппаратов с противотоком установить связь эксергетических КПД зон и установки в целом нельзя. Эксергетический КПД зон вращающейся печи представлен в табл. 9.5.

Таблица 9.5

Эксергетический КПД $\eta_{\text{э}}$ технологических зон вращающейся печи, %

Но- мер про- цесса	Технологические зоны							Клин- кер- ный хо- лодиль- ник
	испа- рения	до- сушки	дегид- ратации	подог- рева	декар- бониза- ции	экзо- терми- ческих реакций	охлаж- дения и спека- ния	
2	43	82	96	99	93	94	80	82
3	44	81	96	98	92	92	81	81
4	44	81	98	99	93	94	74	81

Наименьшее значение $\eta_{\text{э}}$ получено для зон испарения, досушки, охлаждения и спекания и клинкерного холодильника. В первых двух зонах происходит значительное снижение температуры газа (с 1000...1200°C до 165°C), что заметно уменьшает их эксергетическую ценность. В остальных зонах значение $\eta_{\text{э}}$ главным образом зависит от потерь теплоты через корпус печи, которые имеют наибольшее значение в зоне охлаждения и спекания. В клинкерном холодильнике потери эксергии происходят из-за снижения температурного уровня теплоносителей (теплота передается от клинкера с температурой 1200°C к вторичному воздуху, имеющему температуру 400...500°C).

Для рассматриваемых в табл. 9.5 процессов заметное отличие эксергетического КПД наблюдается только для зоны охлаждения

и спекания, который для варианта с вводом шлака выше, чем при вводе выгорающей добавки.

Сравнивая η_z зон можно заключить, что наибольший эффект для цементной вращающейся печи могут дать энергосберегающие мероприятия по снижению влажности шлама, оптимизации процесса горения топлива и оптимизации работы клинкерного холодильника.

Можно сделать вывод, что анализ теплотехнологических процессов по эксергетическим характеристикам более эффективен, чем по тепловым, так как оптимизация и интенсификация промышленных печей требует не только снижения потерь теплоты, но и ее более результативного использования. Но это справедливо только для аппаратов, в которых происходит химическое преобразование материалов при их термической обработке. Для теплообменников, в которых материальные потоки имеют неизменный состав, эксергетический и теплотехнический анализы равноценны. Например, тепловой и эксергетический КПД клинкерного колосникового холодильника имеют идентичный характер изменения. При постоянном тепловом КПД холодильника эксергетический КПД также не меняется, например при перераспределении тепловых потерь между выходящим клинкером и избыточным воздухом.

* * *

В разделе рассмотрена постановка задачи эксергетического анализа теплотехнологических процессов. Предложен метод расчета химической эксергии химических элементов, используемой для расчета реакционной эксергии химических соединений, который учитывает требуемый химический состав окружающей среды и позволяет получать химическую эксергию, согласованную с используемыми термодинамическими данными. Выполнен эксергетический анализ процесса обжига цементного клинкера, в результате которого установлено, что наибольший эффект для цементной вращающейся печи могут дать энергосберегающие мероприятия по снижению влажности шлама и оптимизации процесса горения топлива и работы клинкерного холодильника, а ввод во вращающуюся печь металлургического шлака экономически и энергетически более выгоден, чем ввод выгорающей до-

бавки. Показано, что анализ теплотехнологических процессов по эксергетическим характеристикам более эффективен, чем по тепловым, так как оптимизация и интенсификация промышленных печей требует не только снижения потерь теплоты, но и ее более результативного использования.

Часть III

**МОДЕЛИРОВАНИЕ,
ОПТИМИЗАЦИЯ
И УПРАВЛЕНИЕ
ПРОЦЕССОМ ОБЖИГА
ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА**



10. МОДЕЛИРОВАНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ СТРУКТУРЫ ФАКЕЛА В ТОПОЧНОМ ПРОСТРАНСТВЕ ПЕЧИ

10.1. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЯ И МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ КОНЦЕНТРАЦИИ СУБСТАНЦИИ ТОПОЧНОГО ПРОСТРАНСТВА

Процесс горения топлива и формирование структуры факела в топочном пространстве печи определяются большим количеством факторов. Вместе с тем не все из них оказывают одинаковое влияние на тепломассообменные процессы.

В предлагаемой в этом разделе модели, описывающей формирование структуры факела в топочном пространстве цементных печей, принят ряд допущений [148, 149]:

– все процессы тепломассообмена рассматриваются на уровне макродиффузии пяти субстанций: газообразного топлива c_1 , свободного кислорода c_2 , продуктов горения c_3 , азота c_4 , энтальпии газовой смеси c_5 ;

– предполагается также, что процессы тепломассообмена протекают в условиях стационарности, при этом средние плотности (концентрации) субстанции являются функциями координат x, y, z и не зависят от времени, несмотря на то, что субстанция пламенного пространства испытывает турбулентные колебания.

Плотность, концентрация каждой субстанции могут меняться по трем причинам: из-за конвективного или диффузионного переноса либо из-за химической реакции окисления. Обозначим через δc_i , ($i = 1...5$) изменение концентрации i -й субстанции за время dt . Тогда

$$\delta_1 c_i + \delta_2 c_i + \delta_3 c_i = \delta c_i, \quad i = 1...5, \quad (10.1)$$

где $\delta_1 c_i$, $\delta_2 c_i$, $\delta_3 c_i$ – соответствующие изменения концентрации субстанции по одной из указанных причин.

Если учесть, что рассматривается стационарное поле пламенного пространства, то

$$\delta_1 c_i + \delta_2 c_i + \delta_3 c_i = 0, \quad i = 1...5. \quad (10.2)$$

Очевидно, что $\delta_1 c_i = 0$, кроме того, $\delta_3 c_i \leq 0$ ($i = 1, 2$). Поэтому горение происходит в тех местах струи, где концентрация топли-

ва и кислорода увеличивается массопереносом на положительную величину, что определяется перемешиванием.

Кроме предположения о стационарности, при разработке математического описания структуры факела приняты допущения:

1) в газовом потоке массоперенос осуществляется конвективным переносом и турбулентной макродиффузией;

2) макродиффузия характеризуется коэффициентом диффузии D , который одинаков для всех компонентов смеси и постоянен в пространстве;

3) субстанции – масса, импульс и энергия – диффундируют с одним и тем же коэффициентом диффузии D ;

4) скорость реакции горения считается бесконечно большой, то есть если в некоторый объем за время dt поступают положительные массы кислорода и топлива, то они за это время dt реагируют, превращаясь в продукты реакции.

Предположение 3 часто используется в расчетах и носит название аналогии Рейнольдса [150].

Рассмотрим пламенное турбулентное пространство в цилиндрической печи (рис. 10.1).

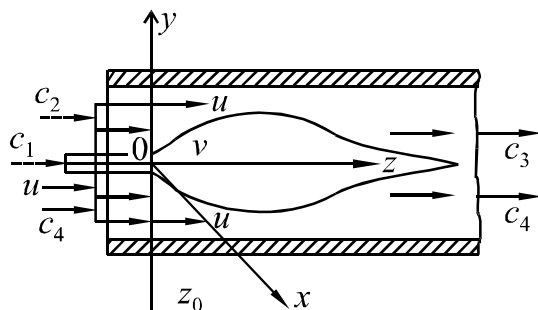


Рис. 10.1. Разрез печи и система координат пламенного пространства

Функцию c_i , $i = 1...5$, можно считать аксиально-симметричной, то есть зависящей только от координат $R = \sqrt{x^2 + y^2}$ и Z .

Топливо подается из горелки с некоторой скоростью v , направленной вдоль оси OZ . Свободный кислород и азот поступают на вход печи со скоростью u , также направленной вдоль оси OZ . Вследствие диффузии происходит перемешивание этих компонент. При этом концентрации компонент в данной точке топочного пространства определяют скорость газовой среды в этой точке (среднюю, регулярную скорость).

Рассмотрим элементарный объем dV вокруг некоторой точки.

Он содержит следующие массы компонент:

$$dm_1 = c_1 dV; dm_2 = c_2 dV; dm_3 = c_3 dV; dm_4 = c_4 dV, \quad (10.3)$$

импульс dp этого элементарного объема может быть найден из следующего уравнения:

$$dp = \nu c_1 dV + u c_2 dV + u c_4 dV + (\alpha u + \beta \nu) c_3 dV, \quad (10.4)$$

где α и $\beta > 0$ и $\alpha + \beta = 1$. Эти числа определяют соотношение вступающих в реакцию горения масс кислорода и топлива. Если скорость смеси в данной точке обозначить w , то

$$dp = w (c_1 + c_2 + c_3 + c_4) dV, \quad (10.5)$$

отсюда следует, что

$$w = \frac{\nu c_1 + u(c_1 + c_2) + (\alpha u + \beta \nu) c_3}{c_1 + c_2 + c_3 + c_4}. \quad (10.6)$$

Выражение (10.6) дает возможность определить скорость газовой среды в данной точке без учета турбулентных пульсаций. Вектор скорости направлен вдоль оси OZ .

Известно [151], что

$$\delta_1 c_i = - \frac{\partial}{\partial z} (w c_i) dt, \quad (10.7)$$

$$\delta_2 c_i = D \Delta c_i dt, \quad (10.8)$$

где Δ – оператор Лапласа:

$$\Delta = \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}. \quad (10.9)$$

Кроме того, очевидно, что

$$\delta_3 c_4 = 0. \quad (10.10)$$

Процесс горения топлива представим реакциями, скорость которых можно считать бесконечной [149]. Это означает, что поступающие в элементарный объем dV компоненты превращаются в процессе горения в продукты горения за время dt . Если отнести массу dm_1 элементарного объема и dm_2 кислорода к единице элементарного объема dV , то они соответственно составят:

$$\frac{dm_1}{dV} = \delta_1 c_1 + \delta_2 c_1, \quad (10.11)$$

$$\frac{dm_2}{dV} = \delta_1 c_2 + \delta_2 c_2, \quad (10.12)$$

где δc определяется уравнениями (10.7) и (10.8).

В свою очередь, массовое соотношение компонент определяется стехиометрическими уравнениями реакции и соответственно коэффициентами этого уравнения α и β . Тогда можно записать, что

$$\frac{\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1}{\delta_1 c_2 + \delta_2 c_2} = \frac{\beta}{\alpha}, \quad (10.13)$$

$$\varphi = \alpha (\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1) - \beta (\delta_1 c_2 + \delta_2 c_2) = 0. \quad (10.14)$$

Если избытка топлива нет, имеет место следующее неравенство:

$$\varphi \leq 0. \quad (10.15)$$

Поступающее топливо сгорает и

$$\delta_3 c_1 = -(\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1). \quad (10.16)$$

В случае избытка топлива в зоне горения, когда $\varphi > 0$,

$$\delta_3 c_1 = -\frac{\beta}{\alpha} (\delta_1 c_2 + \delta_2 c_2). \quad (10.17)$$

Здесь подразумевается, что

$$\delta_1 c_i + \delta_2 c_i \geq 0, \quad i = 1, 2. \quad (10.18)$$

В противном случае приращение концентрации $\delta_3 c_1 = 0$. Аналогично можно провести рассуждения и для $\delta_3 c_2$.

Для дальнейших рассуждений введем функцию Φ двух переменных x_1 и x_2 , как представлено на рис. 10.2, и определим $\Phi(x_1, x_2)$:

$$\Phi(x_1, x_2) = \begin{cases} 0 & \text{при } x_1 \text{ или } x_2 < 0 \\ x_1 & \text{при } x_1, x_2 \geq 0, \alpha x_1 - \beta x_2 \geq 0, \\ \frac{\beta}{\alpha} x_2 & \text{при } x_1, x_2 \geq 0, \alpha x_1 - \beta x_2 < 0. \end{cases} \quad (10.19)$$

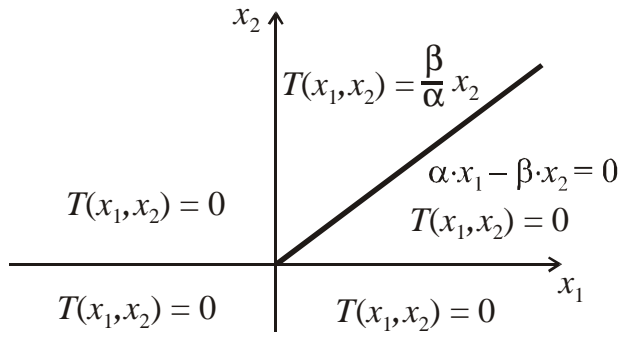


Рис. 10.2. Определение функции $\Phi(x_1, x_2)$

С помощью функции $\Phi(x_1, x_2)$ приращения $\delta_3 c_1$ и $\delta_3 c_2$ определяются следующим образом:

$$\delta_3 c_1 = \Phi(\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1, \delta_1 c_2 + \delta_2 c_2); \quad (10.20)$$

$$\delta_3 c_2 = -\frac{\alpha}{\beta} \Phi(\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1, \delta_1 c_2 + \delta_2 c_2). \quad (10.21)$$

Отметим, что функции $\Phi(x_1, x_2)$ являются однородными и обладают этим свойством для любого $k > 0$, то есть когда

$$\Phi(kx_1, kx_2) = k\Phi(x_1, x_2). \quad (10.22)$$

Теперь уравнения баланса (10.2) запишутся в таком виде:

$$\left\{ \begin{array}{l} \delta_1 c_1 + \delta_2 c_1 - \Phi(\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1, \delta_1 c_2 + \delta_2 c_2) = 0, \\ \delta_1 c_2 + \delta_2 c_2 - \frac{\alpha}{\beta} \Phi(\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1, \delta_1 c_2 + \delta_2 c_2) = 0, \\ \delta_1 c_3 + \delta_2 c_3 - \frac{1}{\beta} \Phi(\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1, \delta_1 c_2 + \delta_2 c_2) = 0, \\ \delta_1 c_4 + \delta_2 c_4 = 0, \\ \delta_1 c_5 + \delta_2 c_5 + q_T \Phi(\delta_1 c_1 + \delta_2 c_1, \delta_1 c_2 + \delta_2 c_2) = 0. \end{array} \right. \quad (10.23)$$

Здесь q_T – теплотворная способность топлива. Реакция горения является источником энтальпии. Отметим, что последнее уравнение в системе (10.23) не учитывает того факта, что часть энергии горения уносится излучением. Принимая во внимание формулы (10.7) и (10.8), а также свойства выражения (10.22), можно переписать систему (10.23) в следующем виде:

$$\begin{cases} D\Delta c_1 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_1) - \Phi \left(D\Delta c_1 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_1), D\Delta c_2 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_2) \right) = 0, \\ D\Delta c_2 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_2) - \frac{\alpha}{\beta} \Phi \left(D\Delta c_1 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_1), D\Delta c_2 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_2) \right) = 0, \\ D\Delta c_3 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_3) - \frac{1}{\beta} \Phi \left(D\Delta c_1 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_1), D\Delta c_2 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_2) \right) = 0, \\ D\Delta c_4 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_4) = 0. \end{cases} \quad (10.24)$$

В этих уравнениях следует учесть аксиальную симметрию c_1, c_2, c_3, c_4 , при этом

$$\Delta c_i = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial c_i}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 c_i}{\partial z^2} \quad (10.25)$$

Систему (10.24) можно записать в векторной форме. Если ввести вектор концентраций $\vec{c}(r; z)$, а также вектор

$$\vec{a} = (-1; -\alpha; \beta; 1 + \alpha/\beta; 0), \quad (10.26)$$

то система (10.24) запишется в виде

$$\begin{aligned} D\Delta \vec{c} - \frac{\partial}{\partial z}(w \vec{c}) + \\ + \Phi \left(D\Delta c_1 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_1), D\Delta c_2 - \frac{\partial}{\partial z}(wc_2) \right) \vec{a} = 0. \end{aligned} \quad (10.27)$$

Вектор-функция $\vec{c}(r; z)$ должна удовлетворять следующим краевым условиям (рис. 10.3, 10.4):

$$\frac{\partial \vec{c}}{\partial r}(0; z) = 0; \quad \frac{\partial \vec{c}}{\partial r}(R_n; z) = 0; \quad \vec{c}(r; 0) = \vec{f}(r). \quad (10.28)$$

Здесь R_n – радиус печи, а $\vec{f}(r)$ – некоторая заданная векторная функция. Первые два из этих условий являются соответственно условием регулярности $\vec{c}(r; z)$ по r и условием непроницаемости стенок печи.

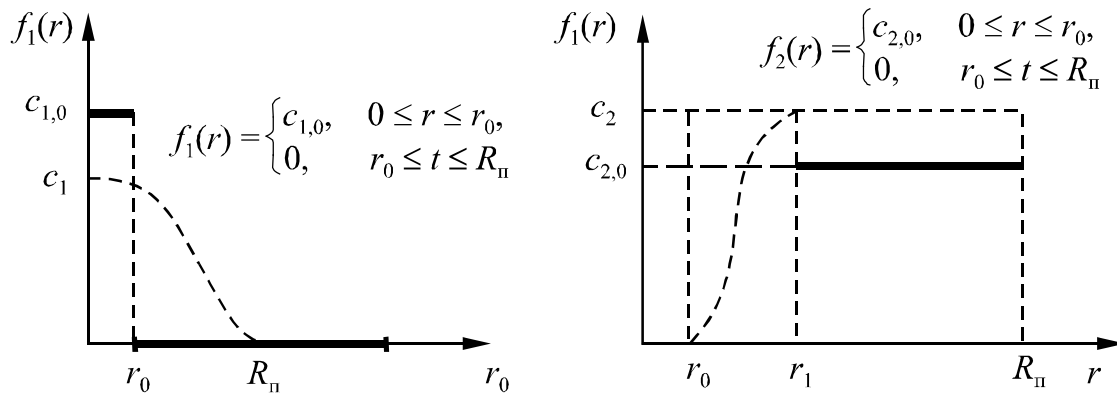


Рис. 10.3. Краевые условия для $c_1(r, z)$, $c_2(r, z)$ в сечении $z = 0$, где r_0 – радиус горелки; $c_{1,0}$, $c_{2,0}$ – концентрации соответственно топлива и кислорода в начале потока

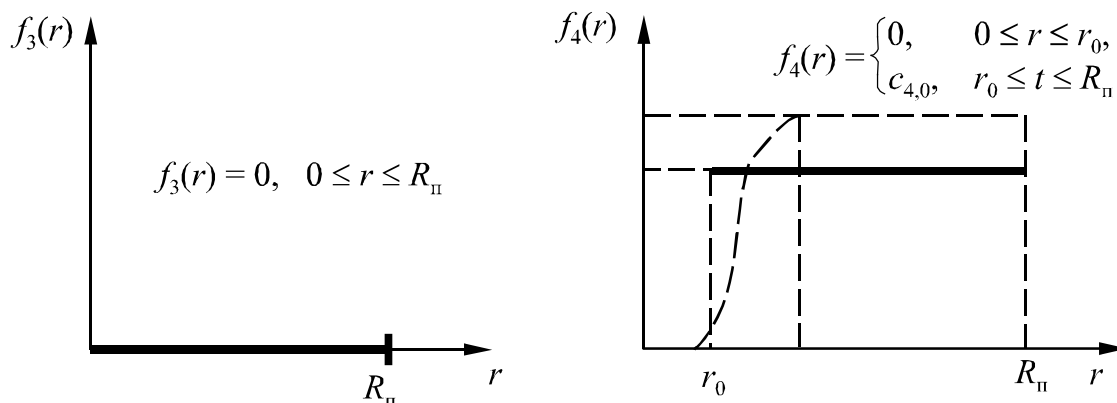


Рис. 10.4. Краевые условия для $c_3(r, z)$, $c_4(r, z)$ в сечении $z = 0$, где r_0 – радиус горелки; $c_{4,0}$ – концентрация азота в начале потока

Второе условие выражает тот факт, что в начале потока (в сечении $z = 0$) поддерживаются заданные концентрации, кроме того, в начале потока при $z = 0$ горение должно отсутствовать, поэтому выполнено еще одно условие:

$$\Phi \left(D\Delta c_1 - \frac{\partial}{\partial z} (w c_1), D\Delta c_2 - \frac{\partial}{\partial z} (w c_2) \right) = 0 \text{ при } z = 0. \quad (10.29)$$

Для упрощения решения задачи предположим, что в выражении (10.25) для лапласиана вторая производная по z мала по сравнению с первым членом и может быть отброшена, то есть

$$\Delta c_i \approx \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial c_i}{\partial r} \right). \quad (10.30)$$

10.2. АЛГОРИТМ МЕТОДА ЧИСЛЕННОГО ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОНЦЕНТРАЦИИ И ТЕМПЕРАТУРЫ ПЛАМЕННОГО ПРОСТРАНСТВА ПЕЧИ

Рассмотрим в цилиндрической области пространства

$$0 \leq r \leq R_n, \quad 0 \leq z \leq L$$

сетку с шагом h по переменной r и шагом l по переменной z . При этом функции $c_1(r, z)$, $c_2(r, z)$, $c_3(r, z)$, $c_4(r, z)$ заменим сеточными функциями:

$$c_{ij}^{(1)} = c_1(ih, jl); \quad c_{ij}^{(2)} = c_2(ih, jl); \quad c_{ij}^{(3)} = c_3(ih, jl); \quad c_{ij}^{(4)} = c_4(ih, jl). \quad (10.31)$$

Систему уравнений (10.24) заменим разностной системой. Для этого положим

$$\Delta c_m \approx \frac{c_{i+1}^{(m)} - c_{ij}^{(m)}}{i h^2} + \frac{c_{i+l}^{(m)} - 2 c_{ij}^{(m)} + c_{i-l}^{(m)}}{h^2} = c_{ij}^m. \quad (10.32)$$

Здесь учтено предположение (10.27):

$$w_{ij} = \frac{v c_{ij}^{(1)} + u (c_{ij}^{(2)} + c_{ij}^{(4)}) + (\alpha u + \beta v) c_{ij}^{(3)}}{c_{ij}^{(1)} + c_{ij}^{(2)} + c_{ij}^{(3)} + c_{ij}^{(4)}}; \quad (10.33)$$

$$\frac{\partial}{\partial z} (w c_m) \approx \frac{w_{ij} c_{ij}^{(m)} - w_{i-l} c_{i-l}^{(m)}}{l} = p_{ij}. \quad (10.34)$$

Отметим также, что возможна и другая аппроксимация:

$$\frac{\partial}{\partial z} (w c_m) \approx \frac{w_{ij} c_{ij}^{(m)} - w_{i-l} c_{i-l}^{(m)}}{l} = p_{i-j-1}. \quad (10.35)$$

Обозначим

$$J_{ij}^m = D \left(\frac{c_{i+1}^{(m)} - c_{ij}^{(m)}}{i h^2} + \frac{c_{i+l}^{(m)} - 2 c_{ij}^{(m)} + c_{i-l}^{(m)}}{h^2} \right) - \frac{w_{ij} c_{ij}^{(m)} - w_{i-l} c_{i-l}^{(m)}}{l}, \quad (10.36)$$

где $m = 1 \dots 4$.

Далее

$$\Phi_{ij} = \Phi \left(J_{ij}^{(1)}, J_{ij}^{(2)} \right), \quad i = 1, 2, \dots \quad (10.37)$$

где функция $\Phi(x_1, x_2)$ определена выше. Система (10.24) аппроксимируется следующей разностной системой:

$$\left\{ \begin{array}{l} w_{i+1j} c_{ij+1}^{(1)} = w_{ij} c_{ij}^{(1)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(1)} - \Phi_{ij} \right), \\ w_{ij+1} c_{ij+1}^{(2)} = w_{ij} c_{ij}^{(2)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(2)} - \frac{\alpha}{\beta} \Phi_{ij} \right), \\ w_{ij+1} c_{ij+1}^{(3)} = w_{ij} c_{ij}^{(3)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(3)} + \left(1 + \frac{\alpha}{\beta} \right) \Phi_{ij} \right), \\ w_{ij+1} c_{ij+1}^{(4)} = w_{ij} c_{ij}^{(4)} + l D \Delta c_{ij}^{(4)}. \end{array} \right. \quad (10.38)$$

Обозначим теплотворную способность топлива в каждом узле сетки (рис. 10.5) через q_{ij}^m , тогда

$$q_{ij}^m = w_{ij} c_{ij}^m. \quad (10.39)$$

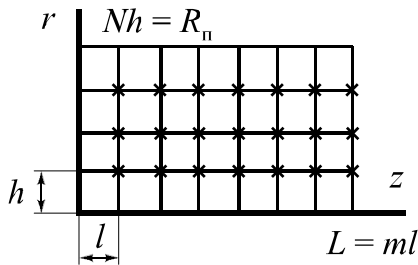


Рис. 10.5. Представление цилиндрической области переменных r и z в виде сетки с шагом h и l

Крестиками отмечены узлы, в которых расчет ведется по формулам (10.40)

С учетом выражения (10.7) система (10.38) будет иметь следующий вид:

$$\left\{ \begin{array}{l} q_{ij+1}^{(1)} = q_{ij}^{(1)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(1)} - \Phi_{ij} \right), \\ q_{ij+1}^{(2)} = q_{ij}^{(2)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(2)} - \frac{\alpha}{\beta} \Phi_{ij} \right), \\ q_{ij+1}^{(3)} = q_{ij}^{(3)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(3)} - \left(1 + \frac{\alpha}{\beta} \right) \Phi_{ij} \right), \\ q_{ij+1}^{(4)} = q_{ij}^{(4)} + l D \Delta c_{ij}^{(4)}. \end{array} \right. \quad (10.40)$$

При $j = 0$ величины определяются краевыми условиями (10.28). По ним определим величины:

$$q_{i0}^{(1)} = v c_{i0}^{(1)}; \quad q_{i0}^{(2)} = v c_{i0}^{(2)}; \quad q_{i0}^{(3)} = v c_{i0}^{(3)}; \quad q_{i0}^{(4)} = v c_{i0}^{(4)}, \quad (10.41)$$

а также формируются величины $Dc_{i0}^{(m)}$. В силу условия (10.31) $\Phi_{i0} = 0$. Формула (10.39) позволяет определить q_{ij}^m при $i = 1, 2, \dots, N-1$. С учетом сказанного можем вычислить

$$w_{ij} = \frac{q_{i1}^{(1)} + (q_{i1}^{(2)} + q_{i1}^{(4)})\mu + q_{i1}^{(3)}(\alpha u + \beta v)}{q_{i1}^{(1)} + q_{i1}^{(2)} + q_{i1}^{(3)} + q_{i1}^{(4)}}, \quad (10.42)$$

а также

$$c_{ij}^{(m)} = \frac{q_{i1}^m}{w_{ij}}. \quad (10.43)$$

По найденным концентрациям формируются величины Dc_{i1}^m , $J_{i1}^{(m)}$, Φ_{i1} . При этом используются краевые условия в виде выражения (10.28), которые можно переписать в виде:

$$c_{0j}^{(m)} = c_{1j}^{(m)}; \quad c_{Nj}^{(m)} = c_{N-1j}^{(m)}. \quad (10.44)$$

Теперь формулы (10.41) позволяют определить c_{i2}^m при $i = 1, 2, \dots, N-1$. Затем вычисления повторяются при увеличении j до N . При каждом j находим:

$$w_{ij} = \frac{q_{ij}^{(1)} + (q_{ij}^{(2)} + q_{ij}^{(4)})\mu + q_{ij}^{(3)}(\alpha u + \beta v)}{q_{ij}^{(1)} + q_{ij}^{(2)} + q_{ij}^{(3)} + q_{ij}^{(4)}}; \quad (10.45)$$

$$c_{ij}^{(m)} = \frac{q_{ij}^m}{w_{ij}}, \quad i = 1, 2, \dots, N-1, \quad (10.46)$$

а также формируются величины $c_{ij}^{(m)}$, J_{ij}^m с помощью условий выражения (10.45). Расчет заканчивается при $j = m$. На выходе мы получаем массивы концентраций $c_{ij}^{(1)}$, $c_{ij}^{(2)}$, $c_{ij}^{(3)}$, $c_{ij}^{(4)}$, а также массивы w_{ij} , Φ_{ij} . Эти данные затем будут использоваться для определения температурного поля факела.

10.3. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕМПЕРАТУРНОГО ПОЛЯ ФАКЕЛА БЕЗ УЧЕТА ИЗЛУЧЕНИЯ

Температурное поле газовой смеси определяется ее энтальпией. Обозначим плотность энтальпии, то есть энтальпию, отнесенную к единице объема, через $H(r, z)$. Перенос этой субстанции, как и раньше, разделим на конвективный и диффузионный.

Источником увеличения субстанции является реакция горения. Плотность этого источника равна

$$P_H = q_T \Phi \left(D\Delta c_1 - \frac{\partial}{\partial z} (wc_1), D\Delta c_2 - \frac{\partial}{\partial z} (wc_2) \right), \quad (10.47)$$

где q_T – теплотворная способность топлива. Величина P_H известна как функция координат при условии определения концентраций. Функция $H(r, z)$ должна удовлетворять уравнению

$$D \Delta H - \frac{\partial}{\partial z} (wH) + P_H = 0. \quad (10.48)$$

Отметим, что это уравнение не учитывает того факта, что часть энергии горения уносится излучением. В этом случае необходимо найти решение уравнения (10.48), удовлетворяющее следующим краевым условиям:

$$\frac{\partial H}{\partial r} (0, H) = \frac{\partial H}{\partial r} (R_H, z) = 0; \quad (10.49)$$

$$H(r, 0) = \varphi(r), \quad (10.50)$$

где $\varphi(r)$ – плотность энтальпии в начале потока. Условия (10.49) показывают отсутствие потока энтальпии через стенку. Мы принимаем, что этот поток мал в сравнении с общим потоком. Если считать газовую смесь совершенным газом, то ее энтальпия, отнесенная к одному молю, будет зависеть только от температуры. Следовательно,

$$W = \frac{H(\mu_1 c_1 + \mu_2 c_2 + \mu_3 c_3 + \mu_4 c_4)}{c_1 + c_2 + c_3 + c_4}, \quad (10.51)$$

где $c_i, i = 1..4$ – концентрация компонент смеси; μ_i – молекулярный вес компонент.

Приближенно можно считать, что

$$W = c_p T, \quad (10.52)$$

а так как $c_p = 5/2R$, то

$$T(r, z) = \frac{2H(\mu_1 c_1 + \mu_2 c_2 + \mu_3 c_3 + \mu_4 c_4)}{5R(c_1 + c_2 + c_3 + c_4)}, \quad (10.53)$$

где H – плотность энтальпии; c_i – концентрация i -й компоненты; μ_i – молекулярный вес i -й компоненты; R – газовая постоянная.

10.4. АЛГОРИТМ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ТЕМПЕРАТУРНОГО ПОЛЯ

Так же, как при определении концентраций, будем пренебрегать членом со второй производной по z в уравнении (10.25). Тогда

$$\Delta H \approx \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial H}{\partial r} \right) \quad (10.54)$$

Воспользуемся сеткой по переменным r и z , как и в случае определения концентраций. Введем сеточные функции

$$H_{ij} = H(ih, il). \quad (10.55)$$

Уравнение (10.54) заменим разностным уравнением. Для этого положим

$$\Delta H_{ij} = \frac{H_{i+1j} - H_{ij}}{ih^2} + \frac{H_{i+1j} - 2H_{ij} + H_{i-1j}}{h^2}, \quad (10.56)$$

$$\frac{\partial}{\partial z} (wH) \approx \frac{w_{i,j+1} H_{i,j+1} - w_{ij} H_{ij}}{l}, \quad (10.57)$$

или

$$\frac{\partial}{\partial z} (wH) \approx \frac{w_{ij} H_{ij} - w_{i,j-1} H_{i,j-1}}{l}. \quad (10.58)$$

Обозначим также

$$q_{ij}^{(5)} = w_{ij} H_{ij}. \quad (10.59)$$

Уравнение (10.59) заменится разностным уравнением:

$$q_{i,j+1}^{(5)} = q_{ij}^{(5)} + l (D \Delta H_{ij} + q_{\tau} \Phi_{ij}), \quad (10.60)$$

где $i = 1, 2, \dots, N-1$; $j = 0, 1, \dots, N-1$.

При $j = 0$ значения H_{i0} определяются краевыми условиями уравнений (10.49), (10.50). Далее

$$q_{i0}^{(5)} = w_{i0} H_{i0}. \quad (10.61)$$

По H_{i0} формируются величины ΔH_{i0} . Кроме того, $\Phi_{i0} = 0$. По формулам (10.59), (10.60) определяется $q_{i1}^{(5)}$ при $i = 1, 2, \dots, N - 1$. Затем вычисляется

$$H_{ij} = \frac{q_{i1}^{(5)}}{w_{i1}}. \quad (10.62)$$

Далее можно сформировать величины ΔH_{i0} . При этом используются краевые условия, заданные уравнениями (10.49), (10.50), которые можно переписать в следующем виде:

$$H_{0j} = \Delta H_{1j}; \quad H_{Nj} = \Delta H_{N-1j}. \quad (10.63)$$

Следовательно, формула (10.61) позволяет определить $q_{i2}^{(5)}$ ($i = 1, 2, \dots, N - 1$).

Вычисления повторяются при увеличении j до m , а нахождение сеточной функции H_{ij} удобно производить одновременно с определением концентраций. Полученная при этом система уравнений

$$\left\{ \begin{array}{l} q_{ij+1}^{(1)} = q_{ij}^{(1)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(1)} - \Phi_{ij} \right), \\ q_{ij+1}^{(2)} = q_{ij}^{(2)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(2)} - \frac{\alpha}{\beta} \Phi_{ij} \right), \\ q_{ij+1}^{(3)} = q_{ij}^{(3)} + l \left(D \Delta c_{ij}^{(3)} - \left(1 + \frac{\alpha}{\beta} \right) \Phi_{ij} \right), \\ q_{ij+1}^{(4)} = q_{ij}^{(4)} + l D \Delta c_{ij}^{(4)}, \\ q_{ij+1}^{(5)} = q_{ij}^{(5)} + l (D \Delta H_{ij} + q_m \Phi_{ij}) \end{array} \right. \quad (10.64)$$

позволяет определить приближенно с помощью краевых условий поля концентраций и температуру факела.

На основании приведенного метода определения температурного поля пламенного пространства разработана блок-схема расчета температурного поля факела в цементной печи (рис. 10.6).



Рис. 10.6. Блок-схема алгоритма расчета распределения температуры факела

Результаты моделирования процесса горения в пламенном пространстве печи при различных условиях сгорания метана представлены в табл. 10.1, 10.2 и на рис. 10.7–10.9.

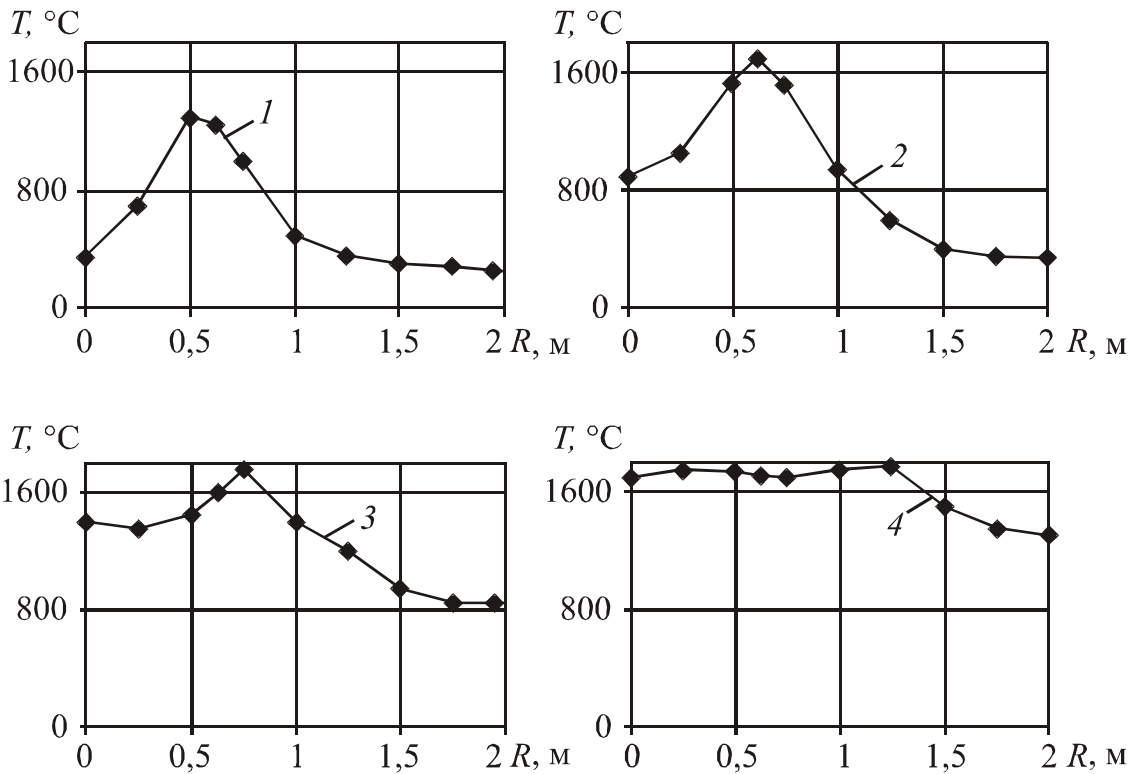


Рис. 10.7. Распределение температур факела $T(R)$ в различных сечениях печи: 1 – $z = 10$ м; 2 – $z = 20$ м; 3 – $z = 30$ м; 4 – $z = 40$ м (режим А)

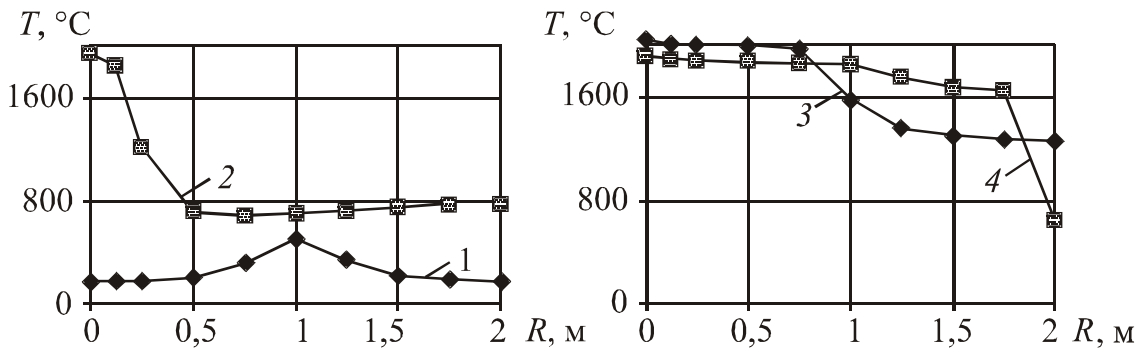
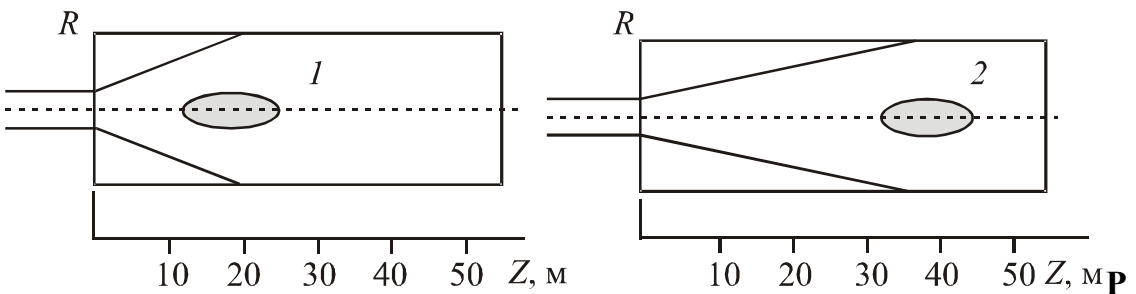


Рис. 10.8. Распределение температур факела $T(R)$ в различных сечениях печи: 1 – $z = 10$ м; 2 – $z = 20$ м; 3 – $z = 30$ м; 4 – $z = 40$ м (режим Б)



ис. 10.9. Центральная зона горения:
1 – в режиме А; 2 – в режиме Б

Таблица 10.1

Распределение температур в топочном пространстве печи (режим А)

Расстояние от оси R , м	Температура факела в сечениях от обреза печи, м			
	10	20	30	40
0,0	350	900	1400	1700
0,25	700	1050	1350	1750
0,5	1300	1530	1450	1740
0,625	1250	1700	1600	1710
0,75	1000	1520	1760	1700
1,0	500	940	1400	1750
1,25	360	600	1200	1770
1,5	300	400	940	1500
1,75	280	350	850	1350
2,0	250	340	840	1310

Таблица 10.2

Распределение температур в топочном пространстве печи (режим Б)

Расстояние от оси R , м	Температура факела в сечениях от холодного обреза печи, м			
	10	20	30	40
0,0	175	1950	2030	1920
0,125	175	1850	2020	1900
0,25	175	1220	2010	1890
0,5	200	715	2005	1880
0,75	320	680	1980	1870
1,0	510	710	1575	1860
1,25	340	730	2360	1760
1,5	220	750	1300	1680
1,75	190	770	1280	1650
2,0	180	775	1260	1640

Таким образом, предложенное математическое описание и алгоритм расчета температуры факела в цементной вращающейся печи позволяют рассчитывать основные показатели режима горения топлива и определять наиболее рациональный режим его сжигания.

11. ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ТЕХНОЛОГИИ КЛИНКЕРА

11.1. КРИТЕРИИ ОПТИМАЛЬНОГО УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ ОХЛАЖДЕНИЯ КЛИНКЕРА

Колосниковый холодильник имеет ряд особенностей, которые необходимо проанализировать и учесть при решении задач оптимального управления процессом рекуперации тепла охлаждаемого клинкера.

Колосниковый холодильник характеризуется большим числом режимных и конструктивных параметров, связанных между собой. Поэтому целесообразно рассмотреть структурную схему холодильника, отражающую качественные связи между основными параметрами процесса рекуперации тепла.

Колосниковый холодильник (рис. 11.1) разбит на две камеры – холодную и горячую.

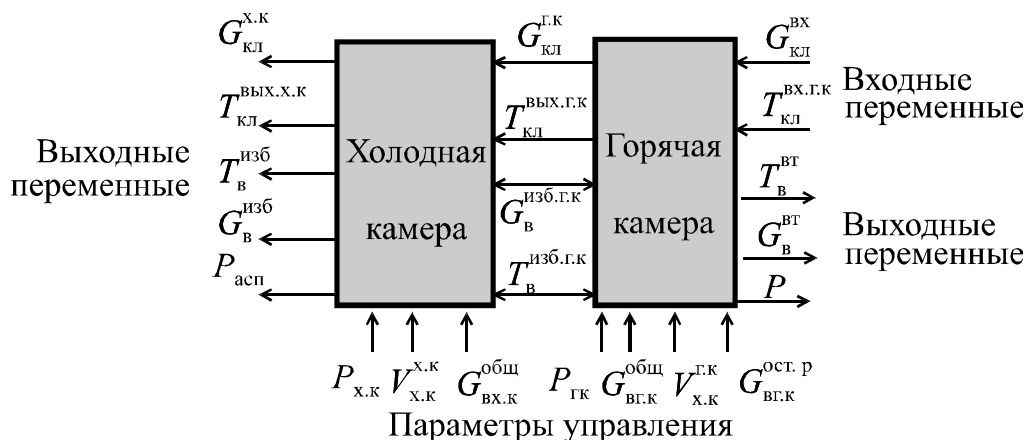


Рис. 11.1. Структурная схема колосникового холодильника

К входным параметрам колосникового холодильника относятся масса клинкера, поступающая на охлаждение $G_{\text{кл}}^{\text{ВХ}}$, его начальная температура $T_{\text{кл}}^{\text{ВХ.Г.К}}$. К выходным параметрам горячей камеры можно отнести массу клинкера $G_{\text{кл}}^{\text{ВЫХ.Г.К}}$ на выходе горячей камеры и его конечную температуру $T_{\text{кл}}^{\text{ВЫХ.Г.К}}$, также массу и температуру избыточного воздуха. Эти параметры одновременно являются и входными параметрами холодной камеры холодильника. Основ-

ные выходные параметры горячей камеры колосникового холодильника – температура $T_{\text{В}}^{\text{ВТ}}$, масса $G_{\text{В}}^{\text{ВТ}}$ вторичного воздуха, подаваемого в печь на горение топлива. Этими параметрами определяется теплосодержание массы воздуха $G_{\text{В}}^{\text{ВТ}}$ и как следствие – коэффициент полезного действия η работы холодильника. Выходными параметрами холодной камеры являются температура $T_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ.Х.К}}$, масса клинкера $G_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ.Х.К}}$, температура $T_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}$ и масса $G_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}$ избыточного воздуха, выбрасываемого в атмосферу, а также разрежение $P_{\text{асп}}$, создаваемое аспирационным вентилятором.

Разрежение $P_{\text{асп}}$ и разрежение в головке печи $P_{\text{г.п}}$ определяют аэродинамический режим холодильника и перераспределение объема воздуха, подаваемого на горение и выбрасываемого в окружающую среду как избыточного.

В качестве локального критерия оптимального управления каждой из камер можно принять максимальную степень охлаждения клинкера, если разность температуры $\Delta T_{\text{Г.К}}$ в горячей камере представить выражением

$$\Delta T_{\text{Г.К}} = T_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ.Г.К}} - T_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ.Г.К}}, \quad (11.1)$$

а холодной камеры

$$\Delta T_{\text{Х.К}} = T_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ.Х.К}} - T_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ.Х.К}}, \quad (11.2)$$

тогда критерий оптимального управления F , характеризующий изменение температуры на входе и выходе,

$$\begin{aligned} F(\Delta T_{\text{Г.К}}) &= f\left(v_{\text{Г.К}}^{\text{К.Р}}, G_{\text{В.ОХЛ}}^{\text{Г.К}}\right) = \\ &= f\left[v_{\text{Г.К}}^{\text{К.Р}}, \left(G_{\text{В}}^{\text{ОБЩ.Г.К}} + G_{\text{В}}^{\text{ОСТ.Г.К}}\right)\right] \rightarrow \max, \end{aligned} \quad (11.3)$$

$$F(\Delta T_{\text{Х.К}}) = f\left(v_{\text{Г.К}}^{\text{К.Р}}, G_{\text{В}}^{\text{ОБЩ}}\right) \rightarrow \max. \quad (11.4)$$

В свою очередь, скорость хода колосниковой решетки горячей и холодной камер $v_{\text{Г.К}}^{\text{К.Р}}$ является функционально зависимой от количества клинкера, находящегося на колосниковой решетке, и от гранулометрического состава клинкера $\gamma_{\text{КЛ}}$:

$$v_{\text{Г.К}}^{\text{К.Р}} = f\left(G_{\text{КЛ}}^{\text{Г.К}}, \gamma_{\text{КЛ}}\right). \quad (11.5)$$

Таким образом, локальный критерий оптимального управления можно выразить следующим образом:

$$F(\Delta T_{Г.К.}) = f(G_{КЛ}^{Г.К.}, \gamma_{КЛ}, G_{В.ОХЛ}^{Г.К.}) \rightarrow \max; \quad (11.6)$$

$$F(\Delta T_{Х.К.}) = f(G_{КЛ}^{Х.К.}, \gamma_{КЛ}, G_{В.ОХЛ}^{Х.К.}) \rightarrow \max. \quad (11.7)$$

Представленную зависимость можно показать графически (рис. 11.2, 11.3). Из графика, представленного на рис. 11.2, видно, что имеется оптимальное количество возвратно-поступательных ходов колосникового холодильника, а объем воздуха, подаваемого на охлаждение (рис. 11.3), определяется некоторой областью значений, которая требует подвода минимально необходимого количества воздуха охлаждения, обусловленного, с одной стороны, максимальной температурой вторичного воздуха, а с другой – максимальной степенью охлаждения клинкера в горячей камере. То есть требуется передать максимальное количество тепла воздуху охлаждения, который затем подается в печь на горение.

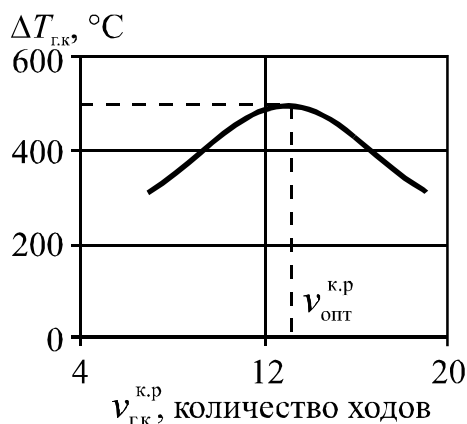


Рис. 11.2. Область оптимальных значений скорости движения колосниковой решетки $v_{Г.К.}^{к.р.}$ холодильника

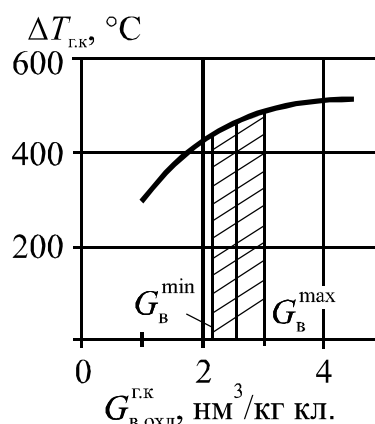


Рис. 11.3. Область оптимальных значений температуры вторичного воздуха

В критерии (11.6) и (11.7) входит оптимальное значение воздуха, подаваемого на охлаждение в холодной камере. Для печей 5×185 м оно находится в пределах 2,2...3 нм³/кг кл., то есть в общем виде это можно записать так:

$$G_{В.ОХЛ}^{\min} \leq G_{В.ОХЛ}^{\text{ЛПТ}} \leq G_{В.ОХЛ}^{\max}. \quad (11.8)$$

Последнее время на многих заводах воздух общего дутья полностью подводится в горячую камеру. В этом случае для холодной камеры локальный критерий оптимального управления (11.4) будет иметь вид

$$F(\Delta T_{x.k}) = f\left(\nu_{г.к}^{к.р}\right) \quad (11.9)$$

и будет зависеть только от количества клинкера $G_{кл}^{x.к}$ и его гранулометрического состава $\gamma_{кл}$. Более обобщенным критерием оптимального управления процессом охлаждения клинкера в колосниковых холодильниках может служить максимальный коэффициент рекуперации η_p (КПД холодильника). Рассчитать коэффициент рекуперации можно путем сравнения количества тепла, введенного в холодильник вместе с выходящим из печи клинкером $Q_{кл}^{BX}$, с тем количеством тепла, которое возвращается в печь вместе со вторичным воздухом Q_B^{BT} :

$$\eta_p = \frac{Q_B^{BT}}{Q_{кл}^{BX}} \quad (11.10)$$

Количество тепла, внесенное в печь вместе со вторичным воздухом, можно определить из соотношения

$$Q_B^{BT} = V_B^{BT} T_B^{BT} c_B^{BT}, \quad (11.11)$$

где V_B^{BT} , T_B^{BT} , c_B^{BT} – соответственно удельный объем на 1 кг кл., температура и теплоемкость вторичного воздуха.

Количество тепла, вносимое в холодильник, можно определить следующим образом:

$$Q_{кл}^{BX} = T_{кл}^{BX} c_{кл}^{BX}, \quad (11.12)$$

где $T_{кл}^{BX}$, $c_{кл}^{BX}$ – соответственно масса, температура, теплоемкость клинкера. Таким образом, подставляя выражения (11.11) и (11.12) в уравнение (11.10), получим

$$\eta_p = \frac{V_B^{BT} T_B^{BT} c_B^{BT}}{T_{кл}^{BX} c_{кл}^{BX}} \quad (11.13)$$

В этом уравнении наибольшую трудность представляет определение объема вторичного воздуха, который расходуется на го-

рение топлива. Его можно определить как разницу объемов воздуха, подаваемого на охлаждение клинкера и выбрасываемого из холодильника как избыточного, то есть:

$$V_{\text{В}}^{\text{ВТ}} = V_{\text{В}}^{\text{Общ}} + V_{\text{В}}^{\text{Ост}} - V_{\text{В}}^{\text{Изб}}. \quad (11.14)$$

Далее из теплового баланса колосникового холодильника можно получить $Q_{\text{В}}^{\text{ВТ}}$:

$$Q_{\text{В}}^{\text{ВТ}} = Q_{\text{Кл}}^{\text{Вх}} + Q_{\text{В}}^{\text{Общ}} + Q_{\text{В}}^{\text{Ост}} - Q_{\text{Кл}}^{\text{Вых}} - Q_{\text{Окр.ср}}^{\text{Пот}}. \quad (11.15)$$

В этом уравнении приход тепла с общим воздухом $Q_{\text{В}}^{\text{Общ}}$ и воздухом острого дутья $Q_{\text{В}}^{\text{Ост}}$, а также теплотери в окружающую среду $Q_{\text{Окр.ср}}^{\text{Пот}}$ представляют незначительную величину порядка 1...2% и могут быть в некоторой степени компенсированы друг другом, и уравнение (11.15) можно представить так:

$$Q_{\text{В}}^{\text{ВТ}} = Q_{\text{Кл}}^{\text{Вх}} - (Q_{\text{Кл}}^{\text{Вых}} + Q_{\text{Окр.ср}}^{\text{Пот}}) \quad (11.16)$$

Тогда уравнение (11.10) с учетом выражения (11.16) будет иметь следующий вид:

$$\eta_{\text{р}} = 1 - \frac{Q_{\text{В}}^{\text{Изб}} + Q_{\text{Кл}}^{\text{Вых}}}{Q_{\text{Кл}}^{\text{Вх}}}. \quad (11.17)$$

Измерение параметров клинкера и избыточного воздуха на выходе из колосникового холодильника – менее трудная задача, так как оно осуществляется в условиях более доступных и при достаточно низких температурах. Числитель правой части уравнения можно представить как общие теплотери в холодильнике $Q_{\text{Пот}}^{\text{Хол}}$, то есть:

$$Q_{\text{Пот}}^{\text{Хол}} = Q_{\text{В}}^{\text{Изб}} + Q_{\text{Кл}}^{\text{Вых}}. \quad (11.18)$$

Значения $Q_{\text{В}}^{\text{Изб}}$ и $Q_{\text{Кл}}^{\text{Вых}}$ можно представить в интегральной форме, так как мы рассматриваем непрерывный процесс, изменяющийся во времени t :

$$Q_{\text{ПОТ}}^{\text{ХОЛ}} = \sum_{t_0}^t V_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}(t) T_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}(t) c_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}(T_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}) dt + \quad (11.19)$$

$$+ \sum_{t_0}^t G_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ}}(t) T_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ}}(t) c_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ}}(T_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ}}) dt.$$

Теплосодержание клинкера на входе в холодильник за период от t_0 до t будет иметь следующее выражение:

$$Q_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}} = \sum_{t_0}^t G_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}}(t) T_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}}(t) c_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}}(T_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}}) dt. \quad (11.20)$$

После подстановки выражений (11.19) и (11.20) в формулу (11.17) получим

$$\eta_{\text{р}} = \frac{\sum_{t_0}^t V_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}(t) T_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}(t) c_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}(T_{\text{В}}^{\text{ИЗБ}}) + \sum_{t_0}^t G_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ}}(t) T_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ}}(t) c_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ}}(T_{\text{КЛ}}^{\text{ВЫХ}})}{\sum_{t_0}^t G_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}}(t) T_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}}(t) c_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}}(T_{\text{КЛ}}^{\text{ВХ}})} \cdot \quad (11.21)$$

Необходимо отметить, что коэффициент рекуперации целесообразно использовать в статических режимах работы колосникового холодильника. В случае его отклонения от оптимальных значений, равных 0,8–0,85, необходимо подвергать анализу отдельные статьи теплотеря, а затем принимать оперативные воздействия на процесс охлаждения клинкера.

11.2. КРИТЕРИИ ОПТИМАЛЬНОГО УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ ОБЖИГА КЛИНКЕРА

Основные критерии оптимального управления обжига клинкера следующие: максимальная производительность печи при условии наиболее рационального сжигания топлива, минимальный пылеунос и высокое качество получаемого клинкера. Критерии должны учитывать также и капитальные затраты на основное технологическое оборудование в процессе его эксплуатации.

Важным показателем в работе цементных печей является стойкость футеровки. Поэтому для вращающихся печей цементного производства выражение критерия оптимальности должно включать такие показатели: производительность печи по клинкеру $G_{\text{п}}^{\text{кл}}$, т/ч; качественные показатели клинкера, его гранулометрический состав $\rho_{\text{кл}}$, мм; вес литра клинкера, $\gamma_{\text{кл}}$, среднюю марку цемента, кг/см². Количественный показатель можно обозначить как $K_{\text{кл}}$. В критерий оптимальности должны войти удельный вес расхода топлива $q_{\text{т}}$, кг/т кл.; стойкость футеровки $S_{\text{ф}}$, сут; пылеунос $G_{\text{пу}}$, т/ч; коэффициент полезного действия механического оборудования $K_{\text{н}}$, капитальные затраты в виде амортизационных отчислений и затрат на ремонт $\Pi_{\text{ам}}$. Этот показатель играет большой удельный вес в себестоимости клинкера, так как ремонт оборудования требует значительных затрат.

Следовательно, экономический критерий оптимальности процесса обжига $R_{\text{э}}$ можно сформулировать как функцию от перечисленных параметров:

$$R_{\text{э}} = F(G_{\text{п}}^{\text{кл}}, q_{\text{т}}, S_{\text{ф}}, K_{\text{кл}}, G_{\text{пу}}, K_{\text{н}}, \Pi_{\text{ам}}). \quad (11.22)$$

Однако в условиях непрерывного управления процессом обжига клинкера критерий оптимальности $R_{\text{э}}$ можно свести к трем-четырем показателям, в значительной мере зависящим от качества управления процессом обжига. Например, экономический критерий оптимальности для цементной печи можно выразить как функцию четырех переменных:

$$R_{\text{э}} = F(G_{\text{п}}^{\text{кл}}, q_{\text{т}}, K_{\text{кл}}, G_{\text{пу}}). \quad (11.23)$$

Управляемыми переменными в выражении (11.23) будут расход сырья $G_{\text{с}}$, который характеризует производительность печи $G_{\text{п}}^{\text{кл}}$, и расход топлива $q_{\text{т}}$, а пылеунос из печи $G_{\text{пу}}$ и качество клинкера $K_{\text{кл}}$ являются выходными параметрами.

Для управления процессом необходимо принять такой критерий, который учитывает и характеризует особенности обжига и в то же время устанавливает форму и цели управления. В работах [17, 152, 153] изложен ряд требований к критерию оптимальности, в том числе и касающихся цементного производства [154, 155].

Показателем экономической эффективности технологии клинкера может служить прибыль от выпускаемой продукции. Причем в целевую функцию прибыли обычно включают лишь переменные стоимости, которые поддаются управлению. Такими переменными являются параметры функции (11.24). Для процесса обжига прибыль D от реализации можно определить из соотношения

$$D = S_{\text{кл}} - S_3, \quad (11.24)$$

где $S_{\text{кл}}$ – стоимость клинкера, получаемого на одной печи в единицу времени без учета постоянных затрат; S_3 – суммарные затраты – сырье, топливо, энергия и потери на производство клинкера в одной печи в единицу времени.

Значения $S_{\text{кл}}$ и S_3 в формуле (11.24) зависят от показателей, указанных в формулах (11.22) и (11.23); эти показатели, в свою очередь, зависят от режимных параметров технологического процесса.

Стоимость получаемого клинкера

$$S_{\text{кл}} = L_{\text{кл}} S_{\text{кл}} G_{\text{п}}^{\text{кл}}, \quad (11.25)$$

где $S_{\text{кл}}$ – стоимость 1 т кл. с вычетом постоянных затрат; $L_{\text{кл}}$ – коэффициент, учитывающий изменение стоимости в зависимости от изменения качества клинкера.

Общие затраты на обжиг клинкера можно представить суммой затрат, определяемых расходом сырья G_c , топлива G_T , энергии $G_э$ и потерями, которые обусловлены пылеуносом $G_{\text{пу}}$, то есть

$$S_3 = G_c S_c + G_T S_T + G_э S_э + G_{\text{пу}} S_{\text{пу}}, \quad (11.26)$$

где S_c , S_T , $S_э$, $S_{\text{пу}}$ – стоимость затрат приходящихся соответственно на единицу сырья, топлива, электроэнергии и объема пылеуноса.

Если учесть, что расход электроэнергии $G_э$ при обжиге клинкера можно отнести к части постоянных расходов, а расход сырья возрастает или уменьшается пропорционально производительности печи, то изменение величины затрат определяется в основном расходом топлива и убытками, связанными с объемом пылеуноса из печи. Тогда

$$S_3 = G_T S_T + G_{\text{пу}} S_{\text{пу}}. \quad (11.27)$$

Подставляя уравнения (11.25) и (11.27) в выражение (11.24) получим

$$D = L_{\text{кл}} S_{\text{кл}} G_{\text{п}}^{\text{кл}} - (G_{\text{т}} S_{\text{т}} + G_{\text{пы}} S_{\text{пы}}). \quad (11.28)$$

Переменные затраты в выражении (11.28), связанные с расходом топлива, следующие:

1. Затраты $S_{\text{о.г}}$ от потерь тепла с отходящими газами

$$S_{\text{о.г}} = \beta_{\text{о.г}} V_{\text{о.г}}, \quad (11.29)$$

где $\beta_{\text{о.г}}$ – коэффициент пропорциональности, учитывающий стоимость потерь; $V_{\text{о.г}}$ – объем отходящих газов в единицу времени.

2. Затраты, связанные с потерями тепла с клинкером, выходящим из холодильника,

$$S_{\text{кл}} = \beta_{\text{кл}} G_{\text{п}}^{\text{кл}}, \quad (11.30)$$

где $S_{\text{кл}}$ – стоимость потерь в единицу времени от потерь тепла с неохлажденным клинкером, выходящим из холодильника; $\beta_{\text{кл}}$ – коэффициент, учитывающий стоимость потерь на 1 кг кл.

3. Затраты от потерь тепла с избыточным воздухом $S_{\text{изб}}$, выбрасываемым из холодильника в атмосферу,

$$S_{\text{изб}} = \beta_{\text{изб}} V_{\text{в}}^{\text{изб}}, \quad (11.31)$$

где $S_{\text{изб}}$ – стоимость потерь, приходящаяся на единицу объема избыточного воздуха; $V_{\text{в}}^{\text{изб}}$ – объем избыточного воздуха, выбрасываемого в единицу времени.

4. Затраты от потерь тепла с пылью $S_{\text{б.у}}$, выбрасываемой в атмосферу,

$$S_{\text{б.у}} = \beta_{\text{б.у}} G_{\text{б.у}}, \quad (11.32)$$

где $\beta_{\text{б.у}}$ – коэффициент пропорциональности, учитывающий стоимость потерь от безвозвратного пылеуноса; $G_{\text{б.у}}$ – объем безвозвратного пылеуноса в единицу времени.

5. Затраты от потерь тепла при остывании уловленной и возвращенной в печь пыли

$$S_{\text{в.у}} = \beta_{\text{в.у}} k_{\text{в.у}} G_{\text{п}}^{\text{кл}}, \quad (11.33)$$

где $\beta_{\text{в.у}}$ – коэффициент, учитывающий стоимость потерь от возвращенного пылеуноса; $k_{\text{в.у}}$ – доля уноса от расхода сырья.

Общая сумма затрат от потерь тепла

$$S_T = S_{o.g} + S_{кл} + S_{изб} + S_{б.у} + S_{в.у}, \quad (11.34)$$

или

$$S_T = \sum_{i=1}^n S_{T_i}, \quad (11.35)$$

где S_{T_i} – стоимость затрат i -го вида потерь тепла. После подстановки выражений (11.28) – (11.33) в уравнение (11.34) получаем

$$S_T = \beta_{o.g} V_{o.g} + \beta_{кл} G_{п}^{кл} + \beta_{изб} V_B^{изб} + \beta_{б.у} G_{б.у} + \beta_{в.у} k_{в.у} G_{п}^{кл}. \quad (11.36)$$

Кроме убытков, связанных с потерями тепла, по данным работы [156] пылевывброс из вращающихся печей приводит к загрязнению атмосферы, к материальным потерям S_M сырья и готовой продукции. Потери возрастают и в результате отрицательного воздействия пыли на технологическое оборудование, измерительную аппаратуру, другие объекты предприятия.

Производственный ущерб от пылевывброса можно представить следующим выражением:

$$S_{п} = \sum_{j=1}^m S_{n_j}, \quad (11.37)$$

где S_{n_j} – стоимость того или иного вида ущерба от выброса пыли в окружающую среду.

Необходимо также учитывать потери социально-экономического характера $S_{соц}$, возникающие в результате отрицательного воздействия загрязненной среды, – заболевания, травматизм, текучесть кадров, нерациональное использование рабочего времени, снижение производительности труда, снижение показателей использования оборудования, увеличение объема брака и т.д. Суммарный ущерб, наносимый производству от загрязненной атмосферы, составляет

$$S_{пу} = S_M + S_{п} + S_{соц} = S_M + \sum_{j=1}^m S_{n_j} + S_{соц}. \quad (11.38)$$

Очевидно, что расходы от загрязненной воздушной среды будут возрастать или уменьшаться с изменением пылевывброса из

печи, тогда значение ущерба от этого параметра можно определить из соотношения

$$S_{\text{пу}} = G_{\text{пу}} (q_{\text{м}} S_{\text{м}} + \sum_{j=1}^m S_{n_j} + q_{\text{соц}} S_{\text{соц}}), \quad (11.39)$$

где $q_{\text{м}}$ и $q_{\text{соц}}$ – весовые коэффициенты стоимости затрат.

В этом случае критерий прибыли (11.30), характеризующий экономическую эффективность ведения технологического процесса, с учетом выражений (11.38) и (11.39) можно представить в следующем виде:

$$D = L_{\text{кл}} S_{\text{кл}} G_{\text{п}}^{\text{кл}} - (G_{\text{т}} S_{\text{т}} + G_{\text{пу}} S_{\text{пу}}) - \left[(\beta_{\text{о.г}} V_{\text{о.г}} + \beta_{\text{кл}} G_{\text{п}}^{\text{кл}} + \beta_{\text{изб}} V_{\text{в}}^{\text{изб}} + \beta_{\text{б.у}} G_{\text{б.у}} + \beta_{\text{в.у}} k_{\text{в.у}} G_{\text{п}}^{\text{кл}}) + G_{\text{пу}} (q_{\text{м}} S_{\text{м}} + \sum_{j=1}^m S_{n_j} + q_{\text{соц}} S_{\text{соц}}) \right]. \quad (11.40)$$

С учетом выражения (11.37), критерий D выразим в следующем виде:

$$D = L_{\text{кл}} S_{\text{кл}} G_{\text{п}}^{\text{кл}} - \left[\sum_{i=1}^n S_{T_i} + G_{\text{пу}} (q_{\text{м}} S_{\text{м}} + \sum_{j=1}^m S_{n_j} + q_{\text{соц}} S_{\text{соц}}) \right]. \quad (11.41)$$

Критерий оптимального управления (11.41), безусловно, может быть расширен введением и других параметров. В этот показатель дополнительно можно включить, например, КПД холодильника, расход топлива на 1 т кл., теплотери в окружающую среду, тепловое состояние зоны спекания, а также параметры, характеризующие состояние и экономичность ведения процесса обжига. Предложенный критерий может быть использован при определении оптимальности процесса обжига и принят за методологическую основу при разработке обобщенного критерия оптимального управления в технологии производства клинкера.

11.3. МЕТОДИКА ИНТЕНСИФИКАЦИИ И ОПТИМИЗАЦИИ ТЕХНОЛОГИИ ПОЛУЧЕНИЯ КЛИНКЕРА

Интенсификация и оптимизация технологии получения клинкера требует разработки специальных методов анализа и исследования процессов, протекающих в печи. Причем только их комплексный анализ позволит решить ряд таких важных задач, как наиболее рациональное движение материала, оптимальное заполнение и распределение сырьевой смеси по длине печи; особенности, причины, место и характер пылеобразования; причины, вызывающие клинкерное пыление; максимально возможная производительность технологического оборудования; качество готового продукта и в конечном счете экономическая эффективность работы всей сложной производственной линии.

Для правильного выбора наиболее рациональных уровней технологических параметров режима обжига требуется учитывать количественные соотношения между процессами, протекающими внутри печи, и параметрами, определяющими их оптимальное протекание.

Важно отметить, что в печах большой единичной мощности все процессы интенсифицируются. Значительно увеличивается масса материала, скорость его движения, объем сжигаемого топлива, возрастают скорости газового потока и интенсивность пылеобразования. В таких условиях изменяются и скорости химических процессов. Поэтому одной из причин неудовлетворительной работы крупных печей является отсутствие комплексных методов интенсификации производства клинкера. В этой связи предложена методика интенсификации и вывода процесса обжига на оптимальный технологический режим.

В предыдущих разделах показано, что основными требованиями оптимального течения процессов обжига является обеспечение максимальной производительности печи при условии наиболее рационального сжигания топлива, минимального пылеуноса и обеспечения требований, предъявляемых к качеству получаемого клинкера.

На рис. 11.4 представлена последовательность операций при оптимизации процесса обжига.



Рис. 11.4 Последовательность операций по интенсификации и оптимизации процесса обжига

Таким образом, при оптимизации процесса обжига клинкера следует применять следующую последовательность операций:

- исследовать условия горения топлива, для чего изучить работу топливного и холодильного оборудования;
- исследовать характер и скорость движения материала в печи;
- исследовать характер и интенсивность пылеобразования;
- изучить гидродинамику движения материала и газового потока в печи;
- исследовать скорость химических реакций в лабораторных условиях на моделях и сопоставить полученные результаты с реальным процессом;
- провести теплофизические, физико-химические испытания сырьевых смесей и клинкера;
- провести анализ продуктов горения и состава отходящих газов, определить при этом оптимальный газодинамический режим сжигания топлива;
- провести расчет материального и теплового баланса печи; определить при этом оптимальные значения технологических параметров; в случае отклонения от оптимального режима печи повторить цикл исследований;
- провести обобщенный анализ протекания физико-химических процессов и на основе анализа рекомендовать наиболее рациональные и оптимальные значения параметров процесса обжига.

11.4. АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ МАШИНИСТОВ НА ПЕЧАХ ЦЕМЕНТНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Процесс обжига клинкера является наиболее энергоемким и сложным в технологии цемента. Большое влияние на процессы клинкерообразования оказывают физико-химические характеристики обжигаемых материалов. Вместе с тем недостаточная оперативность в анализе контролируемых параметров снижает эффективность работы оборудования, иногда приводит к аварийным ситуациям.

Учитывая, что печи цементной промышленности относятся к агрегатам с высоким энергопотреблением, предлагается методика построения информационной базы и программно-вычислительных средств для анализа эффективности работы технологического оборудования и машинистов-операторов цементных печей.

Назначение и основные функции системы

Информационная система позволит повысить эффективность работы оборудования за счет более целенаправленного и обоснованного управления процессом обжига клинкера инженерно-технологическим персоналом завода.

Основные функции системы:

- контроль, анализ, хранение оперативной информации о технологии получения клинкера;
- вывод оперативной информации о состоянии процессов, протекающих в печи при обжиге клинкера;
- формирование статистической и отчетной документации по работе печей;
- разносторонний анализ состояния технологических процессов при обжиге клинкера, поиск оптимальных условий работы печи;
- разносторонний анализ работы машинистов и технологического оборудования;
- выдача рекомендаций инженерно-техническому персоналу завода и машинистам-операторам по управлению печами и технологическим оборудованием.

Состав системы

Структура технических средств системы представлена на рис. 11.15.

Программные средства системы выполняют следующие функции:

1. Получение и накопление информации с датчиков печей.
2. Графическое представление текущей и накопленной информации.
3. Формирование сводок о работе печи и машинистов, статистическая обработка информации.
4. Анализ технологической, теплотехнической и экономической эффективности процесса обжига и работы машиниста.

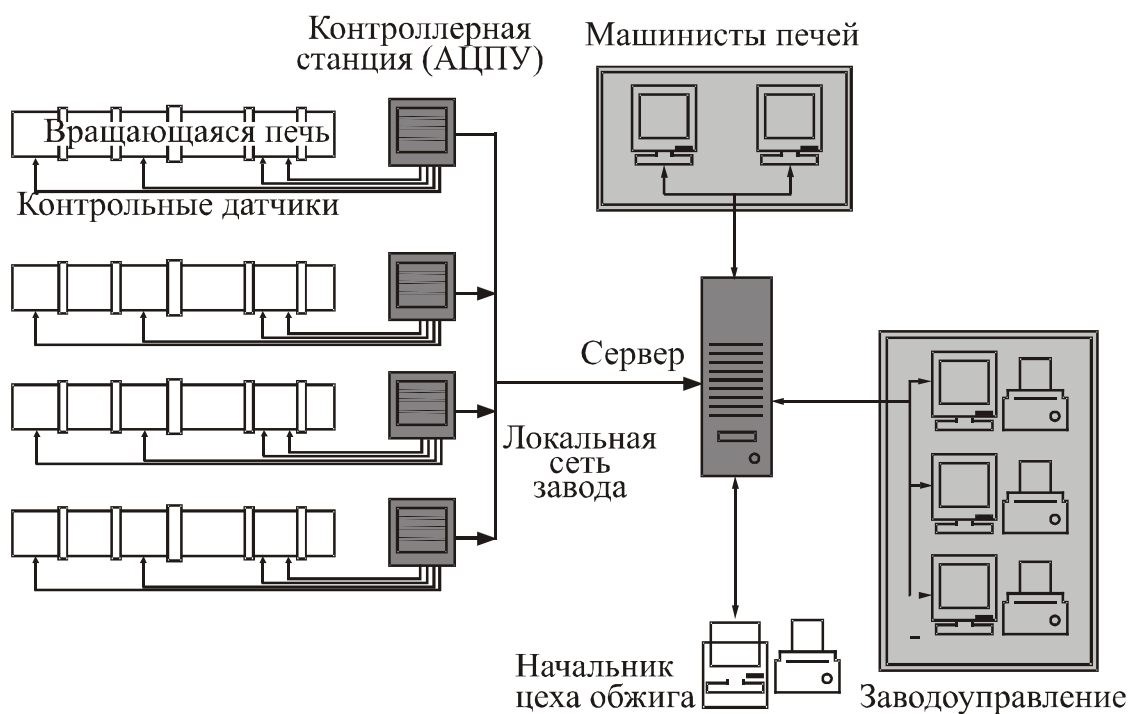


Рис. 11.5. Техническая структура информационной системы

Рабочий журнал машиниста

Режим рабочего журнала машиниста печи включает:

- представление текущих данных работы печи;
- прогнозирование предаварийных ситуаций и предупреждение машиниста;
- просмотр параметров процесса обжига за смену;
- накопление информации по всем контролируемым параметрам посменно, посуточно, ежемесячно, за год, а также по каждому машинисту.

Пример журнала для печей Белгородского цементного завода приведен в табл. 11.1.

Данные журнала представляются в графическом виде:

1. Изменение любого параметра за смену, сутки (рис. 11.6) или другой промежуток времени (рис. 11.7).
2. Сравнение изменения четырех параметров за смену, сутки или другой промежуток времени (рис. 11.8).
3. Сравнение изменения параметров у разных машинистов (рис. 11.9) и на разных печах.

Таблица 11.1

Рабочий журнал машиниста БЦЗ

Часы работы	Температура, °С,					Разрежение			Нагрузка дымо-соса, А
	отходящих газов			материала в зоне цепей	вторичного воздуха	в пыльной камере	за электро-фильтром	в головке печи	
	за обреза-зом	перед электро-фильтром	после электро-фильтра						
21	230	195	193	350	720	100	115	2,50	67
22	220	190	190	320	660	102	118	2,50	67
23	220	190	185	320	660	102	118	2,60	67
24	220	190	188	330	680	102	118	1,50	67
1	225	195	188	330	650	102	118	120	67
2	220	190	185	330	680	104	118	1,00	67
3	220	190	185	330	670	104	118	2,80	67
4	220	190	185	330	670	104	118	2,80	67
5	220	190	185	330	660	104	118	2,80	67
6	225	195	190	330	640	104	120	1,50	67
7	230	200	195	330	600	104	120	2,50	67
8	220	190	185	330	620	104	118	2,50	67
Среднее	222,73	192,27	188,09	329,1	663	102,96	118,09	2,15	67
Максимум	230	200	195	350	720	104	120	2,80	67
Минимум	220	190	185	320	600	100	115	1,00	67

Окончание табл. 11.1

Нагрузка на главный привод, А	Питание, с	Производительность, т/ч	Содержание О ₂ в отходящих газах	Давление газа, атм,		Расход газа, тыс. м ³ /ч	Давление, мм вод. ст.,	
				общее	перед горелкой		под горячей камерой	под холодной камерой
42,00	20,51	50,2	1,5	2	0,72	10,2	270	75
42,00	20,59	50,2	5,0	2	0,72	10,2	280	70
42,00	20,61	50,2	2,3	2	0,72	10,2	280	65
42,20	20,58	50,0	2,2	2	0,72	10,2	280	65
42,20	20,57	50,0	2,0	2	0,72	10,2	280	60
42,00	20,51	50,0	2,3	2	0,72	10,2	280	60
42,10	20,53	50,3	2,4	2	0,72	10,2	280	60
42,00	20,49	50,3	2,3	2	0,72	10,2	280	60
42,00	20,61	50,3	2,0	2	0,72	10,2	290	60
42,20	20,58	50,3	1,3	2	0,73	10,4	300	70
42,20	20,51	50,3	1,4	2	0,73	10,4	300	70
42,20	20,51	50,3	1,3	2	0,72	10,4	300	70
42,12	20,55	50,2	1,98	2	0,72	103	285	66
42,20	20,61	50	2,4	2	0,73	10,4	300	75
42,20	20,49	50	1,0	2	0,72	10,2	270	60

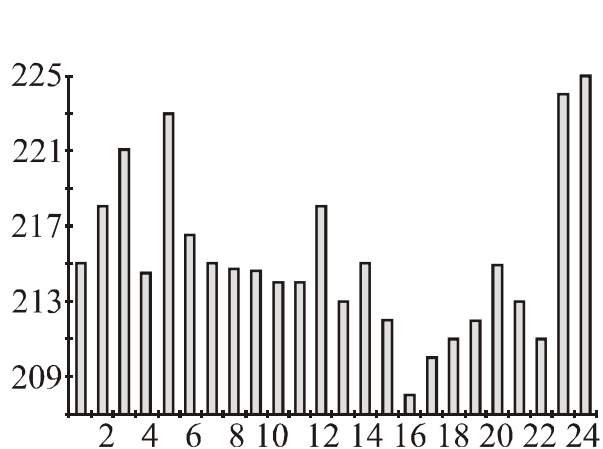


Рис. 11.6. Изменение температуры отходящих газов в течение 24 ч работы

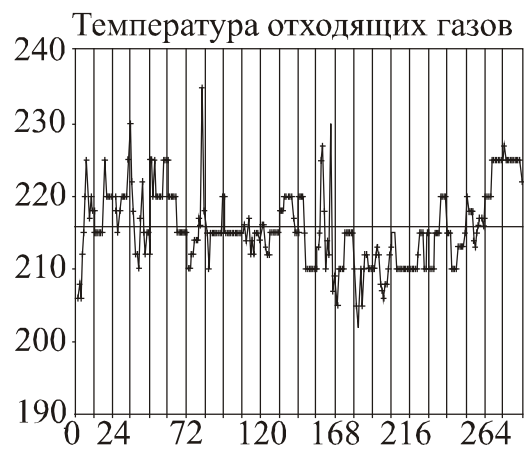


Рис. 11.7. Изменение температуры отходящих газов за 24 смены

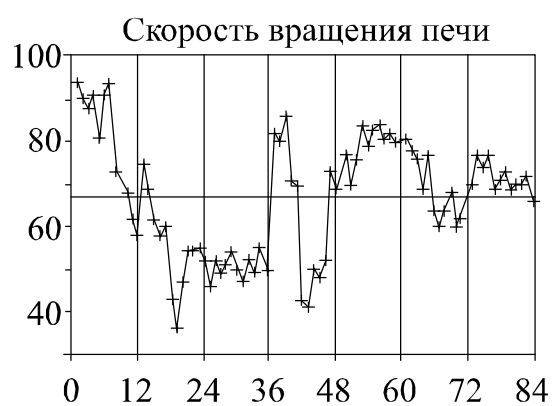
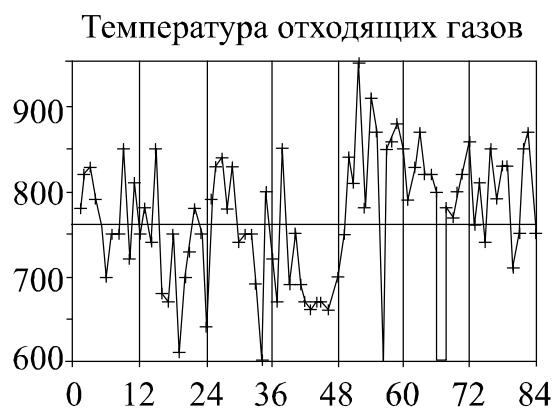
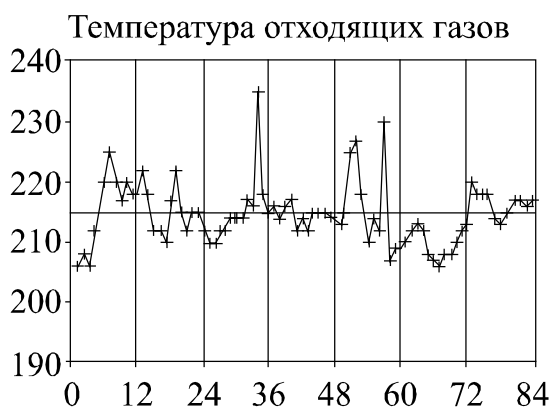


Рис. 11.8. Изменение четырех параметров работы печи за 7 смен

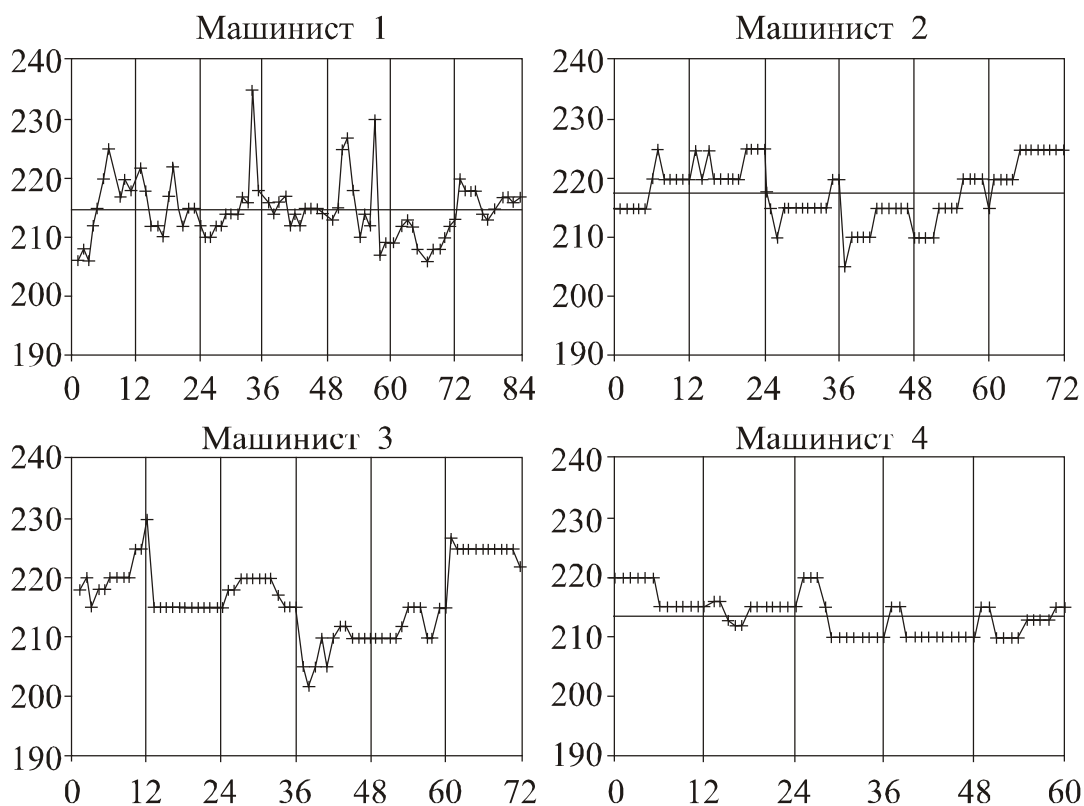


Рис. 11.9. Изменение температуры отходящих газов у разных машинистов

Формирование сводок о работе печи и машинистов

Система позволяет производить следующие операции:

1. Формирование и печать рабочих документов, сводок за смену (табл. 11.2), неделю, декаду, месяц (табл. 11.3), год.
2. Расчет средних значений и формирование сводки по каждому машинисту за смену, неделю, месяц, год (табл. 11.4).
3. Определение пределов изменений параметров по печам и каждому машинисту за заданные промежутки времени, а также определение количества и продолжительности выхода значений параметров за границы допустимых значений.
4. Поиск и определение вида зависимостей между контролируемыми и управляемыми параметрами, а также между параметрами и расходом топлива и качеством клинкера.
5. Определение значений оптимальных параметров и режимов. Оптимизация процесса и выдача рекомендации машинисту на корректирование режима обжига.

Таблица 11.2

Параметры работы печи за смену

Наименование	Единица измерения	Значение
Влажность шлама	%	41,3
Производительность печи	т/ч	60,7
Расход топлива за смену	тыс. м ³ /ч	118,6
Удельный расход топлива за смену	кг усл. топл/т кл.	209,06
КПД холодильника	%	0,87
Удельный вес клинкера	кг/м ³	1750
Стоимость произведенной продукции	руб.	66770

Таблица 11.3

Параметры работы печи за месяц

Наименование	Дата					Среднее значение
	1	2	...	29	30	
Расход шлама	201,4	207,16		206,26	213,87	194,36
Влажность шлама	41,09	42,41		41,83	43,61	42,62
Производительность	1209	1203		1214	1205	1207,24
Удельный расход топлива	222,93	224,16		222,19	243,9	224,19
Удельный вес клинкера	1,85	1,83		1,79	1,84	1,84
Прочность клинкера 28 сут	52,3	51,2		51,1	53,1	52,7
Стоимость продукции, тыс. руб.	132,99	132,36		133,63	132,57	132,79

Таблица 11.4

Анализ работы машиниста

Наименование	Номер смены					Среднее значение
	1	2	...	9	10	
Расход шлама	102,04	106,64		101,8	104,22	104,26
Влажность шлама	42,13	43,35		41,84	42,18	42,543
Производительность	598,8	602,6		603,4	607,1	603,18
Удельный расход топлива	223,62	226,27		220,79	208,81	226,25
Удельный вес клинкера	1,79	1,77		1,84	1,81	1,70
Прочность клинкера 28 сут	54,5	53,3		54,2	53,5	54,1
Стоимость продукции, тыс. руб.	65,858	66,286		66,374	66,781	66,359

Анализ эффективности работы машинистов печей

Для оценки работы цементной печи как объекта управления используются основные параметры – удельный расход топлива, производительность, температура отходящих газов, температура вторичного воздуха и др. При этом предложен ряд критериев

оценки на основе экспериментально-статистического анализа состояния за установленные интервалы работы печей.

Результаты анализа работы машинистов 1, 2, 3, 4, 5 за 10 смен представлены на рис. 11.10.

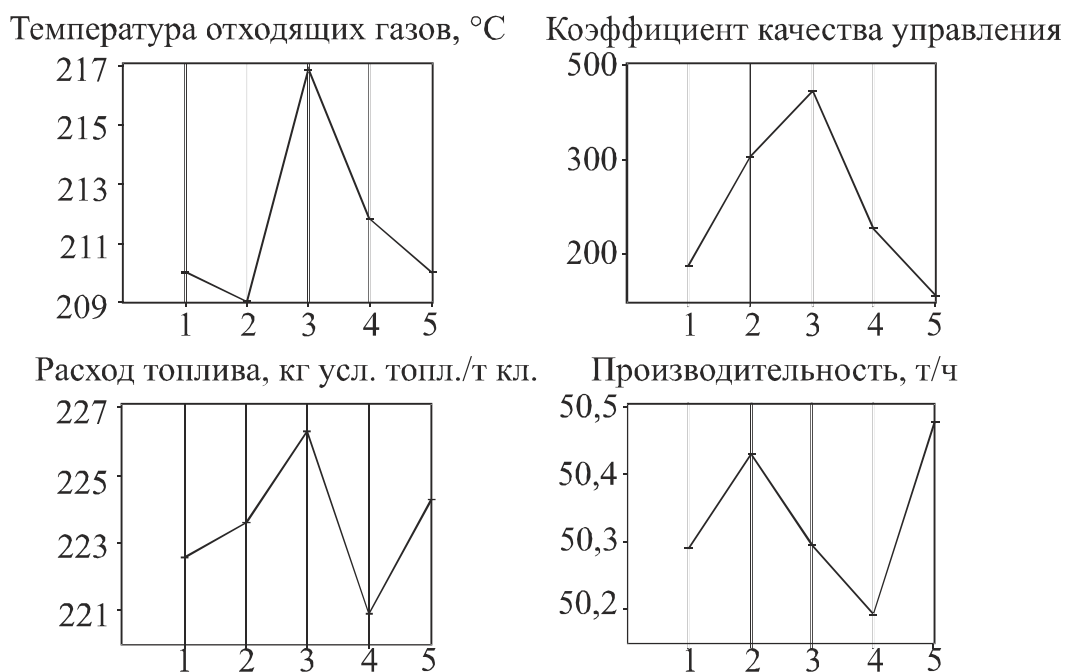


Рис. 11.10. Средние значения параметров работы пяти машинистов

Из графиков, приведенных на рис. 11.10, видно, что работа машинистов 3 и 4 отличается наиболее заметно, разница в расходе топлива составляет около 5 кг усл. топл/т кл., температура отходящих газов отличается на 5 °С.

Это подтверждает и представленный в табл. 11.5 стоимостной анализ работы машинистов Белгородского цементного завода за 10 смен.

Таблица 11.5

Анализ работы машинистов БЦЗ

Номер машиниста	Стоимость топлива, тыс.руб.	Стоимость продукции, тыс.руб.	Затраты на производство без учета стоимости топлива, тыс. руб.
1	332,808	663,817	331,009
2	335,216	665,665	330,449
3	334,936	663,883	328,947
4	332,472	662,541	330,069

Для оценки работы машинистов вращающихся печей как специалистов по управлению предложен критерий оценки качества управления процессом обжига $K_{к.у}$. Оценка работы машиниста производится по результату его воздействий на объект управления (цементную печь). В основу критерия положен принцип стационарности течения процессов в установившемся режиме, то есть минимизация разброса измеряемых параметров и количества регулирующих воздействий K_p , плавного и прогнозируемого изменения переходных процессов:

$$K_{к.у} = D(x) K_p; \quad (11.42)$$

$$K_p = \sum Z_j Z_{j+1} = \begin{cases} 1, & f(x_j + \Delta x) - f(x_j) \neq f(x_j) - f(x_j - \Delta x), \\ 0, & f(x_j + \Delta x) - f(x_j) = f(x_j) - f(x_j - \Delta x), \end{cases} \quad (11.43)$$

где $D(x)$ – дисперсия измеряемого параметра.

Анализ работы группы машинистов на печах Белгородского цементного завода по этим и другим критериям показывает, что каждый машинист, приходя на смену, в 80% случаев перестраивает режим работы технологического оборудования (рис. 11.11).

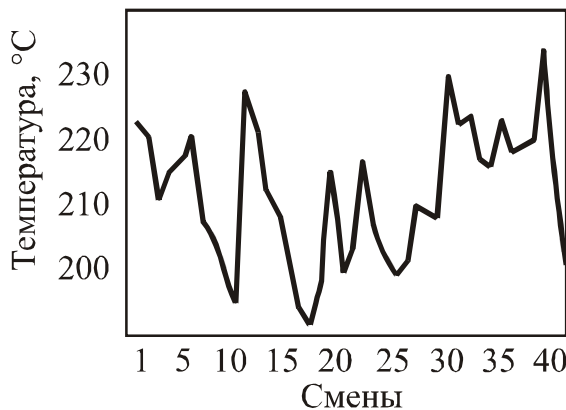


Рис. 11.11. Температура отходящих газов

Различен и характер работы этих машинистов. Некоторые из них стремятся к снижению количества управляющих воздействий: не более двух-трех при приеме и сдаче смены и одна или две корректировки в течение остальных 12 часов работы. Другие машинисты стремятся к систематической корректировке процесса. За смену осуществляется до 10 управляющих воздействий, а разброс контролируемых параметров составляет до 10%.

Для оценки эффективности работы машинистов может быть использована стоимостная структура, которая накапливает стоимости отдельных переходов и длительностей нахождения в каждом состоянии.

Пусть процесс $\{x(s), s \geq 0\}$ изменяет состояние в случайные моменты времени $\{t_n, n \geq 1\}$, и пусть $s(t)$ обозначает число изменений состояния на интервале $[0, t]$. Стоимостная структура имеет две составляющие: $f_1(x, y)$ – стоимость перехода при изменении процессом состояния x на y и $f_2(x, y, s)$ – стоимость за единицу времени, если процесс после состояния x находится в состоянии y единиц времени s . Если $C(t, f_1, f_2)$ обозначает общую стоимость в интервале $[0, t]$, то

$$\begin{aligned}
 C(t, f_1, f_2) = & \sum_{n=1}^{S(t)} f_1[x(t_{n-1}), x(t_n)] + \\
 & + \sum_{n=1}^{S(t)} \int_0^{t_n - t_{n-1}} f_2[x(t_{n-2}), x(t_{n-1}), s] ds + \\
 & + \int_0^{t - t_{S(t)}} f_2[x(t_{S(t)-1}), x(t_{S(t)}), s] ds,
 \end{aligned} \tag{11.44}$$

где $t_{-1} = t_0 = 0$.

Предложенные методическая и информационная базы, программно-вычислительный комплекс позволяют непрерывно контролировать ход процесса получения клинкера, оценивать качество управления процессом обжига каждым из машинистов. За счет более эффективной работы машинистов и оборудования, а также за счет более целенаправленного и обоснованного управления процессом обжига предлагаемые методы и средства позволят повысить стойкость футеровки и получить экономию топлива.

12. УПРАВЛЕНИЕ, РЕГУЛИРОВАНИЕ И ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ТЕХНОЛОГИИ КЛИНКЕРА В УСЛОВИЯХ ПРОМЫШЛЕННОГО ПРОИЗВОДСТВА

12.1. АНАЛИЗ МЕТОДОВ КОНТРОЛЯ, УПРАВЛЕНИЯ И ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПРОЦЕССОВ В ТЕХНОЛОГИИ ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА

В технологии производства клинкера широко используются критериальные и косвенные оценки параметров. Например, только для оценки свойств сырьевых смесей применяют более 20 критериев. По ряду параметров судят о тех или иных свойствах процесса или другого параметра, что продемонстрировано в табл. 12.1.

Таблица 12.1

Методы измерения и оценки параметров вращающейся печи

Методы измерения или оценки	Оцениваемые параметры	Источники литературы
Физико-химические методы определения свойств и параметров	Химический состав, физико-химические параметры компонентов, смесей, шлама, клинкера	[154, 158, 159]
Прямое измерение текущих значений	Измерение температуры, давления, разрежения, расхода топлива и сырьевых материалов, воздушных потоков и др.	[154, 160–164]
Прямое измерение параметров и процессов с последующей косвенной оценкой других параметров	Нагрузка на двигатель электропривода, тепловое излучение корпуса печи, измеряемое индикатором; измерение яркости зоны спекания, величина упругой деформации корпуса печи и др.	[160, 165–168]
Моделирование отдельных процессов или свойств технологических процессов	Экспериментальная модель зоны спекания, математическая модель процесса смешивания сырьевой смеси, математическая модель процесса охлаждения клинкера в колосниковом холодильнике	[160, 164–166, 168]

В ряде работ делается попытка получения интегральных оценок отдельных процессов. Например, в работе [165] предложено управление процессом охлаждения клинкера производить с помощью получения максимального теплового КПД холодильника.

В работе [160] показано, что для характеристики состояния зоны спекания используют среднюю яркость изображения зоны.

При одном из способов автоматического регулирования процессом обжига клинкера [169], расходом топлива и качеством клинкера управляют с учетом величины активного тока привода печи, а корректируют управляемые величины путем изменения значений температуры отходящих газов и расхода сырьевой смеси. В работе [168] управляющий сигнал подачи топлива в печь формируют по величине упругой деформации корпуса печи. В работе [170] по значениям температур в зоне подогрева и отходящих газов задают расход топлива и соответственно объем отходящих газов, при этом корректируют управляющее воздействие измеренным значением среднего размера кусков материала на выходе из печи и вращающего момента приводного двигателя.

Температурный режим процесса обжига регулируется рядом объективных факторов: конструкцией теплообменных и горелочных устройств, режимом работы холодильника, состоянием обмазки и футеровки. Но в основном управление процессом обжига осуществляется по ряду субъективных факторов, например при помощи оценок состояния печи и в соответствии с этим – приемов работы машиниста. Это приводит довольно часто к неоправданным нарушениям технологических процессов, протекающих в печи, и ухудшению качества получаемого клинкера [171].

В целом ряде работ [161, 172–179] и в других, сформированы технологические основы управления процессом обжига клинкера.

Если рассматривать цементную печь как объект организации и управления, то представленная на рис. 12.1 химико-технологическая схема (ХТС) может быть разделена на отдельные и самостоятельные процессы. Выделяются процессы приготовления и подачи шлама, организации горения топлива и спекания клинкера, теплообмена на всех стадиях получения клинкера, охлаждения клинкера и утилизации тепла, очистки отходящих газов от пыли и возврата уносимой из печи пыли и др.

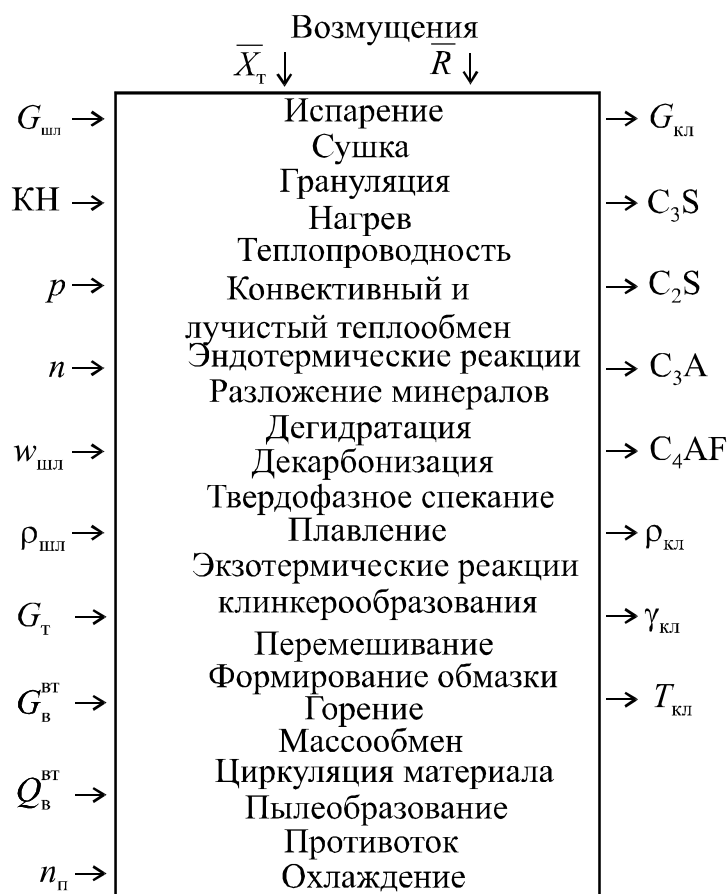


Рис. 12.1. Печь как объект управления и интенсификации

Исходя из этого, рассмотрим некоторые закономерности и приемы управления процессом обжига.

1. Влияние физико-химических параметров шлама на режим обжига клинкера. Известно, что при увеличении влажности шлама возрастает и количество тепла, которое необходимо затратить на испарение дополнительного количества воды, а следовательно, и на весь процесс клинкeroобразования. Вместе с тем указанное обстоятельство не всегда приводит к росту удельных затрат топлива, так как увеличение влажности может снизить пылеобразование в зоне подогрева и декарбонизации, улучшить процесс грануляции, а это, в свою очередь, улучшит теплообмен и подготовку материала.

В работе [172] отмечается, что снижение влажности шлама без дополнительных технологических мероприятий не всегда приводит к уменьшению расхода топлива. Аналогичное несоответствие наблюдается и при увеличении поверхности цепных завес, когда вследствие ухудшения грануляции материала существенно снижается теплообмен в зонах подогрева и декарбониза-

ции, при этом возрастает пылеунос, что может приводить к увеличению расхода тепла.

Заметное влияние на режим обжига оказывает физико-химический состав сырья. Увеличение крупности помола, силикатной составляющей, коэффициента насыщения всегда требует более теплонапряженного обжига, следовательно, и увеличения расхода топлива, что, в свою очередь, приводит к увеличению объема и температуры отходящих газов.

2. Формирование оптимальной структуры факела. Оптимизация работы вращающейся печи сводится в основном к решению двух основных технологических задач. Первая направлена на получение устойчивой грануляции клинкера, вторая – на образование в зоне спекания высокопрочной обмазки. Первая и вторая задачи решаются одновременно при условии, когда в зоне спекания формируется оптимальная структура факела, то есть его длина, форма и теплонапряженность.

Структура факела определяется процессом горения топлива, составом, видом и подготовкой топлива, аэродинамическим режимом горения и количеством воздуха, находящегося в зоне горения. Большое влияние на формирование структуры факела оказывает конструкция горелки и ее положение в печи, объем вторичного воздуха и его температура [180–185].

Для газообразного вида топлива регулирование интенсивности горения обеспечивается скоростью вылета газа и завихряющими устройствами горелки. Рациональное горение можно обеспечить путем снижения скорости вылета газа из горелки до 230...280 м/с с одновременным завихрением газообразного потока. Использование горелок типа ВРГ позволяет более гибко и рационально формировать необходимую структуру факела.

Аэродинамический режим горения связан с количеством воздуха, подводимого в зону горения, и является одним из главных факторов, определяющих скорость горения топлива. Коэффициент избытка воздуха α в зоне горения зависит от работы запечных тяговых устройств. С увеличением разрежения возрастает количество воздуха, просасываемого в печь. Возрастает коэффициент избытка, несколько отдалается от форсунки точка воспламенения факела. Для газообразного топлива оптимальное теплонапряжение в зоне спекания можно получить при поддержании

коэффициента избытка воздуха α в зоне горения 1,05...1,12. При более низких значениях α может наблюдаться недожог топлива, а при более высоких – снижение температуры факела и концентрация теплового напряжения на коротком и удаленном от горячего обреза печи участке. И в том и в другом случае происходит снижение температуры факела. В первом – из-за теплотерь, затрачиваемых на нагрев избыточного воздуха.

3. Работа колосникового холодильника. На формирование оптимальной структуры факела большое влияние оказывает работа колосникового холодильника. При этом большое значение для организации рационального процесса горения топлива и стойкости футеровки имеет температура и объем вторичного воздуха. С увеличением температуры воздуха, подводимого в зону горения, уменьшается его плотность и растет вязкость. При этом смещается точка воспламенения факела в сторону топливной форсунки, происходит удлинение факела. Увеличение энтальпии вторичного воздуха, повышение его температуры позволяют формировать удлиненный с оптимальной теплонапряженностью факел. Именно это дает возможность в последующем снизить расход топлива на 10...15 кг/т кл. и повысить стойкость футеровки в 1,5–2 раза.

Эффективность работы колосникового холодильника следует проверять по температуре и количеству вторичного воздуха, подаваемого в печь. Устойчивая грануляция клинкера получается при высоком КПД холодильника – порядка 85...95%.

4. Положение форсунки и направление факела. Регулировать форму и длину факела можно путем изменения положения форсунки, которую необходимо устанавливать ниже горизонтальной оси печи, смещать в сторону материала от оси печи на 0,05...0,1 ее диаметра и наклонять вниз под небольшим углом [26].

Рассмотренные выше закономерности и приемы управления процессом обжига, безусловно, взаимосвязаны. В целом процесс выбора оптимального режима обжига представляет собой сложную задачу и может быть осуществлен в результате целого комплекса мероприятий, и прежде всего за счет непрерывного внедрения систем автоматического контроля, регулирования и управления.

Для наиболее правильного выбора рациональных уровней технологических параметров обжига необходимо учитывать количественные соотношения между процессами, протекающими

внутри печи, и факторами, определяющими оптимальное течение этих процессов. Технологическое оборудование для обжига клинкера является достаточно материалоемким. Так, цементная печь 5×185 м весит более 5000 т. Процесс обжига протекает в условиях неоднородности и неопределенности в аппаратах с большим транспортным запаздыванием и распределенными параметрами. В цементной печи 5×185 м мокрого способа обжигаемый материал находится 3...4 ч. В одном аппарате осуществляется целый ряд процессов (рис. 12.1). Перечисленные факторы затрудняют решение задач автоматического управления цементными печами мокрого способа.

На рис. 12.1 представлена блок-схема, где указаны параметры управления, выходные параметры, параметры возмущения, а внутри блока – процессы, которые одновременно протекают в цементной печи как аппарате химической технологии. Сказанное выше свидетельствует о том, что управлять таким агрегатом в автоматическом режиме затруднительно прежде всего потому, что математическое описание всех взаимосвязанных процессов не разработано в необходимом объеме. А без непрерывного анализа их состояния, без расчета достаточно точных управляющих воздействий вести процесс в оптимальном режиме практически невозможно. Поэтому на практике машинист почти всегда ведет обжиг с большим тепловым запасом, а это значит – с перерасходом топлива и снижением качественных и количественных характеристик процесса обжига и получаемого клинкера.

Управление цементными печами составляет одно из основных звеньев в комплексной автоматизации цементных заводов, поскольку оптимизация обжига позволяет повысить производительность завода в целом при одновременном повышении качества получаемого клинкера, а также повышения эффективности технологического оборудования.

Попытка внедрения автоматизированных систем управления в цементном производстве непрерывно ведется на предприятиях России и стран СНГ. Так, на Себряковском цементном заводе была внедрена АСУ «Цемент – 1» [175], в автоматическом режиме корректирующая состав сырьевой смеси и управляющая процессом обжига. При этом автоматически регулировалась темпе-

ратура материала в зоне кальцинирования и стабилизировалась температура отходящих газов.

Затем на ряде цементных заводов: Новороссийском, Чимкентском, Кантском, Балаклейском и других внедрялись [174] автоматизированные системы управления технологическим процессом (АСУТП). В отечественной практике наибольшее распространение получила разработанная ВИАСМ установка регулирования процесса обжига, которая позволяла стабилизировать качество обжига клинкера при заданной часовой производительности и минимально возможном расходе топлива [175].

Алгоритм управления процессом обжига, который предлагается фирмой «Лафарж», состоит из двух основных блоков – А и В. Управление температурным режимом осуществляет блок А, и в этом случае контролируются температура материала в зоне кальцинирования, температура отходящих газов и клинкера на выходе из печи. Для регулирования процессом блок А выдает сигнал управления расходу топлива, форме пламени, расходу воздуха. Блок В осуществляет управление аэродинамикой – поддерживает необходимое давление в головке печи, расход горячих газов, расход дутья в горячей камере холодильника [174].

На одном из заводов США система автоматического управления включает в себя три контура управления. Первый контур – регулирование подачи топлива в зависимости от температуры в зоне спекания. Второй контур осуществляет регулирование скорости вращения печи в зависимости от нагрузки двигателя привода печи. А третий контур позволяет регулировать скорость вращения двигателя дымососа в зависимости от температуры газов за цепной завесой. В системе управления предусмотрено снижение скорости вращения печи при быстром падении температуры в зоне спекания [174].

В работе [175] описан алгоритм управления процессом обжига, который осуществляет расчет необходимого топлива, дымовых газов (тяги) и шлама, положения форсунки и дросселя. Алгоритм позволяет поддерживать стабильный средний размер гранул клинкера на выходе из печи, температуру материала в зоне подгрева и температуру отходящих газов.

В ряде работ [161, 174–178] предложены критерии оптимального управления, некоторые из них представлены в табл. 12.2.

Критерии оптимального управления процессом обжига клинкера

Целевая функция	Ограничения, налагаемые на параметры, входящие в целевую функцию	Математическое описание процесса, обозначения, принятые в уравнениях	Вид математического описания, библиографический источник
1	2	3	4
<p>Минимизация расхода тепла</p> $q = \frac{Q}{G_k},$ <p>где Q – тепловая мощность печи; G_k – производительность печи по клинкеру</p>	$t_{3,c} = f(Q, P_{п.к}, G_c; w, XС)$ $t_{о.г} = f(Q, P_{п.к}, G_c; W, XС)$ $K = f(Q, P_{п.к}, G_c; W, XС)$	$G_k = \frac{100 - \text{ППП}}{100} G_c - 400e^{-0,097G_c + 0,075P_{п.к} - 0,44W};$ <p>G_c – расход сухого сырья, подаваемого в печь; W – влажность шлама; $P_{п.к}$ – разрежение в пыльной камере</p>	<p>Уравнения регрессии, [177]</p>
<p>Стабилизация процесса обжига</p> $T_{3,c}^{opt} = f(G_{H_2O}, G_{сух}, Q_{г}, Q_{ш.в}, Q_{п}),$ <p>где G_{H_2O} – расход воды; $G_{сух}$ – расход сухого шлама; $Q_{г}$ – расход топлива; $Q_{ш.в}$ – количество тепла, вносимого в печь со шламом; $Q_{п}$ – неучитываемые потери тепла</p>	<p>–</p>	$\Delta T_{3,cj} = \frac{k_4}{3T_4} \sum_{\psi=0}^{3T_4} [Q_{гj-\psi} - \frac{k_1}{3T_1} \times \sum_{\mu=0}^{\tau_1-3T_1} G_{H_2Oj-\psi-\mu} + \frac{k_2}{3T_2} \times \sum_{\mu=0}^{\tau_2-3T_2} G_{клj-y-\mu} - Q_{п} + Q_{ш.в}],$ <p>где k_1, k_2, k_3, k_4 – коэффициенты передачи; T_1, T_2, T_3, T_4 – постоянная времени звена запаздывания</p>	<p>Передачная функция, [176]</p>
<p>Модель оптимизации производства клинкера</p> $C_{кл} = \psi_3(q_{кл}, S_{3,к}, ВВ, P_{сл}, КП, H_{кл}, \frac{\mathcal{E}_{посл}}{\gamma_{сл}}, Z_{кл}, G_{кл})$	<p>Минимизация отклонений</p> $S_{3,к}, ВВ, P_{сл}, КП, H_{кл}, \mathcal{E}_{посл}$	<p>$C_{кл}$ – себестоимость клинкера; $q_{кл}$ – часовая производительность печей; $S_{3,к}$ – стабильность температуры в зоне кальцинирования; $ВВ$ – характеристика визуального состояния зоны спекания; $P_{сл}$ – расход топлива; $КП$ – минимизация пылеуноса;</p>	<p>Уравнения регрессии, полученные на промышленных объектах; [161]</p>

1	2	3	4
		<p>$H_{\text{кл}}$ – надежность работы основного оборудования; $\frac{\mathcal{E}_{\text{посл}}}{\gamma_{\text{сл}}}$ – энергозатраты, связанные с приготовлением форсуночного топлива; $G_{\text{кл}}$ – факторы, оказывающие влияние на себестоимость продукции; $Z_{\text{кл}}$ – зарплата персонала</p>	
<p>Минимум удельных затрат на обжиг $\min S(\chi, \xi, t)$, где χ – вектор управляемых входов; ξ – вектор контролируемых факторов; t – время течения процессов</p>	<p>$q^H \leq q(t) \leq q^B$ $h^H \leq h(t) \leq h^B$ $Q^H \leq Q(t) \leq Q^B$ $n^H \leq n(t) \leq n^B$ $\theta_{3.c}(\chi, t) \leq \theta_{o.g}^B$ $C_{\text{св}}^H \leq C_{\text{св}}(\varphi, \chi, t) \leq C_{\text{св}}^B$</p>	<p>$y(t) = \bar{y} + \tilde{y}(t)$, где \bar{y} – среднее значение; $y(t)$ – центрированный случайный процесс; $\tilde{y}(t)$ – центрированная составляющая выходной переменной</p>	<p>Передаточные функции; [161]</p>
<p>Критерий себестоимости получаемого клинкера</p> $S = \frac{A}{\tau} \int_0^{\tau} \left[\frac{\bar{Q}_r}{G_k} - \frac{\Delta Q_r + \delta Q_k}{G_k} - \frac{\bar{Q}_r}{G_k^2} (\Delta G_k + \delta G_k) \right] dt,$ <p>где A – относительная цена топлива; τ – время непрерывной работы печи; $\Delta Q_r, \Delta Q_k$ – низкочастотные и высокочастотные вариации расхода топлива</p>	<p>$T_{o.g}^H < T_{o.g} < T_{o.g}^H$ $T_{3.c}^H < T_{3.c} < T_{3.c}^B$ $F \approx F_{\min}$ где $T_{o.g}$ – температура отходящих газов; $T_{3.c}$ – температура в зоне спекания; F – показатель granulometрии</p>	<p>$S = \bar{S} + S_{\text{ст}} = A \frac{Q_r}{k_1 G_c - k_2 \Pi}$, $S = S_{\text{ст}} + S_d + \bar{S}$, $S_{\text{ст}} = A \left(\frac{\Delta Q_r}{G_k} - \frac{\bar{Q}_r}{G_k^2} \Delta G_k \right)$, $S = A \frac{Q_r}{G_k}$, $S_d = \frac{A}{\tau_1} \int_{t_0}^{t_0+t_1} \left(\frac{\delta Q_r}{G_k} - \frac{Q_r}{G_k^2} \delta G_k \right) dt$, где G_c – расход сухого сырья; k_1, k_2 – потери при прокаливании; Π – безвозвратный пылеунос; $S_{\text{ст}}, S_d$ – имеющиеся в момент t_0 прогнозы измерений себестоимости, вызванные низко- и высокочастотными возмущениями процесса</p>	<p>Критерий себестоимости S получаемого клинкера; [174]</p>

1	2	3	4
Оценка качества управления печами	–	S_i^2 и s_j^2 – дисперсия величины регулирования соответственно для i -го и j -го машинистов; n_i и n_j – общее число регулировок; t_i и t_j – критерии Стьюдента $T = \frac{t_i s_i^2 / n_i + t_j s_j^2 / n_j}{\sqrt{s_i^2 / n_i + s_j^2 / n_j}}$ T – критерий качества	Критерий качества T оценки значимости различий в управлении между машинистами; [178]

Анализ представленных критериев показывает далеко не полный учет всех особенностей сложного процесса получения цементного клинкера и требует разработки обобщенных критериев оптимального управления обжигом во вращающихся печах цементного производства.

12.2. ФОРМИРОВАНИЕ МОДЕЛИРУЮЩЕГО АЛГОРИТМА УПРАВЛЕНИЯ И ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПРОЦЕССА ОБЖИГА КЛИНКЕРА

Обобщенный алгоритм управления и интенсификации технологии получения клинкера можно разделить на ряд отдельных самостоятельных алгоритмов управления, отвечающих за оптимальное поддержание определенной группы параметров, объединенных заданной целью управления. При обжиге цемента в печах мокрого способа производства можно выделить следующие блок-алгоритмы (рис. 12.2).

1. Блок расчета и корректирования физико-химических параметров шлама, определение оптимальной загрузки печи. Основной задачей этого блок-алгоритма является определение влияния основных технологических параметров на расход топлива и производительность печи. Критериями управления являются минимальный расход топлива и максимальная производительность печи:

$$\begin{cases} q_T^{уд} \rightarrow \min, \\ G_g^{кл} \rightarrow \max. \end{cases} \quad (12.1)$$



Рис. 12.2. Блок-схема моделирующего алгоритма интенсификации и оптимизации процесса обжига клинкера

Здесь должны быть учтены такие свойства сырьевой смеси, как физико-химический и минералогический составы, гранулируемость, спекаемость, способность образовывать обмазку, размалываемость готового клинкера.

2. Блок прогнозирования и оптимизации качества проектируемого клинкера. Объективным показателем качества клинкера является активность клинкера, содержание в нем свободной окиси кальция, а также его технологические свойства, определяемые требованиями условий работы вяжущего, полученного на основе обожженного клинкера. Например, получение обычного портландцемента, высокопрочного быстротвердеющего портландцемента или получение специальных видов цемента.

3. Блок управления и оптимизации процесса горения топлива. Основным критерием управления этого блока является качественное сжигание топлива, поддержание оптимального соотношения топлива и воздуха. При этом должно быть обеспечено опти-

мальное значение углекислого газа CO_2 и кислорода O_2 в отходящих газах, а содержание CO должно равняться нулю, то есть:

$$\begin{cases} \text{O}_2^{\min} \leq \text{O}_2^{\text{opt}} \leq \text{O}_2^{\max}, \\ \text{CO}_2^{\min} \leq \text{CO}_2^{\text{opt}} \leq \text{CO}_2^{\max}, \\ \text{CO} = 0. \end{cases} \quad (12.2)$$

4. Блок формирования толщины обмазки в зоне спекания и оптимальной структуры факела. В зоне спекания происходит непрерывная регенерация обмазки. Часть ее вместе с расплавом переходит в клинкер, на замену образуется новая. В зависимости от режима обжига, формы и структуры факела обмазка может быть рыхлой, непрочной и, наоборот, плотной, прочной, устойчивой. Формирование прочной, устойчивой обмазки и является целью этого блок-алгоритма. Критерием является толщина обмазки $h_{\text{обм}}$, которая зависит от длины факела $l_{\text{ф}}$, теплонапряженности факела и распределения температур в зоне спекания $T(l_{\text{ф}})$, расположение точки с максимальным теплонапряжением $[T_{\text{ф}}(l_{\text{ф}})]^{\max}$. Критерий формирования обмазки можно представить следующим образом:

$$\begin{aligned} h_{\text{обм}} &\rightarrow h_{\text{обм}}^{\text{opt}}, \\ F(l_{\text{ф}}, T_{\text{ф}}(l_{\text{ф}}), [T_{\text{ф}}(l_{\text{ф}})]^{\max}) &\rightarrow T_{\text{ф}}^{\text{opt}}, l_{\text{ф}}^{\text{opt}}. \end{aligned} \quad (12.3)$$

5. Блок формирования оптимальной энтальпии зоны спекания предназначен для оптимизации теплового состояния зоны спекания. Важные критерии зоны спекания – минимальный расход топлива на обжиг клинкера и минимум теплотерь в окружающую среду через корпус печи. При этом необходимым условием является поддержание зоны спекания в оптимально-тепловом режиме, когда обеспечивается устойчивая грануляция клинкера и не происходит перегрева и передержки материала в зоне спекания. В этом случае может быть несколько критериев, например косвенные параметры состояния зоны спекания, такие, как скорость вращения печи $w_{\text{п}}$, нагрузка на валу привода печи $N_{\text{п}}$ и оптимальная теплонапряженность зоны спекания $H_{3,\text{с}}$:

$$\begin{cases} H_{3,\text{с}} \rightarrow H_{3,\text{с}}^{\text{opt}}, \\ w_{\text{п}} \rightarrow w_{\text{п}}^{\text{opt}}, \\ N_{\text{п}} \rightarrow N_{\text{п}}^{\text{opt}}. \end{cases} \quad (12.4)$$

6. Блок формирования устойчивой грануляции клинкера. Основное назначение этого алгоритма – устранение клинкерного пылеобразования, которое происходит в значительной степени из-за передержки и перегрева образовавшегося в зоне спекания клинкера. Критерием оценки формирования оптимальной грануляции является косвенный параметр – расстояние точки с максимальным теплонапряжением в зоне спекания от холодного среза печи.

7. Блок управления и оптимизации процесса охлаждения клинкера. В этом плане максимальная рекуперация тепла клинкера, подаваемого в холодильник, позволит в значительной мере повысить коэффициент использования тепла, поступающего в холодильник вместе с горячим клинкером. Критерием оценки является коэффициент рекуперации холодильника:

$$\eta_p = \eta_p^{\max}. \quad (12.5)$$

12.3. АЛГОРИТМ УПРАВЛЕНИЯ КАЧЕСТВОМ СЖИГАНИЯ ТОПЛИВА

Качество сжигания топлива характеризуют два выходных параметра – наличие кислорода O_2 и оксида углерода CO в отходящих газах. Причем концентрация кислорода должна поддерживаться в пределах 0,8...2,0 %, а присутствие CO в выходном потоке недопустимо. Граничные условия характеристик качества сжигания топлива можно записать так:

$$\begin{cases} 0,8\% \leq c_{O_2} \leq 2\%, \\ c_{CO} = 0, \end{cases} \quad (12.6)$$

где c_{O_2} и c_{CO} – соответственно концентрация кислорода и оксида углерода в выходящем из печи газовом потоке.

Для того чтобы удовлетворить требованию (12.6), необходимо коэффициент избытка воздуха α поддерживать в пределах

$$1,03 \leq \alpha \leq 1,12. \quad (12.7)$$

Расход топлива на обжиг клинкера может быть определен из уравнений теплового и материального баланса печи. При этом

должны быть учтены физико-химические параметры шлама, то есть его химический состав $X_{\text{шл}}$ и влажность $W_{\text{шл}}$, теплосодержание $Q_{\text{в}}^{\text{BT}}$ вторичного воздуха, поступающего в печь, а также теплотери в окружающую среду и с отходящими газами. Функциональную зависимость в этом случае можно представить в следующем виде:

$$G_{\text{T}} = f(G_{\text{шл}}, W_{\text{шл}}, Q_{\text{в}}^{\text{BT}}, X_{\text{шл}}, Q_{\text{пот}}, \varphi_{\text{л.з}}, \Pi_{\text{ф}}). \quad (12.8)$$

Аналитическое выражение функции (12.8) может быть представлено суммой затрат теплоты по каждой из статей расхода:

$$G_{\text{T}} = \sum_{i=1}^n Q_i / Q_{\text{п}}^{\text{H}} + \left[\int_{t_0}^t Q_{\text{x}}^{\text{CM}}(t) dt + \int_{t_0}^t Q_{\text{w}}^{\text{шл}}(t) dt + \int_{t_0}^t Q_{\text{пот}}(t) dt - \int_{t_0}^t Q_{\text{BT}}^{\text{B}}(t) dt \right] 1 / Q_{\text{п}}^{\text{H}} + \int_{t_0}^t q_{\text{пот}}^{\text{CO}} c_{\text{CO}}(j_{\text{л.з}}, \Pi_{\text{ф}}) dt + \int_{t_0}^t q_{\text{пот}}^{\text{O}_2} c_{\text{O}_2}(t) dt. \quad (12.9)$$

В приведенном уравнении (12.9) первое слагаемое представляет сумму теплотозатрат, которые можно отнести к числу постоянных и не поддающихся непосредственному контролю, например процессы нагрева, плавления, твердофазового спекания. Выражение в квадратных скобках представляет затраты тепла, зависящие от непрерывно меняющихся параметров, то есть химического состава сырьевой смеси Q_{x}^{CM} , влажности шлама $Q_{\text{w}}^{\text{шл}}$, теплотери со отходящими газами в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$, возврата тепла с вторичным воздухом из холодильника $Q_{\text{в}}^{\text{BT}}$. Эти параметры процесса обжига поддаются контролю, могут быть рассчитаны и введены в выражение (12.9). Последние два члена уравнения (12.9) представляют теплотери от неполноты горения топлива и избытка воздуха.

Теоретически массовый расход сухого воздуха, необходимый для полного сгорания газообразного топлива, можно определить из материального баланса горения топлива, например:

$$G_B^0 = 0,0615[0,5CO + 0,5H_2 + 1,5H_2S + \sum_{i=1}^k (m + n / 4)C_mH_n - O_2]G_T. \quad (12.10)$$

С учетом коэффициента избытка

$$G_B = \alpha G_B^0. \quad (12.11)$$

Важную роль в качественном сжигании топлива играет интенсивность смешения топлива и воздуха. После расчета и анализа выражения (12.9) подключается алгоритм расчета и формирования управляющего воздействия для выбора оптимального положения топливной форсунки и раскрытия угла лопаток завихрителя в соответствии с соотношением

$$c_{CO} = f(\varphi_{л.з}, \Pi_\phi), \quad (12.12)$$

где Π_ϕ и $\varphi_{л.з}$ – характеризуют соответственно положение топливной форсунки и лопаток завихрителя.

На рис. 12.3 представлена блок-схема алгоритма управления качеством сжигания топлива.

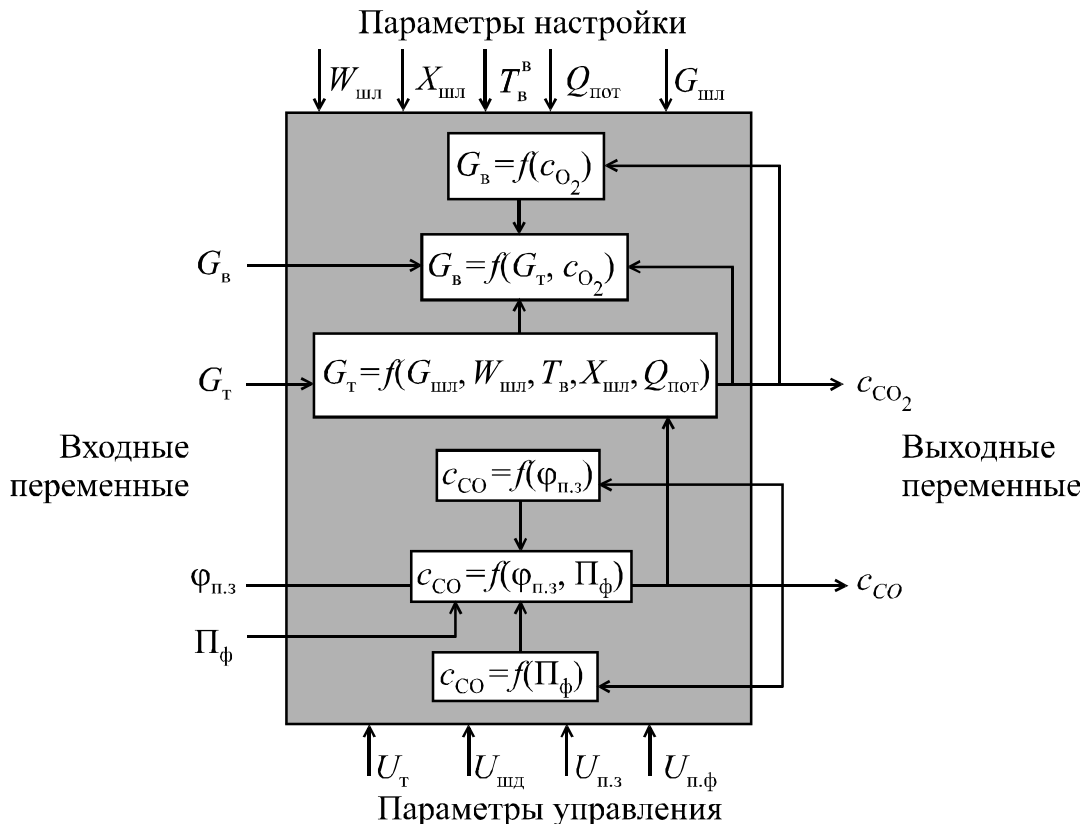


Рис. 12.3. Схема алгоритма управления качеством сжигания топлива

Для повышения точности измерения CO и CO_2 и, следовательно, качества сжигания топлива необходимо использовать газоанализаторы, с помощью которых можно осуществлять стабилизацию массового расхода воздуха.

12.4. АЛГОРИТМ УПРАВЛЕНИЯ ТОЛЩИНЫ И ПРОТЯЖЕННОСТИ ОБМАЗКИ В ЗОНЕ СПЕКАНИЯ

Стойкость футеровки во вращающихся печах зависит от многих факторов. Основными из них являются химический состав сырьевого шлама, вид применяемого топлива и огнеупора, степень стабилизации теплотехнического и технологического режимов работы печи и условия для образования устойчивости обмазки.

На рис. 12.4 показано влияние точки воспламенения $T_{\text{в}}$ топлива на форму факела и обмазку печи. Скорость горения топлива зависит от интенсивности смещения его воздухом, а длина факела уменьшается с увеличением количества первичного воздуха.

Для удлинения факела и уменьшения его теплонапряжения, а следовательно, и повышения стойкости футеровки и обмазки необходимо скорость вылета топлива из форсунок поддерживать в оптимальных пределах.

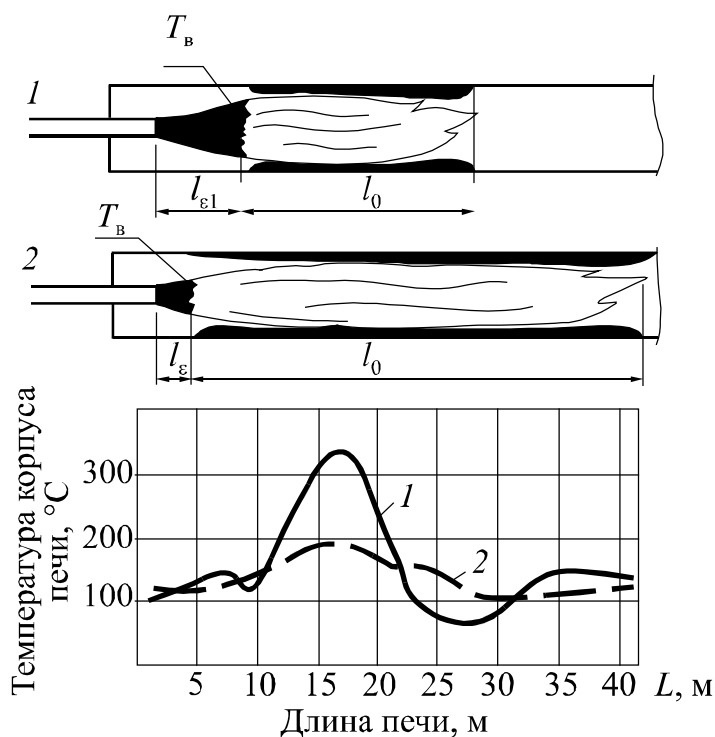


Рис. 12.4 Влияние точки воспламенения $T_{\text{в}}$ топлива на форму факела и обмазку печи:
 1 – нерациональный факел, 2 – рациональный факел, $l_{\epsilon 1}$ и l_{ϵ} – расстояние от форсунки до точки воспламенения, l_0 – длина факела

Длину факела, а следовательно, и протяженность образования обмазки можно изменять количеством избыточного воздуха, подводимого в зону горения топлива. При увеличении коэффициента избытка воздуха α возрастает скорость газового потока, а факел смещается в сторону холодного конца печи. Это приводит к образованию удаленного и короткого напряженного факела и как следствие – к быстрому прожогу обмазки и футеровки в удаленной части зоны спекания.

Таким образом, высокая скорость вылета топлива из форсунки и высокий коэффициент избытка воздуха приводят к образованию удаленного и короткого факела с высоким теплонапряжением на сечении печи.

Для удлинения факела и снижения его теплового напряжения в зоне спекания, образования обмазки по всей длине зоны спекания, а также для повышения стойкости футеровки печи необходимо поддерживать коэффициент избытка воздуха в соответствии с соотношением (12.7), то есть в пределах 1,03...1,12. Скорость вылета, например, топливно-воздушной смеси угольных горелок необходимо поддерживать в пределах 40...65 м/с.

На рис. 12.4 показано распределение температур корпуса печи, соответствующее описанным режимам горения топлива.

Необходимость регулирования расхода шлама, изменение его физико-химического состава, изменение температуры и объема вторичного воздуха, который, в свою очередь, определяет форму факела и температуру воспламенения топлива, требует непрерывной корректировки процесса горения.

Таким образом, для формирования устойчивой обмазки необходимо непрерывно поддерживать оптимальную длину факела l_{ϕ}^{opt} , на определенном расстоянии – точку воспламенения факела $l_{\text{т.в}}$ и обеспечивать в заданных пределах коэффициент избытка воздуха α^{opt} . Можно записать граничные условия регулирования формы факела и формирования устойчивой обмазки:

$$\begin{cases} 0,17L_{\text{п}} \leq l_{\phi}^{\text{opt}} \leq 0,17L_{\text{п}}, \\ 0,1D_{\text{п}} \leq l_{\text{т.в}}^{\text{opt}} \leq 0,4D_{\text{п}}, \\ 1,03 \leq \alpha \leq 1,1, \end{cases} \quad (12.13)$$

где $L_{\text{п}}$ и $D_{\text{п}}$ – длина и диаметр печи.

Значения верхних и нижних уровней параметров выражения (12.13) условно определены из практических соображений, описанных в целом ряде работ и выполненных под руководством В. К. Классена [183, 186, 187]. Кроме указанных в условии (12.13) параметров необходимо учитывать температуру корпуса в зоне спекания $T_{к.з.с}$:

$$T_{к.з.с}^{\min} \leq T_{к.з.с}^{\text{opt}} \leq T_{к.з.с}^{\max} . \quad (12.14)$$

Важно отметить, что температура корпуса печи в зоне спекания может снижаться или возрастать вследствие увеличения или уменьшения толщины обмазки и в результате изменения теплонапряжения в зоне спекания. Однако и в том и в другом случае необходимо регулировать интенсивность процесса горения.

Условия регулирования толщины обмазки $h_{\text{обм}}$ можно представить так:

$$h_{\text{обм}}^{\text{opt}} = f(G_{\text{в}}, G_{\text{O}_2}^{\text{о.г}}, P_{\text{п.к}}) \quad (12.15)$$

$$l_{\text{т.в}}^{\text{opt}} = f(w_{\text{т}}, T_{к.з.с}), \quad (12.16)$$

где $G_{\text{в}}$ – масса воздуха, подаваемая в зону горения; $c_{\text{O}_2}^{\text{о.г}}$ – содержание кислорода в отходящих газах; $P_{\text{п.к}}$ – разрежение в пыльной камере; $w_{\text{т}}$ – скорость вылета топлива из форсунки; $T_{к.з.с}$ – температура корпуса печи в зоне спекания.

Блок-схема алгоритма управления формированием толщины обмазки в зоне спекания представлена на рис. 12.5.

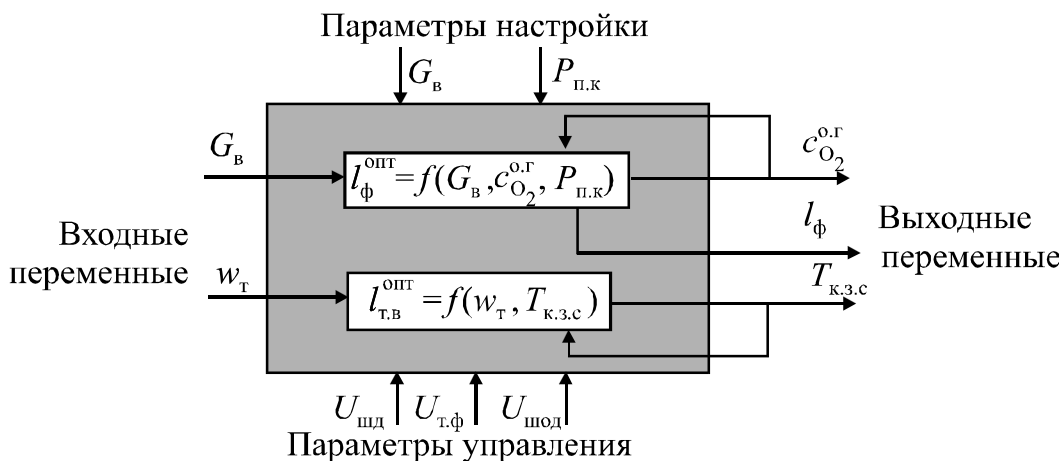


Рис. 12.5. Схема алгоритма управления толщиной обмазки в зоне спекания

На основании алгоритма управления толщины обмазки предложен автоматический способ регулирования толщины и протяженности обмазки [188] в зоне спекания, представленный на рис. 12.6. Здесь с целью повышения качества регулирования дополнительно измеряют расстояние l_b от форсунки горелки до точки воспламенения топлива, температуру корпуса печи в зоне спекания $T_{к.з.с}$, температуру печи в конце зоны спекания $T_{к.з.с}^k$, содержание кислорода в отходящих газах $c_{O_2}^{o.г}$, разрежение в пылесоса-дательной камере $P_{п.к}$ и изменяют скорость вылета топливной смеси w_T , содержание избыточного воздуха в зоне горения $G_B^{изб}$.

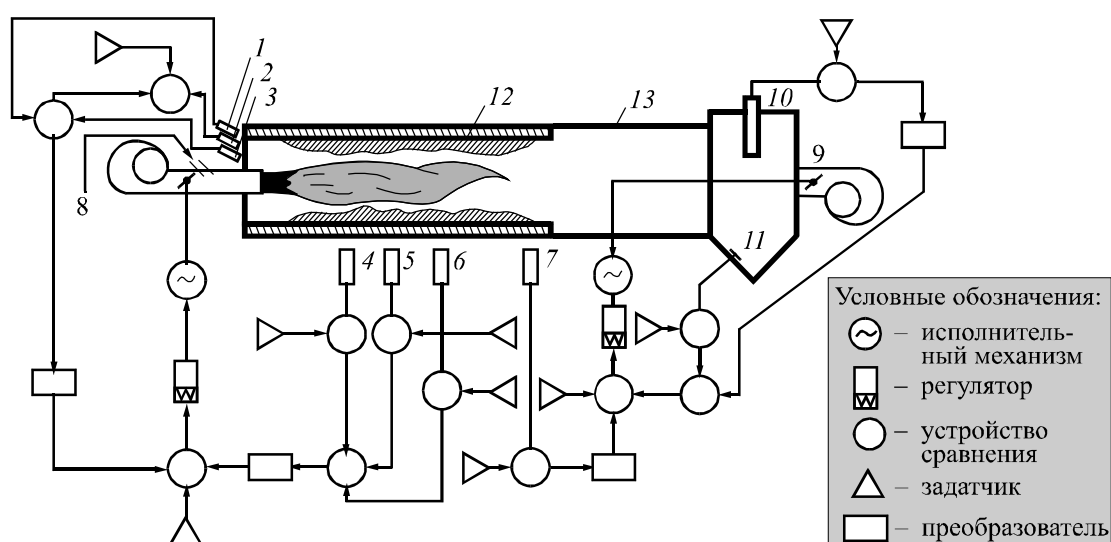


Рис. 12.6. Схема автоматического регулирования толщины и протяженности обмазки в зоне спекания:

1–3 – пирометры; 4–7 – датчики температуры корпуса печи; 8 – ввод топлива; 9 – шибер дымососа; 10 – датчик кислорода; 11 – датчик разрежения; 12 – обмазка; 13 – вращающаяся печь

Изменение скорости вылета топливной смеси осуществляют в зависимости от отклонения заданного значения измеренного расстояния l_b от форсунки до точки воспламенения и отклонения от заданного значения температуры корпуса печи $T_{к.з.с}$ в зоне спекания, а изменение содержания избыточного воздуха в зоне горения осуществляют в зависимости от заданного значения температуры печи в конце зоны спекания $T_{к.з.с}^k$ с ее коррекцией по содержанию кислорода $c_{C_2}^{o.г}$ в отходящих газах и разрежению в пылесоса-дательной камере $P_{п.к}$.

12.5. БЛОК АЛГОРИТМА УПРАВЛЕНИЯ ГРАНУЛЯЦИЕЙ КЛИНКЕРА

В работе [184] показано, что для управления процессом обжига клинкера необходимо формирование оптимальной структуры факела. Короткий и удаленный от выходного обреза печи факел является причиной снижения стойкости футеровки. При этом, когда зона спекания удалена от выходного обреза печи, происходит передержка в этой зоне уже готового клинкера, что приводит к клинкерному пылеобразованию, снижению качества клинкера и ухудшению работы колосникового холодильника.

При формировании длинного «вялого» факела происходит деформация горелочных устройств, выпадению на горячем конце печи огнеупорного кирпича и пороговых плит.

В технологии управления процессом горения топлива и обжигом клинкера важным фактором является поддержание оптимального значения энтальпии вторичного воздуха. Вторичный воздух подается в зону горения топлива из холодильника. В общем случае энтальпию всего вторичного воздуха можно определить из соотношения

$$H_{\text{в}}^{\text{вт, в}} = (G_{\text{в}}^{\text{остр}} + G_{\text{в}}^{\text{общ}} - G_{\text{в}}^{\text{изб}}) T_{\text{в}}^{\text{вт}} c_{\text{в}}^{\text{вт}}, \quad (12.17)$$

где $G_{\text{в}}^{\text{остр}}$, $G_{\text{в}}^{\text{общ}}$, $G_{\text{в}}^{\text{изб}}$ – соответственно массы воздуха острого, общего дутья, подаваемые в холодильник на охлаждение клинкера, и избыточного, выбрасываемого из холодильника, кг/ч; $T_{\text{в}}^{\text{вт}}$ – температура вторичного воздуха °С; $c_{\text{в}}^{\text{вт}}$ – теплоемкость вторичного воздуха, кДж/кг·К.

Величину энтальпии вторичного воздуха, подаваемого в печь, на 1 кг кл. можно определить из соотношения:

$$h_{\text{в}}^{\text{вт}} = Q_{\text{в}}^{\text{вт}} / G_{\text{п}}^{\text{кл}}, \quad (12.18)$$

где $G_{\text{п}}^{\text{кл}}$ – производительность печи по клинкеру, то есть количество клинкера, поступающего в холодильник, кг/ч.

Оптимальная энтальпия воздуха, подаваемого из холодильника в печь, определяется максимальным КПД холодильника, который колеблется от 0,75 до 0,9. В этом случае энтальпия $h_{\text{в}}^{\text{вт}}$ равна 900...1100 кДж/кг клинкера и формируется оптимальная структура факела, то есть его форма, длина, теплонапряжение. Объясня-

ется это тем, что при более низких значениях энтальпии общая температура воздуха, подводимого в зону горения, снижается, при этом точка воспламенения смещается в сторону холодного обреза печи. Горение топлива происходит на коротком теплонапряженном и удаленном от горячего обреза печи участке. Более высокое значение энтальпии (выше, например, 1100 кДж/кг кл.) на практике трудноосуществимо, кроме того, в этом случае температура вторичного воздуха, подводимого в зону горения, поднимается, и воспламенение топлива происходит возле устья форсунки, что недопустимо.

Положение точки с максимальным теплонапряжением можно изменить также количеством избыточного воздуха, подводимого в зону горения G_v . Объем избыточного воздуха в зоне горения можно регулировать запечными дымососами.

Установлено [184, 189], что при обжиге клинкера точка с максимальным значением температуры корпуса печи должна находиться на расстоянии 12...10 % длины печи от ее горячего обреза. Колебания температуры и объема воздуха, подаваемого в зону горения, изменения физико-химических параметров обжигаемого сырья и других параметров требуют непрерывной корректировки формы и структуры факела, а следовательно, и температуры (рис. 12.7).

В качестве критерия оценки зоны спекания можно принять расположение точки с максимальным теплонапряжением $L_{\Pi}^{t_{\max}}$. Расстояние этой точки от обреза печи может находиться в пределах

$$0,06 L_{\Pi} \leq L_{\Pi}^{t_{\max}} \leq 0,1 L_{\Pi}. \quad (12.19)$$

Другим критерием оценки зоны спекания является интегральная теплонапряженность зоны спекания $\xi_{\text{к.п}}$, которая характеризует нагрев материала в этой зон:

$$\xi_{\text{к.п}} = \int_0^l T_{\text{к.п}}(l) dl. \quad (12.20)$$

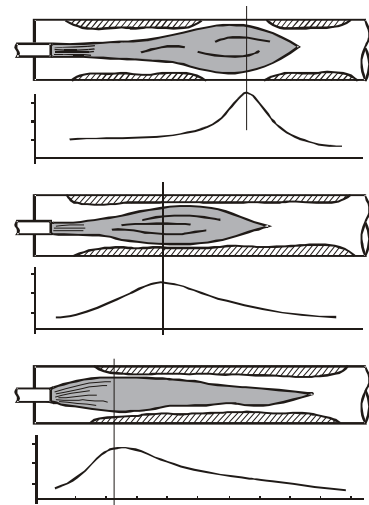


Рис. 12.7. Распределение температуры корпуса печи в зависимости от формы факела

Сильный перегрев зоны спекания может привести к образованию большого количества жидкой фазы, которая вытекает из печи в холодильник. Интегральное теплонапряжение зоны спекания зависит от физико-химических параметров обжигаемой смеси, размеров и производительности печи, то есть:

$$\xi_{к.п.}^{\min} \leq \xi_{к.п.}^{\text{opt}} \leq \xi_{к.п.}^{\max}. \quad (12.21)$$

Значение $L_{п}^{\max}$ является функцией энтальпии вторичного воздуха $H_{в}^{\text{BT}}$, расхода топлива $G_{т}$ и количества воздуха $G_{в}^{\text{изб}}$, подводимого в зону горения:

$$L_{п}^{\max} = f(H_{в}^{\text{BT}}, G_{т}, G_{в}^{\text{изб}}). \quad (12.22)$$

Место точки с максимальным значением температуры корпуса печи может быть определено из условия

$$\frac{dT_{к.з.с}(l)}{dl} = 0. \quad (12.23)$$

На рис. 12.8 представлена блок-схема алгоритма управления грануляцией клинкера.

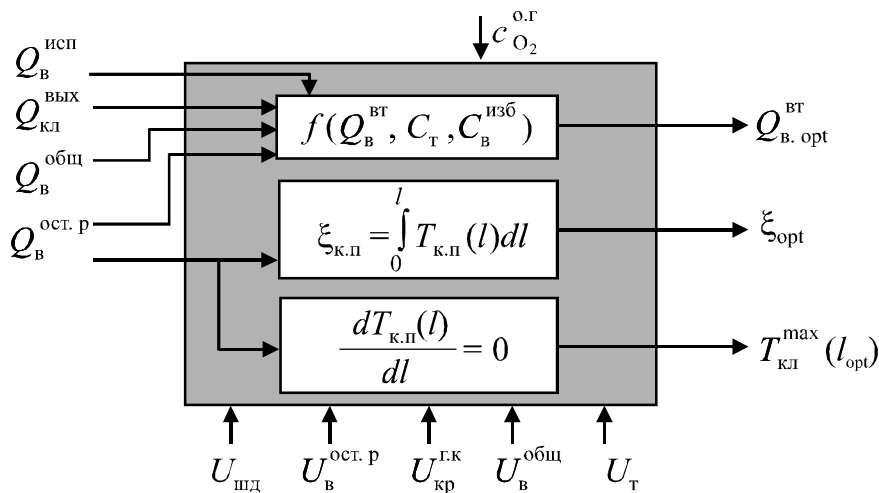


Рис. 12.8. Блок-схема алгоритма управления грануляцией клинкера

На рис. 12.9 приводится способ автоматического управления процессом обжига клинкера [190, 191], целью которого является повышение эффективности управления, создание оптимальных условий гранулируемости клинкера, устранение клинкерного пыления и как следствие – снижение расхода топлива.

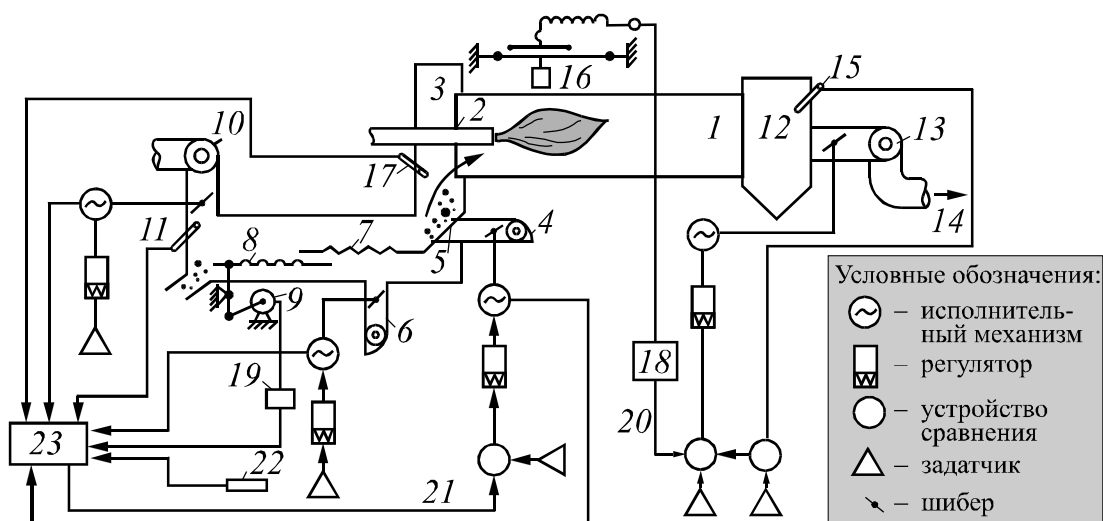


Рис. 12.9. Способ автоматического управления процессом обжига клинкера:

1 – вращающаяся печь; 2 – горелочное устройство; 3 – колосниковый холодильник; 4 – вентилятор острого дутья; 5 – неподвижные колосники холодильника; 6 – вентилятор общего дутья; 7, 8 – подвижные колосники; 9 – привод; 10 – дымосос избыточного воздуха; 11 – датчик температуры избыточного воздуха; 12 – пылесадительная камера; 13 – запечный дымосос; 14 – отходящие газы; 15 – датчик кислорода; 16 – сканирующий пирометр; 17 – датчик температуры вторичного воздуха; 18, 19 – преобразователь сигнала; 20, 21 – управляющий сигнал; 22 – термопара температуры окружающего воздуха; 23 – вычислительное устройство

Для реализации автоматического процесса управления обжигом клинкера сначала определяется расстояние точки с максимальным теплонапряжением корпуса печи. Затем путем изменения содержания кислорода в отходящих газах регулируется положение факела в печи с таким расчетом, чтобы точка с максимальным теплонапряжением была расположена на расстоянии 10–12% длины печи от ее выходного обреза. При этом содержание кислорода в отходящих газах поддерживают в пределах от 0,8 до 2,0 %, а энтальпию горячего воздуха, подаваемого в печь из холодильника, – в пределах от 900 до 1050 кДж/кг кл.

Необходимо заметить, что положение максимального теплонапряжения печи зависит и от вида топлива. Поэтому параметр расстояния $L_{\text{п}}^{\text{max}}$ должен определяться экспериментально для каждого вида топлива.

12.6. ФОРМИРОВАНИЕ ОПТИМАЛЬНОЙ ЭНТАЛЬПИИ ЗОНЫ СПЕКАНИЯ

Перегрев материала в зоне спекания вращающейся печи приводит не только к ухудшению гранулируемости клинкера, снижению стойкости футеровки, повышению затрат тепла на обжиг клинкера, но и снижает производительность печи. Это происходит по целому ряду причин. Перегрев изменяет гидродинамику движения материала по всей длине печи. В подготовительных зонах вместо гранул образуется пылевидный материал, который движется со значительно большей скоростью, чем в оптимальных условиях обжига. Нарушается и динамика движения газовой фазы, возрастает циркуляция материала внутри печи и пылевынос из печи. Как правило, от нагрева зоны спекания нарушается грануляция клинкера, снижается эффективность работы колосникового холодильника. Таким образом, ведение процесса обжига в оптимальном тепловом режиме представляет чрезвычайно важную задачу.

В качестве оценки теплового состояния зоны спекания можно предложить ряд косвенных параметров: значение нагрузки на валу двигателя $N_{\text{п}}$, изменение скорости вращения печи $w_{\text{п}}$, распределение температур в зоне спекания печи $T_{\text{к.з.с}}(l)$, высота подъема материала в зоне спекания $h_{\text{м}}$.

Известно, что момент $M_{\text{п}}$ на валу двигателя печи пропорционален потребляемой двигателем мощности $N_{\text{п}}$:

$$M_{\text{п}} = N_{\text{п}} / w_{\text{п}}, \quad (12.24)$$

где $w_{\text{п}}$ – угловая скорость вращения печи.

Момент вращения, необходимый для перемещения материала на расстояние 1 м,

$$m = G_{\text{м}} R \sin \alpha_{\text{м}}, \quad (12.25)$$

где $G_{\text{м}}$ – масса материала, приходящегося на 1 м печи; R – радиус печи; $\alpha_{\text{м}}$ – угол подъема материала.

В процессе обжига при изменении химических и физических свойств сырьевой смеси меняются скорость движения материала в различных зонах печи, его масса $G_{\text{м}}$ и угол $\alpha_{\text{м}}$, а следовательно, изменятся момент m и мощность $N_{\text{п}}$.

Указанные параметры определяют широкое использование мощности (силы тока), потребляемой приводным двигателем,

для управления процессом обжига. При этом исходят из допущения, что скорость вращения печи $\omega_{\text{п}}$ постоянна и постоянно напряжение питающей сети (при этих условиях вращающий момент m пропорционален мощности $N_{\text{п}}$ двигателя печи).

В результате проведенных исследований была доказана зависимость изменений (в малых пределах) скорости вращения печи от изменений процесса обжига. Так, например, на Топкинском цементном заводе регистрировались изменения скорости вращения печи в пределах от 1,247 до 1,258 оборотов в минуту, которые в полной мере характеризовали состояние печи.

Регистрация скорости вращения проводилась путем точного измерения времени одного оборота печи при помощи электронного таймера *1* (рис. 12.10).

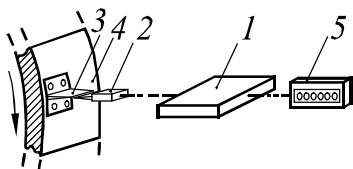


Рис. 12.10 Таймер измерения времени оборота печи

Таймер *1* получал сигнал на начало счета от магнитного датчика *2* в момент прохождения магнитного индикатора *3*, закрепленного на корпусе печи *4*. Результаты измерений индицировались на шестизарядном цифровом табло *5*.

При оптимальном тепловом состоянии печи, когда шла устойчивая грануляция клинкера и печь не была перегрета, время одного оборота составляло от 47,75 до 47,78 с (скорость – от 1,257 до 1,256 об/мин). Когда тепловая мощность печи возрастала, время одного оборота увеличивалось до 47,9 с (1,253 об/мин) и печь уже перегревалась; в зоне обжига в этом случае образовывались свары либо от перегрева возникало клинкерное пыление. При снижении тепловой мощности, когда время одного оборота уменьшалось до 47,7 с (1,258 об/мин), необходимо было принимать меры, направленные на разогрев печи. В противном случае печь теряла тепловую мощность, что вело к появлению необожженного материала.

Уменьшить тепловую мощность зоны спекания можно снижением расхода топлива или увеличением производительности печи. Расход топлива – более быстрый способ восстановления тепловой мощности печи, так как значительное транспортное запаздывание движения материала не сразу сказывается на тепловой мощности зоны спекания. Поэтому энтальпия зоны спекания $H_{з,с}$

$$H_{3.c} = f(G_T, G_{шл}) = \text{const.} \quad (12.26)$$

На основании сказанного выше можно записать:

$$\begin{cases} w_{\Pi} = f(H_{3.c}), \\ N_{\Pi} = f(H_{3.c}), \\ h_M = f(H_{3.c}), \\ T_{к.з.с}(l) = f(H_{3.c}). \end{cases} \quad (12.27)$$

Тогда расход топлива можно представить следующей функциональной зависимостью:

$$G_T = f(w_{\Pi}, N_{\Pi}, T_{к.з.с}(l), h_M). \quad (12.28)$$

Для каждой печи есть своя область оптимальных значений скорости вращения печи w_{Π} , момента нагрузки на валу привода N_{Π} , распределения температур $T_{к.з.с}(l)$ и высоты подъема материала, ограниченная минимально и максимально допустимыми уровнями этих параметров:

$$\begin{cases} w_{\Pi}^{\min} \leq w_{\Pi}^{\text{opt}} \leq w_{\Pi}^{\max}, \\ N_{\Pi}^{\min} \leq N_{\Pi}^{\text{opt}} \leq N_{\Pi}^{\max}, \\ h_{\Pi}^{\min} \leq h_{\Pi}^{\text{opt}} \leq h_{\Pi}^{\max}, \\ T_{к.з.с}^{\min}(l) \leq T_{к.з.с}^{\text{opt}}(l) \leq T_{к.з.с}^{\max}. \end{cases} \quad (12.29)$$

Если учесть, что расход топлива на обжиг клинкера определяется основными технологическими параметрами – производительностью печи $G_{\Pi}^{\text{кл}}$, физико-химическим составом шлама, то выражение (12.27) должно быть дополнено и этими параметрами, то есть

$$G_T = f(G_{\Pi}^{\text{кл}}, X_{шл}, w_{\Pi}, N_{\Pi}, T_{к.з.с}(l), h_M). \quad (12.30)$$

На рис. 12.11 видно, что для зависимости $w_{\Pi} = f(H_{3.c})$, а также для выражений $N_{\Pi} = f(H_{3.c})$ и $h_M = f(H_{3.c})$ можно определить линейную зависимость этих переменных, а зависимость $T_{к.з.с}(l)$ может быть получена на основе прямых замеров значений температур в зоне спекания, по которым рассчитывается интегральная теплонапряженность зоны спекания, а затем из условия (12.29) определяется степень перегрева этой зоны:

$$T_{к.з.с}(l) = \int_{l_0}^l T_{к.з.с}(l) dl. \quad (12.31)$$

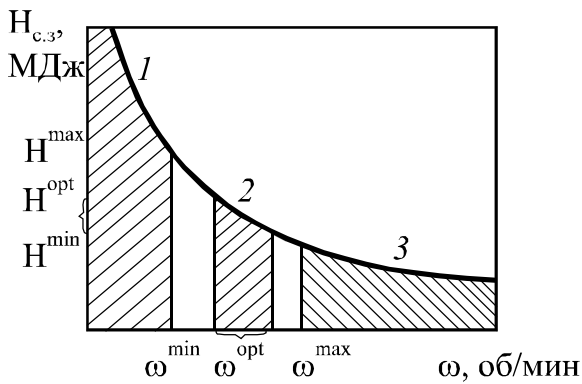


Рис. 12.11. Зависимость частоты вращения печи от энтальпии зоны спекания:
 1 – зона перегрева печи; 2 – область оптимальной энтальпии зоны спекания; 3 – область низкой энтальпии печи и риска получения брака

На рис. 12.12 представлен алгоритм формирования оптимальной энтальпии зоны спекания, где показано, что расход топлива и воздуха корректируется косвенными параметрами, характеризующими тепловое состояние зоны спекания и печи в целом.

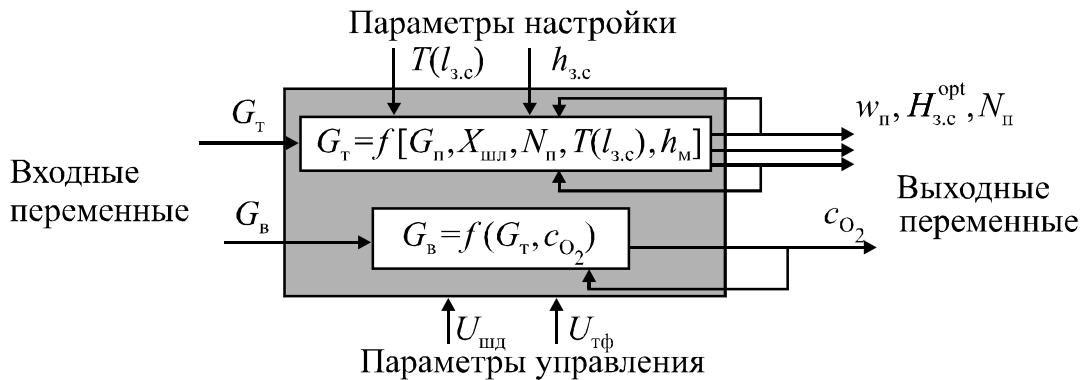


Рис. 12.12. Алгоритм формирования оптимальной энтальпии зоны спекания

На основании алгоритмов, представленных в подразделах 12.5 и 12.6, разработаны способы автоматического управления процессом обжига клинкера во вращающейся печи [190–192].

Основной целью способов автоматического управления является формирование оптимальной структуры факела. Так, при применении способа, представленного на рис. 12.13, получают снижение расхода топлива и повышение качества регулирования обжига и как следствие – повышение качества получаемого продукта. В этом случае измеряют температуру воздуха в разгрузочной камере вращающейся печи, расстояние точки воспламенения от обреза форсунки, а также температуру корпуса печи, которая, в свою очередь, определяет конец горения факела. Далее по измеренным значениям температур и расстояния корректируют задания регулятором расхода топлива и воздуха, подаваемых в печь.

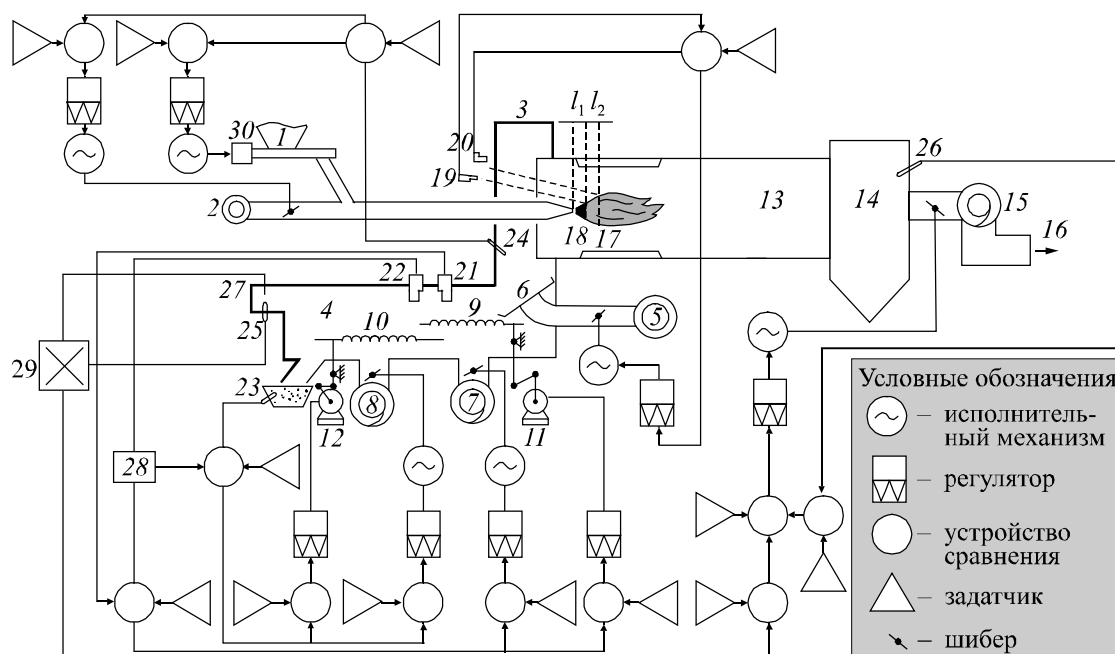


Рис. 12.13. Способ автоматического управления процессом обжига клинкера:

1 – питатель; 2 – вентилятор; 3 – разгрузочная камера; 4 – колосниковый холодильник; 5 – вентилятор острого дутья; 6 – неподвижные колосники; 7, 8 – вентиляторы общего дутья; 9, 10 – подвижные колосники; 11, 12 – привод; 13 – вращающаяся печь; 14 – пылесадительная камера; 15 – запечный дымосос; 16 – отходящие газы; 17, 18 – точка воспламенения; 19, 20 – датчики воспламенения; 21–25 – датчики температуры; 26 – датчик кислорода; 27 – датчик объема избыточного воздуха; 28 – формирователь; 29 – преобразователь; 30 – рабочий орган питателя

В системе регулирования также корректируют и расход воздуха, подаваемого под неподвижную решетку колосникового холодильника, конец горения факела при этом стабилизируют положением шибер дымососа. В схеме регулирования процесса обжига электрический сигнал задания положения шибер дымососа корректируют сигналом, характеризующим произведение температуры и объема выбрасываемого избыточного воздуха из холодильника, и сигналом, определяющим содержание кислорода в отходящих газах и температуру, соответствующую концу зоны горения факела.

Температуры материала на выходе из горячей и холодной камер холодильника регулируют по разности температур охлаждаемого материала на входе и выходе каждой из камер. Процесс регулирования осуществляется путем изменения скорости воз-

вратно-поступательного движения колосниковой решетки и положения шибера общего дутья.

Предложенный способ можно пояснить на примере обжига клинкера во вращающихся печах, работающих по мокрому способу. Для таких печей значительную экономию топлива возможно получить при повышении эффективности работы холодильника, когда большая часть тепла клинкера, выходящего из печи при температуре 1100...1200 °С, передается в печь для сжигания топлива. Причем, чем выше температура этого воздуха и больше его объем, тем большее количество тепла возвращается в печь. За счет этого снижается расход топлива на обжиг клинкера.

Другим важным фактором в управлении процессом является формирование факела с оптимальной степенью теплонапряжения. Известно, что короткий и теплонапряженный факел не позволяет создать прочную обмазку в зоне спекания и приводит к быстрому износу футеровки. Оптимальная форма факела способствует образованию устойчивой обмазки по всей зоне спекания.

Скорость горения топлива зависит от температуры воздуха и интенсивности смешения воздуха с топливом. Причем, чем ниже температура воздуха, подводимого в зону горения и чем выше интенсивность его смешения, тем выше скорость горения, топлива, а следовательно, выше теплонапряжение. Для формирования факела требуемой длины и необходимого теплонапряжения нужно выбирать оптимальные соотношения температуры и интенсивности смешения. Длину факела можно изменить и количеством избыточного воздуха, подводимого в зону горения. Объем избыточного воздуха в зоне горения, в свою очередь, регулируется запечными дымососами.

Из-за непрерывного изменения соотношения холодного воздуха, подводимого под неподвижные колосники холодильника и нагретого вторичного воздуха, происходит колебание объема и температуры воздуха, подводимого в зону горения. В печи также происходят колебания расхода шлама и топлива, изменение физико-химического состава сырья. Это требует непрерывной корректировки места воспламенения топлива, формы и протяженности факела. Реализация способа автоматического управления и регулирования процессом обжига клинкера, показанная на рис. 12.13, позволяет решать такие задачи.

ПРИЛОЖЕНИЯ



Таблица 1

Средняя теплоемкость газов в интервале 0...t, кДж/кг·м³

Соединение	Коэффициенты уравнения $a_0 + a_1\left(\frac{t}{1000}\right) + a_2\left(\frac{t}{1000}\right)^2 + a_3\left(\frac{t}{1000}\right)^3$			
	a_0	a_1	a_2	a_3
CO ₂	1,59	1,338	-1,135	0,387
H ₂ O	1,49	0,231	-	-
N ₂	1,30	0,125	-0,019	-
O ₂	1,29	0,314	-0,221	0,075
Воздух	1,29	0,148	-0,028	-

Таблица 2

Средняя теплоемкость компонентов сырьевой смеси в интервале 0...t, кДж/кг

Температура, °С	Данные работы [23]			Вещества, расчет по данным работы [27]						
	CaCO ₃	AS ₂ H ₂	CaO	CaCO ₃	MgCO ₃	AS ₂ H ₂	SiO ₂	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO
0	-	-	-	0,757	0,835	0,918	0,692	0,624	0,737	0,900
100	0,875	1,088	0,787	0,861	0,943	0,992	0,838	0,682	0,783	0,965
200	0,980	1,105	0,795	0,926	1,020	1,047	0,928	0,726	0,811	1,006
300	1,021	1,122	0,841	0,972	1,083	1,093	0,990	0,763	0,831	1,035
400	1,038	1,160	0,854	1,008	1,136	1,134	1,037	0,796	0,846	1,059
500	1,051	1,172	0,988	1,037	1,185	1,171	1,075	0,827	0,858	1,079
600	1,080	-	0,867	1,062	-	1,207	1,107	0,856	0,869	1,096
700	1,097	-	0,879	1,084	-	1,241	1,135	0,885	0,878	1,112
800	1,105	-	0,883	1,104	-	-	1,160	-	0,886	1,126
900	1,113	-	0,892	1,123	-	-	1,182	-	0,893	1,140
1000	-	-	0,896	1,140	-	-	1,203	-	0,900	1,153
1100	-	-	0,900	-	-	-	1,223	-	0,907	1,165
1200	-	-	0,904	-	-	-	1,241	-	0,913	1,177
1300	-	-	0,908	-	-	-	1,259	-	0,919	1,188
1400	-	-	0,913	-	-	-	1,276	-	0,924	1,199
1500	-	-	0,917	-	-	-	1,292	-	0,930	1,210

Коэффициенты аппроксимирующего уравнения

$$c = a + b \cdot 10^{-3} \cdot t + c \cdot 10^{-6} \cdot t^2 + d \cdot 10^{-9} \cdot t^3, \text{ кДж/кг} \cdot \text{К}$$

a	-	-	-	0,764	0,835	0,919	0,718	0,625	0,745	0,911
b	-	-	-	0,988	1,225	0,784	1,131	0,607	0,356	0,507
c	-	-	-	-1,126	-1,751	-0,810	-0,957	-0,592	-0,298	-0,393
d	-	-	-	0,517	1,402	0,500	0,309	0,365	0,096	0,127

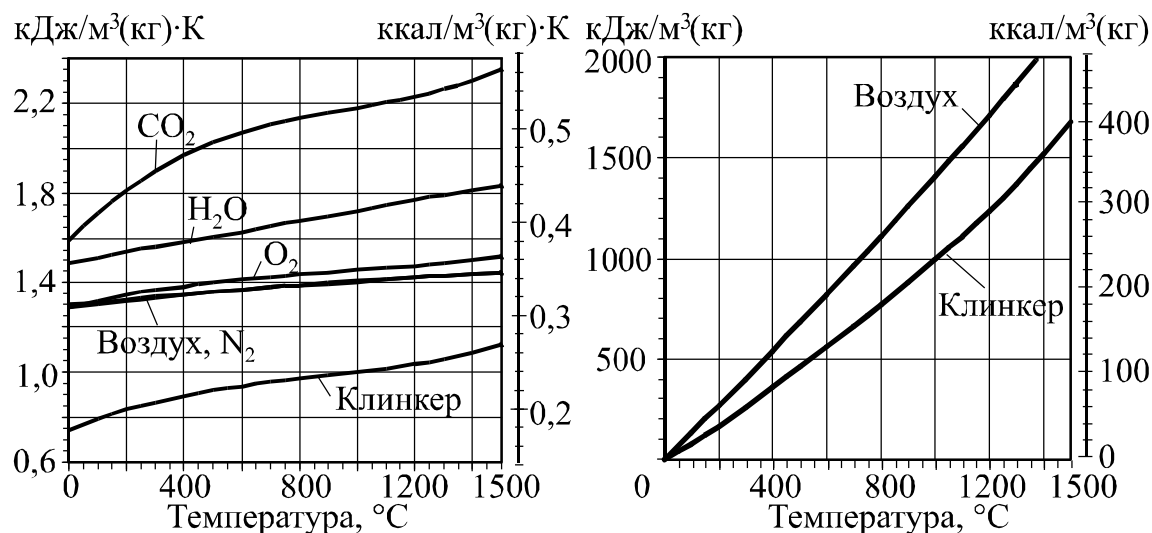
**Средняя теплоемкость клинкера
и входящих в него соединений в интервале 0...t, кДж/кг**

Температура, °С	Клинкер		Соединения, расчет по работе [27]					
	[25]	[24]	C ₃ S	C ₂ S	CS	C ₃ A	C ₂ F	C ₄ AF
0	–	–	0,708	0,704	0,681	0,735	0,962	0,812
100	0,775	0,787	0,783	0,778	0,772	0,805	0,971	0,819
200	0,825	0,829	0,829	0,825	0,827	0,848	0,98	0,827
300	0,865	0,864	0,862	0,86	0,865	0,876	0,989	0,834
400	0,89	0,891	0,888	0,887	0,894	0,897	0,998	0,842
500	0,915	0,916	0,909	0,91	0,917	0,914	1,007	0,849
600	0,94	0,936	0,927	0,93	0,936	0,928	1,016	0,857
700	0,95	0,953	0,943	0,949	0,953	0,939	1,025	0,864
800	0,965	0,967	0,957	0,966	0,967	0,949	1,033	0,872
900	0,975	0,98	0,97	0,981	0,981	0,958	1,042	0,879
1000	0,990	0,995	0,983	0,997	0,993	0,966	1,051	0,887
1100	1,00	1,01	0,995		1,004	0,974	1,06	0,894
1200	1,02	1,03	1,006		1,015	0,981	1,069	0,902
1300	1,05	1,06	1,017			0,987	1,078	0,909
1400	–	1,09	1,027			0,993	1,087	0,917
1500	–	1,12	1,037			0,999	1,096	0,924

Коэффициенты аппроксимирующего уравнения

$$c = a + b \cdot 10^{-3} \cdot t + c \cdot 10^{-6} \cdot t^2 + d \cdot 10^{-9} \cdot t^3, \text{ кДж/кг} \cdot \text{К}$$

<i>a</i>	–	0,735	0,713	0,709	0,687	0,74	0,962	0,812
<i>b</i>	–	0,561	0,71	0,704	0,861	0,666	0,09	0,075
<i>c</i>	–	–0,501	–0,808	–0,764	–1,02	–0,808	–	–
<i>d</i>	–	0,199	0,371	0,351	0,469	0,371	–	–



**Рис. 1. Средняя в интервале 0...t
теплоемкость клинкера [24] и газов**

**Рис. 2. Теплосодержание
клинкера и воздуха**

**Стандартная энтальпия образования, энергия Гиббса,
энтропия и уравнения теплоемкости для некоторых соединений**

Соединение	Источ- ник	М, Г/МОЛЬ	ΔH_{298}^0 , кДЖ МОЛЬ	ΔZ_{298}^0 , кДЖ МОЛЬ	S_{298}^0 , ДЖ МОЛЬ	Коэффициенты уравне- ния $c_p = a + bT + c/T^3$		
						a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^{-5}$
Al ₂ O ₃	[121]	101,961	1676,89	1583,40	50,9558	114,85	12,812	-35,464
Al ₂ O ₃ -γ	[116]	101,961	1638,37	1542,49	-	68,541	46,476	-
Al ₂ O ₃ ·H ₂ O	[116]	119,977	1972,08	1821,35	96,9291	108,78	49,407	3,3496
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	[116]	156,007	2569,56	2290,29	140,306	61,256	419,54	-
AlF ₃	[116]	83,9767	1505,23	1426,09	66,4896	87,634	12,561	-
Al(NO ₃) ₂	[116]	201,972	1155,61	820,65	117,655	-	-	-
Al(OH) ₃	[116]	78,0036	1273,69	1138,45	-	-	-	-
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (AS, андалузит)	[193, 194] ¹	162,046	2594,10	2446,49	93,280	172,58	26,13	-51,16
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (AS, кианит)	[193- 195] ¹	162,046	2596,20	2445,76	83,820	171,87	29,22	-52,17
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (AS, силлиманит)	[193- 195] ¹	162,046	2590,80	2444,00	96,170	164,54	33,67	-46,14
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (AS ₂)	[196,197] ²	222,131	3316,94	3103,03	-	229,66	36,846	-14,571
3Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (A ₃ S ₂)	[27]	426,053	6831,59	6447,90	254,57	485,27	46,894	-154,92
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ ·2H ₂ O (AS ₂ H ₂ , каолинит)	[27]	258,161	4120,01	3799,28	203,07	240,63	147,8	-32,91
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ ·2H ₂ O (AS ₂ H ₂ , галлуазит)	[27]	258,161	4101,17	3780,44	203,488	-	-	-
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ ·2H ₂ O (AS ₂ H ₂ , диккит)	[27]	258,161	4117,91	3795,93	197,208	-	-	-
As ₂ O ₃	[121]	197,841	666,57	588,69	116,775	35,045	203,49	-
As ₂ O ₅	[116]	229,840	925,536	782,97	105,512	-	-	-
As ₄ O ₆	[121]	395,683	1335,65	1179,31	233,635	70,09	406,98	-
Au	[121]	196,967	-	-	47,4387	23,698	5,1919	-
B ₂ O ₃	[116]	69,6202	1273,69	1194,55	54,0123	57,069	73,063	-16,162
B ₂ O ₃ (стекло)	[116]	69,6202	1255,43	1183,25	78,7156	9,5464	176,27	-
BaCl ₂	[116]	208,246	860,68	811,44	125,610	71,179	13,985	-
BaCl ₂ (жидкость)	[116]	208,246	873,91	803,58	121,423	-	-	-
BaO	[116]	153,339	558,55	528,82	70,3416	53,342	4,3545	-8,307
BaCO ₃	[116]	197,349	1219,67	1139,70	112,212	86,964	48,988	-11,975
BaSO ₄	[116]	233,402	1466,29	1353,99	132,309	125,15	5,7362	-
Ba(OH) ₂	[116]	171,355	947,10	857,08	-	-	-	-

Продолжение табл. 4

Соединение	Источ- ник	M	ΔH_{298}^0	ΔZ_{298}^0	S_{298}^0	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^{-5}$
Ba(OH) ₂ (жидкость)	[116]	171,355	998,934	875,92	8,3740	–	–	–
BaO·SiO ₂	[116]	213,424	1629,50	1545,34	112,212	102,58	24,703	–
2BaO·SiO ₂	[116]	366,764	2298,79	2184,90	182,134	144,45	33,496	–
2BaO·3SiO ₂	[116]	486,933	4197,34	3974,59	266,293	211,57	38,437	–0,7034
3BaO·SiO ₂	[116]	520,103	2968,08	2824,47	252,895	186,15	45,638	–
BeO	[116]	25,0116	599,16	570,06	14,2358	35,38	16,748	–14,445
BeO·SiO ₂	[116]	85,0964	1540,73	1453,94	54,0123	11,724	8,709	–45,848
2BeO·SiO ₂	[116]	110,108	2160,28	2044,93	64,4798	103,13	15,283	–58,827
CH ₄	[121]	16,043	74,8636	50,8553	186,447	34,2	37	–10
C ₂ H ₆	[121]	30,070	84,7868	33,0061	229,657	63,4	59	–27
C ₃ H ₈	[121]	44,097	103,92	23,4891	270,103	97	78	–45
C ₄ H ₁₀	[121]	58,124	126,23	17,17	310,330	129	98	–57
C ₅ H ₁₂	[121]	72,151	146,55	8,374	349,196	161	118,5	–70
C ₂ H ₂	[121]	26,038	–226,18	–208,626	200,976	50,788	16,078	–
C ₂ H ₄	[121]	28,054	–52,505	–68,3905	219,441	54,8	40	–22
CO	[198–200] ¹	28,011	110,60	137,24	197,676	28,43	4,1	–0,46
CO ₂	[198–200] ¹	44,01	393,78	394,64	213,820	44,17	9,04	–8,54
CaO	[121]	56,0794	635,55	604,18	39,7765	48,862	4,522	–6,5317
Ca(OH) ₂	[121]	74,0947	986,92	899,24	83,4469	79,846	45,22	–
CaCO ₃	[201, 202] ²	100,089	1207,74	1129,57	92,9514	104,59	21,94	–25,959
CaCO ₃ (арагонит)	[203, 204] ¹	100,089	1207,93	1128,55	88,800	84,28	42,87	–13,98
CaCO ₃ ·MgCO ₃	[116]	184,411	2327,97	2154,21	–	156,3	80,516	–21,605
CaF ₂	[116]	78,0768	1215,49	1162,73	64,7310	59,874	30,481	–1,9679
CaF ₂ (жидкость)	[116]	78,0768	1202,09	1106,79	74,5286	–	–	–
Ca(NO ₃) ₂	[116]	164,09	937,89	700,76	193,439	122,97	154,08	–17,292
Ca(NO ₃) ₂ (жидкость)	[116]	164,09	956,77	–	–	–	–	–
CaSO ₃	[201] ²	120,142	–	–	101,325	–	–	–
CaSO ₄	[121]	136,142	1433,71	1321,25	106,768	70,258	98,813	–
CaSO ₄ ·2H ₂ O	[121]	172,172	2022,57	1797,02	194,109	91,444	318,21	–
CaO·Al ₂ O ₃ (CA)	[27]	158,041	2328,73	2209,48	114,305	150,77	41,786	–33,329
CaO·2Al ₂ O ₃ (CA ₂)	[205, 206] ²	260,002	3995,65	3786,30	177,948	276,72	22,945	–74,529
3CaO·Al ₂ O ₃ (C ₃ A)	[121]	270,199	3590,14	3413,87	205,582	260,77	19,176	–50,286
12CaO·7Al ₂ O ₃ (C ₁₂ A ₇)	[27]	1386,68	19428,30	18464,70	1045,49	1264,3	274,25	–231,54
4CaO·Al ₂ O ₃ ·Fe ₂ O ₃ (C ₄ AF)	[27]	485,971	5083,86	4789,93	326,586	374,69	72,854	–
6CaO·2Al ₂ O ₃ ·Fe ₂ O ₃ (C ₆ A ₂ F)	[27]	700,091	7992,40	–	–	–	–	–

Продолжение табл. 4

Соединение	Источ- ник	M	ΔH_{298}^0	ΔZ_{298}^0	S_{298}^0	<i>a</i>	<i>b</i> ·10 ³	<i>c</i> ·10 ⁻⁵
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (CAS ₂)	[207, 208] ²	278,21	4239,13	3859,70	202,651	269,73	57,362	-70,718
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (CAS ₂ , анортит)	[203] ¹	278,21	4204,80	3976,60	191,800	–	–	–
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (CAS ₂ , стекло)	[27]	278,21	4171,09	3956,72	236,984	–	–	–
CaO·Al ₂ O ₃ ·6SiO ₂ (CAS ₆)	[27]	518,549	7984,61	–	–	–	–	–
2CaO·Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (C ₂ AS)	[121]	274,205	3989,79	3787,56	198,464	266,88	33,496	-63,307
3CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (C ₃ AS)	[201] ²	390,369	5559,08	–	–	–	–	–
CaO·B ₂ O ₃	[116]	125,7	2023,58	1916,39	105,094	129,88	40,865	-33,789
CaO·2B ₂ O ₃	[116]	195,32	3344,58	3150,30	134,821	214,96	80,223	-71,849
2CaO·B ₂ O ₃	[116]	181,779	2728,25	2590,08	145,289	183,18	48,15	-44,759
2CaO·3B ₂ O ₃	[116]	321,019	5359,36	–	–	–	–	–
CaO·Fe ₂ O ₃	[27]	215,772	1521,85	1413,74	145,289	165,05	20,056	-15,324
2CaO·Fe ₂ O ₃	[27]	271,851	2125,74	1986,31	188,834	248,04	48,904	–
CaO·MgO·2SiO ₂ (CMS ₂ , диопсид)	[27]	216,56	3208,46	3034,19	143,195	221,37	32,826	-65,903
CaO·MgO·2SiO ₂ (CMS ₂ , монтичилит)	[27]	216,56	2264,79	–	–	144,62	38,562	-28,513
2CaO·MgO·2SiO ₂ (C ₂ MS ₂ , аккерманит)	[27]	272,64	3880,05	3682,47	–	–	–	–
3CaO·MgO·2SiO ₂ (C ₃ MS ₂ , мервинит)	[27]	328,719	4569,44	253,314	–	–	–	–
CaO·SiO ₂ (CS, β-воласт)	[201, 209] ²	116,164	1636,91	1551,49	82,0652	111,54	15,073	-27,299
CaO·SiO ₂ (CS, α-воласт)	[201, 209] ²	116,164	1631,88	1548,14	87,5083	108,23	16,497	-23,657
CaO·SiO ₂ (CS, (псевдоволластонит)	[203, 210] ¹	116,164	1629,50	1545,80	87,4200	108,23	16,5	-23,65
2CaO·SiO ₂ -β (C ₂ S-β)	[27]	172,244	2310,14	2194,78	127,704	151,78	36,971	-30,314
2CaO·SiO ₂ -γ (C ₂ S-γ)	[207-209] ²	172,244	2314,24	2198,97	120,586	113,76	82,065	–
3CaO·SiO ₂ (C ₃ S)	[27]	228,323	2932,70	2786,32	168,736	208,72	36,092	-42,498
3CaO·2SiO ₂ (C ₃ S ₂)	[27]	288,408	3930,42	3729,78	211,025	267,97	37,892	-69,504
CdO	[116]	128,399	258,338	228,61	54,8497	40,949	8,4577	–
CdCO ₃	[116]	172,409	751,148	669,92	92,5327	–	–	–
CdS	[121]	144,464	157,012	153,286	71,1790	54,012	3,7683	–
CdSO ₄	[116]	208,462	933,952	823,374	39,3997	–	–	–
CdO·SiO ₂	[116]	188,484	1189,95	1106,21	97,5571	–	–	–

Продолжение табл. 4

Соединение	Источ- ник	М	ΔH_{298}^0	ΔZ_{298}^0	S_{298}^0	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^{-5}$
Cl ₂	[121]	70,906	–	–	225,776	37,055	0,6699	–2,8472
Cr ₂ O ₃	[116]	151,99	1129,23	1047,59	81,2278	119,46	9,2114	–15,659
Cs ₂ O	[116]	281,809	317,793	–	–	–	–	–
Cs ₂ CO ₃	[116]	325,819	1119,60	1033,02	188,834	132,64	37,306	–32,533
Cs ₂ O·SiO ₂	[116]	341,894	1530,93	1439,07	184,228	113,8	74,696	–12,226
Cs ₂ O·SiO ₂ (жидкость)	[116]	341,894	–	–	–	194,7	–	–
Cs ₂ O·2SiO ₂	[116]	401,979	2456,51	2310,39	226,098	185,48	65,527	–25,038
Cs ₂ O·2SiO ₂ (жидкость)	[116]	401,979	–	–	–	276,34	–	–
Cs ₂ O·4SiO ₂	[116]	522,149	4315,96	4001,31	309,838	262,27	121,63	–22,652
Cs ₂ O·4SiO ₂ (жидкость)	[116]	522,149	–	–	–	389,39	–	–
CuO	[121]	79,5454	162,12	129,46	42,6655	48,276	7,8716	–7,3691
Cu ₂ O	[121]	143,091	173,30	150,65	92,9933	58,953	24,62	–3,1821
CuSO ₄	[121]	159,608	771,46	662,26	109,281	107,61	18,004	–9,0021
CuSO ₄ ·5H ₂ O	[121]	249,684	2280,99	1881,22	300,627	281,37	0	0
FeO	[211, 212] ¹	71,8464	265,00	244,46	60,7900	51,83	6,78	–1,59
Fe ₂ O ₃ (гематит)	[27]	159,692	821,95	740,14	90,0205	98,353	77,878	–14,864
Fe ₃ O ₄ (магнетит)	[201, 212] ²	231,539	1121,70	1014,93	146,545	167,15	78,967	–4,2289
FeCl ₃	[116]	162,206	405,30	336,64	130,593	–	–	–
FeCl ₃ (жидкость)	[116]	162,206	535,52	–	–	–	–	–
FeCO ₃	[116]	115,856	745,29	674,36	92,9514	48,695	112,21	–
Fe ₂ SO ₄ ·7H ₂ O	[27]	333,863	3016,65	2511,99	409,489	–	–	–
FeO·Al ₂ O ₃	[27]	173,808	342,08	303,26	118,032	79,302	8,709	–4,8988
FeO·SiO ₂	[27]	131,931	1197,02	1119,27	92,9095	108,36	21,437	–17,711
2FeO·SiO ₂	[27]	203,778	1485,67	1384,85	145,289	152,87	39,19	–28,053
GeO	[27]	88,589	212,28	237,40	50,2440	–	–	–
GeO ₂	[27]	104,589	551,43	497,42	55,3100	–	–	–
H ₂	[121]	36,0307	–	–	130,615	27,299	3,2659	0,5024
H ₂ O	[121]	18,0153	241,99	228,77	188,859	30,565	10,3	–
H ₂ O (жидкость)	[213, 198, 214] ¹	18,0153	286,02	237,40	70,000	52,96	47,65	7,24
H ₂ S	[121]	82,0781	20,94	33,8352	205,833	32,7	12,394	–1,926
K ₂ O	[200, 210] ¹	94,2034	363,41	322,33	94,2030	72,22	41,9	–
K ₂ CO ₃	[215] ²	138,213	1146,94	1061,40	149,476	80,349	109,11	–
K ₂ SO ₄	[121]	174,266	1434,72	1317,31	175,687	120,46	99,651	–17,837
KCl	[216–218, 211] ¹	74,555	436,85	409,05	82,6100	41,41	21,77	3,22
KMnO ₄	[121]	158,038	829,49	729,67	171,667	117,65	–	–
KNO ₃	[121]	101,107	493,06	393,41	133,188	60,921	118,91	–
K ₂ Cr ₂ O ₇	[121]	294,192	2068,75	1889,05	291,415	153,5	229,45	–

Продолжение табл. 4

Соединение	Источ- ник	M	ΔH_{298}^0	ΔZ_{298}^0	S_{298}^0	<i>a</i>	<i>b</i> ·10 ³	<i>c</i> ·10 ⁻⁵
K ₂ O·Al ₂ O ₃ ·6SiO ₂	[27]	556,673	7809,59	7483,84	427,911	–	–	–
K ₂ O·Al ₂ O ₃ ·6SiO ₂	[27]	556,673	7828,85	7406,80	522,538	–	–	–
K ₂ O·23CaO·12SiO ₂	[27]	2105,05	27190,80	–	–	–	–	–
Li ₂ O	[27]	29,8774	597,90	561,895	38,1017	60,879	25,457	–35,087
Li ₂ CO ₃	[27]	73,8874	1216,49	1133,25	90,4392	106,35	75,785	–66,573
Li ₂ SO ₄	[27]	109,94	1435,43	1320,58	114,305	205,16	3,8939	–56,943
Li ₂ O·SiO ₂	[27]	89,9622	1632,93	1543,75	83,740	118,91	28,89	–20,516
Li ₂ O·2SiO ₂	[27]	150,047	2522,67	2379,89	125,610	185,07	43,545	–27,215
2Li ₂ O·SiO ₂	[27]	119,84	2313,32	2188,96	125,610	151,57	55,268	–2,0935
2Li ₂ O·SiO ₂ (стекло)	[27]	119,84	3320,29	3122,66	188,415	196,79	30,146	–1,2561
MgO	[203, 214] ¹	40,3114	602,10	569,82	26,960	42,62	7,28	–6,2
MgCO ₃	[200] ¹	84,3214	1112,43	1028,87	65,900	77,96	57,78	–17,42
MgSO ₄	[201, 219] ²	120,374	1279,13	1174,45	91,6953	109,62	35,841	–21,27
MgO·Al ₂ O ₃ (MA)	[203, 195, 210] ¹	142,273	2314,90	2190,10	80,680	154,07	26,79	–40,95
MgO·Fe ₂ O ₃ (MF)	[27]	200,004	1465,03	1351,98	118,492	–	–	–
MgO·SiO ₂ (MS)	[203, 195, 194] ¹	100,396	1550,04	1463,12	67,780	102,79	20,24	–26,08
2MgO·SiO ₂ (M ₂ S)	[121]	140,708	2178,24	2058,83	95,1705	149,94	27,383	–35,673
MnO	[27]	70,9374	385,20	363,432	60,2928	46,518	8,1228	–3,6846
MnO ₂	[27]	86,9368	520,03	465,176	53,1749	69,504	10,216	–16,246
Mn ₂ O ₃	[27]	157,874	960,50	890,575	110,537	103,54	35,087	–13,524
N ₂	[121]	28,0134	–	–	191,635	28,597	3,7683	–0,5024
NO ₂	[121]	46,0055	–33,496	–51,5838	240,334	42,959	8,5415	–6,7411
N ₂ O ₅	[121]	108,01	–11,724	–115,687	355,895	95,045	–	–
Na ₃ AlF ₆	[121]	209,941	3307,73	3142,93	238,659	192,39	123,35	–11,64
Na ₂ O	[121]	61,979	416,19	377,374	75,3241	65,736	22,61	–
NaCl	[27]	58,4428	411,30	384,304	72,4351	45,973	16,329	–
Na ₂ CO ₃	[116]	105,989	1131,75	1048,42	136,077	60,628	163,38	–
NaNO ₃	[121]	84,9947	467,09	366,153	116,608	26,546	223,25	–
Na ₂ SO ₄	[116]	142,041	1385,48	1267,74	149,602	58,367	231,96	–
Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	[121]	322,195	4327,18	3646,58	588,274	587,85	–	–
Na ₂ SiF ₆	[27]	188,056	2834,60	2555,74	214,793	–	–	–
Na ₂ O·Al ₂ O ₃ ·3SiO ₂	[116]	344,195	5200,25	–	–	–	–	–
Na ₂ O·Al ₂ O ₃ ·4SiO ₂	[116]	404,279	6039,33	–	–	–	–	–
Na ₂ O·Al ₂ O ₃ ·6SiO ₂	[116]	524,449	7905,06	–	–	–	–	–
Na ₂ O·SiO ₂	[116]	122,064	1557,82	1470,73	49,8253	130,38	40,195	–27,09
2Na ₂ O·SiO ₂	[116]	184,043	2123,86	1993,22	113,886	162,71	74,277	0
Na ₂ O·2SiO ₂	[116]	182,149	2475,98	2342,00	195,952	185,82	70,593	–44,675

Окончание табл. 4

Соединение	Источ- ник	М	ΔH_{298}^0	ΔZ_{298}^0	S_{298}^0	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^{-5}$
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2$	[116]	242,233	3390,00	3207,45	164,968	202,02	112,88	-20,851
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 8\text{CaO} \cdot 3\text{Al}_2\text{O}_3$	[27]	816,498	10791,50	–	–	–	–	–
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 2\text{CaO} \cdot 3\text{SiO}_2$	[27]	354,392	4887,07	4621,61	278,017	351,16	58,953	-68,29
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{CaO} \cdot 6\text{SiO}_2$	[27]	590,726	8292,44	7844,05	476,816	318,92	383,03	-64,731
$2\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{CaO} \cdot 3\text{SiO}_2$	[27]	360,292	4766,44	4492,65	309,838	370,38	67,997	-63,014
NiO	[121]	74,7094	239,92	211,74	38,0180	-20,893	157,35	16,287
$\text{Ni}(\text{OH})_2$	[121]	92,7247	543,89	458,69	79,9717	–	–	–
NiCO_3	[121]	118,719	695,04	618,38	86,2522	86,252	–	–
NiSO_4	[121]	154,772	874,12	755,96	103,921	126,03	41,535	–
O_2	[121]	31,9988	–	–	205,184	29,979	4,187	-1,6748
PbO (красный)	[27]	223,189	219,40	189,46	65,3172	44,382	16,748	–
PbO (желтый)	[27]	223,189	218,02	188,62	67,4107	37,892	26,797	–
Pb_3O_4	[27]	685,568	735,24	618,00	211,444	184,77	32,449	-46,601
PbCO_3	[27]	267,199	700,49	626,79	131,053	51,877	119,75	–
$\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$	[27]	283,274	1151,30	1067,31	109,699	126,87	5,4431	-37,683
$\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$ (стекло)	[27]	283,274	1143,22	1060,57	114,138	166,64	22,61	-53,594
$2\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$	[27]	506,464	1370,78	1259,87	186,740	178,78	10,049	-50,244
$2\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$ (стекло)	[27]	506,464	1355,71	1247,01	194,277	229,45	22,61	-82,903
$4\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$	[27]	952,842	1806,36	1636,78	324,911	284,72	19,26	-62,805
$4\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$ (стекло)	[27]	952,842	1784,21	1618,48	338,017	341,03	15,073	-98,813
Sb_2O_5	[121]	323,497	1008,23	865,37	125,191	117,7	–	–
Sb_2S_3	[121]	339,692	157,85	156,18	181,716	101,33	55,268	–
SiO_2	[27, 120]	60,0848	911,70	857,30	41,900	67,9	14,06	-22,5
SiO_2 (кristобалит)	[27]	60,0848	902,885	–	–	60,293	8,5415	–
SiO_2 (тридимит)	[220, 211] ¹	60,0848	906,00	852,22	43,500	62,7	8	-16,7
SiO_2 (стекло)	[194]	60,0848	902,22	849,25	46,8944	56,022	15,408	-14,445
SnO	[27]	134,689	285,97	257,08	56,5245	39,358	15,157	–
$\text{Sn}(\text{SO}_4)_2$	[27]	310,813	1647,17	1452,05	155,338	–	–	–
SO_2	[201, 212] ²	64,0628	297,11	300,59	248,708	43,461	10,635	-5,9455
SO_3	[217, 220, 211] ¹	80,0622	396,11	371,41	256,860	57,36	26,88	-13,06
SrO	[27]	103,619	590,79	581,16	54,4310	51,668	4,6894	-7,5617
SrCO_3	[27]	147,629	1219,25	1138,45	97,1384	89,686	35,841	-14,219
TiO_2	[27]	79,8988	944,17	888,82	50,244	75,24	1,1724	-18,213
Ti_2O_3	[27]	143,798	1519,46	1432,92	78,7156	152,83	0,4187	-51,081
ZnO	[27]	81,3694	348,53	308,55	43,6704	49,03	5,1081	-9,1277
ZnCO_3	[27]	125,379	813,37	732,10	82,4839	38,939	138,17	–
ZnSO_4	[27]	161,432	983,53	875,08	119,748	71,472	87,09	–

¹ – данные приводятся по работе [120]; ² – данные приводятся по работе [194].

**Энтальпия образования из оксидов при 0°С ΔH_0
и уравнения теплосодержания $H(t)$ для некоторых соединений**

Соединение	Энтальпия образования из оксидов, простых веществ или элементов при 0°С ΔH_0 , кДж/кг (кДж/м ³)	Коэффициенты уравнения $H(t)=a'+b't+c't^2+d'/(273,15+t)$, кДж/кг			
		a'	b'	$c' \cdot 10^5$	$d' \cdot 10^{-3}$
Al ₂ O ₃	0	-127,3	1,161	6,283	34,78
Al ₂ O ₃ -γ	376,11	–	0,797	22,79	–
Al ₂ O ₃ ·H ₂ O	-447,21	10,22	1,019	20,59	-2,792
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	-1069,4	–	1,127	134,5	–
AlF ₃	-17951	–	1,084	7,479	–
Al(NO ₃) ₂	2601,9	–	–	–	–
Al(OH) ₃	-898,13	–	–	–	–
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (AS, андалузит)	-33,668	-115,6	1,109	8,063	31,57
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (AS, кианит)	-46,463	-117,9	1,11	9,016	32,19
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (AS, силлиманит)	-13,347	-104,2	1,072	10,39	28,47
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (AS ₂)	818,81	-24,01	1,079	8,294	6,56
3Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (A ₃ S ₂)	53,076	-133,1	1,169	5,503	36,36
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ ·2H ₂ O (AS ₂ H ₂)	-526,91	-46,67	1,088	28,63	12,75
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ ·2H ₂ O (ASH ₂ , галлуазит)	-5169,4	–	–	–	–
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ ·2H ₂ O (ASH ₂ , диккит)	-5253,9	–	–	–	–
As ₂ O ₃	-3381	–	0,458	51,43	–
As ₂ O ₅	-4026,9	–	–	–	–
As ₄ O ₆	-3387,3	–	0,458	51,43	–
Au	-3,1962	–	0,128	1,318	–
B ₂ O ₃	0	-84,99	1,106	52,47	23,21
B ₂ O ₃ (стекло)	261,56	–	0,829	126,6	–
BaCl ₂	-4142	–	0,36	3,358	–
BaCl ₂ (жидкость)	-4196,5	–	–	–	–
BaO	0	-19,83	0,356	1,42	5,417
BaCO ₃	-1355,4	-22,21	0,508	12,41	6,068
BaSO ₄	-2195,6	–	0,543	1,229	–
Ba(OH) ₂	-843,95	–	–	–	–
Ba(OH) ₂ (жидкость)	-1146,4	–	–	–	–

Продолжение табл. 5

Соединение	ΔH_0	a'	b'	$c' \cdot 10^5$	$d' \cdot 10^{-3}$
BaO·SiO ₂	-748,63	-	0,512	5,787	-
2BaO·SiO ₂	-737,59	-	0,419	4,566	-
2BaO·3SiO ₂	-708,83	-0,529	0,456	3,947	0,144
3BaO·SiO ₂	-733,1	-	0,382	4,387	-
BeO	0	-211,4	1,597	33,48	57,75
BeO·SiO ₂	-319,08	-197,2	0,166	5,117	53,88
2BeO·SiO ₂	-444,26	-195,6	0,974	6,94	53,43
CH ₄	50157 (35900)	-228,2	2,762	115,3	62,33
C ₂ H ₆	47618 (63884)	-328,7	2,644	98,1	89,79
C ₃ H ₈	46485 (91455)	-373,6	2,683	88,44	102
C ₄ H ₁₀	45841 (118880)	-359	2,68	84,3	98,07
C ₅ H ₁₂	45476 (146390)	-355,2	2,68	82,12	97,02
C ₂ H ₂	48275 (56081)	-	2,119	30,87	-
C ₂ H ₄	47285 (59184)	-287,1	2,343	71,29	78,42
CO	6438,5 (12642)	-6,012	1,055	7,319	1,642
CO ₂	0	-71,04	1,06	10,27	19,4
CaO	0	-42,64	0,893	4,032	11,65
Ca(OH) ₂	-1476,6	-	1,244	30,51	-
CaCO ₃	-1778,7	-94,95	1,105	10,96	25,94
CaCO ₃ (арагонит)	-1780,7	-51,13	0,959	21,42	13,97
CaCO ₃ ·MgCO ₃	-1639,8	-42,89	0,967	21,83	11,72
CaF ₂	-15589	-9,227	0,873	19,52	2,52
CaF ₂ (жидкость)	-15396	-	-	-	-
Ca(NO ₃) ₂	-1912,9	-38,58	1,006	46,95	10,54
Ca(NO ₃) ₂ (жидкость)	-2005,7	-	-	-	-
CaSO ₃	7783,2	-	-	-	-
CaSO ₄	-2951,6	-	0,714	36,29	-
CaSO ₄ ·2H ₂ O	-2945,5	-	1,036	92,41	-
CaO·Al ₂ O ₃ (CA)	-101,26	-77,21	1,026	13,22	21,09
CaO·2Al ₂ O ₃ (C ₂ A)	-22,745	-104,9	1,088	4,412	28,66
3CaO·Al ₂ O ₃ (C ₃ A)	-20,321	-68,13	0,984	3,549	18,61
12CaO·7Al ₂ O ₃ (C ₁₂ A ₇)	-42,869	-61,13	0,966	9,889	16,7
4CaO·Al ₂ O ₃ ·Fe ₂ O ₃ (C ₄ AF)	-87,393	-	0,812	7,496	-
6CaO·2Al ₂ O ₃ ·Fe ₂ O ₃ (C ₅ A ₂ F)	16,629	-	-	-	-
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (CAS ₂)	-369,25	-93,06	1,026	10,31	25,42
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (CAS ₂ , анортит)	-227,95	-	-	-	-

Продолжение табл. 5

Соединение	ΔH_0	a'	b'	$c' \cdot 10^5$	$d' \cdot 10^{-3}$
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (CAS ₂ , стекло)	-106,78	–	–	–	–
CaO·Al ₂ O ₃ ·6SiO ₂ (CAS ₆)	-370,26	–	–	–	–
2CaO·Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (C ₂ AS)	-471,13	-84,52	1,007	6,108	23,09
3CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (C ₃ AS ₂)	-368,11	–	–	–	–
CaO·B ₂ O ₃	-906,46	-98,41	1,122	16,26	26,88
CaO·2B ₂ O ₃	-824,51	-134,7	1,213	20,54	36,79
2CaO·B ₂ O ₃	-1004,9	-90,14	1,08	13,24	24,62
2CaO·3B ₂ O ₃	-809,76	–	–	–	–
CaO·Fe ₂ O ₃ (CF)	-297,26	-26	0,79	4,647	7,102
2CaO·Fe ₂ O ₃ (C ₂ F)	-124,27	–	0,962	8,995	–
CaO·MgO·2SiO ₂ (CMS ₂ , диопсид)	-676,77	-111,4	1,064	7,579	30,43
CaO·MgO·2SiO ₂ (CMS ₂ , монтчицит)	3684,1	-48,2	0,716	8,903	13,17
2CaO·MgO·2SiO ₂ (C ₂ MS ₂ , аккерманит)	-650,72	–	–	–	–
3CaO·MgO·2SiO ₂ (C ₃ MS ₂ , мервинит)	-699,08	–	–	–	–
CaO·SiO ₂ (CS, β-волласт)	-767,53	-86,04	0,996	6,488	23,5
CaO·SiO ₂ (CS, α-волласт)	-724,62	-74,56	0,971	7,101	20,36
CaO·SiO ₂ (CS, псевдо- волластонит)	-704,1	-74,53	0,97	7,102	20,36
2CaO·SiO ₂ (C ₂ S-β)	-734,18	-64,43	0,94	10,73	17,6
2CaO·SiO ₂ (C ₂ S-γ)	-759,76	–	0,791	23,82	–
3CaO·SiO ₂ (C ₃ S)	-495,21	-68,14	0,957	7,904	18,61
3CaO·2SiO ₂ (C ₃ S ₂)	-688,76	-88,23	0,965	6,569	24,1
CdO	0	–	0,337	3,294	–
CdCO ₃	-562,86	–	–	–	–
CdS	-1096,4	–	0,381	1,304	–
CdSO ₄	-1329,7	–	–	–	–
CdO·SiO ₂	-93,993	–	–	–	–
Cl ₂	-11,9 (-37,644)	-14,7	0,525	0,472	4,015
Cr ₂ O ₃	0	-37,72	0,802	3,03	10,3
Cs ₂ O	0	–	–	–	–
Cs ₂ CO ₃	-1257,5	-36,55	0,438	5,725	9,985
Cs ₂ O·SiO ₂	-887,23	-13,09	0,393	10,92	3,576
Cs ₂ O·SiO ₂ (жидкость)	3585,1	–	0,569	–	–

Продолжение табл. 5

Соединение	ΔH_0	a'	b'	$c' \cdot 10^5$	$d' \cdot 10^{-3}$
$\text{Cs}_2\text{O} \cdot 2\text{SiO}_2$	-789,7	-22,8	0,506	8,15	6,229
$\text{Cs}_2\text{O} \cdot 2\text{SiO}_2$ (жидкость)	5315	-	0,687	-	-
$\text{Cs}_2\text{O} \cdot 4\text{SiO}_2$	-677,33	-15,88	0,566	11,65	4,338
$\text{Cs}_2\text{O} \cdot 4\text{SiO}_2$ (жидкость)	7582,7	-	0,746	-	-
CuO	0	-33,92	0,634	4,948	9,264
Cu_2O	-1222	-8,141	0,459	8,603	2,224
CuSO_4	-1337,7	-20,65	0,705	5,64	5,64
$\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	-2056,1	-	1,127	-	-
FeO	0	-8,102	0,747	4,718	2,213
Fe_2O_3 (гематит)	0	-34,08	0,749	24,38	9,308
Fe_3O_4 (магнетит)	-4864,5	-6,687	0,815	17,05	1,826
FeCl_3	-2498,7	-	-	-	-
FeCl_3 (жидкость)	-3301,5	-	-	-	-
FeCO_3	-745,11	-	0,685	48,43	-
$\text{Fe}_2\text{SO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	-1456,2	-	-	-	-
$\text{FeO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$	9211,9	-10,32	0,47	2,505	2,819
$\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2$	-153,39	-49,15	0,866	8,124	13,42
$2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2$	-213,54	-50,4	0,803	9,616	13,77
GeO	-2396,2	-	-	-	-
GeO_2	-5272,3	-	-	-	-
H_2	6719,5 (10802)	91,24	13,98	81	-24,92
H_2O	0	-	1,853	28,59	-
H_2O (жидкость)	-2502,2	147,1	3,662	132,2	-40,19
H_2S	6324,9 (23161)	-20,69	1,059	18,18	5,651
K_2O	0	-	0,888	22,24	-
K_2CO_3	-2818,3	-	0,797	39,47	-
K_2SO_4	-3873,6	-37,47	0,847	28,59	10,24
KCl	-5876,7	15,81	0,635	14,6	-4,319
KMnO_4	-1660,7	-	0,744	-	-
KNO_3	-3079,9	-	0,924	58,8	-
$\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$	-1957,3	-	0,735	39	-
$\text{K}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{SiO}_2$ (K_2AS_6 , микроклин)	-518,19	-	-	-	-
$\text{K}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{SiO}_2$ (KAS_6 , стекло)	-552,79	-	-	-	-
$\text{K}_2\text{O} \cdot 23\text{CaO} \cdot 12\text{SiO}_2$ ($\text{KC}_{23}\text{S}_{12}$)	-579,85	-	-	-	-

Продолжение табл. 5

Соединение	ΔH_0	a'	b'	$c' \cdot 10^5$	$d' \cdot 10^{-3}$
Li ₂ O	0	-429,9	2,27	42,6	117,4
Li ₂ CO ₃	-3037,5	-329,9	1,72	51,28	90,1
Li ₂ SO ₄	-4029,2	-189,6	1,876	1,771	51,79
Li ₂ O·SiO ₂	-1379,9	-83,49	1,41	16,06	22,81
Li ₂ O·2SiO ₂	-683,95	-66,4	1,313	14,51	18,14
2Li ₂ O·SiO ₂	-1732,1	-6,395	1,391	23,06	1,747
2Li ₂ O·SiO ₂ (стекло)	-10143	-3,837	1,711	12,58	1,048
MgO	0	-56,31	1,107	9,03	15,38
MgCO ₃	-1382,2	-75,63	1,112	34,26	20,66
MgSO ₄	-2335,3	-64,69	0,992	14,89	17,67
MgO·Al ₂ O ₃ (MA)	-252,27	-105,4	1,134	9,415	28,78
MgO·Fe ₂ O ₃ (MF)	-187,47	-	-	-	-
MgO·SiO ₂ (MS)	-359,77	-95,1	1,079	10,08	25,98
2MgO·SiO ₂ (M ₂ S)	-442,28	-92,82	1,119	9,73	25,35
MnO	0	-19,02	0,687	5,725	5,194
MnO ₂	-5996,7	-68,41	0,832	5,876	18,69
Mn ₂ O ₃	-6099,3	-31,36	0,717	11,11	8,566
N ₂	0	-6,566	1,058	6,726	1,794
NO ₂	707,91 (1453,0)	-53,64	0,984	9,283	14,65
N ₂ O ₅	0	-	0,88	-	-
Na ₃ AlF ₆	-15781	-20,3	1,077	29,38	5,544
Na ₂ O	0	-	1,16	18,24	-
NaCl	-7059,3	-	0,863	13,97	-
Na ₂ CO ₃	-3035,7	-	0,993	77,07	-
NaNO ₃	-3047,3	-	1,03	131,3	-
Na ₂ SO ₄	-4035,9	-	0,857	81,65	-
Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	-3408,7	-	1,825	-	-
Na ₂ SiF ₆	-15073	-	-	-	-
Na ₂ O·Al ₂ O ₃ ·3SiO ₂ (NAS ₃)	-1060,7	-	-	-	-
Na ₂ O·Al ₂ O ₃ ·4SiO ₂ (NAS ₄)	-720,64	-	-	-	-
Na ₂ O·Al ₂ O ₃ ·6SiO ₂ (NAS ₆)	-632	-	-	-	-
Na ₂ O·SiO ₂ (NS)	-1882,1	-81,25	1,158	16,46	22,19
2Na ₂ O·SiO ₂ (N ₂ S)	-2062,9	-	0,994	20,18	-
Na ₂ O·2SiO ₂ (NS ₂)	-1296,5	-89,79	1,126	19,38	24,53
Na ₂ O·3SiO ₂ (NS ₃)	-985,85	-31,51	0,961	23,3	8,608
Na ₂ O·8CaO·3Al ₂ O ₃ (NC ₈ A ₃)	-295,41	-	-	-	-

Окончание табл. 5

Соединение	ΔH_0	a'	b'	$c' \cdot 10^5$	$d' \cdot 10^{-3}$
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 2\text{CaO} \cdot 3\text{SiO}_2$ (NC_2A_3)	-1308,6	-70,55	1,036	8,317	19,27
$\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{CaO} \cdot 6\text{SiO}_2$ (NC_3A_6)	-838,5	-40,12	0,717	32,42	10,96
$2\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{CaO} \cdot 3\text{SiO}_2$ (N_2CA_3)	-1562,2	-64,03	1,08	9,436	17,49
NiO	0	79,81	0,296	105,3	-21,8
$\text{Ni}(\text{OH})_2$	-647,57	-	-	-	-
NiCO_3	-518,01	-	0,727	-	-
NiSO_4	-1545,6	-	0,888	13,42	-
O_2	0	-19,16	0,973	6,542	5,234
PbO (красный)	0	-	0,219	3,752	-
PbO (желтый)	6,5962	-	0,203	6,003	-
Pb_3O_4	-1077,4	-24,89	0,282	2,367	6,797
PbCO_3	-326,82	-	0,317	22,41	-
$\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$	-70,313	-48,7	0,453	0,961	13,3
$\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$ (стекло)	-44,006	-69,26	0,61	3,991	18,92
$2\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$	-38,932	-36,32	0,358	0,992	9,921
$2\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$ (стекло)	-9,8691	-59,93	0,465	2,232	16,37
$4\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$	-17,174	-24,13	0,304	1,011	6,591
$4\text{PbO} \cdot \text{SiO}_2$ (стекло)	5,7855	-37,97	0,362	0,791	10,37
Sb_2O_5	-3125,8	-	0,364	-	-
Sb_2S_3	-473,3	-	0,343	8,135	-
SiO_2	0	-137,1	1,194	11,7	37,45
SiO_2 (кristобалит)	139,04	-	1,042	7,108	-
SiO_2 (тридимит)	94,787	-101,8	1,08	6,657	27,79
SiO_2 (стекло)	158,53	-88,01	1,002	12,82	24,04
SnO	0	-	0,323	5,627	-
$\text{Sn}(\text{SO}_4)_2$	-1917,9	-	-	-	-
SO_2	0	-33,98	0,724	8,3	9,281
SO_3	0	-59,72	0,808	16,79	16,31
SrO	0	-26,72	0,511	2,263	7,298
SrCO_3	-1587	-35,26	0,674	12,14	9,632
TiO_2	-11834	-83,45	0,946	0,734	22,8
Ti_2O_3	-10582	-130	1,064	0,146	35,52
ZnO	0	-41,07	0,62	3,139	11,22
ZnCO_3	-567,36	-	0,612	55,1	-
ZnSO_4	-1481,1	-	0,59	26,97	-

Таблица 6

Полная энтальпия некоторых соединений $H = DH_0 + H(t)^*$, кДж/кг

Соединения	H ₂ O (ж)	CaCO ₃	AS ₂ H ₂	AS ₂	CaO	SiO ₂	SiO ₂ - кристо- балит	Fe ₂ O ₃	CS-β	
ΔH_0	-2502,2	-1778,7	-526,91	818,81	0	0	139,04	0	-767,53	
a'	147,1	-94,95	-46,67	-24,01	-42,64	-137,1	0	-34,08	-86,04	
b'	3,662	1,105	1,088	1,079	0,893	1,194	1,042	0,749	0,996	
$c' \cdot 10^{-5}$	132,2	10,96	28,63	8,294	4,032	11,7	7,108	24,38	6,488	
$d' \cdot 10^3$	-40,19	25,94	12,75	6,56	11,65	37,45	0	9,308	23,5	
Температура, °С	0	-2502,2	-1778,7	-526,9	818,8	0,0	0,0	139,0	0,0	-767,5
	25	-2397,5	-1759,0	-503,4	843,8	18,8	18,4	165,1	16,0	-749,8
	50	-2293,1	-1737,9	-479,0	869,3	38,2	38,8	191,3	32,8	-730,9
	100	-2083,4	-1692,5	-427,7	921,1	78,3	83,8	244,0	68,2	-690,3
	150	-1871,0	-1644,1	-373,8	974,0	119,7	133,1	296,9	105,8	-647,2
	200	-1654,8	-1593,4	-317,6	1027,8	162,2	185,5	350,3	145,1	-602,1
	250	-1433,8	-1541,0	-259,3	1082,3	205,4	240,3	404,0	186,2	-555,6
	300	-1207,6	-1487,0	-199,2	1137,4	249,2	297,0	458,0	228,8	-507,9
	350	-975,9	-1431,8	-137,2	1193,1	293,5	355,2	512,4	272,9	-459,3
	400	-738,5	-1375,6	-73,6	1249,4	338,3	414,9	567,2	318,4	-409,9
	450	-495,1	-1318,3	-8,4	1306,2	383,5	475,7	622,3	365,2	-359,7
	500	-245,6	-1260,2	58,5	1363,5	429,0	537,6	677,8	413,4	-309,0
	550	10,1	-1201,2	126,9	1421,3	474,9	600,5	733,6	462,9	-257,6
	600	272,0	-1141,5	196,9	1479,6	521,0	664,3	789,8	513,7	-205,7
	650	540,2	-1081,0	268,4	1538,3	567,5	729,0	846,4	565,9	-153,3
	700	814,8	-1019,8	341,4	1597,5	614,2	794,5	903,3	619,2	-100,4
	750	1095,7	-957,9	415,9	1657,1	661,2	860,8	960,5	673,9	-47,1
	800	1383,1	-895,3	491,9	1717,2	708,4	927,9	1018,1	729,8	6,7
	850	1677,0	-832,1	569,4	1777,7	755,9	995,7	1076,1	787,0	60,8
	900	1977,3	-768,3	648,4	1838,7	803,6	1064,2	1134,4	845,4	115,4
	950	2284,0	-703,8	728,8	1900,1	851,6	1133,4	1193,1	905,1	170,4
	1000	2597,3	-638,7	810,7	1961,9	899,8	1203,3	1252,1	966,0	225,8
	1050	2917,1	-573,0	894,1	2024,1	948,3	1273,9	1311,5	1028,2	281,5
	1100	3243,5	-506,6	978,9	2086,8	996,9	1345,1	1371,2	1091,6	337,6
	1150	3576,3	-439,7	1065,2	2149,9	1045,8	1417,0	1431,3	1156,2	394,1
	1200	3915,7	-372,2	1152,9	2213,5	1094,9	1489,6	1491,8	1222,1	451,0
1250	4261,6	-304,1	1242,1	2277,5	1144,3	1562,8	1552,6	1289,2	508,2	
1300	4614,1	-235,4	1332,8	2341,8	1193,8	1636,6	1613,8	1357,6	565,8	
1350	4973,2	-166,2	1424,9	2406,6	1243,6	1711,1	1675,3	1427,1	623,8	
1400	5338,8	-96,3	1518,4	2471,9	1293,6	1786,2	1737,2	1497,9	682,0	
1450	5711,0	-25,9	1613,4	2537,5	1343,7	1861,9	1799,4	1570,0	740,7	
1500	6089,7	45,1	1709,8	2603,6	1394,2	1938,3	1862,0	1643,2	799,7	

$$* H(t) = a' + b't + c't^2 + d'/(273,15+t)$$

Соединения	C ₂ S-β	C ₃ S	CA	C ₃ A	C ₁₂ A ₇	C ₂ AS	CF	C ₂ F	C ₄ AF
ΔH_0	-734,18	-495,21	-101,26	-20,32	-42,87	-471,13	-297,26	-124,27	-87,39
a'	-64,43	-68,14	-77,21	-68,13	-61,13	-84,52	-26	0	0
b'	0,94	0,957	1,026	0,984	0,966	1,007	0,79	0,962	0,812
$c' \cdot 10^{-5}$	10,73	7,904	13,22	3,549	9,889	6,108	4,647	8,995	7,496
$d' \cdot 10^3$	17,6	18,61	21,09	18,61	16,7	23,09	7,102	0	0
0	-734,2	-495,2	-101,3	-20,3	-42,9	-471,1	-297,3	-124,3	-87,4
25	-716,0	-477,0	-82,0	-1,4	-23,8	-453,0	-279,7	-100,2	-67,0
50	-696,9	-457,7	-61,6	18,4	-3,8	-433,7	-261,7	-75,9	-46,6
100	-656,4	-417,0	-18,0	60,2	38,3	-392,5	-224,8	-27,2	-5,4
150	-613,6	-374,0	28,2	103,9	82,6	-348,7	-186,9	22,1	36,1
200	-569,1	-329,5	76,6	149,1	128,5	-303,0	-148,4	71,7	78,0
250	-523,3	-283,6	126,6	195,3	175,6	-255,9	-109,3	121,9	120,3
300	-476,2	-236,7	178,0	242,4	223,8	-207,8	-69,7	172,4	163,0
350	-428,2	-188,9	230,7	290,2	273,0	-158,7	-29,7	223,4	206,0
400	-379,3	-140,3	284,4	338,5	323,0	-108,8	10,7	274,9	249,4
450	-329,5	-91,0	339,2	387,3	373,8	-58,2	51,5	326,8	293,2
500	-279,0	-41,0	394,9	436,5	425,3	-7,0	92,5	379,2	337,3
550	-227,8	9,5	451,4	486,1	477,5	44,7	133,9	432,0	381,9
600	-175,8	60,6	508,9	536,0	530,3	97,0	175,6	485,3	426,8
650	-123,2	112,3	567,1	586,3	583,8	149,7	217,6	539,0	472,1
700	-69,9	164,4	626,2	636,9	637,8	202,9	259,8	593,2	517,7
750	-16,1	217,0	686,0	687,7	692,4	256,5	302,3	647,8	563,8
800	38,5	270,2	746,6	738,8	747,7	310,6	345,1	702,9	610,2
850	93,6	323,8	807,9	790,2	803,4	365,0	388,1	758,4	657,0
900	149,3	377,8	870,0	841,8	859,7	419,8	431,4	814,4	704,1
950	205,6	432,3	932,8	893,6	916,6	475,0	475,0	870,8	751,7
1000	262,5	487,3	996,3	945,7	974,0	530,6	518,8	927,7	799,6
1050	320,0	542,7	1060,5	997,9	1031,9	586,5	562,8	985,0	847,9
1100	378,0	598,5	1125,5	1050,4	1090,4	642,8	607,1	1042,8	896,5
1150	436,7	654,8	1191,1	1103,2	1149,4	699,4	651,7	1101,0	945,5
1200	495,8	711,5	1257,4	1156,1	1208,9	756,4	696,5	1159,7	994,9
1250	555,6	768,6	1324,4	1209,2	1269,0	813,7	741,5	1218,8	1044,7
1300	615,9	826,2	1392,2	1262,6	1329,5	871,4	786,8	1278,3	1094,9
1350	676,8	884,1	1460,6	1316,1	1390,6	929,3	832,3	1338,4	1145,4
1400	738,2	942,5	1529,6	1369,8	1452,2	987,7	878,1	1398,8	1196,3
1450	800,2	1001,3	1599,4	1423,8	1514,3	1046,3	924,1	1459,7	1247,6
1500	862,7	1060,5	1669,9	1477,9	1576,9	1105,3	970,3	1521,1	1299,3

Примечание. Полная энтальпия других соединений может быть рассчитана по табл. 5.

Таблица 7

Полная энтальпия газов $H = \Delta H_0 + H(t)^*$, кДж/м³

Газ	N ₂	O ₂	H ₂ O	CO ₂	Воз- дух	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
ΔH_0	0	0	0	0	0	35900	63884	91455	118880	146390
a'	-8,2	-27,4	0	-140,5	-12,2	-163,6	-441,1	-734,9	-932,7	-1143,4
b'	1,3225	1,3894	1,4917	2,0956	1,3365	1,9804	3,5482	5,2775	6,9626	8,6269
$c' \cdot 10^{-5}$	8,4075	9,342	23,015	20,304	8,6037	82,67	131,65	173,96	219,01	264,34
$d' \cdot 10^3$	2,2425	7,4742	0	38,354	3,3412	44,691	120,5	200,63	254,79	312,31
0	0	0	0	0	0,0	35900,0	63884,0	91454,6	118880,1	146390,0
25	32,4	32,5	37,4	40,7	32,4	35936,3	63936,6	91526,1	118977,3	146511,4
50	65,1	65,5	75,2	83,5	65,2	35975,8	63996,5	91609,2	119089,4	146651,0
100	130,9	132,5	151,5	173,9	131,2	36062,4	64133,8	91802,9	119348,3	146972,7
150	197,4	200,8	228,9	269,1	198,1	36157,6	64289,5	92025,0	119643,1	147338,2
200	264,4	270,1	307,5	367,9	265,6	36260,0	64459,9	92269,2	119965,9	147737,8
250	332,0	340,1	387,3	469,5	333,7	36368,6	64642,6	92531,7	120311,9	148165,5
300	400,0	410,9	468,2	573,4	402,3	36482,9	64836,1	92810,0	120677,8	148617,5
350	468,6	482,4	550,3	679,4	471,5	36602,5	65039,4	93102,3	121061,4	149091,0
400	537,6	554,5	633,5	787,3	541,1	36727,2	65251,8	93407,5	121461,3	149584,3
450	607,0	627,1	717,9	896,7	611,2	36856,7	65472,8	93724,7	121876,3	150095,9
500	677,0	700,4	803,4	1007,7	681,9	36991,0	65702,0	94053,3	122305,7	150624,9
550	747,3	774,2	890,0	1120,2	752,9	37129,9	65939,0	94392,7	122748,8	151170,5
600	818,1	848,5	977,9	1233,9	824,5	37273,4	66183,8	94742,6	123205,1	151732,1
650	889,4	923,3	1066,8	1349,0	896,5	37421,3	66436,0	95102,8	123674,4	152309,3
700	961,0	998,7	1156,9	1465,4	968,9	37573,6	66695,6	95472,9	124156,1	152901,7
750	1033,2	1074,6	1248,2	1583,0	1041,9	37730,3	66962,4	95852,9	124650,3	153509,0
800	1105,7	1150,9	1340,6	1701,7	1115,2	37891,4	67236,3	96242,4	125156,5	154131,0
850	1178,7	1227,8	1434,2	1821,7	1189,0	38056,8	67517,4	96641,5	125674,8	154767,4
900	1252,1	1305,2	1528,9	1942,8	1263,3	38226,4	67805,4	97050,0	126204,9	155418,2
950	1325,9	1383,0	1624,8	2065,0	1337,9	38400,4	68100,4	97467,7	126746,7	156083,2
1000	1400,1	1461,4	1721,8	2188,3	1413,0	38578,5	68402,3	97894,8	127300,2	156762,3
1050	1474,8	1540,2	1820,0	2312,8	1488,5	38761,0	68711,1	98331,0	127865,3	157455,3
1100	1549,9	1619,5	1919,3	2438,3	1564,5	38947,6	69026,7	98776,4	128441,8	158162,2
1150	1625,4	1699,3	2019,8	2565,0	1640,9	39138,5	69349,1	99230,8	129029,8	158883,0
1200	1701,4	1779,6	2121,4	2692,7	1717,8	39333,6	69678,3	99694,3	129629,2	159617,5
1250	1777,8	1860,3	2224,2	2821,5	1795,1	39532,9	70014,3	100166,8	130239,9	160365,7
1300	1854,6	1941,5	2328,1	2951,4	1872,8	39736,4	70357,1	100648,3	130862,0	161127,5
1350	1931,8	2023,3	2433,2	3082,3	1951,0	39944,1	70706,6	101138,8	131495,3	161903,0
1400	2009,4	2105,4	2539,4	3214,3	2029,6	40155,9	71062,8	101638,1	132139,9	162692,1
1450	2087,5	2188,1	2646,8	3347,3	2108,6	40372,0	71425,7	102146,4	132795,7	163494,7

$$* H(t) = a' + b't + c't^2 + d'/(273,15+t)$$

Газ	N ₂	O ₂	H ₂ O	CO ₂	Воз- дух	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
1500	2166,0	2271,2	2755,3	3481,4	2188,1	40592,2	71795,3	102663,6	133462,7	164310,9
1550	2244,9	2354,8	2865,0	3616,6	2268,0	40816,6	72171,7	103189,7	134140,9	165140,5
1600	2324,2	2438,9	2975,8	3752,8	2348,3	41045,2	72554,7	103724,6	134830,3	165983,6
1650	2404,0	2523,4	3087,8	3890,0	2429,1	41277,9	72944,3	104268,4	135530,7	166840,2
1700	2484,2	2608,5	3201,0	4028,3	2510,3	41514,8	73340,7	104821,0	136242,4	167710,2
1750	2564,8	2694,0	3315,2	4167,6	2591,9	41755,9	73743,7	105382,4	136965,1	168593,6
1800	2645,8	2779,9	3430,7	4308,0	2674,0	42001,1	74153,3	105952,7	137698,9	169490,5
1850	2727,2	2866,4	3547,3	4449,4	2756,4	42250,5	74569,6	106531,8	138443,9	170400,7
1900	2809,1	2953,3	3665,0	4591,8	2839,4	42504,0	74992,6	107119,6	139199,9	171324,3
1950	2891,4	3040,6	3783,9	4735,3	2922,7	42761,7	75422,2	107716,3	139967,0	172261,3
2000	2974,1	3128,5	3903,9	4879,8	3006,5	43023,6	75858,4	108321,8	140745,1	173211,6
2050	3057,2	3216,8	4025,1	5025,4	3090,7	43289,6	76301,3	108936,0	141534,4	174175,3
2100	3140,8	3305,6	4147,5	5171,9	3175,4	43559,7	76750,8	109559,0	142334,6	175152,3
2150	3224,7	3394,9	4270,9	5319,5	3260,4	43834,0	77206,9	110190,8	143145,9	176142,7
2200	3309,1	3484,6	4395,6	5468,1	3346,0	44112,5	77669,6	110831,4	143968,3	177146,4
2250	3393,9	3574,8	4521,4	5617,8	3431,9	44395,1	78139,0	111480,7	144801,7	178163,4
2300	3479,2	3665,5	4648,3	5768,5	3518,3	44681,8	78615,0	112138,8	145646,1	179193,7
2350	3564,8	3756,6	4776,4	5920,2	3605,1	44972,7	79097,6	112805,7	146501,6	180237,3
2400	3650,9	3848,2	4905,7	6072,9	3692,3	45267,7	79586,8	113481,3	147368,0	181294,3

Примечание. Полная энтальпия других газов может быть рассчитана по табл. 5.

Таблица 8

**Теплофизические характеристики строительных
и огнеупорных материалов [3, 53, 59, 147]**

Материал	Плотность, кг/м ³	Удельная теплоем- кость, кДж/кг·К	Коэффициент тепло- проводности, Вт/м·К
1	2	3	4
Бетон	2000	0,84	1,3
Газобетон	450...650 800...900	–	0,12...0,19 0,22...0,25
Глина	1600...2000	0,84	0,7...0,9
Глина огнеупорная	1840	1,1	0,93
Гравий	1840	–	0,36
Гранит	2720	0,92	2,2
ДВП	250...350	–	0,093
Дерево:			
дуб	825	2,4	0,2...0,43
сосна	550	2,7	0,14...0,41
Диатомит-легковес	750 1100	0,2...0,22 0,2...0,22	0,17+3,5·10 ⁻⁴ t 0,27+2,3·10 ⁻⁴ t
Диатомитовая засыпка	500	–	0,10+2,8·10 ⁻⁴ t
Динас	<1900 >1900	0,80+3,3·10 ⁻⁴ t 0,80+3,3·10 ⁻⁴ t	0,81+7,6·10 ⁻⁴ t 1,05+9,3·10 ⁻⁴ t

1	2	3	4
Динас-легковес	1100	$0,80+3,3 \cdot 10^{-4}t$	$0,58+4,3 \cdot 10^{-4}t$
ДСП	350...800	–	0,077...0,097
Железобетон	2200	0,84	1,5
Кирпич высоко-глиноземистый	2200...2300	$0,84+2,6 \cdot 10^{-4}t$	$1,52-1,9 \cdot 10^{-4}t$
	>2300	$0,84+2,6 \cdot 10^{-4}t$	$2,09+6,2 \cdot 10^{-5}t$
Кирпич глиняный	<1800	$0,84+2,6 \cdot 10^{-6}t$	$0,47+5,1 \cdot 10^{-4}t$
Кирпич красный	1700	0,88	0,77
Кирпич красный, кладка	1600...1700	0,84...0,88	0,67...0,81
Кирпич полукислый	1800...1900	$0,88+2,3 \cdot 10^{-4}t$	$0,85+4,0 \cdot 10^{-4}t$
Кирпич силикатный	1900	0,84	0,81
Кирпич силикатный, кладка	1700...1900	0,80...0,84	0,76...0,87
Кирпич спеченный	>1800	$0,84+2,6 \cdot 10^{-6}t$	$0,81+4,7 \cdot 10^{-4}t$
Корунд:			
$t < 800$	2600...2900	$0,80+4,2 \cdot 10^{-4}t$	$2,09+2,1 \cdot 10^{-5}t$
$t > 800$	2600...2900	$0,42+8,8 \cdot 10^{-4}t$	$2,09+2,1 \cdot 10^{-5}t$
Муллит	2200...2900	$0,67+1,3 \cdot 10^{-4}t$	$2,97-1,1 \cdot 10^{-3}t$
Магнезит	2600...2700	$0,94+2,5 \cdot 10^{-4}t$	$6,16-2,7 \cdot 10^{-3}t$
Магнезитохромит	2700...2900	–	$4,05-8,3 \cdot 10^{-4}t$
Пенобетон	360	0,80	0,095
Пенобетонные плиты	400		$0,10+0,002t$
	500	–	$0,12+0,002t$
Периклазошпинель	3000	$0,77+3,0 \cdot 10^{-4}t$	$2,48-5,8 \cdot 10^{-4}t$
Портландцемент	1900	1,13	0,3
Силлиманит	2200...2600	$0,67+1,7 \cdot 10^{-4}t$	$1,66-1,9 \cdot 10^{-4}t$
Стекло	2500	0,67	$0,74+0,001t$
Форстертит	3000	$0,89+4,2 \cdot 10^{-4}t$	$3,35-1,1 \cdot 10^{-3}t$
Хромомагнезит	2900...3000	$0,75+1,5 \cdot 10^{-4}t$	$2,00-3,5 \cdot 10^{-4}t$
Цирконий:			
$t < 800$	3300	$0,50+1,7 \cdot 10^{-4}t$	$1,30+6,4 \cdot 10^{-4}t$
$t > 800$	3300	$0,50+1,7 \cdot 10^{-4}t$	$1,63+2,9 \cdot 10^{-4}t$
Циркон:			
$t < 700$	3200...3300	$0,63+1,3 \cdot 10^{-4}t$	$5,02-2,1 \cdot 10^{-3}t$
$t > 700$		$0,63+1,3 \cdot 10^{-4}t$	$3,97-6,7 \cdot 10^{-4}t$
Шамот	<1900	$0,84+2,6 \cdot 10^{-4}t$	$0,70+6,4 \cdot 10^{-4}t$
	>1900	$0,84+2,6 \cdot 10^{-4}t$	$1,04+1,5 \cdot 10^{-4}t$
Шамот-легковес	800	$0,84+2,6 \cdot 10^{-6}t$	$0,21+4,3 \cdot 10^{-4}t$
Шамотная засыпка	1000	0,2...0,25	$0,23+4,9 \cdot 10^{-4}t$
Шлакобетон	1500	0,75	0,67
Шлаковая вата	300	0,88	$0,07+6,5 \cdot 10^{-7}t$
Шпинель	2850...2900	0,88	$5,1-3,5 \cdot 10^{-3}t$

Таблица 9

Уравнения для расчета теплофизических свойств газов

Наименование	Размерность	Расчетное уравнение
Константа равновесия для CO ₂	–	$k_{p\text{CO}_2} = 10^{4,47 - \frac{1470}{t+273}}$
Константа равновесия для H ₂ O	–	$k_{p\text{H}_2\text{O}} = 10^{3,05 - \frac{13160}{t+273}}$
Степень диссоциации газа	%	$\alpha = \sqrt[3]{\frac{2k_p^2}{p}}, t \leq 1800^\circ\text{C};$ $\alpha = \sqrt[3]{\frac{k_p^2}{p} + \sqrt{\left(\frac{k_p^2}{p}\right)^3 + \left(\frac{k_p^2}{p}\right)^2}} +$ $+ \sqrt[3]{\frac{k_p^2}{p} - \sqrt{\left(\frac{k_p^2}{p}\right)^3 + \left(\frac{k_p^2}{p}\right)^2}},$ $1800 < t < 2200^\circ\text{C};$ $\alpha = \sqrt[3]{\frac{k_p^2}{p - k_p^2} + \sqrt{\left(\frac{k_p^2}{p - k_p^2}\right)^3 + \left(\frac{k_p^2}{p - k_p^2}\right)^2}} +$ $+ \sqrt[3]{\frac{k_p^2}{p - k_p^2} - \sqrt{\left(\frac{k_p^2}{p - k_p^2}\right)^3 + \left(\frac{k_p^2}{p - k_p^2}\right)^2}},$ $t \geq 2200^\circ\text{C}$
Кинематическая вязкость воздуха	м ² /с	$\nu = (13,1 + 0,104 t + 65,5 \cdot 10^{-6} t^2) 10^{-6}$
Прандтль воздуха	–	$Pr = 0,708 + 3,19 \cdot 10^{-5} t$
Коэффициент теплопроводности воздуха	Вт/м·К	$\lambda = (2,46 + 6,66 \cdot 10^{-3} t - 1,26 \cdot 10^{-6} t^2) / 100$
Коэффициент температуропроводности воздуха	м ² /с	$a = (55,6(t + 273)^{1,5} - 6,2 \cdot 10^4) 10^{-10}$
Кинематическая вязкость продуктов горения	м ² /с	$\nu = (12,2 + 0,0976 t + 0,0000636 t^2) 10^{-6}$
Коэффициент теплопроводности продуктов горения	Вт/м·К	$\lambda = 0,0228 + 0,000086 t$

Обозначения: t – температура, °С; p – парциальное давление газа/

Химическая эксергия элементов

Эле- мент	M, г/моль	e_x , кДж/моль						Работа [125] ($t_0=25^\circ\text{C}$)	Вещество отсчета
		Расчет согласно подразд. 9.3 при t_0 , °C							
		-20	-10	0	10	20	30		
Au	196,967	0	0	0	0	0	0	0	Au
N	14,007	0,248	0,258	0,268	0,278	0,288	0,297	0,335	N ₂
O	15,999	1,643	1,708	1,773	1,838	1,903	1,967	1,968	O ₂
Al	26,982	811,134	809,111	807,089	805,067	803,046	801,025	790,003	Каолинит
As	74,922	398,136	395,583	393,030	390,477	387,924	385,371	381,561	As ₂ O ₅
B	10,811	610,090	609,158	608,235	607,321	606,417	605,522	610,716	CaO·2(B ₂ O ₃)
Ba	137,340	795,065	787,831	780,653	773,529	766,459	759,443	722,969	BaCl ₂
Be	9,012	599,571	598,546	597,487	596,395	595,273	594,122	594,680	BeO·SiO ₂
C	12,011	408,430	408,952	409,488	410,036	410,597	411,171	410,828	CO ₂ (газ)
Ca	40,080	728,289	724,839	721,404	717,984	714,578	711,188	712,879	CaCO ₃ (кальцит)
Cd	112,400	268,821	265,380	261,925	258,458	254,977	251,485	254,025	CdCO ₃
Cl	35,453	12,038	14,775	17,499	20,209	22,905	25,587	56,106	NaCl
Cr	51,996	527,674	526,134	524,613	523,111	521,627	520,160	520,863	Cr ₂ O ₃
Cs	132,905	316,547	314,663	312,792	310,932	309,084	307,248	345,680	Cs ₂ CO ₃
Cu	63,546	132,896	131,677	130,473	129,284	128,109	126,949	101,618	CuO
F	18,998	221,320	222,113	222,911	223,713	224,520	225,330	308,247	CaF ₂ (плавни- ковый шпат)
Fe	55,847	373,960	372,418	370,895	369,390	367,902	366,433	368,414	Fe ₂ O ₃ (гематит)
Ge	72,590	502,282	500,340	498,399	496,457	494,516	492,576	502,282	GeO ₂
H	1,008	121,685	120,782	119,895	119,021	118,160	117,312	117,697	H ₂ O (жидк.)
K	39,102	425,053	423,195	421,359	419,545	417,750	415,976	352,504	K ₂ Cr ₂ O ₇
Li	6,939	571,067	569,776	568,500	567,239	565,992	564,759	186,740	2Li ₂ O·SiO ₂ (стекло)
Mg	24,312	628,386	624,763	621,153	617,557	613,973	610,402	618,671	MgCO ₃
Mn	54,938	470,355	468,311	466,287	464,281	462,293	460,323	461,575	MnO ₂
Na	22,990	376,521	372,806	369,123	365,472	361,853	358,266	328,345	NaNO ₃
Ni	58,710	224,891	223,708	222,496	221,256	219,990	218,698	214,500	Ni(OH) ₂
Pb	207,190	224,865	221,553	218,260	214,986	211,729	208,489	210,062	PbCO ₃
S	32,064	606,826	605,671	604,511	603,345	602,175	601,002	603,221	CaSO ₄ ·2H ₂ O (гипс)
Sb	121,750	439,569	436,926	434,306	431,707	429,129	426,571	409,991	Sb ₂ O ₅
Si	28,086	862,381	860,365	858,365	856,379	854,409	852,455	853,352	SiO ₂ (α-кварц)
Sn	118,690	259,956	258,859	257,779	256,714	255,665	254,632	259,956	SnO ₂
Sr	87,620	737,577	734,032	730,505	726,994	723,499	720,020	721,713	SrCO ₃
Ti	47,900	894,074	892,013	889,970	887,947	885,942	883,956	886,220	TiO ₂
Zn	65,370	331,284	327,730	324,191	320,667	317,158	313,664	315,155	ZnCO ₃

Обозначения: M – молярная масса; t_0 – температура окружающей среды.

Химическая эксергия соединений

Соединение	Химическая эксергия, кДж/кг (кДж/м ³), при температуре окружающей среды, °С						a ₁
	-20	-10	0 (a ₀)	10	20	30	
Al ₂ O ₃	288,53	282,56	276,34	269,87	263,14	256,15	-0,648
Al ₂ O ₃ -γ	685,93	680,88	675,52	669,87	663,95	657,74	-0,564
Al ₂ O ₃ ·H ₂ O	230,50	227,60	224,52	221,28	217,90	214,38	-0,323
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	186,81	190,39	194,08	197,89	201,81	205,85	0,381
AlF ₃	437,38	474,81	511,98	548,92	585,64	622,15	3,695
Al(NO ₃) ₂	3782,09	3820,20	3858,31	3896,42	3934,54	3972,65	3,811
Al(OH) ₃	285,33	285,38	285,96	287,06	288,69	290,84	0,110
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (андалузит)	146,11	142,28	138,30	134,16	129,86	125,40	-0,414
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (кианит)	148,00	144,74	141,34	137,78	134,06	130,19	-0,356
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ (силлиманит)	162,21	158,21	154,06	149,76	145,29	140,66	-0,431
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂	1001,30	1000,72	999,91	998,88	997,63	996,17	-0,103
3Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂	248,84	244,09	239,17	234,08	228,80	223,34	-0,510
Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ ·2H ₂ O (каолинит)	0	0	0	0	0	0	-
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ ·2H ₂ O (галлуазит)	76,31	74,99	74	73,34	73,02	73,02	-0,066
Al ₂ O ₃ ·SiO ₂ ·2H ₂ O (диккит)	15,57	14,41	13,59	13,09	12,93	13,09	-0,050
As ₂ O ₃	1013,05	1002,09	990,97	979,67	968,21	956,59	-1,129
As ₂ O ₅	0	0	0	0	0	0	-
As ₄ O ₆	1007,96	997,05	985,97	974,73	963,32	951,75	-1,124
Au	0	0	0	0	0	0	-
B ₂ O ₃	264,41	279,72	295,00	310,26	325,49	340,70	1,526
B ₂ O ₃ (стекло)	441,76	453,77	465,73	477,66	489,55	501,40	1,193
BaCl ₂	0	0	0	0	0	0	-
BaCl ₂ (жидкость)	23,74	26,62	29,63	32,77	36,05	39,45	0,314
BaO	1716,74	1676,91	1637,32	1597,99	1558,91	1520,09	-3,933
BaCO ₃	285,51	266,70	248,08	229,64	211,39	193,33	-1,844
BaSO ₄	158,82	140,91	123,00	105,12	87,25	69,41	-1,788
Ba(OH) ₂	998,24	963,88	930,00	896,60	863,67	831,22	-3,340
Ba(OH) ₂ (жидкость)	859,22	831,32	803,90	776,95	750,49	724,50	-2,694
BaO·SiO ₂	487,02	458,56	430,23	402,05	374,01	346,12	-2,818
2BaO·SiO ₂	699,20	665,98	632,95	600,10	567,45	534,98	-3,284

Продолжение табл. 11

Соединение	Химическая эксергия, кДж/кг (кДж/м ³), при температуре окружающей среды, °С						a ₁
	-20	-10	0 (a ₀)	10	20	30	
2BaO·3SiO ₂	372,55	347,49	322,57	297,80	273,19	248,75	-2,476
3BaO·SiO ₂	786,26	751,09	716,13	681,37	646,82	612,49	-3,475
BeO	1066,86	1068,67	1068,90	1067,56	1064,63	1060,09	-0,135
BeO·SiO ₂	0	0	0	0	0	0	-
2BeO·SiO ₂	51,18	52,13	52,55	52,44	51,78	50,56	-0,012
CH ₄	52394,97 (37567,2)	52255,7 (37467,3)	52119,96 (37370,0)	51987,74 (37275,2)	51859,03 (37182,9)	51733,84 (37093,2)	-13,22 (-9,48)
C ₂ H ₆	50082,29 (67210,4)	49996,98 (67096,0)	49914,76 (66985,6)	49835,62 (66879,4)	49759,53 (66777,3)	49686,48 (66679,3)	-7,916 (-10,62)
C ₃ H ₈	49048,76 (96478,9)	48983,83 (96351,2)	48921,81 (96229,2)	48862,69 (96112,9)	48806,42 (96002,2)	48753,01 (95897,2)	-5,915 (-11,63)
C ₄ H ₁₀	48458,74 (125895,8)	48404,49 (125754,9)	48353,02 (125621,2)	48304,31 (125494,6)	48258,33 (125375,1)	48215,06 (125262,3)	-4,873 (-12,66)
C ₅ H ₁₂	48131,5 (154935,3)	48083,99 (154782,4)	48039,18 (154638,1)	47997,04 (154502,5)	47957,56 (154375,4)	47920,72 (154256,8)	-4,215 (-13,57)
C ₂ H ₂	48824,6 (57271,3)	48775,89 (57214,1)	48728,43 (57158,5)	48682,25 (57104,3)	48637,36 (57051,6)	48593,8 (57000,5)	-4,616 (-5,415)
C ₂ H ₄	48814,59 (61506,4)	48744,15 (61417,6)	48676,13 (61331,9)	48610,52 (61249,3)	48547,31 (61169,6)	48486,48 (61093,0)	-6,562 (-8,268)
CO	52394,97 (37567,2)	52255,7 (37467,3)	52119,96 (37370,0)	51987,74 (37275,2)	51859,03 (37182,9)	51733,84 (37093,2)	-0,927 (-1,159)
CO ₂ (в атмосфере)	0	0	0	0	0	0	-
CaO	2155,22	2114,69	2074,15	2033,60	1993,05	1952,50	-4,054
Ca(OH) ₂	838,60	810,95	783,38	755,93	728,61	701,43	-2,744
CaCO ₃ (кальцит)	0	0	0	0	0	0	-
CaCO ₃ (арагонит)	8,33	8,75	9,17	9,57	9,98	10,38	0,041
CaCO ₃ ·MgCO ₃	13,07	15,28	17,47	19,66	21,85	24,03	0,219
CaF ₂	0	0	0	0	0	0	-
CaF ₂ (жидкость)	637,24	654,31	671,68	689,36	707,34	725,63	1,768
Ca(NO ₃) ₂	9,58	40,78	71,74	102,48	133	163,3	3,074
CaSO ₄	22,86	19,68	16,30	12,74	9,00	5,08	-0,356
CaSO ₄ ·2H ₂ O	0	0	0	0	0	0	-
CaO·Al ₂ O ₃	817,60	798,22	778,67	758,93	739,02	718,93	-1,973
CaO·2Al ₂ O ₃	637,45	622,86	608,08	593,09	577,90	562,51	-1,499
3CaO·Al ₂ O ₃	1390,77	1361,89	1332,91	1303,83	1274,64	1245,35	-2,908
12CaO·7Al ₂ O ₃	1107,42	1083,09	1058,62	1034,00	1009,23	984,33	-2,462
4CaO·Al ₂ O ₃ ·Fe ₂ O ₃	954,91	934,65	914,27	893,79	873,22	852,57	-2,047

Соединение	Химическая эксергия, кДж/кг (кДж/м ³), при температуре окружающей среды, °С						a ₁
	-20	-10	0 (a ₀)	10	20	30	
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂	613,86	621,05	628,15	635,16	642,09	648,92	0,701
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (анортит)	278,26	266,22	254,33	242,61	231,05	219,66	-1,172
CaO·Al ₂ O ₃ ·2SiO ₂ (стекло)	357,24	343,53	329,98	316,59	303,36	290,30	-1,339
2CaO·Al ₂ O ₃ ·SiO ₂	488,45	468,60	448,66	428,63	408,51	388,30	-2,003
CaO·B ₂ O ₃	175,96	165,47	154,96	144,43	133,90	123,34	-1,052
CaO·2B ₂ O ₃	0	0	0	0	0	0	-
2CaO·B ₂ O ₃	404,53	384,70	364,85	345,00	325,13	305,25	-1,986
CaO·Fe ₂ O ₃	241,83	230,57	219,28	207,97	196,66	185,33	-1,130
2CaO·Fe ₂ O ₃	751,94	735,00	717,95	700,77	683,51	666,15	-1,716
CaO·MgO·2SiO ₂ (диопсид)	139,77	118,25	96,76	75,29	53,85	32,44	-2,147
2CaO·MgO·2SiO ₂ (аккерманит)	399,56	372,16	345,02	318,15	291,54	265,20	-2,687
3CaO·MgO·2SiO ₂ (мервинит)	11092,77	11479,97	11867,44	12255,17	12643,17	13031,43	38,773
CaO·SiO ₂ (β-волласт)	266,19	246,47	226,77	207,07	187,38	167,70	-1,970
CaO·SiO ₂ (α-волласт)	297,15	276,97	256,80	236,62	216,45	196,29	-2,017
CaO·SiO ₂ (псевдо- волластонит)	317,37	297,18	277,00	256,81	236,63	216,46	-2,018
2CaO·SiO ₂ -β	655,41	628,65	601,89	575,13	548,37	521,62	-2,676
2CaO·SiO ₂ -γ	630,91	604,25	577,55	550,82	524,06	497,30	-2,672
3CaO·SiO ₂	1079,40	1049,20	1019,00	988,80	958,61	928,42	-3,020
3CaO·2SiO ₂	556,09	532,07	508,08	484,12	460,18	436,26	-2,397
CdO	289,81	271,77	253,49	234,99	216,27	197,34	-1,850
CdCO ₃	0	0	0	0	0	0	-
CdS	4995,03	4964,62	4933,95	4903,01	4871,82	4840,38	-3,093
CdSO ₄	202,23	199,21	196,11	192,92	189,65	186,30	-0,319
CdO·SiO ₂	91,71	78,69	65,69	52,69	39,71	26,74	-1,299
Cl ₂	337,85 (1068,79)	415,74 (1315,19)	493,07 (1559,83)	569,83 (1802,66)	646,05 (2043,78)	721,71 (2283,13)	7,677 (24,29)
Cr ₂ O ₃	0	0	0	0	0	0	-
Cs ₂ CO ₃	0	0	0	0	0	0	-
Cs ₂ O·SiO ₂	137,58	130,75	123,90	117,04	110,17	103,29	-0,686
Cs ₂ O·2SiO ₂	82,12	76,33	70,52	64,69	58,85	52,98	-0,583

Соединение	Химическая эксергия, кДж/кг (кДж/м ³), при температуре окружающей среды, °С						a ₁
	-20	-10	0 (a ₀)	10	20	30	
Cs ₂ O·4SiO ₂	91,25	90,66	90,04	89,40	88,74	88,06	-0,064
CuO	0	0	0	0	0	0	-
Cu ₂ O	790,72	780,07	769,46	758,90	748,40	737,95	-1,055
CuSO ₄	420,99	431,59	442,02	452,29	462,39	472,35	1,027
CuSO ₄ ·5H ₂ O	115,30	127,34	139,54	151,91	164,48	177,25	1,239
FeO	1779,56	1769,62	1759,68	1749,72	1739,75	1729,80	-0,995
Fe ₂ O ₃ (гематит)	0	0	0	0	0	0	-
Fe ₃ O ₄ (магнетит)	417,85	415,60	413,30	410,93	408,53	406,08	-0,236
FeCl ₃	388,86	444,18	499,36	554,40	609,29	664,05	5,504
FeCO ₃	880,12	894,53	908,95	923,39	937,85	952,34	1,444
Fe ₂ SO ₄ ·7H ₂ O	1462,40	1464,73	1467,72	1471,39	1475,72	1480,72	0,366
FeO·Al ₂ O ₃	9742,97	9720,45	9697,86	9675,23	9652,54	9629,81	-2,263
FeO·SiO ₂	833,28	828,55	823,83	819,10	814,38	809,67	-0,472
2FeO·SiO ₂	1061,67	1055,41	1049,18	1042,98	1036,80	1030,66	-0,620
GeO	3051,31	3020,61	2989,92	2959,23	2928,54	2897,85	-3,069
GeO ₂	0	0	0	0	0	0	-
H ₂	120671,0 (10860,4)	119797,0 (10781,7)	118931,2 (10703,8)	118073,6 (10626,6)	117224,6 (10550,2)	116384,3 (10474,6)	-85,74 (-7,72)
H ₂ O (пар)	784,16 (623,03)	714,94 (576,24)	646,54 (521,11)	578,99 (466,67)	512,29 (412,91)	446,48 (359,86)	-6,754 (-5,44)
H ₂ O (жидкость)	0	0	0	0	0	0	-
H ₂ S	10028,44 (15433,8)	9990,07 (15374,7)	9951,83 (15315,9)	9913,72 (15257,2)	9875,74 (15198,8)	9837,90 (15140,5)	-3,811 (-5,87)
K ₂ O	5550,97	5528,14	5505,43	5482,83	5460,36	5438,03	-2,259
K ₂ CO ₃	1365,64	1365,87	1366,20	1366,63	1367,17	1367,83	0,044
K ₂ SO ₄	734,61	731,79	728,91	725,99	723,02	720,02	-0,292
KCl	317,35	342,66	367,80	392,79	417,63	442,33	2,499
KMnO ₄	992,31	991,54	990,72	989,89	989,04	988,18	-0,083
KNO ₃	212,05	230,10	248,02	265,80	283,45	301,00	1,779
K ₂ Cr ₂ O ₇	0	0	0	0	0	0	-
K ₂ O·Al ₂ O ₃ ·6SiO ₂ (микроклин)	251,37	237,20	223,27	209,58	196,13	182,92	-1,369
K ₂ O·Al ₂ O ₃ ·6SiO ₂ (стекло)	363,66	355,29	347,16	339,27	331,63	324,22	-0,789
Li ₂ O	19290,86	19248,12	19206,14	19164,89	19124,32	19084,42	-4,128
Li ₂ CO ₃	5542,47	5555,81	5569,56	5583,70	5598,20	5613,03	1,412
Li ₂ SO ₄	3794,23	3799,37	3804,29	3809,01	3813,53	3817,83	0,472

Соединение	Химическая эксергия, кДж/кг (кДж/м ³), при температуре окружающей среды, °С						a ₁
	-20	-10	0 (a ₀)	10	20	30	
Li ₂ O·SiO ₂	5022,93	5008,84	4994,84	4980,93	4967,12	4953,41	-1,390
Li ₂ O·2SiO ₂	3152,92	3144,48	3136,03	3127,59	3119,17	3110,77	-0,843
2Li ₂ O·SiO ₂	7884,70	7863,74	7842,87	7822,13	7801,51	7781,03	-2,074
2Li ₂ O·SiO ₂ (стекло)	0	0	0	0	0	0	-
MgO	1369,43	1309,35	1249,25	1189,14	1129,01	1068,89	-6,011
MgCO ₃	0	0	0	0	0	0	-
MgSO ₄	425,33	418,06	410,58	402,88	394,99	386,89	-0,769
MgO·Al ₂ O ₃	336,61	315,07	293,35	271,44	249,35	227,08	-2,191
MgO·Fe ₂ O ₃	69,15	55,88	42,86	30,08	17,54	5,25	-1,278
MgO·SiO ₂	191,09	166,98	142,88	118,79	94,71	70,64	-2,409
2MgO·SiO ₂	344,43	310,06	275,70	241,35	206,99	172,65	-3,436
MnO	1481,89	1465,19	1448,52	1431,88	1415,28	1398,73	-1,663
MnO ₂	0	0	0	0	0	0	-
Mn ₂ O ₃	279,74	270,82	261,91	253,01	244,13	235,27	-0,889
N ₂ (в атмосфере)	0	0	0	0	0	0	-
NO ₂	1135,86 (1748,09)	1153,23 (1774,82)	1170,30 (1801,09)	1187,08 (1826,92)	1203,58 (1852,31)	1219,81 (1877,29)	1,679 (2,584)
N ₂ O ₅	1003,30 (1544,08)	1040,03 (1600,61)	1076,44 (1656,64)	1112,52 (1712,17)	1148,29 (1767,22)	1183,76 (1821,81)	3,609 (5,554)
Na ₃ AlF ₆	476,56	464,29	452,23	440,39	428,78	417,40	-1,183
Na ₂ O	5989,02	5892,87	5797,32	5702,37	5608,04	5514,34	-9,494
NaCl	0	0	0	0	0	0	-
Na ₂ CO ₃	990,83	955,31	920,13	885,32	850,88	816,82	-3,480
NaNO ₃	0	0	0	0	0	0	-
Na ₂ SO ₄	566,64	537,07	507,60	478,23	448,97	419,83	-2,936
Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	202,19	195,87	189,89	184,27	179,04	174,23	-0,560
Na ₂ SiF ₆	1837,28	1862,08	1887,46	1913,39	1939,90	1966,97	2,594
Na ₂ O·SiO ₂	1114,95	1064,35	1014,08	964,14	914,54	865,28	-4,993
2Na ₂ O·SiO ₂	1963,89	1898,85	1834,21	1769,99	1706,19	1642,83	-6,421
Na ₂ O·2SiO ₂	676,71	641,40	606,32	571,47	536,85	502,45	-3,485
Na ₂ O·3SiO ₂	478,62	451,36	424,24	397,26	370,43	343,76	-2,697
Na ₂ O·2CaO·3SiO ₂	420,05	390,45	360,97	331,59	302,32	273,16	-2,938
Na ₂ O·3CaO·6SiO ₂	381,76	359,23	336,84	314,58	292,44	270,44	-2,226
2Na ₂ O·CaO·3SiO ₂	836,03	796,76	757,71	718,87	680,24	641,84	-3,884
NiO	139,03	137,55	135,48	132,83	129,60	125,80	-0,265
Ni(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	-

Соединение	Химическая эксергия, кДж/кг (кДж/м ³), при температуре окружающей среды, °С						a ₁
	-20	-10	0 (a ₀)	10	20	30	
NiCO ₃	67,32	86,09	104,47	122,45	140,06	157,30	1,799
NiSO ₄	413,52	426,96	439,86	452,23	464,08	475,42	1,238
O ₂ (в атмосфере)	0	0	0	0	0	0	–
PbO (красный)	144,95	135,22	125,49	115,76	106,03	96,30	–0,973
PbO (желтый)	149,13	139,29	129,46	119,64	109,82	100,02	–0,982
Pb ₃ O ₄	65,61	57,52	49,44	41,36	33,29	25,23	–0,808
PbCO ₃	0	0	0	0	0	0	–
PbO·SiO ₂	42,00	34,23	26,48	18,75	11,03	3,33	–0,773
PbO·SiO ₂ (стекло)	66,20	58,40	50,58	42,75	34,90	27,04	–0,783
2PbO·SiO ₂	82,23	73,37	64,52	55,69	46,88	38,08	–0,883
2PbO·SiO ₂ (стекло)	108,18	99,20	90,23	81,28	72,33	63,39	–0,896
4PbO·SiO ₂	113,93	104,61	95,30	86,01	76,72	67,45	–0,930
4PbO·SiO ₂ (стекло)	133,71	124,27	114,83	105,41	95,99	86,58	–0,943
Sb ₂ O ₅	0	0	0	0	0	0	–
Sb ₂ S ₃	7485,52	7460,42	7435,27	7410,08	7384,86	7359,60	–2,518
SiO ₂	0	0	0	0	0	0	–
SiO ₂ (тридимит)	86,16	85,82	85,49	85,15	84,81	84,46	–0,034
SiO ₂ (стекло)	137,68	136,85	136,03	135,21	134,40	133,59	–0,082
SnO	0	0	0	0	0	0	–
Sn(SO ₄) ₂	16,90	28,66	40,44	52,25	64,07	75,92	1,180
SO ₂	4837,65 (7445,14)	4820,68 (7419,03)	4803,42 (7392,46)	4785,87 (7365,45)	4768,03 (7338,0)	4749,91 (7310,11)	–1,755 (–2,70)
SO ₃	2953,26 (4545,07)	2952,46 (4543,84)	2951,38 (4542,17)	2950,04 (4540,11)	2948,43 (4537,63)	2946,54 (4534,73)	–0,134 (–0,207)
SrO	1509,89	1480,04	1450,18	1420,34	1390,5	1360,67	–2,984
SrCO ₃	0	0	0	0	0	0	–
TiO ₂	0	0	0	0	0	0	–
Ti ₂ O ₃	2411,56	2405,30	2399,10	2392,93	2386,81	2380,72	–0,617
ZnO	119,39	89,55	59,73	29,91	0	–29,67	–2,982
ZnCO ₃	0	0	0	0	0	0	–
ZnSO ₄	327,62	323,43	319,10	314,60	309,97	305,19	–0,449

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. **Кафаров В. В.** Системный анализ процессов химической технологии. Основы стратегии / В. В. Кафаров, И. Н. Дорохов. – М.: Наука, 1976. – 499 с.
2. **Хакен Г.** Синергетика / Г. Хакен. – М.: Мир, 1980. – 404 с.
3. Теоретические основы теплотехники. Теплотехнический эксперимент / Под общ. ред. В. А. Григорьева, В. М. Зорина. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 560 с.
4. **Воробьев Х. С.** Теплотехнические процессы и аппараты силикатных производств / Х. С. Воробьев, Д. Я. Мазуров, А. А. Соколов. – М.: Высш. шк., 1962. – 420 с.
5. Высокотемпературные теплотехнологические процессы и установки / Под. ред. А. Д. Ключникова. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 336 с.
6. **Рыкалин Н. Н.** Высокотемпературные теплофизические процессы. Теплофизические основы / Н. Н. Рыкалин, А. А. Углов, Л. М. Анищенко. – М.: Наука, 1986. – 171 с.
7. **Чечеткин А. В.** Теплотехника / А. В. Чечеткин, Н. А. Занемонец. – М.: Высш. шк., 1986. – 344 с.
8. **Беседин П. В.** Исследование и оптимизация процессов в технологии цементного клинкера / П. В. Беседин, П. А. Трубаев; Под общ. ред. П. В. Беседина. – Белгород: Изд-во БелГТАСМ: БИЭИ, 2004. – 420 с.
9. **Кафаров В. В.** Методы кибернетики в химии и химической технологии / В. В. Кафаров. – М.: Химия, 1985. – 448 с.
10. **Кафаров В. В.** Математическое моделирование основных процессов химических производств / В. В. Кафаров, М. Б. Глебов. – М.: Высш. шк., 1991. – 400 с.
11. **Кафаров В. В.** Принципы математического моделирования химико-технологических систем / В. В. Кафаров, В. Л. Перов, В. П. Мешалкин. – М.: Химия, 1974. – 344 с.
12. **Зарубин В. С.** Математическое моделирование в технике: Учеб. для вузов / Под ред. В. С. Зарубина, А. П. Крищенко. – М.: Изд-во МГТУ им. Н. Э. Баумана, 2001. – 496 с.
13. **Арутюнов В. А.** Математическое моделирование тепловой работы промышленных печей / В. А. Арутюнов, В. В. Бухмиров, С. А. Крупенников. – М.: Metallurgy, 1990. – 239 с.

14. **Лисиенко В. Г.** Математическое моделирование теплообмена в печах и агрегатах / В. Г. Лисиенко, В. В. Волков, А. Л. Гончаров. – Киев: Наукова думка, 1984. – 232 с.
15. **Тарасик В. П.** Математическое моделирование технических систем / В. П. Тарасик. – Минск: ДизайнПРО, 1997. – 640 с.
16. **Пасконов В. М.** Численное моделирование процессов тепло- и массообмена / В. М. Пасконов, В. И. Полежаев, Л. А. Чудов. – М.: Наука, 1984. – 288 с.
17. **Трубаев П. А.** Моделирование и оптимизация технологических процессов производства строительных материалов: Учеб. пособие / П. А. Трубаев. – Белгород, 1999. – 178 с.
18. **Бахвалов Н. С.** Численные методы / Н. С. Бахвалов, Н. П. Жидков, Г. М. Кобельков. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Бинوم, 2003. – 632 с.
19. **Самарский А. А.** Математическое моделирование / А. А. Самарский, А. П. Михайлов. – М.: Наука, 1997. – 320 с.
20. **Кольцова Э. М.** Методы синергетики в химии и химической технологии / Э. М. Кольцова, Л. С. Гордеев. – М.: Химия, 1999. – 256 с.
21. **Самарский А. А.** Математическое моделирование – новая методология научных исследований / А. А. Самарский, Б. П. Герасимов, В. И. Мажукин. – М.: Изд-во МЭИ, 1990. – 32 с.
22. **Беседин П. В.** Расчет и оптимизация цементных сырьевых смесей / П. В. Беседин, П. А. Трубаев, В. М. Коновалов // Цемент и его применение. – 2001. – № 5. – С. 18–22.
23. **Воробьев Х. С.** Теплотехнические расчеты цементных печей и аппаратов / Х. С. Воробьев, Д. Я. Мазуров. – М.: Высш. шк., 1962. – 352 с.
24. **Дешко Ю. И.** Наладка и теплотехнические испытания вращающихся печей на цементных заводах / Ю. И. Дешко, М. Б. Креймер, Т. А. Огаркова. – М.: Стройиздат, 1962. – 244 с.
25. **Kurt E. Peray** Cement Manufacturer's Handbook / Kurt E. Peray. – N. Y.: Chemical Published Co., Inc. – 1979.
26. **Классен В. К.** Обжиг цементного клинкера / В. К. Классен. – Красноярск: Стройиздат, 1994. – 323 с.
27. **Бабушкин В. И.** Термодинамика силикатов / В. И. Бабушкин, Г. М. Матвеев, О. П. Мчедлов-Петросян. – М.: Стройиздат, 1986. – 408 с.
28. **Шеин В. И.** Термодинамическая модель синтеза портландцементного клинкера / В. И. Шеин, К. Будегдег, Т. Ю. Щетинина // Цемент. – 2001. – № 6. – С. 20–24.
29. **Шеин В. И.** Теплозатраты на образование портландцементного клинкера из природных минеральных смесей / В. И. Шеин // Цемент. – 1995. – № 4. – С. 24–28.

30. **Лугинина И. Г.** Изменения химического и фазового состава материала при обжиге в печах 5x185 м // И. Г. Лугинина, С. В. Шурупова // Цемент. – 1995. – № 3. – С. 22–23.
31. **Щеткина Т. Ю.** Исследование клинкерообразования в печи размером 5x185 м с помощью ИК-спектроскопии / Т. Ю. Щеткина, В. С. Мелентьева, Г. П. Лавренко // Цемент. – 1988. – № 1. – С. 8–9.
32. **Бутт Ю. М.** Химическая технология вяжущих материалов / Ю. М. Бутт, М. М. Сычев, В. В. Тимашев. – М.: Высш. шк, 1980. – 472 с.
33. **Дуда В.** Цемент: Пер. с нем. / В. Дуда. – М.: Стройиздат, 1981. – 270 с.
34. **Файге Ф.** Возможности экономии энергии при производстве цемента / Ф. Файге // Цемент и его применение. – 1997. – № 5–6. – С. 16–24.
35. **Михайлов-Вагнер А.** Современные энергосберегающие технологии и возможность их применения в цементной промышленности России / А. Михайлов-Вагнер // Цемент и его применение. – 1997. – № 4. – С. 9–14.
36. **Вальберг Г. С.** Интенсификация производства цемента / Г. С. Вальберг, И. К. Гринер, В. Я. Мефодовский. – М.: Стройиздат, 1971. – 145 с.
37. **Eigen H.** Untersuchung der beiden Warmesysteme des Drehofens für Portlandzement / H. Eigen // Tonindustrie-Zeitung. – 1953. – В. 77, № 1/2. – S. 2–8.
38. **Eigen H.** // Tonindustrie-Zeitung. – 1959. – № 19 – S. 474–476.
39. **Scheuer A.** Possible ways of saving energy in cement production / A. Scheuer, H.-G. Eilerbrock // ZKG International. – 1992 (45). – № 7. – P. 175–182.
40. **Scheuer A.** Possibilities and Limitations for Energy Savings in the Cement Industry / A. Scheuer // Proceedings from European Seminar on Improved Technologies for the rational Use of Energy in the Cement Industry. – Berlin, 1992 (45). – P.45-52.
41. **Scheuer A.** Möglichkeiten der Energieeinsparung bei der Zementherstellung // A. Scheuer, H.-G. Eilerbrock // Zement-Kalk-Gips. – 1992 (45). – № 5. – S. 222–230.
42. **Sprung S.** Umweltentlastung durch Verwertung von Sekundärrohstoffen / S. Sprung // ZKG International. – 1992 (45). – № 5. – S. 213–221.
43. **Liebl R.** Nutzen und Grenzen beim Einsatz von Sekundärstoffen / R. Liebl, W. Gerger // ZKG International. – 1993 (46). – № 10. – S. 632–638.
44. **Feige F.** Ausrüstungen für die Modernisierung der Brenn- und Mahlprozesse bei der Zementherstellung / F. Feige // Zement-Kalk-Gips. – 1989 (42). – № 12. – S. 593–598.
45. **Файге Ф.** Цементная промышленность сегодняшнего и завтрашнего дня / Ф. Файге // Цемент и его применение. – 1999. – № 3. – С. 7–11.

46. **Wedel K.** Pendelrostkuhler mit horizontaler Anstromung des Klinkers / K. Wedel // Zement-Kalk-Gips. – 1992 (45). – № 4. – S. 171–176.
47. **Михайлов-Вагнер А.** Влияние горелочного устройства на технико-экономические показатели вращающихся печей / А. Михайлов-Вагнер // Цемент. – 1999. – № 2. – С. 15–19.
48. **Саломатов В. В.** Тепломассоперенос как фундаментальная основа энергосберегающих технологий металлургического комплекса / В. В. Саломатов // Труды V Минского Международного форума по тепломассообмену. – Минск: ГНУ "НТМО им. А. В. Лыкова", НАНБ, 2004.
49. **Кузнецов В. А.** Математическое моделирование горения и энергосбережение в стекловаренной печи / В. А. Кузнецов, А. И. Шуляковская // Современные проблемы строительного материаловедения: Материалы VII академических чтений РААСН. – Белгород, 2001. – Ч. 1.
50. **Малышев А. П.** Механические и теплофизические свойства сырья / А. П. Малышев // Цемент. – 1968. – № 2. – С. 5–7.
51. Справочник по производству цемента / Под ред. И. И. Холина. – М.: Стройиздат, 1963. – 851 с.
52. **Gygi H.** Warmetechnische Untersuchungen des Drehofen zur Herzstellung von Portlandzementklinker / H. Gygi. – 1937. – 29 s.
53. **Кутателадзе С. С.** Справочник по теплопередаче / С. С. Кутателадзе, В. М. Боришанский. – М.: Госэнергоиздат, 1959. – 415 с.
54. **Кутателадзе С. С.** Теплопередача и гидродинамическое сопротивление: Справочное пособие / С. С. Кутателадзе. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 367 с.
55. **Gardek H.** Berechnung des Wandwärmeverlustes von drehofen und muhlen. Teil 2. / H. Gardek, H. Ludwig // ZKG. – 1985. – № 3. – P. 144–149.
56. **Folliot A.** La transmission de Chaleur dans le four rotatif a Ciment / A. Folliot // Revue des metieriaux de constructuion. – 1954. – № 469–471; 1955. – № 472–475.
57. **Блох А. Г.** Теплообмен излучением: Справочник / А. Г. Блох, Ю. А. Журавлев, А. Н. Рыжков. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 432 с.
58. Энергетическое топливо СССР: Справочник. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 184 с.
59. **Казанцев Е. И.** Промышленные печи: Справочное руководство для расчетов и проектирования / Е. И. Казанцев. – М.: Металлургия, 1964. – 452 с.
60. **Равич М. Б.** Упрощение методики теплотехнических расчетов / М. Б. Равич. – М.: Наука, 1964.

61. **Трембовля В. И.** Теплотехнические испытания котельных установок / В. И. Трембовля, Е. Д. Фигнер, А. А. Авдеева. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 416 с.
62. **Вальберг Г. С.** Новые методы теплового расчета и испытания вращающихся печей / Г. С. Вальберг, А. А. Глозман, М. Я. Швыдкий. – М.: Стройиздат, 1973. – 112 с.
63. **Ходоров Е. И.** Печи цементной промышленности / Е. И. Ходоров. – М.: Промстройиздат, 1950. – Ч. I. – 421 с.
64. Комбинированный способ производства цемента на Себряковском цементном заводе / Н. А. Иванова, Л. Г. Бернштейн, А. С. Михин, Н. А. Безродный // Цемент и его применение. – 1995. – № 3. – С. 35–38.
65. **Классен В. К.** Особенности комбинированного способа производства цемента на АО «Себряковцемент» / В. К. Классен, С. А. Перескок, В. М. Коновалов // Тезисы докл. Междунар. конф. – Белгород, 1995. – Часть 1. – С. 48–49.
66. Расчет теплового эффекта клинкерообразования / А. П. Белов, В. В. Волгин, Н. Е. Серeda, В. В. Усенко // Теоретическое и экспериментальное исследование новых методов производства клинкера и цемента: Тр. НИИЦемента. – М., 1976. – Вып. 19. – С. 23–27.
67. Регрессионная модель теплового эффекта процесса клинкерообразования / А. П. Белов, В. В. Волгин, Н. Е. Серeda, В. В. Усенко // Теоретическое и экспериментальное исследование новых методов производства клинкера и цемента: Тр. НИИЦемента. – М., 1976. – Вып. 19. – С. 27–33.
68. **Ткач Л. И.** Влияние технологических факторов на содержание вредных оксидов в отходящих газах / Л. И. Ткач // Цемент. – 1991. – № 7, 8. – С. 58–68.
69. **Кузнецов В. А.** Определение коэффициентов поглощения углекислого газа и водяного пара / В. А. Кузнецов, П. А. Трубаев // Физикохимия композиционных строительных материалов: Сб. науч. тр. – Белгород: Изд-во БТИСМ, 1989. – С.20–24.
70. **Соколинская М. А.** Разработка метода контроля и способа восстановления обмазки в зоне спекания цементных вращающихся печей: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / М. А. Соколинская. – М., 1983. – 24 с.
71. Выбор конструкции цепных завес вращающихся печей / А. Б. Златковский, Л. Л. Польский, В. М. Копелович, А. И. Здоров // Цемент и его применение. – 1999. – № 2. – С. 24–27.
72. **Кузнецов В. А.** Методы математического моделирования тепловых процессов: Учебное пособие / В. А. Кузнецов. – Белгород: Изд-во БелГТАСМ. – 1998. – 104 с.

73. **Кузнецов В. А.** Математическое моделирование тепловой работы цементной вращающейся печи: Учебное пособие / В. А. Кузнецов. – Белгород: Изд-во БелГТАСМ. – 1994. – 80 с.
74. **Михайлов-Вагнер А.** Конструктивное развитие газовых горелок для вращающихся печей / А. Михайлов-Вагнер // Цемент и его применение. – 1997. – № 6. – С. 7–11.
75. **Ледерер Х.** Горелка нового поколения для вращающихся печей / Х. Ледерер // Цемент и его применение. – 1997. – № 3. – С. 7–11.
76. **Михайлов-Вагнер А.** Результаты обследования работы печи с новой горелкой фирмы UNITHERM-Семсон на Ивано-Франковском цементно-шиферном комбинате / А. Михайлов-Вагнер // Цемент и его применение. – 1998. – № 2. – С. 28–29.
77. Радиационный перенос в высокотемпературных газах: Справочник / И. Ф. Головнев, В. П. Замураев, С. С. Кальценсон. – М.: Энергоатомиздат, 1984. – 256 с.
78. **Трубаев П. А.** Тепловые расчеты процессов последовательного преобразования материалов // П. А. Трубаев. – Изв. вузов. Строительство. – 2004. – № 7.
79. **Аэров М. Э.** Аппараты со стационарным зернистым слоем: Гидравлические и тепловые основы работы / М. Э. Аэров, О. М. Тодес, Д. А. Наринский. – Л.: Химия, 1979. – 176 с.
80. Справочник по теплообменникам. Т. 1: Пер. с англ.; Под ред. Б. С. Петухова, В. К. Шикова. – М.: Энергоатомиздат, 1987. – 560 с.
81. **Stanek V.** // AIChE, 1974. – V. 20. – P.974.
82. **Stanek V.** // Canad. J. Chem. Eng. – 1972. – V. 50. – P.9; 1973. – V. 51. – P. 22.
83. **Аэров М. Э.** Гидравлика и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем / М. Э. Аэров, О. М. Тодес. – Л.: Химия, 1968.
84. **Forheimer P.** // Z. VDI. – 1901. – Bd. 45. – S. 1781.
85. **Ergun S.** Fluid flow through randomly packed columns and fluidized beds / S. Ergun, A. Orning // Ing. Eng. Chem. – 1949. – Vol. 41. – P. 179.
86. **Schneebeli G.** // La Houille Blanche. – 1955. – V. 10. – P. 141.
87. **Carman P.** Flow of gases through porous media / P. Carman. – London: Acad. Press, 1956.
88. **Wyllie M.** // Ind. Eng. Chem. – 1955. – V. 47. – P. 1379.
89. **Коллеров Д. К.** // Хим. пром-сть. – 1959. – № 2. – С. 163.

90. **McDonald I.** Flow through porous media – the ergun equation revised / McI. Donald, M. Sayed, K. Now, F. Dullen // *Ing. Eng. Chem. Fund.* – 1979. – Vol. 18. – P. 198.
91. Печи и сушила силикатной промышленности / Д. Б. Гинзбург, С. Н. Деликшикин, Е. И. Ходоров, А. Ф. Чижский. – М.: Госстройиздат, 1956. – 456 с.
92. **Гольдштик М. А.** Процессы переноса в зернистом слое / М. А. Гольдштик. – Новосибирск, Институт теплофизики СО АН СССР, 1984.
93. **Бернштейн Р. С.** Обобщенный метод расчета аэродинамических сопротивлений загруженных сечений / Р. С. Бернштейн, В. В. Померанцев, С. Л. Шагалова // Сб. «Вопросы аэродинамики и теплопередачи в котельнотопочных процессах». – М.: Госэнергоиздат, 1958.
94. **Anselm W.** Brenntechnik mit Sauerstoff Schriftenreihe Steine und Ergun / W. Anselm, A. Koch – Berlin. – 1944. – Band 7.
95. **Боришанский В. М.** // Вопросы аэродинамики и теплопередачи в котельнотопочных процессах: Сб. науч. тр / В. М. Боришанский. – М.: Госэнергоиздат, 1958.
96. **Перегудов В. Н.** Теплотехника и теплотехническое оборудование / В. Н. Перегудов. – М.: Стройиздат, 1990. – 336 с.
97. **Ranz W.** Friction and transfer coefficients for single partickes and packed beds / W. Ranz // *Chem. Eng. prog.* – 1965. – Vol. 45. – P. 247–253.
98. **Gnielinski V.** Equations for the calculations of heat and mass transfer during flow through stationary spherical packings at hoderate and high Pecle numbers / V. Gnielinski // *Int. Chem. Eng.* – 1981. – Vol. 21. – P. 378–383.
99. **Тимофеев В. Н.** // Изв. ВТИ. – 1949. – № 2.
100. **Федоров М. И.** Современные проблемы сушильной техники / М. И. Федоров. – Госэнергоиздат, 1941. – Вып. 2.
101. **Федоров М. И.** // Изв. ВТИ. – 1947. – № 2.
102. **Чуханова З. Ф.** // Изв. АН СССР. Отд-ние техн. наук. – 1945. – № 7–8.
103. **Бернштейн Р. С.** // Исследование горения натурального топлива: Сб. тр.; Под ред. Г. Ф. Кнорре / Р. С. Бернштнейн. – М.: Госэнергоиздат, 1948.
104. **Китаев Б. И.** Теплообмен в шахтных печах / Б. И. Китаев, Ю. Г. Ярошенко, В. Д. Сучков. – М.: Metallurgizdat, 1957.
105. **Мазуров Д. Я.** Теплотехническое оборудование заводов вяжущих материалов / Д. Я. Мазуров. – 2-е изд.. – М.: Стройиздат, 1982. – 288 с.
106. **Traustell S.** Warm und Stoffubergang in Kugelschuttengen / S. Traustell // *Feuerungstech.* – 1941. – № 6. – S. 129–131.

107. **Kunil D.** Particle-to-fluid heat and mass transfer in packed beds of fine particles / D. Kunil, M. Suzuki // *Int. J. Heat Mass Transfers.* – 1967. – Vol. 10. – P. 845–852.
108. **Martin H.** Low Pecle number particle-to-fluid heat and mass transfer in packed beds / H. Martin // *Chem. Eng. Sci.* – 1978. – Vol. 33. – P. 913–919.
109. **Жаворонков Н. М.** // *ЖФХ.* – 1949. – Т. 23. – С. 342.
110. **Leva M.** // *Chem. Eng.* – 1947. – V. 43 – P. 713.
111. **Leva M.** // *Chem. Eng.* – 1957. – V. 64, № 9. – P. 245.
112. **Патанкар С.** Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкостей / С. Патанкар. – М.: Энергоатомиздат, 1984. – 152 с.
113. Математическое моделирование охлаждения клинкера в колосниковом холодильнике / С. А. Перескок, П. А. Трубаев, В. К. Классен и др. // *Компьютерное моделирование: Сб. науч. тр.* – Белгород, 1998. – С. 330–336.
114. **Ковердяев О. Н.** Особенности моделирования процесса теплообмена в клинкерном слое колосникового холодильника / О. Н. Ковердяев, П. А. Трубаев, С. А. Перескок // Тез. докл. конф. МКХТ-98. – М.: РХТУ им. Д. И. Менделеева, 1998. – Часть 5.
115. **Трубаев П. А.** Модель процесса теплопроводности в многокомпонентных сырьевых смесях и системах технологии строительных материалов / П. А. Трубаев, П. В. Беседин // *Изв/ вузов. Строительство.* – 2002. – № 11. – С. 40–45.
116. **Матвеев М. А.** Расчеты по химии и технологии стекла: Справочное пособие / М. А. Матвеев, Г. М. Матвеев, Б. Н. Френкель. – М.: Стройиздат. – 1972. – 239 с.
117. Практические рекомендации по оптимизации режима работы колосникового холодильника вращающейся цементной печи / Разработаны под рук. В. К. Классена. – Белгород: Изд-во БТИСМ, 1994. – 13 с.
118. **Фрайман Л. С.** Обжиг и охлаждение цементного клинкера / Л. С. Фрайман, Ю. С. Шлионский; Науч. ред. Ю. В. Никифоров. – М., 1996. – 149 с.
119. **Аракелов В. Е.** Методические вопросы экономии энергоресурсов / В. Е. Аракелов, А. И. Кремер. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 192 с.
120. **Рябин В. А.** Термодинамические свойства веществ: Справочник / В. А. Рябин, М. А. Остроумов, Т. Ф. Свит. – М.: Химия, 1977. – 392 с.
121. **Карапетьянц М. Х.** Химическая термодинамика / М. Х. Карапетьянц. – М.: Химия, 1975. – 584 с.
122. **Wagmanetal D. D.** Selected values of chemical thermodynamic properties: tables for then first thirty-four elements in the standart order of

arrangement / D. D. Wagmanetal // Institute for Basic Standart, National Bureau of Standarts. Technicalnote 270–6. – Washington: Dept. of Commerce, National Bureau of Standards, 1968. – Reprinted 1975.

123. **Мчедлов-Петросян О. П.** Термохимия и термодинамика при получении и использовании цемента / О. П. Мчедлов-Петросян // Цемент. – 1974. – № 9. – С. 17–19.

124. **Чернобаев Д. А.** Теплообразование цементного клинкера / Д. А. Чернобаев. – Изв. Киевского политехнического института, 1913.

125. Эксергетические расчеты технических систем / Б. М. Бродянский, Г. П. Верховнер, Я. Я. Карчев и др. – Киев: Наукова думка, 1991. – 360 с.

126. **Шаргут Я.** Эксергия / Я. Шаргут, П. Петела. – М.: Энергия, 1968. – 278 с.

127. **Kameyama H.** // Applied energy. – 1982. – V. II, № 1. – P. 69–83.

128. **Klassen V.** Zum theoretischen Wärmebedarf des Zementbrennans / V. Klassen // 13 Inter. Baustofftagung Deutschland. – 1987. – V. 2.

129. **Сычев М. М.** Технологические свойства сырьевых цементных шихт / М. М. Сычев. – Л.: Госстройиздат, 1962. – 136 с.

130. Новое направление в повышении энергетической эффективности цементного производства / М. А. Вердиян, В. Б. Хлусов, О. Е. Адаменко, В. Н. Третьяков // Цемент. – 1994. – № 5/6. – С. 27–29.

131. **Ахназарова С. Л.** Методы оптимизации эксперимента в химической технологии / С. Л. Ахназарова, В. В. Кафаров. – М.: Высш. шк., 1985. – 327 с.

132. **Тейлор Х.** Химия цемента: Пер. с англ. / Х. Тейлор. – М.: Мир, 1996. – 560 с.

133. **Zur Strassen H.** Der Theoretische Wirmebedarf des Zementbrandes / H. Zur Strassen // ZKG. – 1957. – № 1. – P. 10.

134. Состав, теплота образования и гидравлическая активность низкоосновных клинкеров / Л. Г. Судакас, А. Ф. Крапля, М. В. Коугия и др. // Цемент. – 1984. – № 3. – С. 14–16.

135. Новые принципы организации процессов приготовления и обжига комбинированной сырьевой смеси / М. А. Вердиян, В. Б. Хлусов, О. Е. Адаменко, В. Н. Третьяков // Цемент. – 1995. – № 2. – С. 20–23.

136. Эксергетический анализ при снижении энергозатрат в производстве цемента / М. А. Вердиян, Д. А. Бобров, О. Е. Адаменко и др. // Цемент. – 1995. – № 5, 6. – С. 35–44.

137. **Бродянский В. М.** Эксергетический метод и его применение / В. М. Бродянский, В. Фратшер, К. Михалек. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 288 с.

138. **Сажин Б. С.** Эксергетические методы в химической технологии / Б. С. Сажин, А. П. Булеков. – М.: Химия, 1992. – 208 с.
139. **Гохштейн Д. П.** Современные методы термодинамического анализа энергетических установок / Д. П. Гохштейн. – М.: Энергия, 1969. – 368 с.
140. **Кафаров В. В.** Принципы создания безотходных химических производств / В. В. Кафаров. – М.: Химия, 1982. – 288 с.
141. **Бродянский В. М.** Эксергетический метод термодинамического анализа / В. М. Бродянский. – М.: Энергия, 1973. – 296 с.
142. **Szargut J.** Bilans eksergetyczny procesow hutniczych / J. Szargut // Archiwum Hutnictwa, 6. – 1961. – № 1. – S. 23–60.
143. **Бессмертных А. В.** Эксергетический анализ обжиговых систем цементного производства / А. В. Бессмертных, О. Е. Адаменко, М. А. Вердиян // Тр. НИИЦемент. – М., 1976. – Вып. 95. – С. 69–75.
144. **Бессмертных А. В.** Термодинамический анализ и расчет систем декарбонизации в технологии цемента: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / А. В. Бессмертных. – М., 1993. – 18 с.
145. Эксергетический анализ процессов химической технологии (на примере технологии цемента) / М. А. Вердиян, Д. А. Бобров, А. М. Вердиян и др. – М.: РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2004. – 92 с.
146. **Абрамсон И. Г.** Об эксергетическом подходе к ресурсосбережению / Абрамсон В. И. // Цемент, 1995. – № 1. – С. 36.
147. Теплопроводность твердых тел: Справочник / Под ред. А. С. Охотина. – М.: Энергоатомиздат, 1984. – 320 с.
148. Разработка методов контроля и моделирующего алгоритма управления процессом обжига клинкера: Отчет о НИР № 10/86 / Белгор. технол. ин-т. строит. материалов; Рук. П. В. Беседин. – № ГР 01860056815. – Белгород, 1989.
149. **Кондратьев В. Н.** Кинетика и механизм газофазных реакций / В. Н. Кондратьев, Е. Е. Никитин – М.: Наука, 1994. – 558 с.
150. **Рейнольдс А. Д.** Турбулентные течения в инженерных приложениях / А. Д. Рейнольдс. – М.: Энергия, 1979. – 408 с.
151. **Зельдович Я. Б.** Элементы математической физики / Я. Б. Зельдович, А. Д. Мышкис. – М.: Наука, 1973. – 351 с.
152. **Бояринов А. И.** Методы оптимизации в химической технологии / А. И. Бояринов, В. В. Кафаров. – М.: Химия, 1975. – 576 с.
153. **Гордеев Л. С.** Оптимизация процессов химической технологии / Л. С. Гордеев, В. В. Кафаров, А. И. Бояринов. – М.: МХТИ, 1972. – 257 с.

154. **Беседин П. В.** Проектирование портландцементных сырьевых смесей: Учеб. пособие / П. В. Беседин, П. А. Трубаев. – Белгород, 1994. – 126 с.
155. **Беседин П. В.** Интенсификация процессов и технологии получения клинкера на основе принципов системного анализа: Автореф. дис. ... д-р техн. наук / П. В. Беседин. – М., 1988. – 32 с.
156. **Овчаренко А. Я.** Защита воздушной среды и экономика цементного производства / А. Я. Овчаренко // Цемент. – 1976. – № 6. – С. 1–2.
157. **Крэйн М.** Введение в регенеративный анализ моделей / М. Крэйн, О. Лемуан. – М.: Наука, 1982.
158. Рентгенометрический определитель минералов. – М.: Госгеолтехиздат, 1957. – 867 с.
159. **Коновалов П. Ф.** Атлас микроструктур цементных клинкеров, огнеупоров и шлаков / П. Ф. Коновалов, Б. В. Волконский, А. П. Хагиговская. – Л.; М.: Госстройиздат, 1962. – 208 с.
160. **Раев А. Г.** Контроль состояния зоны спекания вращающейся цементнообжигательной печи: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / А. Г. Раев. – М., 1972.
161. **Гельфанд Я. Е.** Управление цементным производством с использованием вычислительной техники / Я. Е. Гельфанд. – Л.: Стройиздат, 1973. – 178 с.
162. А. с. 625098 СССР. Способ управления процессом обжига во вращающейся печи / С. Н. Вейнгер. – 1978.
163. А. с. 629432 СССР. Способ контроля режима работы вращающейся печи / А. А. Опришко. – 1978.
164. А. с. 827944 СССР. Автоматизированный комплекс для управления работы вращающейся печи / В. П. Живоглядов. – 1979.
165. **Опришко А. А.** Синтез алгоритма управления холодильником на основе его математической модели / А. А. Опришко, Я. Е. Гельфанд, А. Г. Григорьев // Цемент. – 1981. – № 5.
166. **Рывин В. Д.** Оптимизация переходных процессов при обжиге клинкера во вращающихся печах: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / В. Д. Рывин. – М., 1971.
167. А. с. 771453 СССР. Способ управления процессом обжига цементного клинкера во вращающейся печи / М. Л. Быховский. – 1980.
168. А. с. 563552 СССР. Способ автоматического управления процессом обжига цементного клинкера во вращающейся печи / А. Г. Бородай. – 1977.
169. А. с. 476239 СССР. Синтез автоматического регулирования процессом обжига клинкера / Р. Н. Ицелев. – 1975.

170. А. с. 586141 СССР. Способ автоматического управления процессом обжига сырьевой смеси во вращающейся печи / Я. Е. Гельфанд. – 1977.
171. **Крапля А. Ф.** Оптимизация обжига клинкера с использованием данных о его микроструктуре / А. Ф. Крапля. // Цемент. – 1981. – № 5.
172. **Дмитриев А. М.** Возможности снижения расхода топлива при мокром способе производства цемента / А. М. Дмитриев, И. А. Фридман // Цемент. – 1980. – № 8. – С. 6–8.
173. **Авраменко О. И.** Оценка точности определения удельного расхода тепла / О. И. Авраменко. // Цемент. – 1980. – № 8. – С. 11–12.
174. Автоматизация управления цементным производством / В. В. Кафаров, В. И. Сатарин, В. Б. Шифрин, Н. Ф. Дрепин. – Киев: Будивельник, 1982. – 120 с.
175. **Калинин А. Н.** Управление процессом обжига с применением УВМ / А. Н. Калинин. // Цемент. – 1980. – № 1 – С. 16–18.
176. **Бернштейн Л. Г.** Оптимизация процесса обжига во вращающихся печах / Л. Г. Бернштейн, Е. С. Кичкина, А. В. Лоцинская // Тр. НИИЦемент. – М., 1976. – Вып. 35. – С. 37–43.
177. **Энмаа Т. Э.** Оптимизация технологических процессов цементного производства на основе статистических исследований: Автореф. дис. ... канд. техн. наук / Т. Э. Энмаа. – Л.: ЛТИ, 1971. – С. 7.
178. **Лоцинская А. В.** Управление процессом обжига клинкера с использованием средств вычислительной техники / А. В. Лоцинская. // Сб. ст. – Л.: Стройиздат. Ленингр. отд-ние, 1973. – С. 98–105.
179. **Юдин М. Э.** Количественная оценка качества управления печами и мельницами / М. Э. Юдин, З. Б. Энтин // Цемент. – 1979. – № 5. – С. 15–112.
180. **Классен В. К.** Уменьшение теплотерь в горячей части печи эффективно снижает расход топлива / В. К. Классен // Цемент. – 1978. – С. 18–19.
181. **Классен В. К.** О некоторых теплотехнических закономерностях, проявляющихся при обжиге клинкера во вращающихся печах / В. К. Классен // Химическая технология строительных материалов. – М., 1980. – С. 25–41.
182. **Классен В. К.** Оптимизация сжигания топлива во вращающихся печах / В. К. Классен // Цемент. – 1981. – № 9. – С. 6–8.
183. **Классен В. К.** Расчет некоторых теплофизических свойств газового потока во вращающихся печах / В. К. Классен // Цемент. – 1981. – № 6 – С. 4–5.
184. **Классен В. К.** К вопросу клинкерного пыления во вращающихся печах / В. К. Классен // Способы повышения эффективности работы цементных вращающихся печей. – М., 1981. – С. 117–138.

185. **Классен В. К.** Влияние различных факторов на расход тепла при обжиге клинкера / В. К. Классен // Цемент. – 1980. – № 8. – С. 8–11.

186. Влияние технологических параметров процесса обжига клинкера на скорость движения материала во вращающейся печи / П. В. Беседин, В. К. Классен, А. И. Литвинов и др. // Цемент. – 1978. – № 10. – С. 21–23.

187. Изучение движения материала в 185-метровых вращающихся печах при обжиге портландцементного клинкера / В. К. Классен, П. В. Беседин., В. М. Коновалов и др. // Обзор. информ. ВНИИЭСМ: Промышль строит. материалов. Сер. 18. Цементная и асбестоцементная промышленность. – М.: ВНИИЭСМ, 1978. – Вып. 8. – С.7–11.

188. А. с. 883631 СССР, МКл³ F27 В7/22. Способ регулирования толщины обмазки на футеровке в зоне спекания вращающейся печи / В. К. Классен, П. В. Беседин, А. Н. Классен и др.; Белг. техн. инст. строит. мат. // Открытия. Изобретения. – 1981. – № 43..

189. **Классен В. К.** Оптимизация режима работы печи с использованием теплового излучения корпуса печи / В. К. Классен, В. Ф. Хрущев, П. В. Беседин // Тез. докл. Всесоюз. совещ. по химии и технологии цемента. – М., 1982.

190. А. с. 1043459 СССР, МКН¹ F27D 19/00. Способ автоматического управления процессом обжига клинкера во вращающейся печи / В. К. Классен, П. В. Беседин, Н. И. Храпов; Белгор. технол. ин-т строит. материалов // Открытия. Изобретения. – 1983. – № 35.

191. А. с. 1211575 СССР, МКН¹ F27D 19/00, С 04 В 7/44. Способ автоматического управления процессом обжига клинкера во вращающейся печи / В. К. Классен, П. В. Беседин, А. Н. Классен и др.; Белгор. технол. ин-т строит. материалов // Открытия. Изобретения. – 1986. – № 6.

192. А. с. 685644 СССР МКЛ² С04 В 7/44, F 27 D 19/00. Способ управления процессом обжига во вращающейся печи / П. В. Беседин, В. С. Филонич, Д. Ф. Вырков и др.; Белгор. технол. ин-т строит. материалов // Открытия. Изобретения. – 1979. – № 34.

193. Термические константы веществ. Вып. 5. / Под ред. В. П. Глушко, В. А. Медведева, Г. А. Бергмана и др. М.: Изд. ВИНТИ АН СССР, 1971. – 532 с.

194. **Бабушкин В. И.** Термодинамика силикатов / В. И. Бабушкин, Г. М. Матвеев, О. П. Мчедлов-Петросян; Под ред. О. П. Мчедлова-Петросяна. – 3-е изд. – М.: Стройиздат, 1972. – 352 с.

195. **Shearer J. A.** // Journal Inorganic and Nuclear Chem. – 1973, – V. 35, № 4. – P. 1073–1078.

196. **Будников П. П.** // ДАН СССР. – 1960. – Т. 134, № 2.

197. **Mtschedlow-Petrossian O. P.** // Silikattechnik. – 1958. – № 5. – P. 9.
198. CODATA // Z. Chem. – 1973. – Bd. 13, № 12. – S. 463–465; CODATA recommended key values for thermodynamics 1973 // J. Chem. Thermodyn. – 1975. – V. 7, № 1. – P. 1–3.
199. Термические константы веществ. Вып. 4. / Под ред. В. П. Глушко, В. А. Медведева, Г. А. Бергмана и др. – М.: Изд. ВИНТИ АН СССР. – Ч. 1. – 1970. – 510 с.; Ч. 2. – 1971. – 432 с.
200. **Stall D. R.** JANAF Thermochemical Tables / D. R. Stall, H. Prophet. – 2nd ed. – U. S. Dep. Commer. Nat. Bur. Stand., 1971. – 1141 p.
201. **Rossini F. D.** Selected values chemical thermodynamic / Circular of the national bureau of standards 500. – Washington, 1952.
202. **Латимер В. М.** Окислительные состояния элементов и их потенциалы в водных растворах. – М.: Иностран. лит., 1954.
203. **Parker V. B.** Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties / V. B. Parker, D. D. Wagman, W. H. Evans // Nat. Bur. Stand., Technical Note 270-6. – Washington, 1971. – 108 p.
204. **Kelley K.** High Temperature, Heat Content, Heat Capacity and Entropy Data for the Elements and Inorganic Compounds // U. S. Bureau of Mines, Bulletin 584. – Washington, 1960. – 232 p.
205. **King E.** // Phys. Chem. – 1955. – № 59. – P. 218.
206. **Bonnikson K. R.** // J. Phys. Chem. – 1955. – № 59. – P. 220.
207. **King E.** // J. Amer. Chem. Soc. – 1957. – № 79. – P. 5437.
208. **Kelley K.** // U. S. Bur. Mines Bull. – 1949. – № 476.
209. **Todd S. S.** // J. Amer. Chem. Soc., 1951. – № 73. – P. 3277.
210. **Barin L.** Thermochemical Properties of Inorganic Substances / L. Barin, O. Knacke. – Berlin, 1932. – 921 p.
211. Термические константы веществ / Под ред. А. П. Глушко, В. А. Медведева, Г. А. Бергмана и др. – М.: Изд. ВИНТИ АН СССР. – Вып. 6. – Ч. 1. – 1972. – 370 с.; Ч. 2. – 1973. – 466 с.; Вып. 7. – Ч. 1. – 344 с.; – Ч. 2. – 1974. – 428 с.
212. **Kubaschewski O.** Metallurgical Thermochemistry / O. Kubaschewski, E. Evans, C. Alcock – 4th Ed. – London: Pergamon Press, 1967. – 495 p.
213. **Карпетьянц М. Х.** Химическая термодинамика. – М.: Госхимиздат, 1953.
214. **Наумов Г. Б.** Справочник термодинамических величин / Г. Б. Наумов, Б. Н. Рыженко, И. Л. Ходаковский; Под ред. А. И. Тугаринова. – М.: Атомиздат, 1971. – 240 с.

215. **Матвеев М. А.** Исследования в области химии силикатов и окислов / М. А. Матвеев, Б. Н. Френкель, Г. М. Матвеев. – М.: Наука, 1965.

216. **Киреев В. А.** Методы практических расчетов в термодинамике химических реакций. – 2-е изд. – М.: «Химия», 1975. – 535 с.

217. Термические константы веществ. Вып. 3. / Под ред. В. П. Глушко, В. А. Медведева, Г. А. Бергмана и др. – М.: Изд. ВИНТИ АН СССР, 1968. – 223 с.

218. Термодинамические свойства индивидуальных веществ. Т. 2. / Л. В. Гурвич, Г. А. Хачкурузов, В. А. Медведев и др.; Под ред. В. П. Глушко, Л. В. Гурвича, Г. А. Хачкурузова и др. – 2-е изд. – М.: Изд. АН СССР, 1962. – 916 с.

219. **Будников П. П.** Стеклообразные системы и материалы / П. П. Будников, Ф. Т. Кербе, Г. М. Матвеев. – Рига: Зинатне, 1967.

220. Термические константы веществ. Вып. 2. / Под ред. В. П. Глушко, В. А. Медведева, Г. А. Бергмана и др. – М.: Изд. ВИНТИ АН СССР, 1966. – 96 с.

Научное издание

Беседин Павел Васильевич

Трубаев Павел Алексеевич

**ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ ПРОЦЕССОВ
В ТЕХНОЛОГИИ ЦЕМЕНТНОГО КЛИНКЕРА**

Редактор Г. Н. Афолина

Подписано в печать 25.03.05. Формат 60×84^{1/16}. Усл. печ. л. 26,73. Уч.-изд. л. 28,75.
Заказ Тираж 150 экз. Цена договорная.

Отпечатано в ГП «Белгородская областная типография»
г. Белгород, пр. Б. Хмельницкого, 111а, тел. 26-25-63, 2005 г.

\

Исследование и оптимизация процессов в технологии цементного клинкера



В Белгородском государственном технологическом университете им. В. Г. Шухова в 2004 г. издана монография «Исследование и оптимизация процессов в технологии цементного клинкера».

В издании на основе обобщения известных работ и собственных исследований авторов рассмотрены некоторые проблемы повышения эффективности технологии цементного производства:

- регулирование реологических свойств шламовых суспензий с целью снижения влажности шлама методами физико-механического и механохимического воздействия и путем ввода пластификаторов;
- исследование движения материала и пылеобразования в промышленных печах и зависимость этих процессов от режима обжига;
- исследование и методы расчета теплопроводности цементных сырьевых смесей и клинкера с учетом их многокомпонентного состава;
- методы расчета и оптимизации многокомпонентных сырьевых смесей и систем;
- информационные средства расчета и оптимизации цементных сырьевых смесей, разработанные на основе предложенных методов;
- примеры оптимизации состава цементных сырьевых смесей с целью снижения энергозатрат на их обжиг.

Объем книги 420 с. Издание содержит 155 рисунков, 101 таблицу, библиографический список из 339 названий.

Монография рассчитана на научных и инженерно-технических работников промышленности строительных материалов, а также студентов строительного-технологического вузов.



Книга содержит следующие разделы

Часть I. Анализ и исследование процессов технологии цементного клинкера

1. Системный анализ как современная научно-методическая основа интенсификации процессов химической технологии

2. Основные особенности процессов технологии клинкера

3. Физико-химические основы регулирования реологических и седиментационных свойств шламовых суспензий

4. Анализ фазовых превращений в процессе спекания клинкера

5. Исследование движения материала и пылеобразования в промышленных вращающихся печах

Часть II. Исследование теплопроводности материалов цементной технологии

6. Теплопроводность строительных материалов и методы ее измерения

7. Модель процесса теплопроводности в многокомпонентных материалах

8. Экспериментальное определение теплопроводности клинкерных гранул методом решения обратной задачи

9. Экспериментальное определение теплопроводности материала в процессе обжига

Часть III. Методы и информационные средства расчета и оптимизации многокомпонентных смесей и систем

10. Характеристики цементных сырьевых смесей и клинкера

11. Особенности расчета и оптимизации состава цементных сырьевых смесей и клинкера

12. Формализация расчета многокомпонентных цементных сырьевых смесей

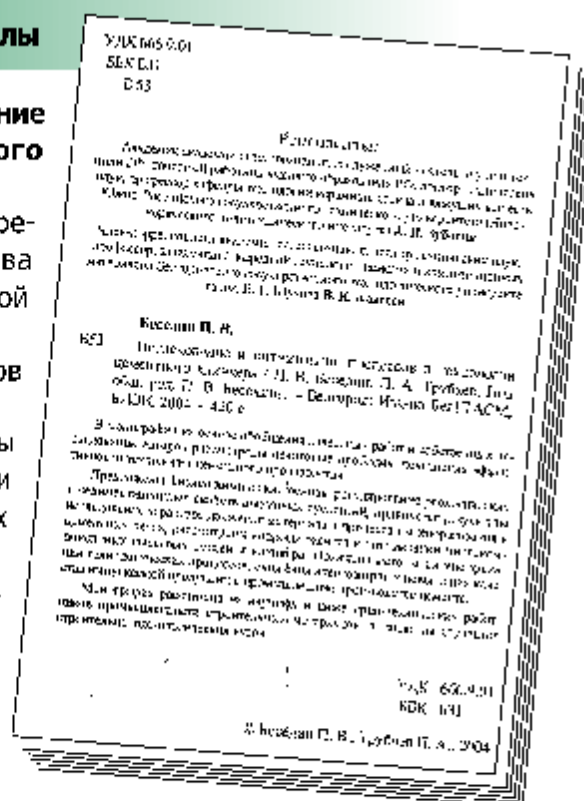
13. Оптимизация многокомпонентных смесей и систем в симплексной системе координат при наличии ограничений и снижении степени свободы

14. Математическое описание локальной области многокомпонентной системы

15. Программные средства расчета сырьевых смесей в производстве строительных материалов

16. Программа расчета и оптимизации цементных сырьевых смесей

17. Оптимизация состава сырьевых смесей с целью снижения энергозатрат на обжиг клинкера



Контактная информация:

308012, Белгород, Костоюкова, 46,
БГТУ им. В. Г. Шухова, кафедра ОХТ
тел. (0722) 25-86-18, E-mail: trubaev@mail.ru

Энергосбережение на основе контроля состава ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ В ТЕХНОЛОГИИ клинкера

Режим обжига клинкера и технология сжигания топлива определяют удельный расход топлива, стойкость футеровки, длительность работы цепных завес и теплообменных устройств, качество получаемого клинкера. Недостаточность информации о процессе обжига и особенно отсутствие контроля состава отходящих газов приводит к неэффективной работе машиниста, при которой за короткий период времени процесс обжига может выйти из оптимального состояния и перейти к аварийному режиму, для выведения из которого требуется значительное время. В конечном счете это приводит к большим материальным и экономическим потерям.

Состав отходящих газов печи является высокоинформативным показателем эффективности горения топлива и режима обжига клинкера. По содержанию O_2 в отходящих газах можно оценивать избыток воздуха, подаваемого на горение, увеличение которого приводит к перерасходу топлива. Наличие CO в газах свидетельствует о недожоге топлива. Содержание CO_2 показывает степень подготовки и изменение слоя материала в зоне декарбонизации.

Опыт внедрения кафедрой общей химической технологии БГТУ им.

В. Г. Шухова систем контроля состава отходящих газов на цементных печах Топкинского, Вольского, Щуровского и др. цементных заводов показывает, что контроль за режимом сжигания топлива приводит к снижению его расхода на 10-15 кг. усл. топл./т кл., позволяет увеличить стойкость футеровки, продолжительность работы теплообменных устройств и цепных завес,



повысить качество клинкера и производительность печей, и в целом повысить эффективность обжига клинкера.

Оснащение цементных печей газоаналитическим оборудованием предусматривает проведение большого объема работ:

- изготовление газоаналитической системы и вспомогательного оборудования;
- строительство специализированного помещения;
- изготовление и установку газозаборной системы в пыльной камере;
- проведение монтажных работ по установке газоаналитической станции, систем пробоподготовки, климатконтроля, энергообеспечения, отображения информации на пульте машиниста;
- создание системы поверки газоаналитического оборудования, применяемой в процессе его эксплуатации.

Важным этапом работы является проводимое на действующем оборудовании обучение машинистов вращающихся печей методам управления процессом обжига, правилам обслуживания газоаналитических систем. В рамках внедрения работ техническому персоналу завода читается цикл лекций на тему «Энергосбережение в технологии получения клинкера на основе внедрения газоаналитического оборудования и контроля процесса горения в цементных печах».

Большой объем работ по оснащению печей оборудованием требует три-четыре месяца непрерывной работы. А весь цикл работ на одной печи, включающий промышленные испытания, проверку надежности оборудования и ввод его в постоянную эксплуатацию длится около года.

Проводимые пусконаладочные, поверочные и тарировочные работы обеспечивают высокую надежность работы оборудования и необходимую точность измерения контролируемых параметров. Предусмотрен авторский надзор и сопровождение установленного оборудования в течение полугода после введения системы газоанализа в постоянную эксплуатацию.

Практика показала, что предлагаемый комплексный подход, включающий оснащение печей газоаналитическим оборудованием, обеспечение высокой надежности его работы, обучение технического персонала завода позволяет получить максимальную отдачу от вложенных средств, окупаемость которых составляет не более полугода.



Контактная информация:

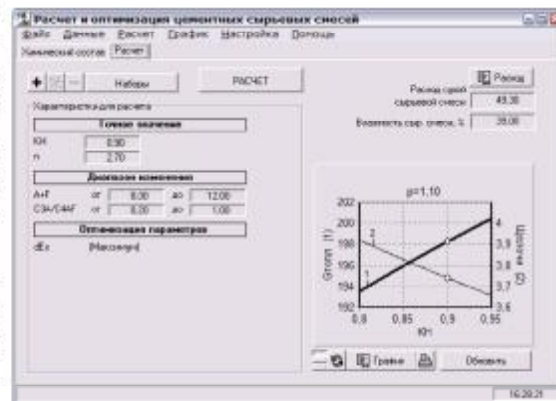
308012, Белгород, Костюкова, 46,
БГТУ им. В. Г. Шухова, кафедра ОХТ
тел. (0722) 25-86-18

Программа расчета и оптимизации цементных сырьевых смесей

Программа предназначена для расчета и оптимизации многокомпонентных сырьевых смесей цементного производства. В программе используются специально разработанные математические методы исследования и оптимизации многокомпонентных систем и смесей силикатного производства.

Программа позволяет производить расчет сырьевых смесей при получении обычных и специальных цементов, учитывать ввод в сырьевую смесь или в печь техногенных материалов.

По сравнению с существующими в стране и за рубежом программами и методами она обладает рядом новых возможностей и позволяет:



Материалы	СОДЕРЖАНИЕ КОМПОНЕНТОВ					
	Сырьевая смесь				Клинкер	
	Влажная		Сухая		т/ч	%
т/ч	%	т/ч	%			
Рассчитано:						
мел	65,07	84,16	59,87	83,72	35,78	63,90
глина	4,01	5,18	3,45	4,82	3,22	5,76
огарки	2,55	3,30	2,50	3,50	2,50	4,47
бокситы	2,11	2,74	2,11	2,96	1,80	3,21
вода (H=38,00%)	38,01	—	—	—	—	—
Задано:						
углеотход	3,58	4,62	3,58	5,00	2,69	4,81
шлак	(10,00)	—	(10,00)	—	10,00	17,86
Сумма	115,33	100,00	71,50	100,00	56,00	100,00

Ведущие в скобках в сумму не включены

- рассчитывать сырьевые смеси с любым числом компонентов, учитывать ввод в сырьевую смесь или в печь неограниченного числа добавок и присадок (компонентов с заданным расходом);

- производить расчет специальных цементов и проводить расчет по различным методикам.

- рассчитывать массовый расход сухих и влажных компонентов, объемный расход компонентов, учитывать потери сырья в карьере и унос материала из печи, точно учитывать расход техногенных продуктов;

- производить графический анализ и оптимизировать состав сырьевой смеси и клинкера по различным характеристикам, в том числе по энергоемкости получаемых смесей, эксергетическим показателям, расходу топлива на обжиг;

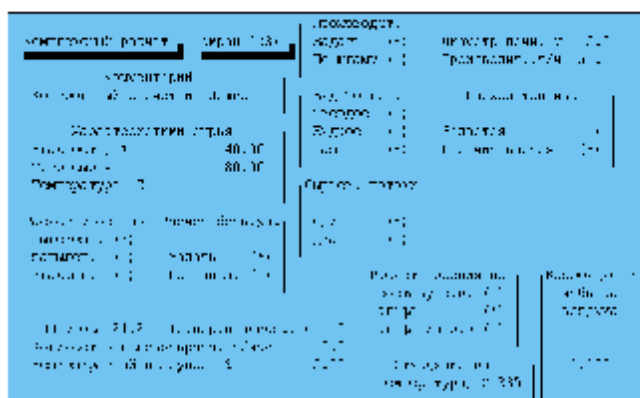
- расширять и настраивать программу для учета сырьевой базы завода, расчета новых видов клинкеров и применения новых методик расчета.



Программа теплотехнических расчетов цементных вращающихся печей

Предназначена для обработки данных теплотехнических испытаний и расчета материальных и тепловых балансов цементных вращающихся печей. Особенностью программы является высокая степень приближения к требованиям производства, использование наиболее точных и оправдавших себя методов расчета, многовариантность исходных данных, определяющая универсальность программы и отсутствие необходимости адаптации к конкретному технологическому процессу.

В программе уточнены расчеты теплового эффекта клинкерообразования, объема отходящих газов по данным газового анализа, потерь теплоты через корпус печи, теплового баланса колосникового холодильника, учтен реальный минералогический состав карбонатного и глинистого сырья.



Программа уже более шести лет эксплуатируется на ряде цементных заводов (Щуровском, Старооскольском, Себряковском, Коркинском, Теплоозерском и др.). За это время она неоднократно дополнялась по пожеланиям технологов-цементников. В настоящее время программа дорабатывается для полноценного функционирования в среде Windows, срок поставки – осень 2005 г.

Контактная информация:
E-mail: trubaev@mail.ru

ГЕОМЕТРИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ		Виды сырья		Виды топлива	
Коэффициент износостойкости	Длина корпуса, м	Вид топлива	Вид топлива	Вид топлива	Вид топлива
1.150	8.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Теплотехнический расчет					
Классификация сырья	Длина передела, м	Длина передела, м	Средняя температура, °С	Средняя температура, °С	Средняя температура, °С
1.150	8.0	8.0	1500	1500	1500
Тепловой баланс клинкерообразования					
Состав сырья	Классификация сырья	Классификация сырья	Классификация сырья	Классификация сырья	Классификация сырья
Щуровский	Щуровский	Щуровский	Щуровский	Щуровский	Щуровский
Себряковский	Себряковский	Себряковский	Себряковский	Себряковский	Себряковский
Коркинский	Коркинский	Коркинский	Коркинский	Коркинский	Коркинский
Теплоозерский	Теплоозерский	Теплоозерский	Теплоозерский	Теплоозерский	Теплоозерский
Итого	Итого	Итого	Итого	Итого	Итого
8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Тепловой баланс колосникового холодильника					
Состав сырья	Классификация сырья	Классификация сырья	Классификация сырья	Классификация сырья	Классификация сырья
Щуровский	Щуровский	Щуровский	Щуровский	Щуровский	Щуровский
Себряковский	Себряковский	Себряковский	Себряковский	Себряковский	Себряковский
Коркинский	Коркинский	Коркинский	Коркинский	Коркинский	Коркинский
Теплоозерский	Теплоозерский	Теплоозерский	Теплоозерский	Теплоозерский	Теплоозерский
Итого	Итого	Итого	Итого	Итого	Итого
8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0

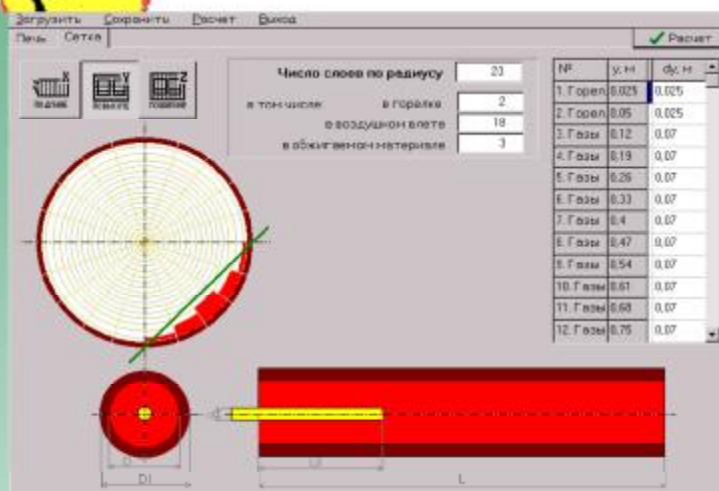
Программа моделирования процессов горения и теплообмена в цементных вращающихся печах



Назначение: решение инженерно-технических задач цементного производства, исследование процессов горения и теплообмена во вращающихся печах, оптимизация их тепловой работы. Позволяет определять эффективные способы сжигания газообразного топлива, снижать расход топлива в печах на 10...15 %.

Математическая модель включает девять дифференциальных уравнений переноса массы, количества движения, теплоты и количества химических компонентов. Точность и время расчета, приемлемую для инженерных приложений, обеспечили специально разработанные вычислительные методы:

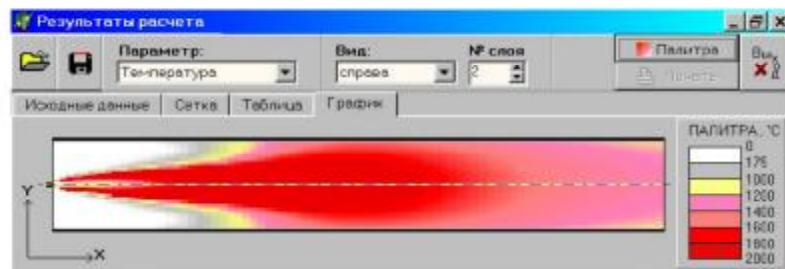
- системный подход к математическому моделированию теплообмена в промышленных печах и топках;
- принцип суперпозиции потоков излучения неограниченной среды и дополнительного излучения границ с использованием уточненных дифференциальных уравнений переноса радиационной энергии;
- алгоритм численного решения дифференциальных уравнений



движения жидкости и газа, обеспечивающий безусловную устойчивость вычислительной схемы.

Интерфейс программы создан для инженеров-теплотехников и технологов, не имеющих специальной подготовки в области компьютерного программирования и математического моделирования. Он позволяет наглядно задавать размеры печи, строить расчетную сетку, представлять на экране в графическом и табличном виде следующие результаты расчета:

- поля концентраций топлива и воздуха;
- температуру;
- давление;
- компоненты скорости.



Контактная информация:
тел. (0722) 250-486,
E-mail: kouzn@intbel.ru