

Табунышков Н. П.

Производство извести. М., «Химия», 1974, 240 стр.; 31 табл.; 101 рис.; список литературы 191 ссылка.

В книге описана тепловая работа известково-обжигательных печей -- шахтных и кипящего слоя, а также вращающихся трубчатых печей. Подробно изложены физико-химические основы процесса термической диссоциации CaCO_3 , вопросы аэродинамики. Рассмотрены специфические условия горения топлива в слое обжигаемого материала. Значительное внимание уделено теплоизлучению в печах различных типов.

Приведены методики технологического и теплового расчета шахтных печей и печей КС, описание печей современных конструкций и правила их эксплуатации.

Книга рассчитана на работников исследовательских и проектных учреждений, инженерно-технических работников предприятий химической и смежных с ней отраслей промышленности; она может быть полезна также преподавателям и студентам старших курсов соответствующих вузов и факультетов.

31403-058
Т-050(01)-74-58-74

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	6
Введение	8
Г л а в а I. Сырье, топливо, известь	11
Углекислый кальций	11
Топливо	15
Известь	17
Г л а в а II. Физико-химические основы процесса обжига карбоната кальция	18
Термодинамика диссоциации карбоната кальция	18
Механизм процесса диссоциации CaCO_3	21
Кинетика процесса диссоциации CaCO_3	24
Математическое описание процесса диссоциации CaCO_3 в кусках . .	28
Процессы спекания при обжиге CaCO_3 и их влияние на свойства CaO .	34
Побочные реакции при обжиге	40
Состав заводской извести и причины образования неактивной окиси кальция	44
Г л а в а III. Горение топлива	47
Горение твердого топлива в слое	47
Особенности сжигания разубожженного слоя топлива	50
Стадия подготовки топлива. Выделение летучих веществ	50
Стадия выжига кокса	52
Расположение зон в шахтной печи	54
Рациональное соотношение размеров кусков карбонатного сырья и топлива	56
Методика расчета зоны горения топлива	57
Горение газообразного и жидкого топлива	59
Горение газообразного топлива в слое кускового материала . . .	63
Требования к конструкции горелочных устройств и их расположению в шахтных печах	65

Г л а в а IV. Аэродинамика шахтных обжиговых печей	67	Г л а в а X. Печи кипящего слоя (Дементьев В. М., Нехлебаев Ю. П.)	178
Аэродинамическое сопротивление слоя кусковой засыпки.	67	Краткая характеристика метода псевдоожижения	178
Поле скоростей газа в аппарате с кусковой засыпкой.	68	Особенности сжигания топлива в кипящем слое материала	179
Печи, работающие на твердом топливе	71	Тепловой режим известково-обжигательных печей кипящего слоя	183
Печи, работающие на газообразном топливе	73	Конструкция известково-обжигательных печей	186
Ввод газового потока через фурму в стенке шахты печи	73	Методика расчета известково-обжигательной печи кипящего слоя	195
Материальный баланс	76	Материальный баланс	195
Тепловой баланс	76	Расчет профиля печи	198
Расчет горелочных устройств	76	Расчет переточного устройства	203
Расчет решеток зон подогрева	76	Расчет гидравлического сопротивления печи	205
Расчет гидравлического сопротивления печи	76	Пример расчета печи кипящего слоя	207
Г л а в а V. Теплопередача в шахтных известково-обжигательных печах	78	Материальный баланс	208
Анализ соотношения водяных эквивалентов потоков	78	Тепловой баланс	209
Теплообмен по зонам печи	83	Расчет профиля печи	211
Г л а в а VI. Методика теплового расчета шахтной печи	92	Расчет горелочного устройства	214
Материальный и тепловой балансы проектируемой печи на твердом топливе	92	Расчет живого сечения решеток зон подогрева	215
Расчет высоты печи	96	Расчет гидравлического сопротивления печи	216
Пример теплового расчета проектируемой печи на твердом топливе	100	Расчет переточных устройств	217
Материальный и тепловой балансы действующей печи	106	Расчет предельно минимального расхода тепла	219
Пример расчета материального и теплового балансов	106	Промышленная печь КС на жидком топливе	221
Расчет печи, работающей на газообразном топливе	109	Г л а в а XI. Очистка и охлаждение печного газа	224
Анализ работы печей по составу печных газов и расчет предельных показателей	115	Заключение	231
Г л а в а VII. Конструкции шахтных известково-обжигательных печей	120	Литература	234
Конфигурация шахты	120		
Футеровка печей	122		
Загрузочно-распределительные устройства	126		
Выгрузочные устройства	133		
Горелочные устройства для сжигания газообразного топлива	141		
Описание шахтных пересыпных печей	145		
Шахтные печи на газообразном топливе	{ 149		
Г л а в а VIII. Эксплуатация известково-обжигательных печей	154		
Печи, работающие на твердом топливе	154		
Печи, работающие на газообразном топливе	155		
Контроль производства	158		
Автоматизация шахтных печей	160		
Г л а в а IX. Вращающиеся трубчатые печи	164		
Движение материала и теплопередача	164		
Расчет предельно минимального расхода тепла и коэффициента теплоиспользования	170		
Конструкция и эксплуатация вращающихся трубчатых печей	172		

ПРЕДИСЛОВИЕ

Объем производства извести в Советском Союзе в настоящее время исчисляется многими миллионами тонн, что выдвинуло нашу страну в число самых крупных производителей этого важного продукта. В ближайшие годы потребление извести в народном хозяйстве, особенно в черной металлургии, существенно возрастет.

Для производства извести применяются шахтные и вращающиеся трубчатые печи, начали использовать также печи кипящего слоя. На долю шахтных печей приходится более 90% вырабатываемой извести.

Распространенность печей различных типов в промышленности предопределила и изложение материала в книге. Основное внимание уделяется шахтным печам, которые остаются самыми экономичными тепловыми агрегатами для производства извести. Применение печей других типов диктуется специфическими особенностями сырья, которое по тем или иным причинам нецелесообразно, а порой и просто невозможно обжигать в шахтных печах. Поэтому вращающиеся трубчатые печи и печи кипящего слоя описаны менее подробно. Следует также учитывать, что и теоретические основы этих печей разработаны в меньшей степени. Так, вопросы теории вращающихся трубчатых печей для специфического случая обжига карбонатных пород с целью получения извести практически не разрабатывались. Несколько лучше обстоит дело с печами кипящего слоя.

Учитывая, что даже в последних изданиях* печи для производства извести не рассматриваются как тепловые агрегаты, предстояло обобщить большой экспериментальный материал, накопленный в этой области, и представить его с позиций современной общей теории печей. Данная книга является первой попыткой изложить ос-

новы частной теории шахтных известково-обжигательных печей с учетом современного состояния производства извести. Естественно, книга не лишена недостатков. Автор заранее приносит благодарность всем читателям, которые выскажут свои критические замечания и пожелания, направленные на улучшение книги.

Глава X, кроме раздела «Расчет предельно-минимального расхода тепла», написана канд. техн. наук Дементьевым В. М. и канд. техн. наук Нехлебаевым Ю. П.

Автор выражает благодарность инженерам Верченко Л. М., Шкиль Л. М. и Сааве С. В. за неоценимую помощь в подготовке рукописи и канд. техн. наук Фильшину В. Е. за полезные советы, высказанные при ее рецензировании.

* Монастырев А. В. Производство извести. М., Изд-во лит-ры по строительству, 1971; Бойnton Р. С. Химия и технология извести. М., Изд-во лит-ры по строительству, 1972.

ВВЕДЕНИЕ

Производство извести известно человечеству очень давно. Уже в древнем Египте, около 5000 лет тому назад, известь использовалась в строительстве. Первое упоминание о печах обнаружено у Катона (184 г. до н. э.). В 75 г. до н. э. Плиний-старший описал производство извести, ее гашение и применение.

Шахтные печи, начало строительства которых относят к 1040 г., были обнаружены при раскопках на территории Киева и Суздаля*. Печи имели внутренний диаметр 2,6—3,0 м, шахта была выложена плинфой на глиняном растворе. Большое строительство, осуществлявшееся Ярославом Мудрым, требовало организации крупного производства извести, о чем свидетельствуют четыре печи, найденные вблизи Софийского собора (г. Киев).

Описание работы шахтной печи непрерывного действия относится к 1802 г. С тех пор конструкции печей все время совершенствовались, изучались процессы, протекающие при обжиге.

Принционально новым подходом к анализу печей явилась разработанная в Советском Союзе общая теория печей. Основы этой теории, изложенные еще И. Д. Скаредовым, Н. Н. Доброхотовым и др., нашли успешное развитие в работах М. А. Глинкова («Основы общей теории тепловой работы печей». М., Металлургиздат, 1959 г.). Отличительной особенностью общей теории является комплексное рассмотрение проблем, возникающих при расчете, проектировании, строительстве и эксплуатации печей, на основе определенной классификации режимов их работы.

В одной и той же печи могут протекать различные технологические процессы, поэтому в общей теории печей теплотехнические проблемы рассматриваются вне связи с технологическими задачами. Рассмотрение же положений общей теории печей применительно к пе-

чам конкретного технологического назначения является предметом *частных теорий*. Поэтому частная теория печи того или иного типа должна подвергать детальному анализу технологические процессы в совокупности с протекающими теплотехническими процессами.

Печь — это тепловое устройство, в котором происходит преобразование того или другого вида энергии в теплоту и передача ее материалу, подвергаемому тепловой обработке в тех или иных технологических целях. В отличие от печи теплообменником называют тепловое устройство, в котором происходит только передача теплоты от одного теплоносителя к другому.

Тепловая работа известково-обжигательных печей характеризуется взаимозависимостью физических и химических взаимодействий, протекающих в движущемся потоке обжигаемого материала.

Определяющим процессом в печах является теплопередача. Так, в случае преимущественного конвективного теплообмена в печах можно получить известь с наивысшей реакционной способностью и, наоборот, при преимущественном радиационном теплообмене получают известь с пониженной реакционной способностью.

Известь потребляется различными отраслями промышленности, и поэтому к ее качеству предъявляются разнообразные требования. В химической промышленности, как правило, требуется известь с высокой реакционной способностью, а печной газ должен содержать как можно больше CO_2 . В содовой промышленности не стремятся получить известь с очень высоким содержанием CaO , так как повышение степени обжига связано с перерасходом топлива, а следовательно, и со снижением концентрации CO_2 в печном газе. В производствах гипохлорита кальция и рапной окиси магния, напротив, требуется особо качественная известь (с содержанием окиси кальция не ниже 95%), потому что примеси, содержащиеся в извести, переходят в готовый продукт.

В сталеплавильном производстве применяется известь с очень низкой реакционной активностью (мертвообожженная), которая не взаимодействует с влагой воздуха и не содержит гидрата окиси кальция, в результате разложения которого в сталеплавильных печах выделяется водород.

В мартеновском производстве используется и слабообожженная известь (недопал) ввиду того, что выделяющаяся в ванне двуокись углерода способствует лучшему перемешиванию расплава.

Для электрометаллургических процессов требуется известь с очень низким содержанием остаточной CO_2 , что способствует сниже-

* По данным Института археологии АН УССР.

нию расхода электроэнергии в электродуговых печах. Аналогичные требования предъявляются и в производстве карбида кальция.

В промышленности строительных материалов, в производстве крупногабаритных конструкций и деталей из тяжелых и яченстых силикатных бетонов необходима известь, гидратация которой происходит со средней скоростью и умеренным экзотермическим эффектом. Применение быстрогасящейся извести возможно только в некоторых случаях и всегда связано со значительными затруднениями.

В сахарной промышленности из-за высокой стоимости привозного известняка экономически выгодно получать известь с высокой степенью обжига, а по технологическим требованиям концентрацию CO_2 в печном газе поддерживают на уровне не ниже 32—34%.

Получение продукта с заданными свойствами, отвечающего требованиям различных отраслей народного хозяйства, требует разработки соответствующих технологических режимов и конструкций печей.

ГЛАВА I

СЫРЬЕ, ТОПЛИВО, ИЗВЕСТЬ

УГЛЕКИСЛЫЙ КАЛЬЦИЙ

Углекислый кальций встречается в природе в виде известняка, мела, мрамора, ракушечника, туфа, являющихся осадочными породами с переменным содержанием примесей. Чистый CaCO_3 , например исландский шпат и кальцит, в природе встречаются редко.

Карбонат кальция кристаллизуется в двух модификациях: кальцитовой и арагонитовой. Кальцитовая структура, являющаяся наиболее стабильной, представляет собой плотнейшую гексагональную упаковку, элементарная ячейка которой содержит две молекулы CaCO_3 и имеет форму ромбоэдра (параметры элементарной решетки: $a = 6,361 \cdot 10^{-10}$ м и $\alpha = 46^\circ$). Внутри элементарной ячейки находятся две группы CO_3 . Кислородные атомы этих групп расположены в вершинах треугольника, плоскость которого перпендикулярна тройной оси. Расстояние С — О равно $\approx 1,24 \cdot 10^{-10}$ м. Каждая группа CO_3 окружена шестью атомами Ca [1, 2].

Твердость кальцита равна 3. Истинная плотность — 2,711 г/см³. Кристаллы его имеют различные коэффициенты термического расширения: вдоль главной оси — $2,58 \cdot 10^{-5}$, перпендикулярно главной оси — $0,54 \cdot 10^{-5}$.

Осадочный карбонат кальция с течением времени подвергался рекристаллизации. В зависимости от условий протекания процесса образовывались породы с различной степенью дисперсности кристаллов. Так, мрамор имеет крупнокристаллическую структуру, мел — наиболее мелкодисперсную, известняк занимает промежуточное положение между двумя упомянутыми породами, ракушечники и туфы приближаются по своим физическим свойствам к мелу.

Химический состав природного карбоната кальция некоторых месторождений приведен в табл. 1.

При оценке пригодности карбонатной породы для обжига в печах обычно определяют ее химический состав и прочность (временное сопротивление сжатию). Для обжига на известь считают пригодными породы, содержащие не менее 90% CaCO_3 , до 4% SiO_2 , до 2% $\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3$ и до 0,4% SO_3 при влажности до 18%. Однако на некоторых заводах обжигают известняки и более низкого качества с содержанием 5,5—6,5% SiO_2 , до 3,5% $\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3$ и до 1,2% SO_3 .

В некоторых случаях приходится использовать мел влажностью до 20—22%. Помимо известняка и мела для получения извести при-

Таблица 1. Химический состав природного карбоната кальция

Сырье	Месторождение	Химический состав, %						
		CaO	MgO	SiO ₂	Fe ₂ O ₃ / Al ₂ O ₃	SO ₃ ²⁻	CO ₂	CaCO ₃ + MgCO ₃
Известняк Чел	Шахтау	53,40	1,04	0,64	0,73	0,09	43,02	97,4
	Шавринское	50,36	0,80	5,50	0,10	0,93	40,30	91,5
	Вильвенское	53,30	1,00	4,50	0,10	0,93	42,50	96,8
	Белогоровское	54,67	0,42	1,41	0,35	0,08	42,65	97,7
	Райгородское	53,30	0,63	1,35	0,40	0,57	43,20	97,1

меняют мраморовидные известняки (Прибайкалье), а также ракушечники (юг Украины). В ряде производств к химическому составу известняка предъявляют особые требования. Так, в производстве гипохлорита кальция, осажденного CaCO₃, тонкодисперсной Ca(OH)₂, для изготовления смазок и присадок требуется особо чистое сырье. Иногда предъявляются жесткие ограничения лишь к определенным примесям, например к содержанию фосфора и серы в извести для сталеплавильного производства.

Что касается прочности карбоната кальция, то практика эксплуатации шахтных печей показывает возможность обжига пород с временным сопротивлением сжатию выше 4 МН/m², т. е. практически почти всех встречающихся пород. Пригодность природного карбоната кальция для получения извести определяется не столько его физическими свойствами, сколько свойствами образующейся окиси кальция. Плотные и прочные известняки (крунокристаллические структуры) могут давать очень рыхлую, рассыпающуюся в порошок известь и поэтому оказываются непригодными для обжига в шахтных печах. Напротив, прочность рыхлого малоирочного мела при нагревании повышается, и получаемая известь по временному сопротивлению сжатию мало отличается от извести из известника.

Карбонатные породы при обжиге претерпевают различные объемные деформации — усадку или расширение, вызываемые наличием минеральных примесей [3]. Одни примеси ускоряют рост кристаллов CaO в интервале 800—1100 °C, что влечет за собой разрыхление структуры извести и увеличение ее объема, другие, напротив, приводят к уменьшению объема, что увеличивает механическую прочность извести.

Физико-механические свойства карбонатных пород, используемых на некоторых заводах, и полученной из них извести приведены в табл. 2.

Теплоемкость CaCO₃ [4]:

$$c_{\text{CaCO}_3} = \frac{1}{100} (24,98 + 5,24 \cdot 10^{-3} T - 6,2 \cdot 10^{-5} T^2) 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К}) \quad (1,1)$$

Теплонпроводность [5,6]:

для известника

$$\lambda_t = (1,71 - 0,0013/T) 1,1630 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К}) \quad (1,2)$$

Таблица 2. Физико-механические свойства некоторых карбонатных пород и извести

Материал	Месторождение	Плотность, кг/м ³			Истираемость, %	Механическая прочность, МН/м ²
		истинная	кажущаяся	насыщенная		
Известняк	Шахтау	2940	2553	1462	1,9	42,00
Известь	Шавринское	3360	1380	1100	51,6	5,60
Известняк	Шавринское	2900	2566	1420	—	76,90
Известь	Вильвенское	3370	1420	965	49,8	4,30
Известняк	Вильвенское	2900	2650	—	—	75,00
Известь	Вильвенское	3300	1450	—	50,0	4,50
Мел	Белогоровское	2670	1462	975	14,0	4,60
Известь	Белогоровское	3260	1010	731	22,5	5,10
Мел	Райгородское	2800	1490	990	8,0	4,30
Известь	Райгородское	3200	960	825	—	3,90

для мела

$$\lambda_t = (0,473 - 0,00011/T) 1,1630 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К}) \quad (1,3)$$

Показатели, подлежащие определению при изучении карбонатных пород новых месторождений. При определении пригодности карбонатного сырья нового месторождения необходимо:

установить возможность использования карбонатного сырья в заданном технологическом процессе (производства кальцинированной соды, гипохлорита кальция, карбида кальция, хлорной извести, сахара, силикатных изделий или в металлургических производствах: сталеплавильных, ферросплавов и др.);

выбрать тип печи, пригодный для обжига изучаемого сырья;

выдать исходные данные для проектирования печного отделения или всего цеха переработки карбонатного сырья.

Чтобы ответить на первый вопрос, проверяются все стадии данного технологического процесса, включая получение конечного продукта. Соответствие конечного продукта заданным кондициям является критерием пригодности данного карбонатного сырья.

Тип печи выбирают исходя из физико-механических свойств исходного сырья и получаемой извести на основе непосредственного проведения процесса обжига в различных макетах печей.

Для расчетного обоснования проектируемых агрегатов определяют ряд дополнительных характеристик сырья и извести, а также показателей процесса обжига, которые приведены ниже.

1. **Химический состав карбонатной породы.** По составу сырья рассчитывается материальный баланс печи, ожидаемый химический состав готового продукта [содержание CaO(своб) при заданной степени обжига, наличие вредных примесей и т. п.], а также производится предварительная оценка допустимых тепловых напряжений в печи и допустимой интенсивности работы печи без образования плавов. Кроме того, на основе этих данных можно судить о наличии возгоняющихся примесей и необходимости очистки от них печных газов.

2. Физико-механические свойства карбонатной породы:

- а)* временное сопротивление сжатию [7];
- б)* истираемость кусков [8];
- в)* истинная плотность [8];
- г)* кажущаяся плотность [8];
- д)* пористость (расчитывается по показателям *г* и *в*);
- е)* насыщая плотность [8];
- ж)* растрескиваемость кусков при обжиге [8];
- з)* угол естественного откоса различных фракций [8];
- и)* коэффициент внутреннего трения зернистого материала и коэффициент трения материала о стенку [9].

Показатели *а*, *б* и *ж* необходимы при выборе типа печи для обжига (шахтные, щелевые, вращающиеся, печи кипящего слоя, обжиговые решетки и т. п.).

Показатели *в*, *г*, и *д* необходимы для оценки макрокинетики разложения в кусках, а также влагоемкости сырья.

Показатель *е* используется при расчете объема емкостей и складов для хранения сырья.

Показатель *з* необходим при выборе угла наклона течек и днищ в бункерах, показатель *и* — при расчете аппарата и транспортных устройств с движущимся слоем зернистого материала.

3. Статическая характеристика процесса обжига: изменение температуры зоны диссоциации в зависимости от температуры теплоносителя (газов) в интервале $900 < t_2 < 1200$ °С (изменение температуры зоны диссоциации в зависимости от содержания CO_2 в газах из-за малого влияния этого фактора определять не обязательно). Указанная характеристика необходима для расчета макрокинетики процесса обжига кусков CaCO_3 .

4. Физико-механические свойства извести:

- а)* прочность на раздавливание;
- б)* истираемость кусков;
- в)* истинная плотность;
- г)* кажущаяся плотность;
- д)* пористость;
- е)* насыщая плотность;
- ж)* угол естественного откоса различных фракций;
- з)* коэффициент внутреннего трения извести и коэффициент трения извести о стенку.

Эти показатели используются аналогично указанным в разделе 2 (для карбонатных пород).

5. Реакционная способность извести. Ее определяют по химической реакции, являющейся основной в последующем технологическом процессе, например по реакции разложения хлористого аммония в производстве соды или по реакции взаимодействия с водой в производстве пушонки, а также силикатных изделий.

6. Химический состав извести. Этот показатель, как правило, рассчитывают по химическому составу исходного сырья, однако если в карбонатных породах содержатся примеси, которые могут воз-

гоняться при обжиге (например, соединения легких металлов Na, K), необходим полный химический анализ. Кроме того, при значительном содержании примесей они, вступая в реакцию с CaO , могут связывать различное количество окиси кальция, и тогда необходимо прямое определение содержания свободной CaO . Наконец, для контроля полноты обжига нужно знать количество остаточной CO_2 в извести, что также определяют с помощью химического анализа.

ТОПЛИВО

Топливом для обжига карбонатных пород служат кокс, антрацит, мазут и природный газ — для шахтных печей; мазут, природный газ и в некоторых случаях пылевидное топливо — для вращающихся печей.

Кокс — наиболее дефицитное и дорогостоящее топливо. Теплота сгорания — от $6000 \cdot 4,19$ до $7000 \cdot 4,19$ кДж/кг. Ввиду того что при коксовании выделяются практически все летучие вещества, летучие кокса состоят из адсорбированных газов (азот, углекислый газ, следы метана), в составе которых почти отсутствуют горючие компоненты.

Для шахтных печей используют кокс крупностью 30—80 мм. Зольность его должна быть не более 12%, так как зола в процессе обжига испадает в известь и затягивает ее. Для обжига извести можно применять кокс, который нельзя использовать в металлургии из-за повышенного содержания серы и фосфора.

Антрациты — угли, в которых процесс обуглероживания растительных остатков достиг высшего предела. Они не подвергаются выветриванию и хорошо переносят продолжительное хранение. Антрациты содержат летучих веществ меньше, чем все другие ископаемые твердые топлива, однако в состав летучих, в отличие от летучих кокса, входят горючие компоненты — метан и водород. В результате потери теплоты с летучими у антрацита в 4—6 раз больше, чем у кокса. Зола донецких антрацитов переменна по составу и бывает легко-плавкой и тугоплавкой. Легкоплавкая зола может вызывать некоторые осложнения в работе шахтной обжиговой печи (особенно при обжиге пород, содержащих повышенное количество примесей).

Для шахтных печей используют чаще всего «крупный» антрацит (АК) — размеры кусков 50—100 мм и «орех» (АО) — 25—50 мм в поперечнике.

Антрацит, как и кокс, является дорогостоящим и дефицитным видом топлива. Состав твердых топлив приведен в табл. 3 [10, 11].

Мазут — остаточный продукт, получаемый при перегонке нефти. Горючая масса мазута очень мало засорена балластом (золы 0,1—0,3%; влаги 1,0—4,0%). Теплота сгорания от $9200 \cdot 4,19$ до $9800 \cdot 4,19$ кДж/кг. Мазут классифицируют по маркам в зависимости от вязкости, температур вспышки и застывания (табл. 4).

Перед сжиганием в печах мазут подогревают для снижения его вязкости при транспортировании по мазутопроводам к печи и при распылении его форсунками.

Таблица 3. Состав твердых топлив

Наименование	Влага, %	Зола, %	Состав горючей массы, вес. %						Теплота сгорания		Максимальное содержание, %	
			S ^r ₀	C ^r	H ^r	N ^r	O ^r	I ^r	ккал/кг	кДж/кг	W ^p	A ^c
Антрацит												
АП, АК, АО	4,0	6,0	1,9	94,0	1,8	1,0	1,3	4	7240	3124	7	15
АМ, АС	5,0	14,0	2,0	93,5	1,8	1,0	1,7	4	6475	2711	8	27
АРН	6,0	18,0	2,3	93,0	1,8	1,0	1,9	4	6110	2558	10	27
Кокс (25 мм)	4,0	11,0	1,0	96,5	0,4	1,2	0,9	1	6640	2780	—	—
Коксовый определек (10–25 мм)	15,0	13,0	1,0	95,5	0,5	1,2	1,8	4	5610	2349	19	17
Коксовая мелочь	18,0	20,0	1,6	92,0	2,0	1,5	2,9	8	5040	2110	21	23

Таблица 4. Характеристика мазутов по маркам

Показатель	Марки мазута				
	20	40	60	80	100
Условная вязкость при 80 °C	2,5–5,0	5,0–8,0	8,0–11,0	11,0–13,0	13,0–15,5
Температура застывания, °C	+5	+10	+15	+20	+25
Температура вспышки в открытом кипяльце, °C	80	100	110	120	125
Плотность, г/м ³					
при 0 °C	0,961	0,922	1,010	1,058	0,962
при 100 °C	0,905	0,938	0,962	1,018	0,900
Коэффициент теплопроводности, ккал/(м·ч·°C), или Вт/(м·К)					
при 30 °C		0,116 (0,135)			
при 70 °C		0,112 (0,130)			
Теплоемкость в интервале 20–100 °C, ккал/(кг·°C), или Дж/(кг·К)	0,45–0,49	(1,884·10 ³ –2,052·10 ³)			
Содержание серы, %, не более					
малосернистый мазут		0,5			
сернистый мазут		1,0			
высокосернистый мазут		3,5			

Состав и теплота сгорания некоторых жидкых топлив приведены в табл. 5.

Природный газ представляет собой смесь предельных углеводородов, основным компонентом которой является метан. Содержание метана в природном газе различных месторождений колеблется от 80 до 98%. Помимо метана в смесь входит: от 0,3 до 4,5% этана C₂H₆, от 0,1–1,7% пропана C₃H₈, 0,1–0,8% бутана C₄H₁₀, 0,1–0,3% CO₂, 0,8–14,5% N₂.

Таблица 5. Состав и теплота сгорания жидкых топлив

Топливо	Элементный состав, %						Теплота сгорания	
	C ^r	H ^r	S ^r	N ^r ..O ^r	A ^p	W ^p	ккал/кг	кДж/кг
Мазут-20	87,2	11,7	0,5	0,6	0,1	2,0	9 650	40 403
Мазут-40	87,4	11,2	0,5	0,9	0,2	3,0	9 420	39 440
Мазут-60	87,6	10,7	0,7	1,0	0,2	3,0	9 320	39 021
Мазут-80 и 100	87,6	10,5	0,9	1,0	0,3	4,0	9 240	39 686
Мазут сернистый-10	85,2	11,6	2,5	0,7	0,1	1,0	9 620	40 277
Мазут черный-20	85,0	11,6	2,9	0,5	0,2	2,0	9 460	39 607
Мазут сернистый-40	85,0	11,4	3,2	0,4	0,3	3,0	9 280	38 854
Соляровое масло	86,5	12,8	0,4	0,3	—	—	10 110	42 329

Теплота сгорания природного газа в зависимости от его состава изменяется от 8080·4,19 до 8760·4,19 кДж/м³.

ИЗВЕСТЬ

Известь — продукт обжига природных карбонатов кальция; белого цвета; состоит из окиси кальция CaO и примесей, которые частично реагируют с CaO в процессе обжига. В состав извести входит также и неразложившийся CaCO₃. CaO кристаллизуется по типу NaCl — гранецентрированный куб ($a = 4,80 \cdot 10^{-10}$ м).

Теплоемкость [в Дж/(кг·К)] CaO:

$$c_{\text{CaO}} = \frac{1}{56} (11,86 + 1,08 \cdot 10^{-3} T - 1,66 \cdot 10^5 T^{-2}) \cdot 4,19 \cdot 10^3 \quad (I,4)$$

Теплопроводность [в Вт/(м·К)] извести [5, 6]: из мела

$$\lambda_t = (0,79 - 0,49 \cdot 10^{-3} t) 1,1630 \quad (I,5)$$

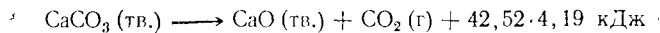
из известняка

$$\lambda_t = (-1,011 - 0,66 \cdot 10^{-3} t + 1,513 \cdot 10^{-3} \rho_{\text{каж}}) \cdot 1,1630 \quad (I,6)$$

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА ОБЖИГА КАРБОНАТА КАЛЬЦИЯ

ТЕРМОДИНАМИКА ДИССОЦИАЦИИ КАРБОНАТА КАЛЬЦИЯ

Процесс диссоциации карбоната кальция протекает с поглощением тепла:



Изменение энталпии системы H или теплового эффекта реакции при постоянном давлении Q_p в зависимости от температуры, согласно закону Кирхгоффа, соответствует уравнению

$$\Delta H_T = \Delta H_0 + \int_0^T \Delta C_p dT \quad (II.1)$$

где ΔC_p — разность теплоемкостей конечных и начальных продуктов реакции.

Изменение энталпии системы (в ккал/моль) при температуре T будет равно

$$\Delta H_T = \Delta H_0 + \int_0^T (2,53 - 8,38 \cdot 10^{-3} T - 0,525 \cdot 10^5 T^{-2}) dT \quad (II.2)$$

$$\Delta H_T = 41969 + 2,53T - 4,19 \cdot 10^{-3} T^2 + 0,525 \cdot 10^5 T^{-1} \quad (II.3)$$

при $t=900^\circ\text{C}$ $\Delta H_{173} = 32,216 \cdot 4,19 \text{ кДж/моль.}$

Согласно правилу фаз, в системе $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$ при трех фазах и двух компонентах в состоянии равновесия имеется только одна степень свободы.

В качестве независимого параметра обычно принимают температуру. Тогда, учитывая, что общее давление совпадает с давлением двуокиси углерода, получаем

$$\bar{P} = P_{\text{CO}_2} = f(T) \quad (II.4)$$

Ввиду того что диссоциация CaCO_3 является процессом эндотермическим, повышение температуры сдвигает равновесие вправо, в сторону увеличения P_{CO_2} .

Вид функциональной зависимости $P_{\text{CO}_2} = f(T)$ может быть установлен следующим образом.

Константа равновесия равна

$$K = \frac{f_{\text{CO}_2} a_{\text{CaO}}}{a_{\text{CaCO}_3}} \quad (II.5)$$

где f_{CO_2} — фугитивность (летучесть) двуокиси углерода; a_{CaO} , a_{CaCO_3} — активность CaO и CaCO_3 . При небольших значениях общего давления $f_{\text{CO}_2} \approx P_{\text{CO}_2}$, активности конденсированных фаз постоянного состава $a_{\text{CaO}} \approx a_{\text{CaCO}_3} = 1$, вследствие этого $K \approx P_{\text{CO}_2}$. Отсюда, пользуясь уравнением (II, 1) и уравнением изобары реакции

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2} \quad (II.6)$$

получим искомую функцию:

$$\ln P_{\text{CO}_2} = -\frac{\Delta H_0}{RT} + \frac{2,53}{R} \ln T - \frac{4,19 \cdot 10^{-3}}{R} T - \frac{0,525 \cdot 10^5}{2RT^2} + C \quad (II.7)$$

где C — константа интегрирования.

Зависимость P_{CO_2} от температуры графически изображается в виде восходящей кривой (рис. 1). Эта кривая представляет собой геометрическое место точек, отображающих условия равновесного существования всех трех веществ: CaCO_3 , CaO и CO_2 . Такие значения P_{CO_2} принято называть давлением диссоциации CaCO_3 .

Энергия Гельмгольца (изохорно-изотермический потенциал, «свободная энергия») твердых тел представляет собой сумму «объемной свободной энергии» F_v° и «поверхностной свободной энергии» F_s° . Последняя зависит от степени дисперсности вещества и может колебаться в значительных пределах [3]. В том случае, когда препараты высокодисперсны, число частиц, находящихся на поверхности кристаллов, сравнимо с числом частиц в объеме. Величина F_s° в пересчете на одно и то же число частиц становится больше величины F_v° . В этом случае изменение «свободной энергии» зависит от степени дисперсности исходных и конечных продуктов реакции:

$$\Delta F^\circ = (F_{\text{CO}_2}^\circ + F_{v, \text{CaO}}^\circ + F_{s, \text{CaO}}^\circ) - (F_{v, \text{CaCO}_3}^\circ + F_{s, \text{CaCO}_3}^\circ) = -RT \ln P_{\text{CO}_2} \quad (II.8)$$

Отсюда следует, что, несмотря на постоянство температуры, величина P_{CO_2} может меняться в зависимости от степени дисперсности CaO и CaCO_3 .

Поскольку образование новых фаз в объеме всегда проходит через стадии зарождения и первоначального роста частиц, в начальный период разложения CaCO_3 в системе присутствует высокодисперсная окись кальция. Обладая повышенной свободной энергией, мелкие кристаллы CaO будут стремиться к рекристаллизации (росту крупных кристаллов за счет мелких), в результате чего запас «свободной энергии» уменьшится.

Если полученная окись кальция крупнокристаллическая, то величиной F_s° можно пренебречь, и тогда с ростом F_{s, CaCO_3} , согласно

уравнению (II,8), возрастает и P_{CO_2} . Ясно, что с увеличением дисперсности CaO при неизменных размерах кристаллов карбоната кальция P_{CO_2} понизится.

Таким образом, в зависимости от соотношения размеров кристаллов CaO и CaCO_3 может получиться не одна функциональная зависимость $P_{\text{CO}_2} = f(T)$, а несколько. Все они, кроме одной, не отражают

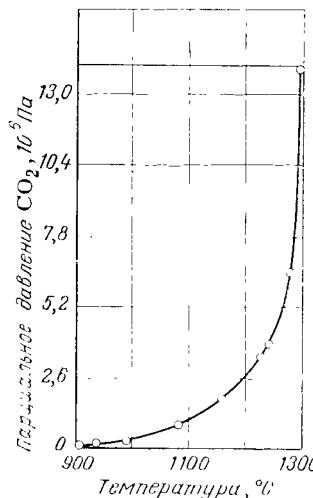


Рис. 1. Зависимость парциального давления CO_2 от температуры.

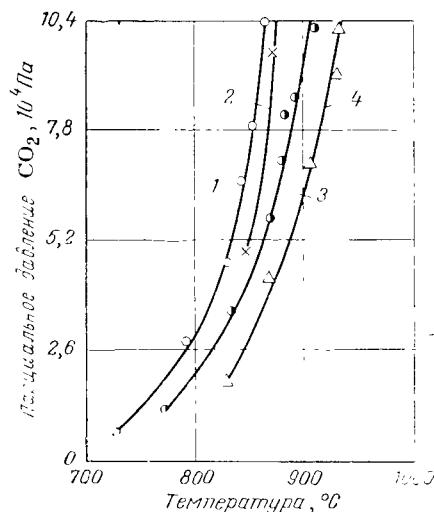


Рис. 2. Зависимость парциального давления CO_2 над различными по размерам кристаллами исландского шпата от температуры:

1 - 20-50 мкм; 2 - 80-110 мкм; 3 - 135-300 мкм; 4 - призма с основанием 2 x 5 мм, высотой 20 мм.

равновесных условий в полном смысле этого слова, что и подтверждается результатами работы [4]: различные по величине кристаллы исландского шпата имели соответственно и различные P_{CO_2} (рис. 2).

Аналогичные данные о влиянии степени дисперсности были получены [5] для некоторых природных карбонатов кальция.

Результаты определения температуры разложения природных карбонатов кальция различной степени дисперсности приведены ниже [$P_{\text{CO}_2} = 10^5 \text{ Па}$ (1 кгс/см^2), $t = 1000 - 5^\circ\text{C}$, $V_{\text{CO}_2} = 2,62 \text{ л/мин}$]:

Сырье	Месторождение	Температура разложения, $^\circ\text{C}$
Мел	Райгородское	892
Мел	Голосниковское	895
Известняк	Шахта	890
Известняк	Голубовское	900
Кальцит	Еленовское	911
Известняк	Усть-Ангинское	916
Мрамор		921

Данные, полученные другими исследователями для разнообразных образцов, в том числе и осажденного CaCO_3 , хорошо укладываются в пределы значений для природных карбонатов кальция [5].

Тонкодисперсные образцы разлагаются при температуре 882—895 $^\circ\text{C}$. Крупнокристаллические образцы разлагаются при более высокой температуре (911—921 $^\circ\text{C}$). Известняк, который по своему геологическому происхождению занимает промежуточное положение и в зависимости от продолжительности и условий рекристаллизации может приближаться либо к мелу (например, известняк Шахтау), либо к мрамору (Усть-Ангинский известняк), разлагается в интервале температур 890—916 $^\circ\text{C}$.

Несколько отличается от приведенного выше результат, полученный для природного кальцита. Можно было предполагать, что у него должна быть наиболее высокая температура разложения, но она оказалась такой же, как у известняков. По-видимому, это объясняется измельчением кристаллов при их нагревании из-за различного термического расширения кристаллов кальцита вдоль осей симметрии.

Растрескивание кристаллов кальцита описано в работе [6]. Влияние примесей на давление диссоциации CaCO_3 достаточно подробно рассмотрено в работе [1]. Анализируя работу [7], авторы пришли к выводу, что примеси могут оказывать влияние на величину P_{CO_2} . Так, при образовании раствора CaO в SiO_2 активность первого снижается ($a_{\text{CaO}} < 1$), что, согласно равенству

$$P_{\text{CO}_2} = K \frac{a_{\text{CaCO}_3}}{a_{\text{CaO}}} \quad (II,9)$$

при $a_{\text{CaCO}_3} = \text{const}$ ведет к повышению P_{CO_2} . Указанное действие продолжается до тех пор, пока количество примесей достаточно для растворения выделяющейся оксины кальция. Отсюда можно сделать вывод, что небольшие количества любых примесей не должны заметно влиять на равновесное состояние системы при значительном содержании CaO .

Предполагалось, что на величину P_{CO_2} может влиять образование твердых растворов в системе $\text{CaCO}_3 - \text{CaO}$. Однако, как показали более поздние исследования [8], взаимная растворимость CaO и CaCO_3 невелика, и поэтому образование твердых растворов не оказывает существенного влияния на изменение температуры диссоциации.

МЕХАНИЗМ ПРОЦЕССА ДИССОЦИАЦИИ CaCO_3

Различают идеальные и реальные кристаллы. Абстрагированное понятие идеального кристалла относится к кристаллам, лишенным каких бы то ни было дефектов. Структура их совершенна, и к ним применимы в строгой форме законы кристаллографии.

Реальные кристаллы, встречающиеся в природе, являются совокупностью монокристаллов. Эти мельчайшие монокристаллы

несколько дезориентированы один относительно другого и образуют «мозаичную» структуру. Между монокристалликами имеются микрощели и поры, образованные незаконченными в своем росте поверхностями кристалликов, которые, в свою очередь, покрыты выступами и впадинами.

Такие дефекты кристаллов являются «внешеточными» дефектами, или макродефектами. Дефекты в кристаллических решетках называются «внутрирешеточными», или микродефектами. К последним относятся дефекты механические, электрические и вызванные примесями. Механические (физические) дефекты обусловлены отсутствием атомов в отдельных узлах или, наоборот, появлением лишних в пространстве между узлами. Электрические дефекты вызываются аномальными зарядами частиц составляющих решетку ионов. Такие дефекты могут возникать под влиянием теплоты или облучения. Нарушения, вызываемые примесями, характеризуются замещением отдельных узлов атомами или ионами посторонних веществ или внедрением этих атомов между узлами решетки.

Указанные деформации и дефекты решетки (при отсутствии посторонних веществ) не должны возникать, когда кристаллизация протекает со скоростью, равной скорости упорядочения кристаллической решетки, или при температуре, обеспечивающей переход атомов из неравновесного положения в равновесное. Физические дефекты значительно менее устойчивы, чем химические, обусловленные примесями.

Устранение физических дефектов решетки происходит при спекании и рекристаллизации. Рекристаллизация заключается в одновременном упорядочении решетки (за счет устранения неравновесного положения ее атомов или ионов) и увеличении размеров кристаллов.

Деформации решетки неизбежно возникают, если в процессе кристаллизации происходит абсорбция посторонних веществ, снижается температура кристаллизации или если скорость образования кристаллов становится большой [9—11].

Кристаллические вещества характеризуются первичной кристаллической структурой — монокристалликами и вторичной структурой — величиной частиц и взаимным расположением монокристалликов в них, количеством пор и их размерами.

Процесс диссоциации состоит из следующих стадий:

а) разрушение частиц CaCO_3 с образованием пересыщенного раствора CaO в CaCO_3 ;

б) распад пересыщенного раствора с образованием кристаллов;

в) десорбция и последующая диффузия газа.

Разрушение частиц CaCO_3 при нагревании сводится к отрыву иона O^{2-} от аниона CO_3^{2-} . Для осуществления этого процесса частицы должны накопить известный запас кинетической энергии, необходимой для разрушения старых связей и образования новых.

При протекании топохимических процессов помимо распада аниона весьма существенную роль играет стадия разрушения кристаллической решетки.

Согласно кинетической теории процесса зарождения новой фазы [12], в любой молекулярной или атомной системе, находящейся в состоянии теплового равновесия, в различных ее точках происходят отклонения различных параметров от наиболее вероятных значений. Эти отклонения непрерывно возникают и исчезают; они могут изменяться в широких пределах.

Начиная с некоторой величины, называемой критической, отклонения становятся более устойчивыми и не исчезают со временем, а продолжают расти, в результате чего образуются центры кристаллизации новой фазы. В зависимости от заданных условий изменяется уровень критических отклонений. Возникновение последних сопровождается изменением «свободной энергии» системы не только вследствие различия химических потенциалов частиц в новом μ_2 и старом μ_1 состояниях, но также и за счет образования поверхности раздела.

Наиболее благоприятные условия для распада создаются там, где имеются наибольшие искажения решетки и связь между частицами сильно ослаблена, а запас свободной энергии достаточно высок. Такие места являются активными центрами, где начинается и осуществляется распад анионов.

По мере развития процесса распада CO_3^{2-} вблизи активных центров происходит накопление адсорбированных молекул CO_2 и увеличение концентрации ионов O^{2-} в поверхностном слое, следствием чего является искажение этого участка кристаллической решетки и образование пересыщенного раствора CaO в CaCO_3 , так как растворимость первого в последнем невелика.

Десорбция CO_2 происходит относительно легко и быстро.

При достаточно больших концентрациях O^{2-} в поверхностном слое активных участков могут возникать кристаллические зародыши. Образующаяся новая фаза будет высокодисперсной, следовательно, она будет обладать повышенным запасом свободной энергии. Последнее обстоятельство делает ее метастабильной, что обуславливает появление ложных равновесий.

С уменьшением числа дефектных мест у исходных кристаллов CaCO_3 , а также с уменьшением отклонения системы от равновесия (малые пересыщения) снижается и число возникающих зародышей в единицу времени. Следовательно, чем крупнее кристаллы исходного CaCO_3 и чем правильнее они огранены, тем медленнее совершается переход активных центров исходной фазы в зародыши новой, т. е. тем длительнее так называемый индукционный период, во время которого может наблюдаться перегрев реакционной зоны.

Наглядной иллюстрацией к описанной схеме механизма процесса диссоциации является перегрев CaCO_3 в начальный период разложения крупнокристаллических образцов. Температура начала заметного разложения этих образцов была на 6—7 °C выше температуры ядра куска в основном периоде диссоциации [5, 6].

Крупнокристаллические образцы CaCO_3 имели меньше активных центров, что затрудняло образование кристаллических зародышей CaO . Повышение температуры ускоряет все стадии процесса, в част-

ности разрушение кристаллической решетки и диффузионное перемещение ионов, необходимые для возникновения и роста кристаллов новой фазы. С момента образования кристаллических зародышей процесс развивается на границе раздела $\text{CaO}-\text{CaCO}_3$. Образующаяся CaO оказывает деформирующее действие на анион CO_3^{2-} , облегчая его распад. Температура реакционной зоны при этом понижается.

Таким образом, после образования кристаллических зародышей CaO процесс разложения будет протекать при более низкой температуре.

Числом возникающих в единицу времени зародышей определяются в некоторой степени и размеры конечных кристаллов. Если число кристаллических зародышей велико, то для их роста количество новой фазы может оказаться недостаточным и кристаллы будут мелкими. В том случае, когда зародышей мало, образующееся вещество расходуется в основном на рост кристаллов, и продукт получается крупнокристаллическим.

Легко видеть, что помимо начального числа зародышей на конечный размер кристаллов продукта влияет соотношение скоростей образования зародышей и роста кристаллов. Если скорость кристаллизации (скорость роста кристаллов) выше скорости зарождения зародышей, то продукт будет крупнокристаллическим, и наоборот [13].

Появление границы раздела фаз $\text{CaO}-\text{CaCO}_3$ действует как ускоряющий фактор, и процесс диссоциации приобретает автокаталитический характер [1]. После того как отдельные участки поверхности раздела, образующиеся вокруг активных центров, сольются, по мере продвижения реакции вглубь кристалла CaCO_3 поверхность раздела будет уменьшаться. Последнее обстоятельство вызовет понижение скорости процесса.

КИНЕТИКА ПРОЦЕССА ДИССОЦИАЦИИ CaCO_3

При рассмотрении кинетики процесса необходимо различать чистую, или классическую, химическую кинетику и макроскопическую кинетику. Классическая химическая кинетика изучает протекание химической реакции в идеализированных условиях: при постоянной (как во времени, так и в пространстве) температуре и постоянных в пространстве концентрациях веществ.

Задачей макроскопической кинетики является изучение химической реакции в реальных условиях ее макроскопического протекания в природе или в технике, т. е. с учетом побочных физических процессов, накладывающихся на основной химический процесс [14]. Побочными физическими процессами в данном случае будут диффузия продуктов реакции, поглощение и распространение тепла и др.

Согласно представлениям химической кинетики скорость диссоциации CaCO_3 зависит от температуры и степени удаления системы от равновесного состояния. Чем выше температура нагрева материала, тем большим запасом кинетической (колебательной) энергии об-

ладают ионы, тем большее число молекул CO_2 может выделяться из кристаллической решетки в единицу времени. С повышением температуры облегчается и диффузия ионов, формирующих кристаллическую решетку.

Скорость реакции растет с повышением температуры, что выражается зависимостью константы скорости реакции k от температуры (уравнение Аррениуса):

$$k = A \exp \left(-\frac{E}{RT} \right) \quad (II, 10)$$

где A — постоянная, учитывающая фактор вероятности; E — энергия активации, которая для CaCO_3 близка тепловому эффекту реакции; T — температура.

Очевидно, что $\lg k$ является линейной функцией $1/T$, а величина энергии активации в этих координатах характеризуется углом наклона прямой.

Скорость реакции возрастает и с увеличением разности между равновесным давлением двуокиси углерода P_0 и давлением P , поддерживаемым в реакционном сосуде. Эта зависимость является линейной [1]:

$$v = A (P_0 - P) \quad (II, 11)$$

Лимитирующей стадией процесса диссоциации является образование кристаллических зародышей CaO [15], что, в свою очередь, зависит от скорости диффузии ионов.

В работе [16], на основе изучения диффузии ионов Ca в CaO в интервале 900—1400 °C, приводится следующее уравнение температурной зависимости константы диффузии (в $\text{см}^2/\text{с}$):

$$D = 0,4 \exp \left(-\frac{81,000}{RT} \right) \quad (II, 12)$$

Из уравнения (II,12) вытекает, что с повышением температуры возрастает и константа диффузии, следовательно, создаются более благоприятные условия для зарождения кристаллов.

Однако общие положения химической кинетики не могут характеризовать реального процесса, поскольку они не учитывают условий, в которых он осуществляется, и, в частности, не учитывают значения теплопередачи, которая оказывает решающее влияние на скорость диссоциации кусков карбоната кальция.

Ввиду того что кинетика разложения зависит от температуры реакционной зоны, теплопередача должна влиять и на температуру диссоциации CaCO_3 , т. е. на температуру «химического кипения».

В литературе [17] нередко указывается, что температура диссоциации CaCO_3 не зависит от температуры окружающей среды. Это ошибочное мнение подкрепляли ссылкой на чисто физический процесс кипения жидкости, при котором температура кипящей жидкости остается постоянной, независимо от температуры теплоносителя. В этом случае процесс парообразования определяется только количеством подводимого тепла.

Иначе обстоит дело в случае диссоциации CaCO_3 . Суммарная скорость процесса может определяться как интенсивностью подвода тепла, так и скоростью термического разложения. В некотором интервале температур скорость распада CaCO_3 оказывается соизмеримой со скоростью подвода тепла, и тогда результирующее значение кинетики процесса определяется соотношением влияния этих факторов.

Образование на термограмме разложения CaCO_3 площадки, характеризующей постоянство температуры во времени, свидетельствует об установившемся равновесии между подводимым теплом $dQ = kF(t_r - t_b)dt$ и теплом, расходуемым на покрытие эндотермического эффекта реакции dQ_p и на повышение внутренней энергии dU :

$$dQ = dU + dQ_p \quad (11,13)$$

Для тех процессов, скорость которых лимитируется теплопередачей, температура разложения не изменяется с повышением температуры окружающей среды (кинетика процесса не является лимитирующей стадией). Для процессов, скорость протекания которых может зависеть как от кинетики разложения, так и от интенсивности подвода тепла

(скорость подвода тепла и скорость его поглощения одного порядка), температура зоны реакции не может оставаться постоянной — она будет возрастать с повышением температуры окружающей среды.

При обжиге мела в виде цилиндров диаметром 80 мм и высотой 80 мм и скачкообразном снижении температуры окружающей среды t_c от 1100 до 1000 и 900 °C понижалась и температура реакционной зоны t_b . Новое значение температуры устанавливалось примерно через 15 мин после изменения температурного режима (рис. 3).

Экспериментальные данные свидетельствуют о том, что увеличение теплового потока вызывает повышение температуры зоны реакции, что в свою очередь приводит к увеличению скорости распада CaCO_3 до достижения теплового равновесия между поступающим и расходуемым теплом при новой, более высокой температуре.

В работе [5] описано определение влияния температуры окружающей среды на температуру в зоне реакции на образцах цилиндрической формы $d=h=40$ и 30 мм, изготовленных из мела Райгородского месторождения. Обжиг осуществлялся в потоке азота, имевшем во всех опытах постоянную скорость 5,5 см/с. Полученные результаты (в °C) приведены ниже (температура потока азота — t_r ,

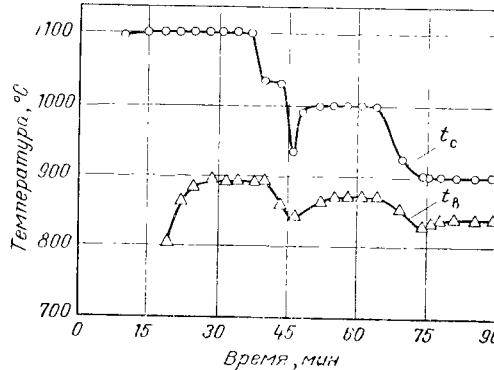


Рис. 3. Изменение температуры реакционной зоны t_b при ступенчатом понижении температуры окружающей среды t_c .

температура разложения — t_b , $\Delta t = t_r - t_b$, повышение температуры разложения — Δt_b):

t_r	t_b	Δt	Δt_b	t_r	t_b	Δt	Δt_b
810	768	42	0	962	843	119	75
831	785	46	17	982	850	132	82
850	799	51	31	1003	855	148	87
857	807	50	39	1128	880	348	112
900	824	76	56	1213	903	310	135
924	835	89	67				

Аналогичная зависимость вытекает из работы [6]. Вместе с тем следует отметить, что приведенные в ней данные для крупнокристаллических образцов при $P_{\text{CO}_2} \cong 101-102$ кПа (760—770 мм рт. ст.) значительно превышают значение температуры диссоциации для известняка [18] и даже для мрамора [8]. Данные же работ [18] и [5] хорошо совпадают между собой (при температуре газовой среды 1000 °C).

Влияние температуры газовой среды и содержания в ней двуокиси углерода на температуру диссоциации описывается следующими эмпирическими уравнениями:

При обжиге мела [5]

$$t_{\text{дис}} = 618 + 0,235t_r + 0,67\text{CO}_2^r \quad (11,14)$$

при $924 < t_r < 1213$ °C и $0 < \text{CO}_2^r < 35\%$.

При сжигании известняка [34]

$$t_{\text{дис}} = 740 + 0,148t_r + 0,13\text{CO}_2^r \quad (11,15)$$

при $1025 < t_r < 1214$ °C и $0 < \text{CO}_2 < 100\%$.

Изменение скорости газовой среды (в пределах, не сказывающихся на коэффициенте теплопередачи от газов к поверхности кусков) влияет на температуру разложения CaCO_3 только вследствие понижения парциального давления CO_2 .

Результаты опытов по определению температуры разложения образцов мела цилиндрической формы в зависимости от скорости потока азота v приведены ниже:

t_r , °C	1000	1000	1000	1000	999	1000	992	999
v , см/с	0,0	1,5	1,9	3,0	5,5	7,8	10,6	14,0
t_b , °C	859	846	818	847	850	848	850	849

Из экспериментальных данных видно, что при движении газов со скоростью 1,5 см/с обеспечивается разбавление выделяющейся двуокиси углерода, после чего увеличение скорости газового потока уже не оказывает влияния на температуру зоны реакции. Эти данные хорошо соответствуют результатам работы [19].

В производственной практике данные по кинетике процесса диссоциации используются для определения длительности обжига различных по размерам кусков сырья, поэтому скорость процесса часто характеризуют скоростью перемещения зоны разложения вглубь куска. В работе [20] в качестве первого приближения допускалось,

что скорость перемещения фронта диссоциации является лишь функцией температуры среды и не зависит от формы и размера частиц.

Позже была показана ошибочность таких допущений и установлена зависимость скорости продвижения фронта реакции и времени полного обжига от формы кусков, что будет подробнее рассмотрено ниже.

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ ПРОЦЕССА ДИССОЦИАЦИИ CO₂ В КУСКАХ

Вопросы математического описания процесса диссоциации рассматривались в ряде работ. В основу были положены различные физические модели с теми или иными упрощающими допущениями. Наиболее обоснованной нам представляется физическая модель, предложенная в работе [21]. Однако не со всеми допущениями в этой работе можно согласиться, так как в ней не учтены такие важные факторы, как изменение теплофизических свойств материала с температурой и изменение температуры греющей среды. В работе [22] сделана попытка учесть влияние этих факторов.

Ограничивааясь рассмотрением разложения единичного куска, примем следующие основные положения:

1. Кусок имеет форму сферы радиусом r_0 .
2. Температура разложения t_b принимается в первом приближении постоянной.
3. Температура греющей среды t_c не является постоянной и может быть приближенно аппроксимирована выражением вида (τ — время)

$$t_c = t_{c0} (1 + b\tau) \quad (II, 16)$$

Задаемся достаточно малым интервалом времени, в пределах которого t_c может быть принята постоянной. Обозначим начало этого интервала τ'_i , конец τ''_i . Тогда можно приближенно принять

$$t_{ci} = \frac{t_{c0}}{\tau''_i - \tau'_i} \int_{\tau'_i}^{\tau''_i} (1 + b\tau) d\tau = t_{c0} \left[1 + b \frac{\tau''_i + \tau'_i}{2} \right]$$

4. Коэффициент теплопроводности [23] может быть выражен формулой

$$\lambda = \lambda_0 (1 + \varepsilon t) \quad (II, 17)$$

По данным [24] аппроксимация (II,17) справедлива. Однако следует отметить, что на коэффициент теплопроводности оказывает существенное влияние объемная плотность образцов, которая изменяется с температурой в большей степени, чем λ . Поэтому числовые значения коэффициентов, входящих в уравнение (II,17), следует использовать с известной осторожностью. Существенно то, что в любом случае коэффициент теплопроводности λ нельзя считать постоянной величиной.

Постоянная температура греющей среды. Рассмотрим уравнение стационарной теплопроводности в сферическом куске радиусом r_0

при постоянной температуре внешней поверхности t_n , постоянной температуре разложения t_b с учетом зависимости коэффициента теплопроводности λ от температуры по (II,17).

Считая, что температурное поле не зависит от величины углов в сферической системе координат, имеем

$$(1 + \varepsilon t) \left[\frac{d^2 t}{dr^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{dt}{dr} \right] + \varepsilon \left(\frac{dt}{dr} \right)^2 = 0 \quad (II, 18)$$

$$t = t_n \quad \text{при} \quad r = r_0 \quad (II, 19)$$

$$t = t_b \quad \text{при} \quad r = r_1 \quad (II, 20)$$

Решение данной краевой задачи будем искать методом теории возмущений, развитым в работах [25, 26]. Для этого представляем исходную температуру в виде

$$t = t_0 + \varepsilon t_1 \quad (II, 21)$$

где t_0 , t_1 — функции, подлежащие определению.

Подставляя (II,21) в (II,18) и приравнивая члены при одинаковых степенях ε , получаем две системы дифференциальных уравнений с соответствующими граничными условиями:

$$\frac{d^2 t_0}{dr^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{dt_0}{dr} = 0 \quad (II, 22)$$

$$t = t_n \quad \text{при} \quad r = r_0 \quad (II, 23)$$

$$t = t_b \quad \text{при} \quad r = r_1 \quad (II, 24)$$

$$\frac{d^2 t_1}{dr^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{dt_1}{dr} = - \left(\frac{dt_0}{dr} \right)^2 \quad (II, 25)$$

$$t_1 = 0 \quad \text{при} \quad r = r_0 \quad (II, 26)$$

$$t_1 = 0 \quad \text{при} \quad r = r_1 \quad (II, 27)$$

Решив уравнение (II.22) при граничных условиях (II,23) и (II,24), получим

$$t_0 = t_b + \frac{(t_n - t_b) r_0 r_1}{(r_1 - r_0) r} - \frac{(t_n - t_b) r_0}{r_1 - r_0} \quad (II, 28)$$

Решение уравнения (II,25) при граничных условиях (II,26) и (II,28) будет следующим:

$$t_1 = - \frac{A^2}{2r} \cdot \frac{r_0 + r_1}{r_0 r_1} + \frac{A^2}{2r_1^2} - \frac{A^2}{2r_1^2} \cdot \frac{r_0 + r_1}{r_0 r_1} \quad (II, 29)$$

где

$$A = \frac{(t_n - t_b) r_0 r_1}{r_0 - r_1}$$

Тепловой поток через поверхность шара по закону Фурье с учетом (II,17) имеет вид

$$q = -\lambda_0 (1 - \varepsilon t) \frac{dt}{dr} \quad (II, 30)$$

После ряда преобразований с точностью до членов, пропорциональных ε^2 , получаем выражение для теплового потока через поверхность радиуса r :

$$q = q_n \left[1 + \varepsilon \left(t_0 + \frac{dt_1/dr}{dt_0/dr} \right) \right] \quad (II, 31)$$

где

$$q_{\lambda} = \frac{\lambda_0(t_{\text{п}} - t_{\text{в}})r_0}{(r_0 - r_1)r} \quad (\text{II},32)$$

Вычисляя производные $\frac{dt_1}{dr}$ и $\frac{dt_0}{dr}$ и подставляя их в (II,31), получаем

$$q = q_{\lambda}(1 + \epsilon\varphi) \quad (\text{II},33)$$

где

$$\varphi = \frac{t_{\text{п}} + t_{\text{в}}}{2} = t_{\text{в}} + \frac{\Delta t_1}{2} \quad (\text{II},34)$$

$$\Delta t_1 = t_{\text{п}} - t_{\text{в}}$$

Пусть сферическая частица радиусом r_0 имеет плотность ρ_0 и содержит C_0 % разлагающегося вещества. Если обозначить через $C_{\text{п}}$ количество разлагающегося вещества на единицу поверхности в единицу времени, то скорость разложения можно представить по Д. К. Коллерову в виде

$$4\pi r^2 C_{\text{п}} = -\rho_0 \frac{C_0}{100} 4\pi r^2 \frac{dr}{d\tau} \quad (\text{II},35)$$

Если Q_y — удельный расход тепла, то из (II,35) получаем

$$q = -Q_y \rho_0 \frac{C_0}{100} \cdot \frac{dr}{d\tau} \quad (\text{II},36)$$

Приравнивая (II,33) и (II,36), получаем

$$q_{\lambda}(1 + \epsilon\varphi) = -Q_y \rho_0 \frac{C_0}{100} \cdot \frac{dr}{d\tau} \quad (\text{II},37)$$

Опытным путем обычно определяется разность температур среды и вещества

$$\Delta t_2 = t_{\text{с}} - t_{\text{в}}$$

По аналогии с работой [21] путем несложных преобразований, пренебрегая членами порядка ϵ^2 , в левую часть уравнения (II,37) вместо Δt_1 вводится Δt_2 :

$$q_{\lambda}(1 + \epsilon\varphi) = \frac{\alpha r_0 \Delta t_2 \lambda_0 r_0}{[\alpha r_0(r_0 - r) + \lambda_0 r]r} \left[1 + \epsilon t_{\text{в}} + \epsilon \frac{\alpha r_0(r_0 - r)}{\alpha r_0(r_0 - r) + \lambda_0 r} \cdot \frac{\Delta t_2}{2} \right] \quad (\text{II},38)$$

Разделив переменные в уравнении (II,37), получим

$$-\frac{dr}{q_{\lambda}(1 + \epsilon\varphi)} = \frac{100}{Q_y \rho_0 C_0} d\tau \quad (\text{II},39)$$

Интегрируя уравнение (II,39) с учетом (II,38) при граничном условии $r = r_0$ при $\tau = 0$, получаем

$$\tau = \frac{Q_y \rho_0 C_0}{100 \alpha \lambda_0 \Delta t_2} \left\{ (1 - \epsilon t_{\text{в}}) \left[\frac{r_0(\alpha r_0 + 2\lambda)}{6} - \frac{\alpha r^2}{2} - \frac{(\lambda_0 - \alpha r_0)r^3}{3r_0^2} \right] - \right. \\ \left. - \frac{\epsilon \alpha \Delta t_2}{2r_0} \left[\frac{r_0^3}{6} + \frac{r^2(2r - 3r_0)}{6} \right] \right\} \quad (\text{II},40)$$

Пусть C_x — концентрация вещества в момент τ , отнесенная к начальной массе образца; C_0 — начальная концентрация. Тогда, очевидно

$$\frac{r}{r_0} = \left(\frac{C_x}{C_0} \right)^{1/3} \quad (\text{II},41)$$

Подставляя (II,41) в (II,40), получаем время разложения куска

$$\tau = \frac{Q_y \rho_0 C_0 r_0}{300 \alpha \lambda_0 \Delta t_2} \left\{ (1 - \epsilon t_{\text{в}}) \left[\lambda_0 + \frac{\alpha r_0}{2} - \frac{3}{2} \alpha r_0 \left(\frac{C_x}{C_0} \right)^{2/3} - \right. \right. \\ \left. \left. - (\lambda_0 - \alpha r_0) \frac{C_x}{C_0} \right] - \frac{3\epsilon \alpha \Delta t_2}{2} \left[\frac{r_0}{6} - \frac{r_0}{3} \frac{C_x}{C_0} - \frac{r_0}{2} \left(\frac{C_x}{C_0} \right)^{2/3} \right] \right\} \quad (\text{II},42)$$

Представляют интерес следующие частные случаи:

1. Термофизические характеристики не зависят от температуры ($\epsilon = 0$). Тогда из (II,42) получаем

$$\tau = \frac{Q_y \rho_0 C_0 r_0}{300 \alpha \lambda_0 \Delta t_2} \left[\lambda_0 + \frac{\alpha r_0}{2} - \frac{3}{2} \alpha r_0 \left(\frac{C_x}{C_0} \right)^{2/3} - (\lambda_0 - \alpha r_0) \frac{C_x}{C_0} \right] \quad (\text{II},43)$$

Формула (II,38) совпадает с аналогичной формулой для определения времени разложения [21].

2. Примем, следуя работе [21], что для практических случаев нагревания кусков горячими газами члены с α в соотношении для времени разложения можно исключить ввиду их низких значений. Хотя последнее допущение не вполне справедливо для наших условий, приведем окончательное выражение для τ :

$$\tau = \frac{Q_y \rho_0 C_0 r_0}{300 \alpha \lambda_0 \Delta t_2} \left(1 - \frac{C_x}{C_0} \right) (1 - \epsilon t_{\text{в}}) \quad (\text{II},44)$$

3. Время полного разложения можно получить из (II,42), полагая $C_x = 0$:

$$\tau_{\text{п}} = \frac{Q_y \rho_0 C_0 r_0}{300 \alpha \lambda_0 \Delta t_2} \left[(1 - \epsilon t_{\text{в}}) \left(\lambda_0 + \frac{\alpha r_0}{2} \right) - \frac{1}{4} \epsilon \alpha \Delta t_2 r_0 \right] \quad (\text{II},45)$$

Переменная температура греющей среды. Изменение ее выражается формулой

$$t_{\text{с}} = t_{\text{с},0}(1 + b\tau)$$

Разбиваем диапазон изменения температуры $t_{\text{с}}$ на n временных интервалов продолжительностью $\tau_i = t'_i - t''_i$ ($i = 1, 2, \dots, n$) и в пределах каждого интервала $t_{\text{с}}$ принимаем постоянной. Тогда, например, в пределах первого интервала температуру греющей среды можно определить по формуле

$$t_{\text{с}1} = t_{\text{с},0} \left(1 + b \frac{\tau_1}{2} \right) \quad (\text{II},46)$$

где τ_1 — конец первого интервала (считаем $\tau'_0 = 0$).

Обозначим для сокращения в соотношении (II,42)

$$\frac{Q_y \rho_0 C_0}{300 \alpha \lambda_0} = M \quad (\text{II},47)$$

а выражение в скобках через $F(\Delta t_2)$. Тогда вместо (II,42) имеем

$$\tau = \frac{M}{\Delta t_2} F(\Delta t_{21}) \quad (II,48)$$

Время разложения в конце первого интервала определяем по формуле

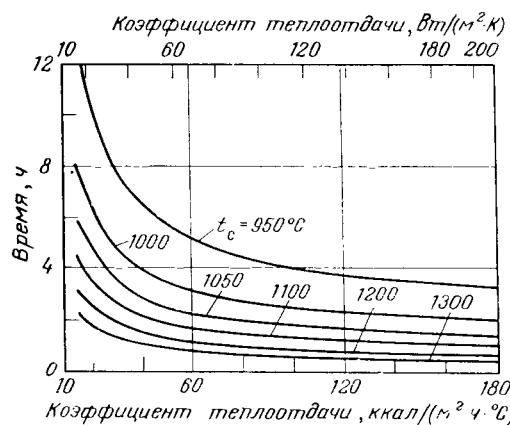


Рис. 4. Зависимость продолжительности полного разложения известняка от значений коэффициента теплоотдачи от газов к куску $d = 0,1$ м.

При расчете по приведенным формулам следует иметь в виду, что начальная концентрация неразложившегося вещества в каждом интервале C_{0i} будет определяться остаточной концентрацией неразложившегося вещества на предыдущем интервале. Вводя степень разложения по формуле

$$\sigma = \frac{C_0 - C_x}{C_0} \quad (II,54)$$

имеем $C_{01} = C_0$, $C_{02} = C_0 \sigma_1$, ..., $C_{0n} = C_0 \sigma_1 \sigma_2 \dots \sigma_{n-1}$.

Рассмотрим конкретные примеры расчетов по выведенным выше формулам.

1) Определим время полного разложения куска известняка сферической формы $r_0 = 0,05$ м при постоянной температуре окружающей среды в интервале 950–1300 °С, принимая диапазон изменения коэффициента теплообмена от 15·4,19 до 200·4,19 кДж/(м²·ч·К).

Для определения теплофизических характеристик воспользуемся уравнениями, приведенными в главе 1.

Для известия из известняка при $\rho_{изв}^{изм} = 1700$ кг/м³

$$\lambda_t = 1,56 (1 - 0,42 \cdot 10^{-3} t)$$

откуда $\lambda_0 = 1,56$; $\epsilon = -0,42 \cdot 10^{-3}$.

Начальное содержание CaCO_3 примем $C_0 = 98\%$, удельный расход тепла $Q_y = 425 \cdot 4,19$ кДж/кг. Температуру разложения определим из (II,6) при концентрации $\text{CO}_2 = 0$. Плотность известняка $\rho_0 = 2553$ кг/м³.

Результаты расчетов представлены на рис. 4. Из графика, в частности, следует, что до $\alpha = 100$ лимитирующей стадией теплопередачи является подвод теп-

ла от пластики куску, выше этого значения и интенсификация внешнего теплообмена почти не оказывается на общем коэффициенте теплопередачи. в результате чего время полного разложения куска остается практически неизменным.

Ноправка, учитывающая изменение теплофизических характеристик с изменением температуры, достигает существенной величины: 50–70%, что еще раз подтверждает необходимость учета этих характеристик.

2) Определим время полного разложения куска известняка из примера 1 при изменении температуры среды от 900 до 1300 °С по линейному закону

$$t_c = t_{c0} (1 + bt) \quad (II,55)$$

По экспериментальным данным $b = 0,11$. Для расчета принимаем $a = 22,4 \cdot 4,19$ кДж/(м²·ч·К).

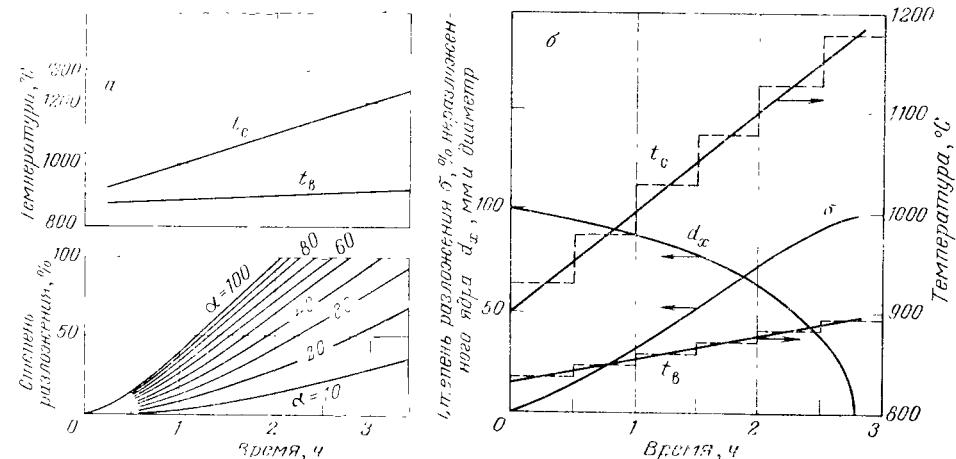


Рис. 5. Зависимость степени разложения от температуры при $d_0 = 100$ мм:
а — для известняка при различных α ; б — для мела при $\alpha = 22,4 \cdot 4,19$ кДж/(м²·ч·К).

Для решения поставленной задачи выбираем интервалы времени обжига, равные 0,5 ч. и определяем количество разложившегося вещества за этот период при средних температурах среды t_c и диссоциации куска t_b . Результаты расчетов представлены на рис. 5. Кусок $d = 0,1$ м разложится через 2 ч 45 мин, и процесс закончится при $t_c = 1180$ °С.

Таким образом, если известно изменение температуры среды во времени, то можно определить при каком значении t_c завершится обжиг куска.

Математическое описание, рассмотренное в настоящем разделе, относилось к кускам сферической формы. Вводя для несферических частиц фактор формы Φ , можно пользоваться всеми выведенными выше соотношениями. Так, при определении времени разложения, в первом приближении, найденное значение τ можно умножить на отношение $3/\Phi$ (где 3 — значение фактора формы для шара).

Экспериментальное определение фактора формы, описанное в работе [27], показало хорошее совпадение расчетных и опытных данных (табл. 6).

Таблица 6. Значения фактора формы [27]

Форма куска	Измерено		Рассчитано		
	известняк		мел	нулевое	
	массивный	рыхлый		приближение	
Шар	2,70	2,62	2,78	3,0	2,85
Куб	2,04	2,08	2,18	2,2	—
Цилиндр	1,78	1,86	1,82	2,0	1,96
Пластинка	1,00	1,00	1,00	1,00	—

На рис. 6 представлено изменение средней скорости продвижения зоны диссоциации для кусков мела цилиндрической формы при $R_0 = H = 80$ мм (кривая 1, данные автора) и кусков известняка неправильной формы (кривая 2, [20]) с эквивалентным диаметром от 30 до 80 мм.

Свободная поверхность кусков известняка неправильной формы на 20—50% больше, чем у сферы такого же объема. Поверхность цилиндра высотой, равной диаметру основания, на 14% больше поверхности сферы, равной по объему, следовательно, данные для цилиндра сопоставимы с данными для кусков неправильной формы.

Из экспериментальных данных следует, что скорость продвижения зоны диссоциации у мела выше, чем у известняка. Объясняется это тем, что мел, с одной стороны, более порист, т. е. в единице объема вещества содержится

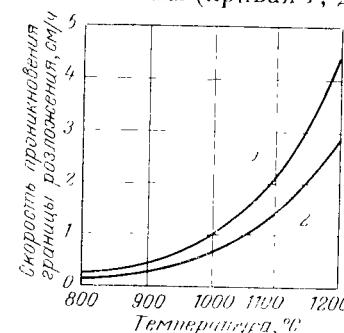
Рис. 6. Зависимость средней скорости проникновения границы разложения для мела (1) и известняка (2) от температуры.

меньше CaCO_3 , а с другой — температурный перепад между газовым потоком и реакционной зоной для пород различной степени дисперсности неодинаков.

ПРОЦЕССЫ СПЕКАНИЯ ПРИ ОБЖИГЕ CaCO_3 И ИХ ВЛИЯНИЕ НА СВОЙСТВА CaO

При нагревании частиц карбоната кальция до температуры диссоциации, а также при прокалке образующейся окиси кальция происходит спекание материала, сопровождающееся повышением предела прочности на раздавливание.

Механизм процесса спекания [28] заключается в следующем. Малые кристаллические зерна под влиянием сил молекулярного (атомного) сцепления срастаются друг с другом в компактное кристаллическое тело. Часть пор оказывается окруженной со всех сторон компактным кристаллическим веществом. Образовавшееся таким образом еще сохраняет поликристаллическую структуру. Дальней-



шее прокаливание (при более высокой температуре) вызывает рекристаллизацию — рост кристаллов.

При спекании, наряду с образованием поликристаллических зерен, идет процесс «заживления» кристаллов, имеющих искажения в первичной кристаллической структуре — в кристаллической решетке [29]. С повышением температуры «дефектные», «несовершенные», неравновесные кристаллы превращаются в нормальные. Процесс «заживления» кристаллов сопровождается понижением активности вещества. Существование искажений в кристаллической решетке выявляется по пониженной плотности, пониженной степени резкости линий на рентгенограмме, повышенным теплотам растворения и другим свойствам.

Детали процесса спекания удалось наблюдать с помощью электронного микроскопа [30, 31]. Отмечалось, что спекание материала сопровождается перемещениями (поворотами, скольжением) целых кристаллов относительно друг друга.

Изучение спекания углекислых солей [32] показало, что начиная с 700 °C прочность спеков резко повышается. Это обусловливается наличием двух фаз — окиси кальция и карбоната кальция.

А. Ф. Борячеком и И. А. Беловым были определены пределы прочности на раздавливание комового мела и брикетов из райгородского, белогоровского и голосниковского мела при нагревании до разных температур (табл. 7).

Таблица 7. Зависимость предела прочности на раздавливание комового мела и брикетов от температуры нагревания

Температура нагревания, °C	Предел прочности на раздавливание, Н/см ²		
	брикеты из мела		
	мел комовый	райгородского	белогоровского
100—110	340—650	96	88
300	640	108	81
500	790	144	300
700	1500	1008	825
900	2070	1260	1708

Образцы нагревали до указанных температур со скоростью 200 °C в час и охлаждали до комнатной температуры. Выдержка при максимальной температуре не проводилась.

Интенсивное повышение прочности образцов происходило при температурах нагрева выше 500 °C.

Аналогичное явление наблюдается и при прокалке CaO [18, 33—37]. Первоначально образовавшиеся кристаллики CaO высокодисперсны и имеют большое количество искажений в кристаллической решетке. По мере дальнейшего нагревания происходит «заживление» кристаллов и их спекание. Наглядное представление об этих процессах дают результаты определения температурной зависимости истинной и кажущейся плотностей окиси кальция (рис. 7), рентгено-

структурный анализ и наблюдения вторичной кристаллической структуры с помощью электронного микроскопа.

Окись кальция, полученная при низких температурах обжига (в вакууме), имела пониженную плотность и максимальную пористость. Время гашения ее водой, характеризующее реакционную способность, весьма незначительно и до $t_{обж} = 800^{\circ}\text{C}$ измерялось секундами.

Высокая активность извести объясняется наличием большого числа дефектов строения и высокой дисперсностью кристаллов. На фотографиях, полученных с помощью электронного микроскопа (рис. 8, а), контуры частичек CaO ($t_{обж} = 750^{\circ}\text{C}$ в вакууме) как бы усыпаны мельчайшими кристалликами, размер которых не превышает $0,03 - 0,05 \text{ мкм}$. Рентгеноструктурный анализ образцов подтвердил их высокую дисперсность при неизменных параметрах кристаллической решетки CaO [$a = (4,80 \cdot 0,01) \cdot 10^{-10} \text{ м}$].

В интервале $950 - 1200^{\circ}\text{C}$ (рис. 8, б) происходило уплотнение и упрочнение структуры (процесс спекания), уменьшилась пористость, увеличился зерна вещества с некоторым ростом размеров кристаллов (до $8 - 12 \text{ мкм}$). На снимке частицы CaO, полученной при температуре обжига 1100°C , также видна мелкопористая структура CaO, но на поверхности зерен уже почти нет субмикроскопических кристаллов.

При температуре прокаливания $1200 - 1400^{\circ}\text{C}$ протекал процесс рекристаллизации. На рентгенограммах наблюдался значительный рост кристаллов. Некоторое снижение их истинной плотности указывает, по-видимому, на образование разобщенных пор. Реакционная активность окиси кальция снижается.

Дальнейшее повышение температуры сопровождалось ростом кристаллов и заполнением «скрытых» пор. Компактность структуры CaO возрастила, на снимках хорошо видны грани кристаллов (рис. 8, в).

Процесс спекания протекает во времени, причем каждой температуре по окончании спекания соответствует определенное состояние вторичной кристаллической структуры, а следовательно, и определенная реакционная активность окиси кальция. Реакционную актив-

ность окиси кальция или так называемую относительную активность извести можно характеризовать временем достижения максимальной температуры при взаимодействии CaO с водой.

На рис. 9 приведена зависимость времени гашения CaO от продолжительности прокаливания при 1200°C . Из этих данных видно, что изменение времени прокаливания извести от 15 до 60 мин значительно уменьшает ее реакционную активность, в то время как дальнейшее увеличение продолжительности процесса (до 7 ч) практически уже не влияет на время гашения извести, полученной из про-

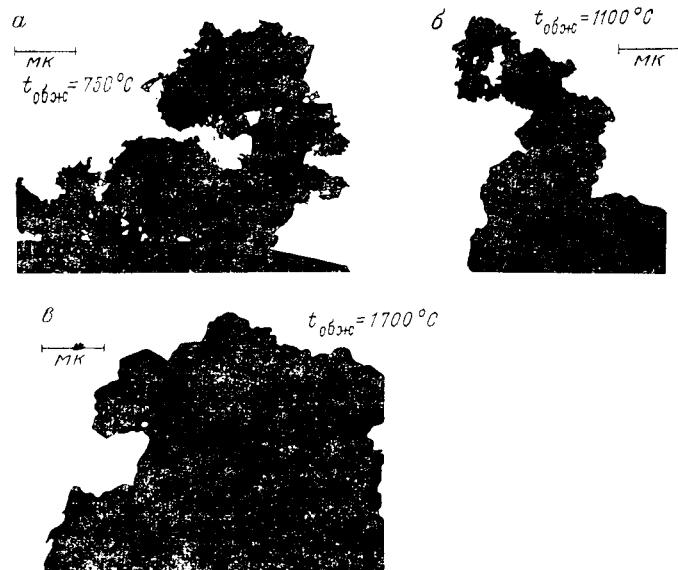


Рис. 8. Вид частиц CaO под электронным микроскопом после обжига при различной температуре.

мышленного карбонатного сырья (мел Секменевского, Райгородского и Голосниковского карьеров, известняк горы Шахтау).

В случае обжига чистой окиси кальция ее реакционная активность падает с увеличением продолжительности обжига, хотя и в очень незначительной степени [34].

Влияние температуры и продолжительности обжига на величину кажущейся плотности [18] показано на рис. 10.

Изменение кажущейся плотности также характеризует состояние вторичной кристаллической структуры, т. е. реакционную активность CaO. Из приведенных данных следует, что в первые два часа наблюдается увеличение кажущейся плотности, после чего она остается постоянной, характерной для данной температуры прокаливания. Позже к аналогичному выводу пришли другие авторы [38—41]. Таким образом, можно констатировать, что процесс спека-

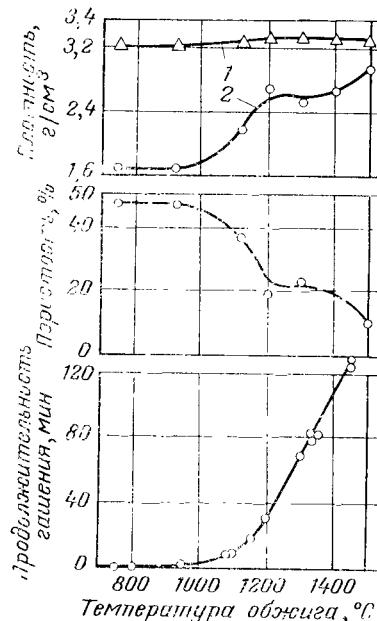


Рис. 7. Зависимость истинной (1) и кажущейся (2) плотности, а также пористости и времени гашения извести из кальциита от температуры обжига.

ния заканчивается в течение первых 1—2 ч прокаливания при заданной температуре.

Зависимость между температурой обжига и временем гашения может быть использована для определения температуры прокаливания CaO по ее относительной активности.

В работе [42] приведены результаты измерения размеров кристаллов CaO . При температуре обжига 800°C и выдержке 10 ч размеры кристаллов составляли 0,3 мкм, при 900°C и той же выдержке они увеличились до 0,5—0,7 мкм, при 1200°C через 1,5 ч прокаливания — до 3—5 мкм, а после 10 ч прокаливания — до 6—13 мкм.

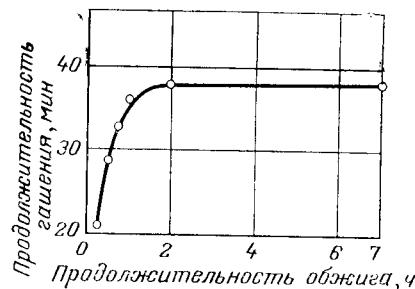


Рис. 9. Зависимость продолжительности гашения CaO от продолжительности обжига.

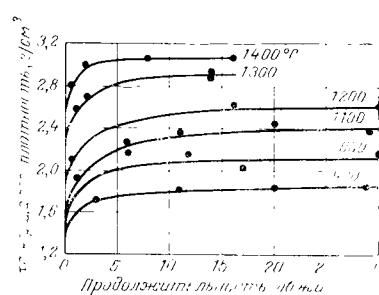


Рис. 10. Зависимость кажущейся плотности извести от температуры и продолжительности обжига.

Степень усадки образцов при обжиге приведена в работах [43, 44].

При температуре обжига 910°C усадка CaO составила 5% (обжигался исландский шпат); при 1120°C она увеличилась до 10—15%, а при 1210°C достигла 20%, т. е. теоретического максимума [45—48], и получался и плотно спекшийся продукт.

Аналогичная картина наблюдается и при прокаливании доломита и магнезита.

Определение зависимости размера частиц MgO от температуры обжига и времени выдержки описано в работе [46]. Подтверждено, что размер частиц увеличивается, а пористость и реакционная способность MgO уменьшаются по мере повышения температуры обжига. Отмечается [48], что реакционная способность MgO , например скорость гидратации, зависит не от удельной поверхности образца, а от определяемой удельной поверхности микропор материала.

О состоянии кристаллической структуры вещества можно судить также по электропроводности или электрическому сопротивлению образцов. Электропроводность в ионных кристаллах вызывается движением ионов, находящихся в дефектных местах кристаллической решетки. С увеличением энергии взаимодействия ионов в решетке, с повышением частоты и уменьшением амплитуды колебаний проводимость ионных соединений уменьшается.

В работе [38] измеряли электрическую проводимость обожженных дисков диаметром 70 мм и толщиной 6 мм, спрессованных из порошка известняка под давлением $3 \cdot 10^7 \text{ Па}$ (300 кгс/см^2). Обжиг проводили в интервале температур 1100 — 1400°C с экспозицией при заданной температуре в течение 30 мин. Осуществлялись как постепенный, так и «резкий» режимы обжига: в последнем случае образец вносили в предварительно нагретую до заданной температуры печь на 30 мин. При постепенном обжиге образцы разогревали вместе с печью.

Авторами установлено, что резкий обжиг благоприятствует формированию правильной кристаллической решетки. Электропроводность CaO , образовавшейся при быстром нагреве карбоната кальция, как правило, ниже электропроводности образцов, полученных при медленном обжиге.

Проведено [49] интересное исследование связи между физическими (определенными полупроводниковой природой CaO) и химическими свойствами извести. Сопоставление экспериментальных данных показало, что образцы с более низкой температурой начала эмиссии имеют высокую теплоту гидратации. Поскольку начало термоионной эмиссии определяется работой выхода электрона и, следовательно, положением уровня Ферми в кристалле, реакционная способность извести в процессе гидратации также зависит от уровня Ферми в CaO . Чем выше уровень Ферми, тем активнее известь.

Влияние примесей на процесс спекания сводится к тому, что образующиеся из них легкоплавкие соединения заполняют межкристалльные поры, способствуя или в некоторых случаях препятствуя спеканию и рекристаллизации.

Опытные данные показывают, что ряд легкоплавких добавок, например Na_2O , K_2O и др., значительно ухудшают спекание, несмотря на то что содержание расплава в массе увеличивается. Окислы железа и алюминия, наоборот, способствуют спеканию в результате понижения температуры образования жидкой фазы.

Влияние поваренной соли на обжиг известняка описано в работе [50]. Известь, обожженная без добавки NaCl , имела, в зависимости от температуры обжига, кристаллы следующих размеров: при 1000°C — около 1 мкм, при 1200°C — 2 мкм, а при 1300°C — ~3 мкм. Агрегаты кристаллов получались более компактными с ростом температуры обжига. Оксись кальция, обожженная при 1670°C , представляла собой плотную массу, состоящую из кристаллов размером 20—60 мкм.

В присутствии паров NaCl кристаллы росли значительно интенсивнее. Если при 1000°C они имели размер примерно такой же, как и без NaCl (1 мкм), то при 1200°C они достигали ~8 мкм, а при 1300°C — ~11 мкм. Кристаллы CaO , обожженной в присутствии NaCl , представляли собой многогранники одинаковых размеров. Увеличиваясь в размерах, они образовывали рыхлые, пористые агрегаты.

Некоторые природные карбонаты кальция содержат хлористый натрий (например, мел Индерского месторождения). При обжиге их

действительно получается очень рыхлая, рассыпающаяся в порошок известь, вследствие чего такие карбонатные породы в ряде случаев не могут быть использованы для обжига в шахтных печах.

ПОБОЧНЫЕ РЕАКЦИИ ПРИ ОБЖИГЕ

Реакции CaO с SiO₂. Кремнезем — постоянный спутник карбонатных пород. Он находится в них в виде отдельных включений либо равномерно распределен по всей массе. Содержание SiO₂ в карбонатной породе обычно не превышает 3—3,5 %.

Чистый кремнезем плавится при 1713 °С. В реакции с основными окислами он вступает в твердом состоянии уже при 700—800 °С [51]. Чем равномернее распределен SiO₂ в известняке или меле, тем быстрее и полнее идет реакция взаимодействия с образованием следующих соединений [52]: CaO·SiO₂ — метасиликат кальция ($t_{\text{пл}} = 1540$ °С), 3CaO·2SiO₂ — полуторакальциевый силикат ($t_{\text{пл}} = 1475$ °С), 2CaO·SiO₂ — двукальциевый силикат, или ортосиликат ($t_{\text{пл}} = 2130$ °С), 3CaO·SiO₂ — трехкальциевый силикат ($t_{\text{разл}} = 1900$ °С).

Двукальциевый силикат существует в трех модификациях: α -, β -, γ - . Самой устойчивой является γ -2CaO·SiO₂. При превращении β - в γ -форму происходит рассыпание материала вследствие значительного увеличения объема. Плотность β -2CaO·SiO₂ — 3,28, а γ -2CaO·SiO₂ — 2,97 г/см³.

По данным [51, 52], при спекании CaO с SiO₂ всегда вначале образуется двукальциевый силикат, независимо от первоначального состава смеси.

Ввиду того что в извести имеется избыток CaO, реакция взаимодействия идет в сторону наибольшего насыщения силикатов окиси кальция до образования трехкальциевого силиката.

Силикаты кальция представляют собой весьма тугоплавкие соединения и при 1300—1400 °С не образуют плава. Вместе с тем при наличии жидкой фазы они могут растворяться в ней.

Кремнезем может вступать во взаимодействие не только с CaO, но и с другими окислами — Al₂O₃, Fe₂O₃, MgO. Однако осуществление этих реакций, вследствие незначительного содержания указанных окислов по сравнению с CaO, вряд ли возможно, поэтому их обычно не учитывают.

Силикаты кальция, образующиеся в процессе обжига, представляют собой безвозвратные потери обожженной извести.

Реакции CaO с Fe₂O₃ и Al₂O₃. Окислы железа и алюминия также являются непременными спутниками карбонатных пород. Окраска природных карбонатов часто обусловлена наличием окиси железа.

В системе CaO — Fe₂O₃ известны монокальциевый и двукальциевый ферриты: CaO·Fe₂O₃ ($t_{\text{пл}} = 1225$ —1250 °С) и 2CaO·Fe₂O₃ ($t_{\text{пл}} = 1300$ —1325 °С).

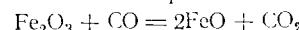
Реакция в этой системе протекает уже при 800—900 °С. Ферриты кальция плавятся при сравнительно низких температурах и вызывают снижение температуры плавления соответствующих систем.

При этом, очевидно, снижается и вязкость жидкой фазы, которая определяет способность «обволакивать» зерна извести [51].

Насколько велико влияние окиси железа на снижение температуры образования жидкой фазы, видно из того, что при производстве цемента Fe₂O₃ применяют в качестве минерализующей добавки.

Огромное влияние оказывает окись железа и на стойкость футеровки. Известно, что при высоких температурах шамот не обладает стойкостью к окислам железа. Стойким огнеупором в этом случае оказывается магнезит (MgO). Окись железа образует с MgO магнезиоферрит MgO·Fe₂O₃, который, в свою очередь, входит в твердый раствор с MgO. Магнезиоферрит и твердый раствор высокоогнеупорны. Плавление не начинается до тех пор, пока содержание Fe₂O₃ не превысит 70 %.

Некоторые авторы [53] полагают, что окись углерода, которая всегда присутствует в газе, в зоне обжига может восстанавливать окись железа в закись железа по реакции



Закись железа способна образовывать чрезвычайно легкоплавкие соединения, как, например, файялит 2FeO·SiO₂ ($t_{\text{пл}} = 1065$ °С). Это позволяет предположить, что в процессе обжига закись железа может иметь еще большее значение, чем окись.

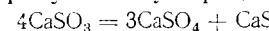
Глиозем, по данным различных авторов, вступает в реакцию с CaO в интервале температур 500—900 °С. Реакция образования алюминиатов идет с большой скоростью при 1000 °С, причем сначала образуется моноалюминат кальция CaO·Al₂O₃. По мере дальнейшего повышения температуры соединение насыщается окисью кальция и образуется 3CaO·Al₂O₃. Трехкальциевый алюминиат обладает исключительной способностью переводить известь в малоактивную форму.

Трехкальциевый алюминиат с ферритом кальция образует браунмиллерит 4CaO·Al₂O₃·Fe₂O₃ ($t_{\text{пл}} = 1380$ °С). Соединения этого типа и составляют основную массу жидкой фазы. В расплавившихся алюминиатах и ферритах кальция растворяются затем MgO и CaO, а также силикаты кальция. После образования жидкой фазы реакция между CaO и SiO₂ идет более полно [51].

Таким образом, соединения CaO с окислами железа и алюминия наиболее легкоплавки и образуют первые порции жидкой фазы. Следовательно, можно сделать вывод, что окислы железа и алюминия играют более важную роль при оплавлении извести, чем кремнезем.

Влияние CaSO₄. Небольшое количество сульфата всегда присутствует в карбонатных породах. Содержание сульфата в извести может увеличиваться за счет образования его в процессе обжига при использовании сернистых углей. Некоторое количество сульфата, как и других примесей, попадает в известь с золой топлива.

Сернистый ангидрид поглощается известью значительно быстрее, чем CO₂, и при более низких температурах (~ 400 °С). До 550 °С реакция протекает с образованием сульфита кальция, а при более высоких температурах образуются сульфид и сульфат:



Детальное изучение термической диссоциации гипса [54] показало, что разложение начинается при 1100 °С и в интервале 1100—1400 °С протекает с небольшой скоростью из-за образования весьма вязкой жидкой фазы. Выше 1400 °С разложение идет быстро.

Основное влияние примеси сульфата на процесс обжига известняка заключается в понижении температуры образования жидкой фазы. Гипс, как и окись железа, является добавкой, обеспечивающей более легкую спекаемость портландцементного клинкера [51].

Наличие примеси сульфата кальция влияет также и на процесс гидратации известняка, сильно замедляя его.

Влияние $MgCO_3$. При диссоциации природных карбонатов кальция происходит разложение и $MgCO_3$. Карбонат магния всегда присутствует в природных карбонатах кальция. В зависимости от его содержания различают известняки чистые, доломитизированные (12—21%) и магнезиальные (выше 21% $MgCO_3$).

Разложение доломитизированных известняков идет в две стадии [7, 55, 56]. Вначале разлагается $MgCO_3$, затем $CaCO_3$. Температура разложения $MgCO_3$, по данным различных авторов, колеблется от 402 °С (по Марку и Симеку) до 756 °С (по Митчеллу). Такой широкий диапазон температур разложения объясняют различной структурой $MgCO_3$ в природных карбонатах.

Так как обжиг $CaCO_3$ идет при значительно более высоких температурах, чем обжиг $MgCO_3$, то получающийся MgO теряет в значительной степени свою активность при нагревании до температуры разложения $CaCO_3$.

Окись магния из-за наличия избытка CaO не вступает во взаимодействие с другими примесями. Многие исследователи указывают, что MgO даже в расплаве находится, как правило, в свободном состоянии. Окись магния заметно понижает температуру плавления жидкой фазы и сама способна растворяться в расплаве в значительном количестве [57].

Таким образом, присутствующий в известии $MgCO_3$ не просто балласт, как утверждают некоторые авторы [58, 59], а вредная примесь, способствующая образованию жидкой фазы.

Влияние водяных паров. Присутствие водяных паров оказывает влияние на процесс диссоциации $CaCO_3$, если последний протекает при низких температурах окружающей среды. Каталитическое действие водяного пара особенно резко выражено при 650—750 °С. Это действие объясняется [51] тем, что водяной пар адсорбируется на поверхности реагирующих кристаллов, нарушая устойчивость этих частей решетки и облегчая выход колеблющихся ионов за ее пределы.

При высоких температурах обжига (1000 °С и выше), которые обычно наблюдаются в промышленных печах, присутствие водяного пара не оказывает каталитического действия на процесс диссоциации. Он, по-видимому, подобно другим инертным газам, диффундирует в зону разложения куска и понижает парциальное давление двуокиси углерода. Это подтверждается наблюдениями [18] за измене-

нием давления внутри испытуемых образцов (цилиндры диаметром 85 мм и высотой 250 мм) через вмонтированную в ядро герметическую трубку с термопарой. Особенно удачные результаты были получены в опытах с мелом. Результаты замеров температуры и давления для случая замены двуокиси углерода азотом и водяным паром приведены на рис. 11.

При замене двуокиси углерода азотом наступал неожиданный и сравнительно высокий подъем давления, который через некоторо-

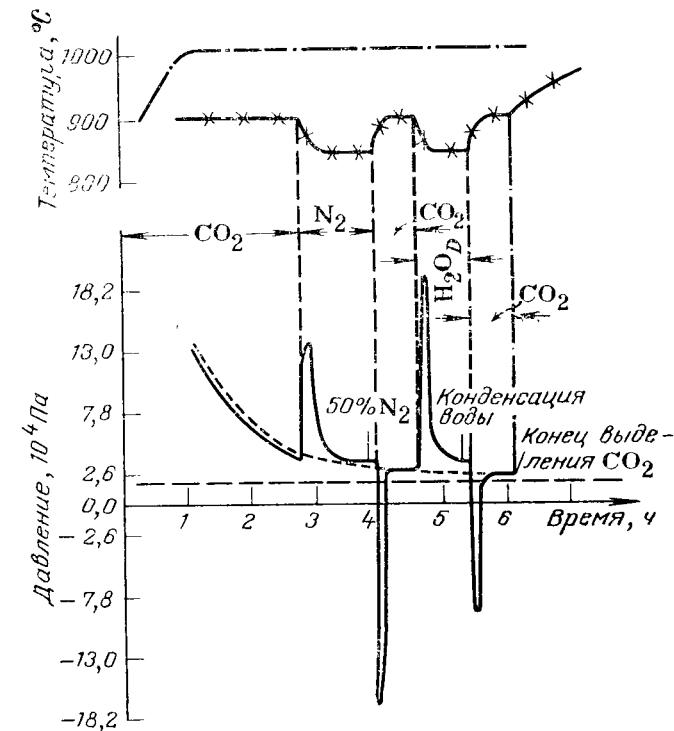


Рис. 11. Зависимость давления и температуры при разложении карбоната кальция от условий внешней среды:

— температура поверхности; — $x-x-x$ — температура ядра; — давление в ядре; — давление в печном пространстве; давление в ядре при атмосфере, состоящей из чистой двуокиси углерода.

время прекращалась. Затем давление падало, но оставалось несколько более высоким, чем в атмосфере CO_2 . Если в печь снова подавали CO_2 , то столь же быстро в куске создавалось разрежение. Те же явления наблюдались в случае применения вместо азота водяного пара. Было замечено, что кривая давления в присутствии посторонних газов лежит выше, чем при чистой двуокиси углерода.

Автор объясняет изменение давления внутри куска следующим образом. При подаче инертного газа скорость диффузии его внутрь

куска превосходит скорость обратной диффузии двуокиси углерода и в куске возникает повышенное давление. Аналогично объясняется возникновение разрежения внутри куска при замене в окружающей среде инертного газа на чистую двуокись углерода.

Влияние вторичной карбонизации. Взаимодействие окиси кальция с двуокисью углерода начинается при 350 °С и ускоряется при повышении температуры. Значительная скорость достигается при 600 °С и выше. Исследование [60] показало, что рекарбонизация протекает при комнатной температуре не только во влажном, но и в абсолютно сухом CO₂. Водяные пары ускоряют рекарбонизацию при температуре ниже температуры разложения гидрата окиси кальция и незначительно замедляют ее выше этой температуры.

Скорость реакции карбонизации и полнота ее зависят также от качества извести и степени ее измельчения.

В том случае, когда окись кальция в известковой печи находится в атмосфере, содержащей CO₂, при 600—800 °С может протекать реакция вторичной карбонизации. При этом куски извести покрываются плотной коркой CaCO₃.

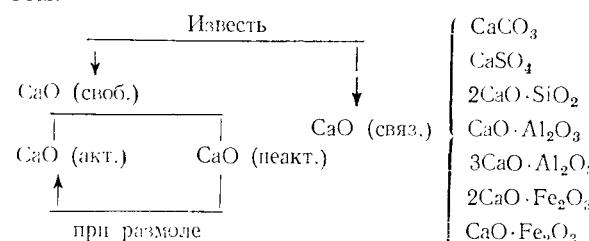
СОСТАВ ЗАВОДСКОЙ ИЗВЕСТИ И ПРИЧИНЫ ОБРАЗОВАНИЯ НЕАКТИВНОЙ ОКИСИ КАЛЬЦИЯ

В состав заводской извести входит свободная и связанныя, активная и неактивная окись кальция.

Свободная CaO включает активную и неактивную окись кальция. Связанной CaO называется окись кальция, которая вступила во взаимодействие с примесями и образовала новые химические соединения. Она представляет собой безвозвратные потери и не может называться неактивной известью.

Неактивная CaO — часть свободной окиси кальция, которая в обычных условиях гашения не реагирует с водой, но может быть превращена в активную (например, при тонком размоле).

Активная CaO — часть свободной окиси кальция, которая реагирует с водой в обычных условиях гашения (без предварительного размола). Схематически превращения CaO можно представить следующим образом:



Неактивная известь может образовываться за счет обволакивания зерен CaO пленкой шлака, а также вследствие структурных изменений, происходящих под влиянием высокой температуры обжи-

га. Ошлакование зерен происходит в случае образования в печи жидкой фазы. Механизм появления плавов достаточно изучен и заключается в следующем [51]. Продукты взаимодействия CaO с примесями: CaO·Fe₂O₃, 2CaO·Fe₂O₃, CaO·Al₂O₃, 3CaO·Al₂O₃ — в присутствии MgO и CaSO₄ расплываются при 1250—1300 °С (в зависимости от состава образованной системы) и растворяют значительные количества свободного MgO и CaO (до 40—50% от массы плава). Растворенная окись кальция еще энергичнее взаимодействует с непрореагировавшими примесями и шамотной футеровкой. В плаве могут растворяться также силикаты кальция. При попадании плава встыки между отдельными кирпичами футеровки печи резко возрастает поверхность взаимодействия, а следовательно, и количество образующейся жидкой фазы, которая обволакивает зерна CaO медленно гидратируемой пленкой. В процессе гашения такая известь не успевает прореагировать с водой, что приводит к потерям CaO (своб.).

В случае образования больших количеств плава последний стекает вниз и при встрече с более холодным газом застывает, образуя пастыли на стенах шахты и так называемые «козлы» (спекшиеся глыбы).

Из анализа средней пробы заводской извести, полученной в обычных условиях, видно, что общее содержание примесей за счет золы увеличивается незначительно, однако распределение их по фракциям извести далеко не одинаково (табл. 8) [60].

Таблица 8. Химический состав (в %) различных фракций извести

Фракция извести, мм	Содержание фракции в общей массе, %	Сумма примесей Σ	R ₂ O ₃	SiO ₂	CaSO ₄	MgO	CaO (общ.)	CaO (своб.)	CaCO ₃
Обжиг на коксе									
0—1	2,5	21,58	5,71	10,22	5,10	0,55	74,23	64,85	4,2
1—4	5,0	16,21	4,48	7,82	3,27	0,64	79,46	70,83	4,1
4—15	15,5	11,22	4,08	5,08	1,54	0,52	83,53	76,94	4,3
15—40	17,1	6,92	1,98	4,14	1,05	0,75	89,17	83,66	3,6
40 и выше	57,3	6,85	1,70	3,77	0,63	0,75	90,54	86,00	1,8
Обжиг на аглопатите									
0—3	5,5	15,66	3,75	7,23	4,04	0,64	79,80	66,80	2,70
3—20	18,6	6,85	2,57	2,58	1,21	0,49	87,40	74,30	1,80
20—50	49,6	4,00	1,76	0,80	1,07	0,37	92,85	75,70	2,39
50 и выше	26,3	3,92	1,29	0,70	1,47	0,46	92,80	68,90	3,40

Из таблицы видно, что примеси, вносимые с золой топлива, присыпаются главным образом к мелким фракциям извести. Мелкие куски карбонатного сырья обжигаются в печи значительно быстрее, следовательно, полученная из них известь успевает нагреться до бо-

лее высокой температуры. Это обстоятельство, а также хорошее перемешивание мелочи с золой, обеспечивающее большие поверхности контакта, способствуют образованию шлаковой пленки именно на мелких зернах извести.

Для того чтобы установить потери CaO (своб.) в результате шлакования (образования неактивной формы), были проведены специальные опыты по гашению заводской извести (химический состав ее по фракциям приведен в табл. 8).

Температура нагревания мелких фракций извести при обжиге достигала 1300 °С (определения производились по изменению относительной активности окиси кальция с температурой прокаливания). Для выяснения максимально возможных потерь окиси кальция в наиболее крупной фракции извести в виде неактивного CaO были отобраны куски, имеющие ошлакованную поверхность.

Зависимость содержания неактивной CaO в ошлакованных кусках заводской извести от температуры обжига и размеров кусков приведена ниже:

Фракция извести, мм	0-3	3-20	3-20	20-50	50 и выше
Температура обжига, °С	1300	1300	1300	1250	1250
Содержание CaO, %					
свободного	66,8	71,3	74,3	75,7	68,9
неактивного	34,5	19,0	20,2	17,3	11,7

Размеры потерь CaO за счет рекристаллизации определены для извести, полученной обжигом мела Секменевского карьера: 79,06% CaCO₃, 1,30% SiO₂, 0,39% R₂O₃, 0,21% CaSO₄, 0,64% MgCO₃, 18,40% влаги.

Обжиг мела в лабораторных условиях производился в электрической печи. Известь при температуре обжига выдерживалась 1 ч, что обусловлено кинетикой процесса рекристаллизации CaO.

Содержание CaO(неакт.) в извести, полученной из мела Секменевского карьера, приведено ниже:

Температура, °С	1200	1250	1300	1350	1400
Содержание CaO, %					
свободного	87,6	91,1	87,6	92,3	85,7
неактивного	0,5	1,1	1,9	9,2	23,6

Полученные результаты свидетельствуют о том, что при малом содержании примесей в карбонатном сырье (~3%) неактивная окись кальция образуется лишь при 1350—1400 °С. Содержание неактивной CaO в извести при температуре обжига 1400 °С достигает ~20—25%.

Однако такие высокие температуры в заводских печах наблюдаются лишь в очень редких случаях, так как это неизбежно вызывает прогар футеровки и выход печи из строя.

При температуре обжига, не превышающей 1300 °С (обычный режим обжига), в образовании неактивной окиси кальция превалирующее значение приобретает появление легколлавких продуктов взаимодействия CaO с примесями, золой топлива и шамотной футеровкой печи, которые обволакивают часть зерен окиси кальция инертной пленкой.

ГЛАВА III

ГОРЕНИЕ ТОПЛИВА

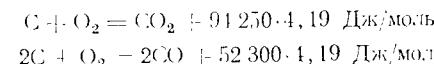
ГОРЕНИЕ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА В СЛОЕ

Процесс горения топлива в слое состоит из следующих стадий: подготовка топлива, восстановление двуокиси углерода на поверхности раскаленного топлива и выжиг коксового остатка [1—6].

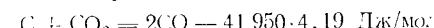
На стадии подготовки топлива происходит сушка его и отгонка летучих веществ (коксование). В восстановительной зоне протекает реакция $\text{CO}_2 + \text{C} \rightarrow 2\text{CO}$. В зоне выжига коксового остатка, называемой кислородной зоной горения, кислород расходуется на окисление углерода, в результате чего происходит интенсивное тепловыделение. Определяющей и лимитирующей интенсивность процесса горения оказывается стадия выжига коксового остатка.

Горение углерода можно формально характеризовать следующими химическими реакциями:

1. Соединение кислорода с углеродом, причем продуктами реакции могут быть как окись, так и двуокись углерода



2. Взаимодействие двуокиси углерода с углеродом



3. Соединение кислорода с окисью углерода



Весьма разнообразный комплекс химических реакций предопределяет большое качественное многообразие «химизма» процесса горения углерода.

Все эти реакции протекают через образование промежуточных углеродо-кислородных соединений и их распад. Механизм реакций включает следующие стадии:

диссоциация окислителя, которая происходит в процессе хемосорбции и гетерогенного катализа, в результате протекания гомогенных реакций цепного характера за счет термической диссоциации;

образование промежуточных соединений атомарного кислорода с топливом;

распад промежуточных соединений, структура и химическое строение которых определяют состав первичных продуктов горения.

На процесс горения существенное влияние оказывает внутреннее

строение твердого топлива, его петрографический состав и химический состав минеральной части (золы).

Количество сгорающего в единицу времени углерода зависит от концентрации кислорода у его поверхности (т. е. от скорости диффузии кислорода через газовую пленку) и температуры, которой определяется кинетика взаимодействия углерода с кислородом. Результатирующая скорость горения характеризуется состоянием двух процессов — диффузионного переноса газовых реагентов и процесса их соединения с углеродом. В зависимости от того, какой процесс является лимитирующим, различают кинетическую, переходную и диффузионную области.

Суммарный процесс слоевого горения углерода слагается из двух взаимосвязанных стадий: кислородной и восстановительной. Из одной стадии в другую процесс переходит непрерывно и характеризуется градиентом максимума концентрации CO_2 по высоте слоя. Продуктами реакций, протекающих в кислородной зоне, являются CO и CO_2 одновременно.

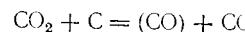
По мере форсирования дутья и соответственно роста температур в зоне горения значительно интенсифицируется процесс восстановления углекислого газа, частично захватывающий даже область кислородных реакций.

Максимальное значение температуры в слое соответствует максимальной концентрации CO_2 , т. е. относится к концу кислородной зоны.

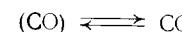
Соотношение продуктов сгорания $\text{CO} : \text{CO}_2$ в конце кислородной зоны при любом способе форсирования процесса не превышает единицы, тогда как к концу восстановительной зоны достигает 10 и более, свидетельствуя о том, что конечный состав продуктов горения определяется не скоростным режимом дутья, обеспечивающим «вынос» CO из кислородной зоны, а тепловым режимом области активного реагирования.

При увеличении содержания кислорода в дутье, а отчасти и при подогреве воздуха размеры обеих зон — и кислородной, и восстановительной — заметно сокращаются. Величина кислородной и восстановительной зон возрастает прямо пропорционально среднему размеру частиц угля. При увеличении скорости дутья размер кислородной зоны остается практически неизменным — для антрацита она равна примерно 2,5 диаметра куска. Размер восстановительной зоны в 3—4 раза превышает величину кислородной зоны.

Реакция восстановления CO_2 протекает в две стадии [7]. Вначале, при взаимодействии CO_2 с углеродом, образуется одна молекула окиси углерода, второй атом кислорода адсорбируется на поверхности углерода:



(CO) обозначает адсорбированную окись углерода. Вторая стадия состоит из обратимой десорбции CO :



Показано [8], что для реакции восстановления CO_2 характерно объемное реагирование углерода всех типов. Объемное, или внутреннее, реагирование является основным режимом почти для всех промышленных процессов. Если реакция $\text{C} + \text{O}_2$ в промышленных слоевых аппаратах практически почти всегда протекает в диффузионной области и только на внешней поверхности кусков кокса, то реакция $\text{CO}_2 - \text{C}$ почти всегда протекает в кинетической области и связана с внутренним реагированием в порах коксовых кусков.

В то время как горение углерода интенсифицируется повышением интенсивности переноса вещества и, в частности, увеличением скорости дутья, восстановление CO_2 коксом не может быть сколько-нибудь заметно интенсифицировано этим путем и требует повышения температуры или активности кокса.

После образования более или менее прочного поверхностного окисла (CO) скорость реакции определяется скоростью распада этого окисла под действием термического разложения и непосредственного «ударного» действия активированных газовых молекул двуокиси углерода [9].

Реакция восстановления CO_2 более медленная, чем реакция горения углерода, поэтому процесс реагирования распространяется в глубь частицы угля и тем больше, чем меньше ее размер и ниже температура реагирования. Для крупных частиц углерода наблюдается уменьшение выхода окиси углерода вследствие меньшей реакционной поверхности углерода в единице объема слоя.

При исследовании [10] кинетики взаимодействия CO_2 с безольным бакелитовым углем установлено, что в реакции принимает участие не вся поверхность угля, а в основном только поверхность сравнительно крупных пор. В тонких же порах, по-видимому, имеет место настолько резкое диффузионное торможение процесса, что реакцию в них можно не учитывать.

Авторы [10] установили, что при 665 и 738 °С не наблюдалось какого-либо влияния размера зерен на скорость реакции, в то время как при 812 °С скорость реакции на зернах размером 4 и 6 мм была меньше, чем на зернах размером 0,7 мм, что свидетельствует о наличии диффузионного торможения.

Установлено [11, 12], что горение происходит в порах размером более 1 мкм, особенно интенсивно — в порах диаметром более 10 мкм. Для крупных пор можно говорить о внутреннем кинетическом характере протекания процесса.

Пористость и размеры внутренней поверхности мало отличаются у разных марок угля. Это связано с тем, что основная доля внутренней поверхности каменных углей приходится на поверхность пор размером менее $50 \cdot 10^{-10}$ м. Нужно полагать, что на реакционную активность кокса будет влиять лишь доля наиболее крупных пор (10 мкм и более).

Влияние пористого строения вещества и его макромолекулярного строения на реакционную способность полукоксов подчеркивается в работе [13]. Реакционная способность полукоксов топлив различ-

ной степени метаморфизма не определяется ни остаточным содержанием летучих веществ, ни химическим составом полукоксов.

Неизученность свойств и строения исходного топлива представляет основную трудность в создании наиболее рациональных технологических схем комплексной переработки природных топлив [14].

ОСОБЕННОСТИ СЖИГАНИЯ РАЗУБОЖЕННОГО СЛОЯ ТОПЛИВА

Специфические условия сжигания твердого топлива определяются следующим.

1. Шихта известково-обжигательных печей содержит от 6,5 до 10% топлива, а остальная часть ее представляет собой инергную к горению массу, поэтому в печи вместо сплошного горящего слоя топлива образуются очаги горения, разобщенные между собой обжигаемым материалом (разубоженный слой).

2. Выделяющееся тепло расходуется на разложение CaCO_3 непосредственно в зоне горения.

3. Воздух, идущий на горение, предварительно нагревается в зоне охлаждения извести.

4. Кусковой слой, который выполняет функции колосниковой решетки, непрерывно перемещается. Опережающее перемещение компонентов шихты существенно оказывается на процессе горения в целом.

Процесс горения разубоженного слоя топлива, так же как и при горении сплошного слоя, слагается из нескольких стадий. Вначале из топлива выделяется влага, потом летучие вещества, топливо постепенно нагревается до температуры воспламенения (зоны подготовки топлива). Образовавшийся коксовый остаток в присутствии кислорода воздуха сгорает [15, 16].

Стадия подготовки топлива.

Выделение летучих веществ

Выделение летучих веществ из антрацита начинается при 200°C , а заканчивается при $1100\text{--}1200^{\circ}\text{C}$ [17]. Оно происходит в зоне подготовки топлива, в которой практически отсутствует кислород. Летучие вещества антрацита — это главным образом азот, водород и метан [18]. В составе летучих веществ кокса горючие компоненты почти отсутствуют.

Полный анализ печного газа при работе на антраците показал, что в нем содержится $\sim 0,2\%$ предельных углеводородов и $\sim 0,4\%$ водорода [19].

Для количественной оценки потерь тепла с летучими были определены изменения элементарного состава антрацита, происходящие в зоне подготовки. В результате термообработки содержание серы в нем уменьшилось с 2,12 до 1,31%, водорода — с 1,80 до 0,08%, азота и кислорода — с 1,41 до 0,00%. Вследствие удаления летучих

веществ содержание негорючих компонентов в единице массы топлива увеличилось с 7,20 до 7,84% и углерода — с 83,64 до 90,69%. После пересчета на исходный состав содержание компонентов будет следующим: 1,20% серы, 83,29% углерода, 0,07% водорода.

В шахтных печах летучие вещества сжечь не удается из-за отсутствия кислорода в зоне подогрева. Ввиду высокой теплоты сгорания метана и водорода потери с летучими веществами у антрацита достигают 8,5% его теплоты сгорания. Для кокса они не превышают 2%. Потери тепла от недожога летучих веществ могут быть учтены путем внесения соответствующих корректировок в формулу Менделеева.

Поправка на потерю свободного водорода. Теплота сгорания топлива должна быть уменьшена на величину, равную теплоте сгорания свободного водорода. При расчете нужно принять во внимание, что высшая теплота сгорания водорода, находящегося не в газообразном состоянии, равна $30\,000 \cdot 4,19 \text{ кДж/кг}$. Потери тепла со свободным водородом: $300\text{H}(\text{своб.}) \cdot 4,19 \text{ кДж/кг}$ топлива, где $\text{H}(\text{своб.})$ — содержание свободного водорода в топливе, %.

Поправка на потерю метана. Теплота горения выделяемого метана должна быть также исключена из теплоты сгорания топлива. Потери тепла с метаном при теплоте сгорания $12\,000 \cdot 4,19 \text{ кДж/кг}$ (высшая теплота сгорания с учетом теплоты разрушения макромолекулы угольного вещества) равны $120 \cdot \text{CH}_4 : 4,19$.

Количество выделяющегося метана удобнее выразить через содержание водорода в топливе. Тогда потери тепла составят: $480 \cdot \text{H} \times 4,19$ (где H — содержание водорода в топливе, a — доля водорода, связанного в CH_4). Отсюда $\text{H}(\text{своб.}) = \text{H}(1-a)$.

По экспериментальным данным, содержание водорода в CH_4 примерно равно содержанию свободного водорода в топливе. Отсюда a может быть принято равным 0,5 и потери тепла (в кДж/кг) составят: с метапом

$$480 \cdot 0,5 \cdot \text{H} \cdot 4,19 = 240\text{H} \cdot 4,19$$

со свободным водородом

$$300 \cdot 0,5 \cdot \text{H} \cdot 4,19 = 150\text{H} \cdot 4,19$$

Поправка на потерю летучей серы. Потери тепла с летучей серой также необходимо исключить из теплоты сгорания топлива. Содержание летучей серы составляет 50% от общего, а теплота сгорания $2180 \cdot 4,19 \text{ кДж/кг}$, тогда потери (в кДж/кг) составят

$$\frac{2180 \cdot 0,5S}{100} \cdot 4,19 = 10S \cdot 4,19$$

где S — общее содержание серы в топливе, %.

Поправка на энталпию паров воды. При расчете низшей теплоты сгорания топлива по формуле Менделеева учитываются потери тепла на испарение воды, образующейся при сгорании водорода. В шахтных печах эти потери отсутствуют, поэтому в формуле $Q_n = Q_b - 6(9\text{H} + W) \cdot 4,19$ необходимо исключить член $54\text{H} \cdot 4,19$.

После внесения поправок расчетная формула примет вид:

$$Q_{\text{б.л}}^{\text{p}} = Q_{\text{в}}^{\text{p}} - 10(39H + S + 0,6W) 4,19 \quad (\text{III}, 1)$$

где $Q_{\text{б.л}}^{\text{p}}$ — теплота сгорания рабочего топлива без летучих веществ.

Ввиду того что содержание летучей серы достигает примерно 1%, поправка на нее составляет всего ~ 10 ккал/кг, или менее 0,02%. В технических расчетах поправкой на серу можно пренебречь, и тогда перерасчет низшей теплоты сгорания рабочего топлива на теплоту сгорания без летучих можно произвести по формуле

$$Q_{\text{б.л}}^{\text{p}} = Q_{\text{н}}^{\text{p}} - 33H \cdot 4,19 = Q_{\text{н}}^{\text{p}} - 1400H \quad (\text{III}, 2)$$

Таким образом, для определения потерь тепла с летучими нужно знать содержание водорода в топливе.

При сравнении расходных коэффициентов по топливу в шахтных известковых печах необходимо учитывать неизбежное увеличение расхода антрацита по сравнению с расходом кокса (примерно на 6—8%) из-за потерь с летучими веществами.

Стадия выжига кокса

На основании результатов многочисленных экспериментов установлено, что в обычных эксплуатационных условиях известково-обжигательных печей стадия выжига кокса характеризуется наличием только кислородной зоны горения, которая оказывается сильно拉伸 (примерно в 30 раз длиннее, чем при слоевом сжигании топлива). Зона восстановления почти отсутствует, о чем свидетельствует низкая концентрация CO в отходящих газах (1—2%). Изменение состава и температуры газов по высоте печи приведено на рис. 12.

Температурный режим кислородной зоны горения резко отличается от случая горения топлива в слое. По мере расходования кислорода на горение топлива температура газов вначале повышается, затем, достигнув максимума, начинает понижаться. Снижение температуры газов связано с интенсивным расходом тепла на обжиг CaCO_3 . Расход тепла превышает его выделение. Отсюда вытекает весьма важное следствие: в шахтных печах лимитирующей стадией процесса является не теплонередача и кинетика термической диссоциации карбоната кальция, а процесс горения топлива. Таким образом, интенсификация работы печи должна идти по пути интенсификации сжигания топлива.

Температура газов по высоте слоя зависит и от соотношения размеров кусков в шихте. Чем мельче куски топлива, тем больше теплое напряжение объема зоны обжига. С изменением величины тепловоспринимающей поверхности (размеров кусков карбоната кальция) изменится и температурный режим печи — увеличение размеров кусков карбоната кальция приведет к уменьшению тепловоспринимающей поверхности и, следовательно, к повышению температуры в зоне обжига, а уменьшение их — к снижению температуры.

При одновременном одинаковом относительном уменьшении размеров кусков известняка и кокса отношение их поверхностей остается неизменным, вследствие чего сохраняется неизменным и температурный режим процесса.

Низкая температура газов на границе зон обжига и подогрева, а также разубоженность слоя топлива препятствуют развитию восстановительной зоны горения. Окись углерода обнаруживалась

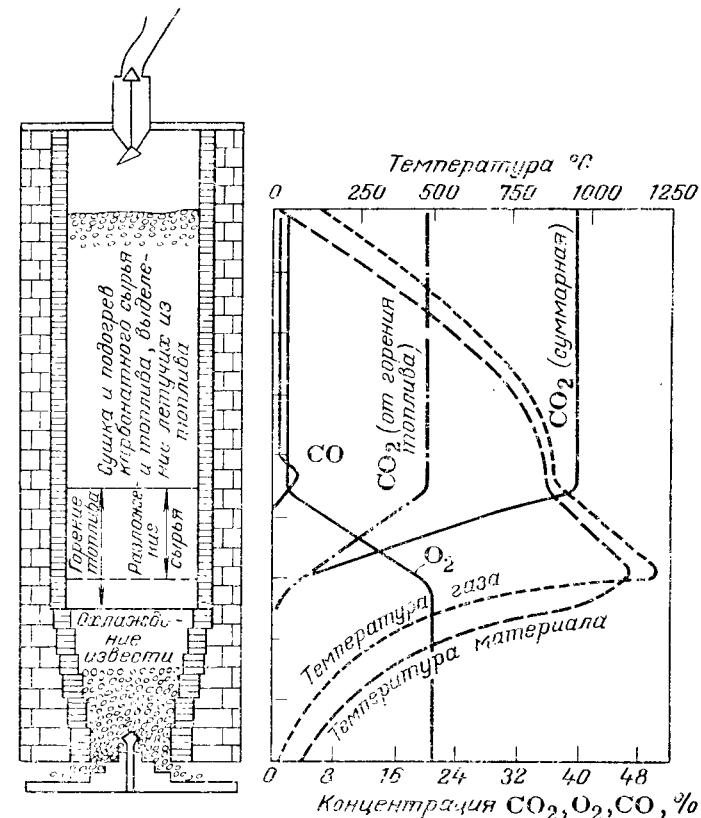


Рис. 12. Изменение состава и температуры газов по высоте печи.

только на участке, где концентрация кислорода была ниже 2—3%, причем содержание ее возрастало до максимального, а затем вновь понижалось без изменения концентрации кислорода. Максимум концентрации CO соответствовал температуре газов ≈ 1000 °C, а конечной ≈ 800 °C. При послойной загрузке известняка и топлива содержание CO в отходящих газах повышается. При одной и той же дозе загружаемого кокса концентрация окиси углерода в отходящих газах достигала при смешанной шихте 0,5—0,7%, при послойной

загрузке и высоте слоя кокса 1 D куска — 0,6—0,8%; 2 D куска — 1,0—1,4%, 4 D куска — 3,0—4,0%.

Увеличение концентрации CO при послойной загрузке можно объяснить повышением температуры газов в горящем слое топлива из-за отбора тепла на разложение CaCO_3 и, следовательно, ростом влияния восстановительной реакции $\text{CO}_2 + \text{C} \rightarrow \text{CO}$. С повышением температуры скорость этой реакции резко возрастает.

Аналогичные условия в печи могут наблюдаться при неправильной дозировке топлива или неравномерном распределении его по перечному сечению шахты. Избыточное тепло будет расходоваться на образование окиси углерода и выводиться из печи в виде химического недожога топлива. В подобных условиях увеличение дутья, т. е. форсирование процесса горения, может привести лишь к повышению температуры и дальнейшему увеличению концентрации CO в отходящих газах. Поэтому попытки снизить содержание окиси углерода в газах печей по обжигу клинкера путем усиления дутья оказались неудачными. При испытании такого способа было установлено [39], что «неоднократные попытки усиленной подачей воздуха под колосники создать условия для полного сжигания образующейся окиси углерода не привели к цели. Замечено, что количество CO увеличивается по мере большей интенсификации (повышения интенсивности) работы печи».

Таким образом, повышение содержания окиси углерода в печном газе, связанное с ростом температуры, указывает на опасность образования «козлов». В этом случае нельзя уменьшать отбор извести, так как снижение скорости движения шихты приводит к взаимодействию CaO с шамотной футеровкой. Уменьшить содержание окиси углерода в печном газе можно снижением температуры в зоне горения за счет уменьшения количества топлива в шихте и лучшего его распределения по сечению шахты. Понижения температуры в зоне горения до смены шихты в печи можно достигнуть уменьшением дутья, что повлечет за собой уменьшение количества сжигаемого в единицу времени топлива.

Наличие окиси углерода в газах иногда объясняют «недостатком воздуха». Такое объяснение лишено смысла: в печи всегда имеется подготовленное к горению топливо (в зоне подогрева) и увеличение подачи воздуха приведет лишь к возрастанию количества сжигаемого топлива.

Расположение зон в шахтной печи

Зона горения топлива, располагающаяся ниже зоны подготовки, не совпадает по размерам с зоной обжига CaCO_3 — последняя всегда оказывается более короткой. Закономерность этого явления со всей очевидностью вытекает из теплового баланса зоны охлаждения — обожженная известь может нагреть воздух, подаваемый в печь, лишь до 600—700 °C (в зависимости от удельного расхода последнего). Поэтому часть топлива сгорает ниже зоны разложения, и это тепло расходуется на нагрев газов.

Отсюда вытекает, что зоной обжига следует называть зону, в которой происходит выделение CO_2 вследствие разложения углекислого кальция, а зоной горения — зону, в которой происходит расходование кислорода на сжигание топлива.

Высота зоны горения в известково-обжигательных печах резко возрастает по сравнению с сжиганием твердого топлива в слое и зависит главным образом от диаметра среднего куска топлива, степени разубоживания слоя топлива и концентрации кислорода [20]. При

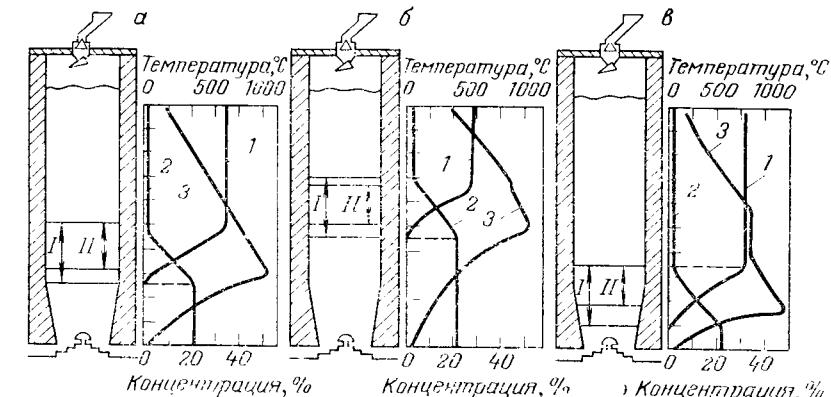


Рис. 13. Влияние смещения зоны горения на температуру и состав газов в печи:
а — нормальное положение; б — смещение вверх; в — смещение вниз; 1 — концентрация CO_2 ; 2 — то же, O_2 ; 3 — температура газов.

обжиге известняка верхние границы зон разложения и горения совпадают. В случае обжига сырья с большим содержанием влаги часть топлива может сгорать в зоне подогрева, чем покрывается расход тепла на ее испарение.

Подобная картина может наблюдаться и при смещении зоны горения относительно ее нормального положения. Рассмотрим эти случаи подробней.

Когда зона горения смешена вверх (рис. 13, б), объем зоны подогрева сокращается и газы не успевают отдать прежнее количество тепла карбонатному сырью. Температура отходящих газов, а следовательно, и количество тепла, уносимого с отходящими газами, возрастает. Для обеспечения нагрева шихты до 830—850 °C потребуется уже более высокая температура газов на входе в зону подогрева.

Следовательно, потерянное с отходящими газами тепло будет выведено из зоны обжига, и соответственно уменьшится количество разложившегося карбоната кальция. В результате сократится выделение CO_2 и снизится его концентрация в печном газе.

При значительном смещении зоны горения вверх может произойти проскок неиспользованного кислорода через зону горения, что вызовет дополнительное уменьшение содержания CO_2 в печных газах. Расход CaCO_3 и топлива на извести возрастет.

Когда зона горения смещена резко вниз (рис. 13, в), тепло, содержащееся в извести, расходуется на нагрев воздуха неполностью, и последний поступит в зону горения недостаточно подогретым. В этой зоне на его нагрев будет израсходована часть тепла, выделяющаяся при сжигании топлива, которое обычно расходуется на разложение CaCO_3 . Вследствие этого уменьшится количество разложившегося CaCO_3 и соответственно выделится меньше CO_2 , следовательно, понизится концентрация CO_2 в отходящих газах. Если при этом известь будет выгружаться вместе с раскаленными кусками топлива, то резко повысятся потери топлива от механического недожога.

Рациональное соотношение размеров кусков карбонатного сырья и топлива

Непрерывное движение шихты способствует тому, что мелкие куски топлива опережают куски обжигаемого материала, проваливаясь в промежутки между ними. Вследствие этого высота зоны горения и величина потерь от механического недожога могут существенно возрасти, а степень полезного использования топлива снизится. О полезном использовании топлива в шахтной печи, при постоянном содержании его в шихте, можно судить по степени обжига карбонатной породы. Чем лучше использование тепла от сгорания топлива, тем выше и степень обжига CaCO_3 .

Сопоставляя данные по обжигу мела на антраците с различным соотношением размеров кусков (табл. 9), можно видеть, что наилучшее использование тепла достигается при соотношении средних размеров кусков 1 : 1.

Таблица 9. Степень обжига мела в условиях неподвижной шихты при различном соотношении размеров кусков

Шихта		Состав извести, %		Степень обжига, %	Состав газа, %			
размер кусков, мм	соотноше-ние размеров кусков	CaO (своб.)	CO_2		CO_2	O_2	CO	
мел	антрацит							
12—17	4—7	3:1	48,0	16,4	69,0	28,0	0,2	0,0
27—32	7—12	3:1	59,3	14,3	76,5	30,2	1,0	0,3
Средняя... 72,7								
7—12	4—7	2:1	57,3	12,5	78,1	29,0	1,0	0,0
7—12	4—7	2:1	60,2	11,4	80,2	30,6	0,8	0,0
17—22	7—12	2:1	72,0	9,8	85,0	30,0	0,5	0,2
27—32	12—17	2:1	60,7	10,3	79,0	31,2	1,2	0,2
Средняя... 80,6								
22—27	12—17	1:1	61,0	8,9	84,7	30,0	1,6	0,5
17—22	17—22	1:1	68,7	9,8	84,8	32,5	0,6	0,2
12—27	22—27	1:1	74,0	7,6	88,5	33,0	0,6	0,2
22—27	22—27	1:1	74,3	7,6	88,0	32,2	1,0	0,1
Средняя... 86,5								

Результаты опытов по определению зависимости длины кислородной зоны от размеров кусков топлива приведены в табл. 10.

Таблица 10. Длина кислородной зоны горения в неподвижной и движущейся шихте

Сырье	Размер кусков		Отношение d_K/d_T	Скорость перемещения зоны горения, см/мин	Кислородная зона		
	антрацита d_T , см	карбоната d_K , см			время пребывания, мин	протяженность z , см	отношение z/d_T
Неподвижная шихта							
Мел	1,5	1,5	1:1	0,750	160	120	80
»	1,5	1,5	1:1	0,750	170	128	85
»	1,5	1,5	1:1	0,880	135	119	79
Известняк	1,5	1,5	1:1	0,640	140	90	60
»	1,5	1,5	1:1	0,640	150	96	64
Мел	1,0	3,0	3:1	0,747	165	123	123
»	1,0	3,0	3:1	0,747	160	119	119
»	0,5	1,5	3:1	0,460	190	88	175
»	0,5	1,5	3:1	0,460	185	885	170
Движущаяся шихта							
Мел — антрацит	2,95	2,5	0,9:1	1,45	120	175	59
Мел — кокс	2,95	2,5	0,9:1	2,11	73	154	52

При соотношении размеров кусков 1 : 1 в условиях опыта длина кислородной зоны равна $60—85 d_T$; при соотношении 3 : 1, даже в условиях неподвижной шихты, кислородная зона резко увеличивается и достигает $120—175 d_T$. Эти данные указывают на возможность искусственного удлинения зоны горения при просакивании топлива в промежутки между крупными кусками карбоната. Куски горящего топлива, попавшие на выгрузной механизм, обычно не догорают и представляют собой потери от механического недожога. Температура низа печи при этом возрастает.

По мере выгорания топлива размеры его кусков уменьшаются вплоть до образования мелких частиц, которые могут проваливаться между кусками извести. Поэтому потери от механического недожога неизбежны, но величина их будет различна в зависимости от исходного соотношения размеров кусков карбонатного сырья и топлива.

Методика расчета зоны горения топлива

При расчете шахтной печи особенности процесса горения топлива не учитывались. Расчет часто вели с условным допущением, что топливо сгорает в монокусковом слое в среднем сечении зоны обжига. Для этого случая рассчитывалась теоретическая температура горения топлива, которая в дальнейшем умножалась на так называемый пиromетрический коэффициент. Введением пиromетрического коэффициента как бы учитывалось влияние теплообмена продуктов

горения с обжигаемым материалом. Значение этого коэффициента выбиралось произвольно в весьма широких пределах изменений, что обесценивало подобный расчет.

В основе современного расчета высоты зоны горения в шахтных печах [21, 22] лежит методика расчета горения топлива в слое [4].

Для неизотермического слоевого режима горения в диффузионной области распределение концентрации кислорода по высоте слоя определяется следующим уравнением:

$$\frac{X}{X_0} \approx \frac{t_0/t_{\tau}}{\exp\left(3,8\varphi \frac{z}{d_{\tau}}\right) - 1,0 + \frac{t_0}{t_{\tau}}} \quad (\text{III},3)$$

где X — концентрация реагирующего газового компонента, %; z — координата высоты слоя, м; d_{τ} — средний диаметр кусков топлива, м; t_0 — начальная температура газа, $^{\circ}\text{C}$; t_{τ} — температура поверхности горения топлива, $^{\circ}\text{C}$; φ — функция переноса.

Для Re от 40—50 до 1000 функцию переноса можно рассчитать по уравнению [4]

$$\varphi = \text{Nu}/\text{Pe} \approx 0,28\text{Re}^{-0,17} \quad (\text{III},4)$$

Коэффициентом разубоживания слоя топлива χ названо отношение объема шихты к объему кусков топлива, заключенных в ней:

$$\chi = \frac{g_c/\rho_{\text{мат.с}} + g_t/\rho_{\text{мат.т}}}{g_t/\rho_{\text{как.т}}} \quad (\text{III},5)$$

где g_c и g_t — соответственно масса сырья и топлива.

Расчетная формула для определения высоты зоны горения примет вид

$$\frac{z}{d_{\tau}} = 2,16\lg \left[\frac{t_0}{t_{\tau}} \left(\frac{X_0}{X} - 1 \right) + 1 \right] \text{Re}^{0,17}\chi \quad (\text{III},6)$$

Ввиду того что температурный фактор играет незначительную роль в определении высоты зоны горения, последнюю можно рассчитать по упрощенной формуле

$$\frac{z}{d_{\tau}} = 2,16\lg \frac{X_0}{X} \text{Re}^{0,17}\chi \quad (\text{III},7)$$

Эта формула устанавливает взаимосвязь между основными показателями процесса, а именно: высотой зоны горения, остаточной концентрацией кислорода в газе, скоростью газов и коэффициентом разубоживания слоя топлива. Необходимо отметить, что при определении критерия $Re = vd_{\tau}/u$, подставляемого в формулу (III,6) или (III,7), учитывается v (скорость газов, отнесенная к полному сечению незаполненной шахты печи) и d_{τ} (средний диаметр кусков шихты), в то время как при определении отношения z/d_{τ} принимается во внимание средний размер куска топлива. В последнем случае размер куска карбонатного сырья не оказывает влияния на величину z/d_{τ} , если только не происходит просыпание топлива в промежутки между крупными кусками материала.

Средний диаметр кусков рекомендуется определять как средневзвешенный, а концентрацию кислорода в газе принимать без учета разбавления его углекислым газом, выделяющимся при разложении CaCO_3 .

Результаты расчета длины зоны горения по предложенной методике сопоставлялись с экспериментальными определениями на действующей заводской печи. С этой целью в печь погружался вместе с шихтой водоохлаждаемый газозаборник и каждые 15 мин отбиралась проба газа на анализ. Результаты анализа проб газа по высоте

печи приведены на рис. 14. Протяженность зоны горения при изменении концентрации O_2 от 21 до 2,9% составила $\sim 2,1$ м, а по расчету для этой печи получено значение 2,0 м (подробный расчет приведен в главе «Методика теплового расчета шахтной печи»). Хорошее совпадение результатов говорит о применимости методики расчетов при горении топлива (в слое) и к случаю горения разубоженного слоя топлива с введением коэффициента разубоженности слоя.

В заключение необходимо остановиться на эмпирическом уравнении для расчета высоты зоны горения, предложенном в работе [23]:

$$H \approx 5d_{\tau}\chi \quad (\text{III},8)$$

Это уравнение фактически не отличается от уравнения, приведенного в [24]:

$$H \approx \frac{3d_{\tau}}{\rho_{\text{нас. з. м}} x_k / \rho_{\text{как.к}}} \quad (\text{III},9)$$

где $\rho_{\text{нас. з. м}}$ — насыщая плотность загружаемого материала; x_k — содержание кокса в шихте, вес. %; $\rho_{\text{как.к}}$ — кажущаяся плотность кокса.

При этом подчеркивалось, что величина кусков кокса должна составлять не менее 40% величины кусков известняка.

В уравнении из работы [23] уже более четко сформулировано понятие коэффициента разубоживания слоя топлива (χ).

Сопоставляя это уравнение с уравнением (III,6) или (III,7), можно видеть, что оно не выявляет зависимости длины зоны горения от производительности печи и содержания кислорода в газах. Совпадающие результаты расчетов по этим уравнениям могут быть получены лишь для определенных значений X и Re , отвечающих равенству

$$2,16\lg \frac{X_0}{X} \text{Re}^{0,17} = 5 \quad (\text{III},10)$$

ГОРЕНИЕ ГАЗООБРАЗНОГО И ЖИДКОГО ТОПЛИВА

В промышленности наибольшее применение получил природный газ, основным компонентом которого является метан.

Процесс горения метана — типичный пример сложной цепной реакции, схема которой представлена на рис. 15 [25]. Промежуточными продуктами реакции являются формальдегид, окись углерода, перекисные соединения, некоторые радикалы. Окись углерода часто находят в отходящих продуктах реакции. Формальдегид обнаружен экспериментально при окислении всех углеводородов. Концентрация его стационарна и обычно невелика, но при определенных условиях окисление может идти только до формальдегида.

Метан по сравнению с другими углеводородами сравнительно трудно окисляется и подвергается разложению при относительно высоких температурах — выше 500°C . Такие температуры характерны для шахтных печей, что указывает на имеющиеся благоприятные условия для протекания термической диссоциации. В интервале

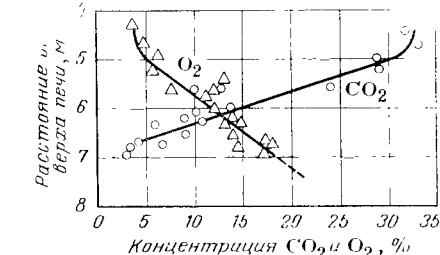


Рис. 14. Изменение состава газов по высоте печи.

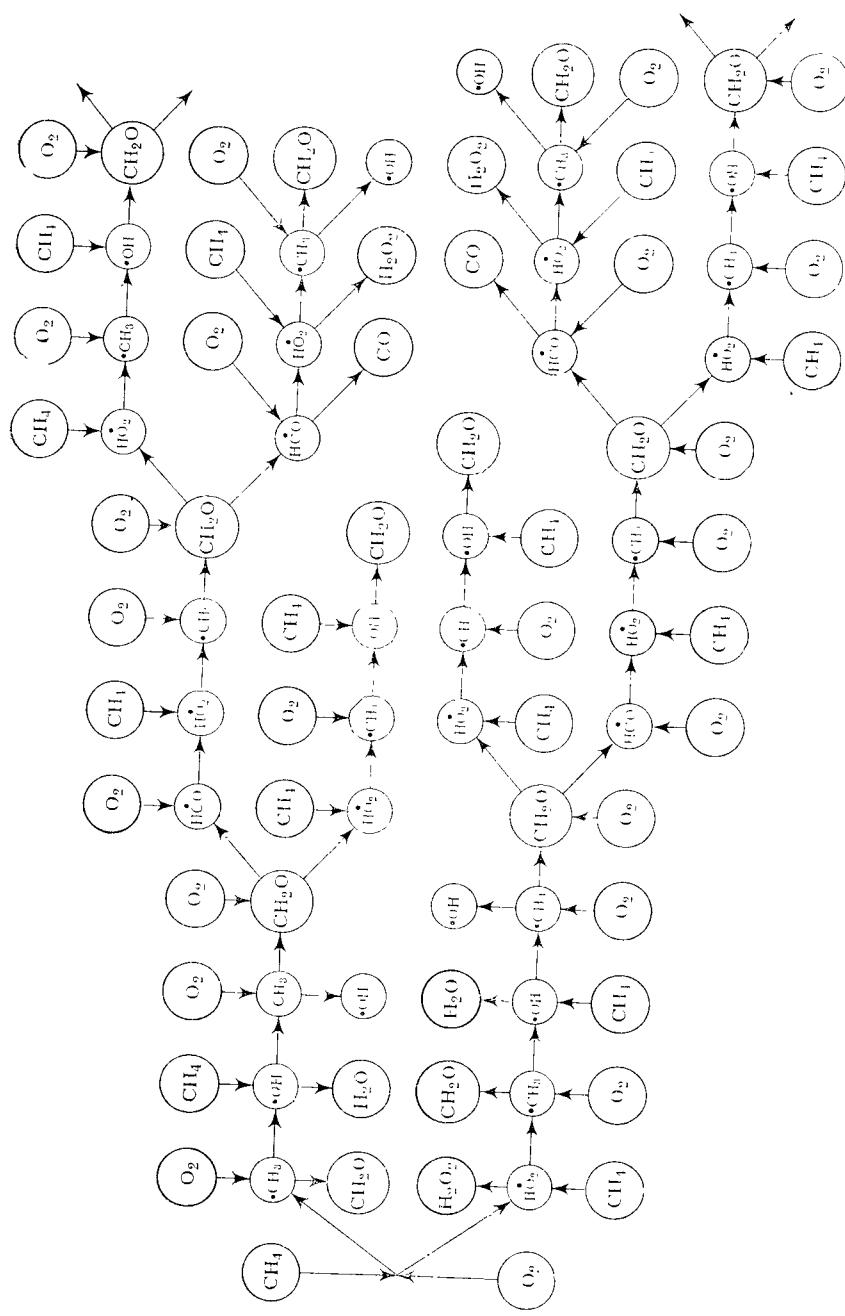


Рис. 15. Схема окисления метана.

температур 500—1200 °С равновесное состояние реакции разложения метана $\text{CH}_4 \rightleftharpoons \text{C} + 2\text{H}_2$ характеризуется следующими данными [26]:

$t, ^\circ\text{C}$	500	600	700	800	900	1000	1200
Состав смесей, %							
CH_4	53,4	29,9	14,5	6,8	3,4	1,8	0,6
H_2	46,6	70,1	85,5	93,2	96,6	98,2	99,4

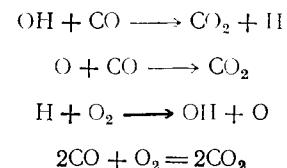
Данные о равновесии не характеризуют кинетики реакции, и поэтому степень полноты протекания процесса диссоциации, особенно в специфических условиях шахтных печей, остается еще не выясненной.

Как указывает В. П. Михеев [27], «углеводороды, включая метан, даже в очень малые промежутки времени в результате разложения дают заметные количества элементарного углерода. Наличие катализаторов (железа, никеля) сильно ускоряет процесс разложения».

Температура термической диссоциации углеводородов метанового ряда уменьшается с увеличением их молекулярного веса. А. Е. Чишибабин [28] приводит следующие данные о температуре разложения углеводородов до элементарного углерода: метан 800 °С, пропан 700—800 °С, бутан 650—750 °С. Поэтому применение пропан-бутановых фракций для сжигания в шахтных печах требует соблюдения некоторых специфических условий.

В качестве газообразного топлива применяют коксодоменные газы и отходящие газы электродуговых карбидных печей. Отходящий газ карбидных печей, состоящий в основном из окси углерода, может покрыть более 50% потребности в топливе, а недостающее количество намечается восполнять природным газом.

Процесс горения CO развивается энергично только в присутствии небольшого количества воды или водорода [29]. Механизм процесса заключается во взаимодействии окси углерода с имеющимися в газовой фазе активными центрами OH^- и O^{2-} по следующей схеме:



В результате образуется не только конечный продукт, но и новые активные центры. Установлено, что скорость реакции окисления окси углерода не зависит от концентрации кислорода и пропорциональна произведению концентрации CO и начальной концентрации влаги. При одновременном сжигании окси углерода и водорода, при избытке кислорода, водород сгорает в 3 раза быстрее CO. Механизм горения водорода во многом напоминает механизм горения CO [30].

При сжигании газообразного топлива различают кинетический и диффузионный режим горения. В первом случае сжигание топлива характеризуется наличием однородной газовоздушной смеси, которая вводится в топочное пространство. Горение протекает в однородной среде, при постоянном избытке воздуха, с постоянной производительностью по теплу (теплопроизводительностью). При недостаточном количестве кислорода в горячей смеси горение идет до полного его расходования, а оставшееся горючее, находящееся в смеси с продуктами горения, догорает уже за счет диффузионного подвода недостающего кислорода. При кинетическом режиме горения обеспечивается полнота сжигания газа при минимальном избытке воздуха, причем горение происходит интенсивно, без образования светящегося пламени.

Диффузионный режим сжигания топлива характеризуется горением газовоздушной смеси в момент ее образования и происходит в случае отсутствия предварительного перемешивания газа с воздухом. Наибольшая протяженность диффузионного факела наблюдается при ламинарном характере течения потоков топлива и воздуха [31].

С переходом от ламинарного режима течения потоков к турбулентному изменяется и относительная длина пламени, равная отношению осевой скорости потока к скорости диффузии. Если при ламинарном режиме движения относительная длина факела возрастает с увеличением нагрузки горелки, то при переходе к турбулентному режиму, в некоторых границах, она постоянна. Длина диффузионного факела в турбулентном потоке не зависит от его скорости, а зависит от химического состава газа, его физических свойств и особенностей перемешивания. Газы с высокой теплотой сгорания образуют более длинный факел.

При высоких температурах скорость химической реакции становится несопоставимо больше скорости образования смеси, поэтому фактическая скорость сгорания топлива оказывается равной скорости смешивания топливного газа и воздуха.

Жидкое топливо сжигают после предварительного испарения или распыления в топочном пространстве, что способствует его быстрому испарению и перемешиванию с воздухом. Процесс испарения мазута начинается при 150 °C, а при 200—300 °C протекает очень интенсивно, в особенности при тонком распылении.

Переход жидких углеводородов в газообразное состояние может протекать одновременно с реакциями окисления в присутствии кислорода.

Процесс широгенетического разложения углеводородов мазута начинается при 400 °C и интенсифицируется с повышением температуры. Однако при 650—700 °C и недостатке кислорода могут образоваться тяжелые высокомолекулярные углеводороды, предельно насыщенные углеродом (до 95—98%). Процесс расщепления топлива обычно сопровождается образованием твердого остатка в виде сажи и кооксида.

Горение газообразного топлива в слое кускового материала

Спецификой обжиговых печей является необходимость охлаждения получаемого продукта. Поэтому воздух полностью или частично должен подаваться в печь через зону охлаждения, что предопределяет диффузионный режим горения, протекающий в межкусковых порах. Кусковой слой может оказывать различное влияние на процесс горения. С одной стороны, компактный слой препятствует полному и быстрому перемешиванию газов и этим резко замедляет горение, с другой — наличие раскаленной насадки может способствовать зарождению активных центров, ускоряющих течение основной реакции. И все же скорость всего процесса лимитируется образованием смеси. Поэтому изучение закономерностей перемешивания газов в компактном и кипящем слое кусковой засыпки приобретает особо важное значение.

Трудность образования газовоздушной смеси в слое кускового материала приводит к тому, что углеводороды, движущиеся через нагретый кусковой слой, подвергаются термической диссоциации с образованием элементарного углерода. Элементарный углерод, выделяющийся в виде сажи, очень трудно сжечь в шахтной печи. Влияние его на процесс не ограничивается только увеличением расхода топлива на обжиг известня. Вследствие неполного сгорания углерода в стыках и трещинах откладывается сажа, что разрушающее действует на фурму, резко сокращая срок ее службы [32, 33].

Особые трудности возникают в случае применения в шахтных печах пропан-бутановых фракций. При сжигании пропан-бутана необходимо поддерживать более высокий коэффициент расхода воздуха, чем при сжигании метана (1,2—1,3 против 1,1 при использовании в обоих случаях горелки одного и того же типа). Недопустимо применение периферийных однопроводных горелок, которые быстро забиваются образующимся элементарным углеродом [34]. С целью обеспечения взрывобезопасности рекомендован режим работы печей под избыточным давлением. Такой режим способствует получению газовоздушной смеси в заданной пропорции, что исключает проскок несгоревшего газа на колонник печи [35].

Явление термической диссоциации газообразного топлива отсутствует у окиси углерода, что облегчает ее сжигание в кусковом слое. Отсюда следует, что в случае удовлетворительного решения вопроса о сжигании метана оно будет, безусловно, приемлемо и для случая сжигания CO (например, для случая применения отходящих газов карбидных печей).

Горение газообразного топлива при использовании периферийных горелок. Горение газообразного топлива при вводе его через фурмы изучалось на промышленной печи [36]. Результаты анализа проб газа, отобранных в радиальном направлении на уровнях 1,6 и 3,6 м от оси диффузионной и инжекционной горелок, приведены на рис. 16, 17.

Экспериментальные данные показывают, что на расстоянии до 0,8 м от стенки шахты происходит неполное горение метана. Коэффициент расхода воздуха изменяется в пределах 0,4—0,6, в газах отмечается высокое содержание CH_4 , CO и H_2 , что свидетельствует о плохом перемешивании газа с воздухом в слое кускового материала.

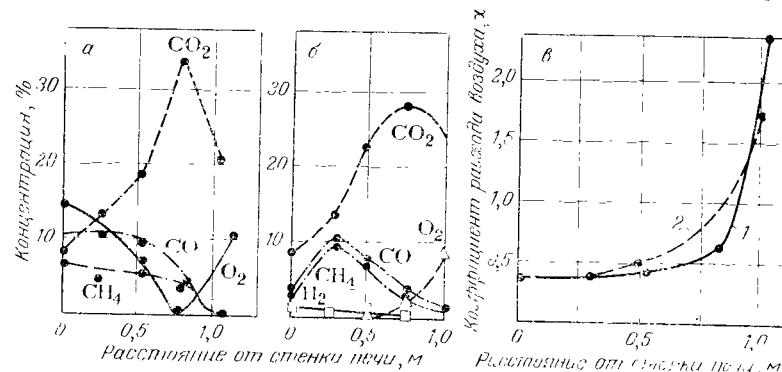


Рис. 16. Состав газа по радиусу печи на высоте 1,6 м (а) и 3,6 м (б) над уровнем газовых фурм и значения коэффициента расхода воздуха (в) для этих высот.

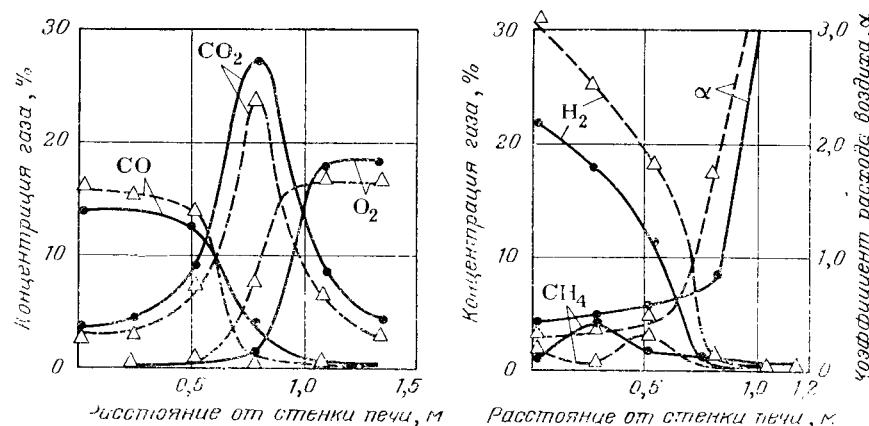


Рис. 17. Состав газа по радиусу печи при работе инжекционной горелки с подсосом (●) и без подсоса (△) воздуха ($H = 1,6$ м).

Увеличение пути прохождения газа по высоте шахты не приводило к повышению полноты его сжигания в пристенном слое из-за недостатка кислорода. Интенсивное перемешивание газа с воздухом происходило лишь на небольшом участке на расстоянии 0,8—1,0 м от стенки печи.

Аналогичная картина наблюдалась и при использовании инжекционной горелки (рис. 17). При подсосе воздуха через инжекционную горелку концентрация окиси углерода и водорода снижалась

по сравнению с работой этой горелки без подсоса воздуха, однако общее содержание горючих компонентов в смеси в полуметровом слое от стены оставалось высоким. Коэффициент расхода воздуха при этом возрастал незначительно — от 0,5 до 0,6.

Таким образом, при подаче воздуха в инжекционную горелку обеспечивалось более полное сжигание газа, что, в свою очередь, вызывало образование локального очага высокой температуры у самой стены печи с последующим оплавлением и разрушением футеровки. Это обстоятельство препятствовало использованию двухпроводных периферийных горелок на промышленных печах.

Горение газообразного топлива при использовании диффузионных горелок центрального ввода. Расположение диффузионных горелок под защитной водоохлаждаемой балкой имело целью подвести газ в приосевой участок шахты [37]. Для обеспечения более полного сжигания газа потребовалось увеличить общий расход воздуха до $\alpha = 2$, но и в этом случае потери тепла от химического недожога превышали 30% его общего расхода.

Установка осевой однопроводной горелки — керна также не привела к заметному улучшению сжигания газообразного топлива [38]. Как показали анализы проб газа из слоя кускового материала, и в этом случае в приосевом участке шахты горение газа происходило при значительном недостатке воздуха. Только на расстоянии 1 м от оси коэффициент расхода воздуха достиг 1 (рис. 18).

Общим недостатком применения однопроводных горелок является неполнота сгорания газообразного топлива и, вследствие этого, большие потери тепла от химического недожога.

Требования к конструкции горелочных устройств и их расположению в шахтных печах

Применение газообразного топлива для обжига карбонатного сырья вместо твердого имеет ряд преимуществ, а именно: снижение себестоимости топлива, удобство и легкость дозирования газа и ре-

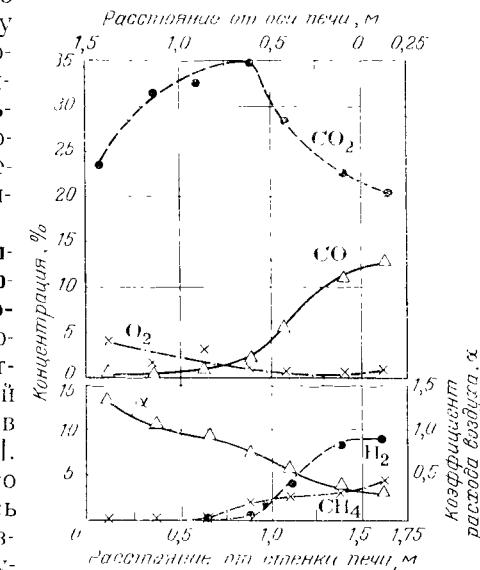


Рис. 18. Состав газа по радиусу печи на уровне 6,16 м над вершиной осевой однопроводной горелки (расход газа через осевую горелку $600 \text{ м}^3/\text{ч}$, через периферийную горелку $300 \text{ м}^3/\text{ч}$, горелка смешена относительно смотрового окна на 24°).

ГЛАВА IV

АЭРОДИНАМИКА ШАХТНЫХ ОБЖИГОВЫХ ПЕЧЕЙ

гулирования процесса обжига, упрощение технологической схемы, а следовательно, снижение производственных затрат, получение более чистого продукта, что особенно важно для производства карбида и гипохлорита кальция, рапной окиси магния и др.

Недостатками применения газообразного топлива при обжиге компактного слоя являются: трудность равномерного распределения газа по поперечному сечению печи, плохие условия для перемешивания газа с воздухом и вследствие этого — неполнота горения газа, относительно низкая концентрация углекислого газа, что затрудняет дальнейшее использование отходящих печных газов в технологических процессах.

Из анализа особенностей сжигания газообразного топлива в кусковом слое вытекают требования к горелочным устройствам для шахтных обжиговых печей.

1. Обеспечивать распределение газа по всему поперечному сечению и вводить газообразное топливо непосредственно в зону горения.

2. Обеспечивать, хотя бы частично, предварительное перемешивание газа и воздуха, горение газовоздушной смеси в слое без разрушения футеровки, по возможности образовывать свободное топочное пространство внутри печи.

3. Горелочные устройства, особенно изготовленные из стали, не должны нагреваться выше 500 °С, так как при этой температуре вследствие каталитического действия металла резко ускоряется процесс термической диссоциации углеводородов.

АЭРОДИНАМИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ СЛОЯ КУСКОВОЙ ЗАСЫПКИ

Область значений Re от 7—9 до (0,5—1,0) 10^4 характеризуется переходным турбулентным режимом фильтрации, в котором одновременно действуют и силы инерции, и силы вязкости [1, 2]. При выражении зависимости сопротивления слоя от скорости газового потока степенной функцией показатель степени в этой области изменяется от 1 до 2. В общем случае сопротивление зернистого слоя описывается интерполяционной формулой типа [3—7]

$$\frac{\Delta P}{H} = A \frac{\omega}{d^2} + B \frac{\omega^2}{d} \quad (IV,1)$$

где H — высота слоя засыпки, м; ω — скорость газов, м/с; d — средний размер кусков, м; A , B — коэффициенты пропорциональности (определяются экспериментально).

В критериальном виде эта зависимость записывается как зависимость коэффициента сопротивления слоя от критерия Re :

$$\lambda_{\text{сл}} = f(Re) \quad (IV,2)$$

$$\lambda_{\text{сл}} = \frac{2d\Delta P}{H\rho\omega^2} \quad (IV,3)$$

$$Re = \omega d / \nu \quad (IV,4)$$

Для различных кусков материалов характерна своя специфическая зависимость $\lambda_{\text{сл}} = f(Re)$ аналогично, например, различным зависимостям для труб с разной шероховатостью. Для известняка эта зависимость [4] выражается уравнением

$$\lambda_{\text{сл}} = \frac{1800}{Re} + \frac{46}{Re^{0,08}} \quad (IV,5)$$

Для засыпки из кусков мела значение первого коэффициента отличается более чем вдвое [8]:

$$\lambda_{\text{сл}} = \frac{3800}{Re} + \frac{46}{Re^{0,08}} \quad (IV,6)$$

Отличие коэффициента в первом члене указывает на то, что влияние сил трения слабее для известняка, чем для мела. По мере турбулизации потока, когда все большее значение приобретают силы инерции, разница в значениях $\lambda_{\text{сл}}$ сглаживается, и в области квадратичной турбулентной фильтрации они будут совпадать.

Значение критерия Re меняется по высоте печи и особенно резко в зоне подогрева (рис. 19). Для технических расчетов необходимо прибегнуть к усреднению значений Re по зонам и рассчитывать сопротивление 1 м слоя для каждой зоны в отдельности.

Численные значения Re указывают на то, что в зоне подогрева режим фильтрации близок к квадратичному турбулентному, в зонах охлаждения и обжига наблюдается переходной режим.

На практике определение эквивалентного диаметра шихты (учет влияния мелких фракций) оказывается трудным делом, поэтому можно, пользуясь зависимостью $\lambda_{\text{сл}} = f(Re)$, решать обратную задачу — по найденному экспериментальному значению $\lambda_{\text{сл}}$ находить величину d_s . Для этого необходимо при данном режиме определить коэффициент сопротивления слоя реальной шихты и затем рассчитать значение d_s .

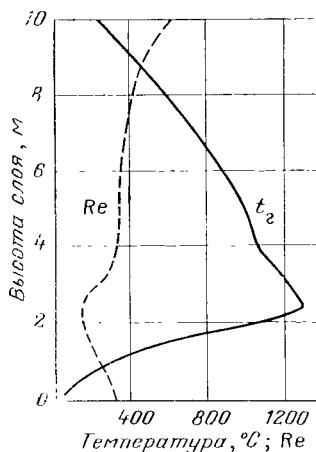


Рис. 19. Изменение температуры газов и значений числа Re по высоте слоя обжигаемого материала.

ной фильтрацией. В случае фурменного ввода газов может наблюдаться и область трехмерной фильтрации (третьей координатой можно считать угол раскрытия струи).

Конфигурация поля скоростей в области одномерной фильтрации зависит от распределения материала по размерам кусков в поперечном сечении аппарата и от характера движения газового потока (критерия Re), а конфигурация поля скоростей при двумерной фильтрации определяется главным образом условиями ввода газа. Чем равномернее распределяется газ (воздух) по поперечному сечению на входе в аппарат, тем быстрее достигается распределение газового потока, характерное для одномерной фильтрации, и тем короче оказывается область, в которой происходит перераспределение газового потока (область двумерной фильтрации).

При заполнении шахты печи даже одинаковыми по размеру кусками доля свободного объема у стен всегда больше, чем в центральной части. Вследствие этого потеря напора на преодоление местных сопротивлений и вязкого трения в центральной части выше, чем у

стен печи, и поэтому распределение газового потока в области одномерной фильтрации характеризуется более высокими скоростями у стен. При значениях Re до 110 и $D/d \leq 30$ оно описывается следующим уравнением [9, 10]:

$$\frac{w}{w_n} = 0,7 + 0,3r^2/R^2 \quad (\text{IV.7})$$

где R — радиус шахты; r — текущий радиус; w_n — скорость газового потока у стены.

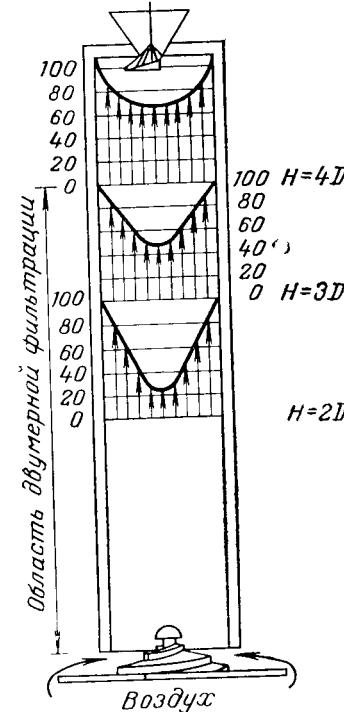


Рис. 20. Профиль скоростей газа в различных по высоте сечениях шахты печи при вводе воздуха только по периферийному зазору (шкалы 0—100 отражают относительную скорость воздуха).

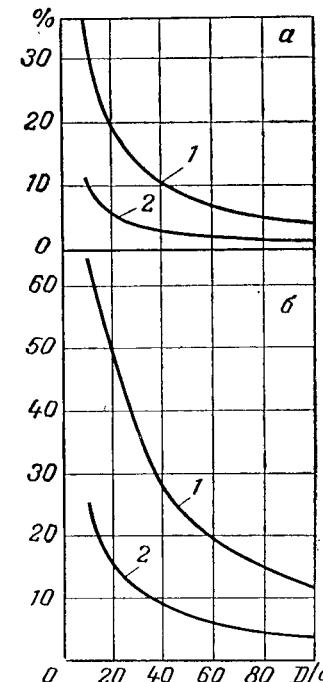


Рис. 21. Относительная величина разрыхленного слоя и увеличение средней порозности для монодисперсной (а) и полидисперсной (б) шихты:
1 — доля площади поперечного сечения шахты, занятого разрыхленным слоем, %; 2 — увеличение средней порозности слоя по отношению к порозности неразрыхленного слоя, %.

С турбулизацией газового потока неравномерность его распределения по поперечному сечению уменьшается [11].

Наибольшая протяженность области двумерной фильтрации наблюдается при вводе воздуха по периферии через выгрузочные отверстия и может достигать $4 D$ шахты на входе потока (рис. 20). При вводе газового потока только по оси аппарата размер этой области сокращается до $2D$.

Высота промышленных печей обычно составляет от 3 до 6 D шахты. Таким образом, при вводе воздуха по периферии печи распределение его по сечению происходит крайне неравномерно, причем область двумерной фильтрации захватывает значительную часть или даже всю высоту засыпки. Ввиду этого процессы горения топлива и теплообмена между газом и шихтой в центральной части печи протекают менее интенсивно, чем у стен, что вызывает неравномерность обжига материала, перерасход топлива и увеличение коэффициента расхода воздуха в отходящих газах.

Влияние диаметра аппарата. Из теории фильтрации [12] следует, что неравномерность распределения потока по сечению аппарата обусловливается различной плотностью упаковки кусковой засыпки у стен и в центральной части. Отношение порозности слоя у стенки к порозности в центральном участке $\epsilon_{\text{ст}}/\epsilon_{\text{ц}} \approx 1,3$. Для монодисперсной засыпки разрыхленный слой можно принять равным d (доля разрыхленного слоя и изменение средней порозности слоя в зависимости от соотношения D/d показаны на рис. 21, а). Для полидисперсной шихты ширину разрыхленного слоя можно принять $2d$ [7]. Тогда поправка на увеличение средней порозности слоя $\leq 5\%$ будет при $D/d \geq 45$ (рис. 21, б). Последующее увеличение D/d практически не скажется на средней порозности слоя. При $d_{\text{ср}} = 80$ мм это наблюдается в печах, диаметр шахты которых больше 3,6 м.

Влияние конфигурации низа шахты печи. В практике встречаются печи не только цилиндрической формы, но и комбинированные — цилиндр и усеченный конус, обращенный меньшим основанием книзу, сочетание двух усеченных конусов и т. п.

Наличие конусной части внизу шахты печи сокращает длину участка двумерной фильтрации за счет уменьшения диаметра аппарата на входе потока (табл. 11) [9]. При подаче воздуха только по периферии печи наличие усеченного конуса внизу шахты благоприятно влияет на распределение его в слое. При соблюдении принципа подвода воздуха по всему сечению характер распределения воздуха в слое не зависит от конфигурации низа печи.

Влияние сегрегации кусков в шахте. При односторонней подаче полидисперсной шихты в загрузочный бункер происходит ее сегре-

Таблица 11. Влияние формы низа шахты печи на распределение газа по сечению ($\omega_n = 100\%$; ввод воздуха — по периферийному кольцу; диаметр модели 400 мм)

Форма низа печи	H/D	Re	Средние относительные скорости по сечениям, %		
			$\omega_{0,25R}$	$\omega_{0,5R}$	$\omega_{0,75R}$
Цилиндр	2,0	60	24,6	61,3	82,6
Усеченный конус	2,7	60	52,2	67,0	87,4
Цилиндр	3,0	60	49,5	68,4	87,9
Цилиндр	2,0	160	28,1	54,3	81,1
Усеченный конус	2,7	160	54,7	68,7	84,5

гация, которая может сохраняться и при распределении шихты по поперечному сечению печи. В результате неравномерного распределения кускового материала происходит резкое искажение поля скоростей, количественная характеристика которого зависит от гранулометрического состава шихты. В сегменте, заполненном преимущественно крупной фракцией, возможно [13] трехкратное увеличение скорости газового потока (рис. 22). Именно это явление вызывает постоянные перекосы зоны горения в печах.

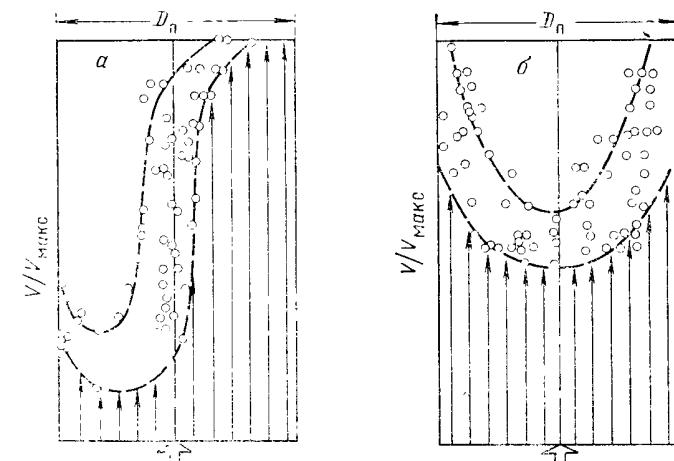


Рис. 22. Влияние сегрегации кусков на профиль скоростей газа:
а — односторонняя загрузка полидисперсной шихты; б — двусторонняя загрузка той же шихты.

Для улучшения работы шахтных печей необходимо ликвидировать сегрегацию кусков в загрузочной воронке. С этой целью рекомендуется, в первую очередь, разгрузку шихты из вагонеток производить по оси печи путем открытия откидных днищ. Если такая разгрузка не может быть осуществлена, следует применять двустороннюю или многостороннюю загрузку с помощью вращающейся загрузочной воронки либо использовать распределительное устройство, которое устраняет первичную сегрегацию шихты.

ПЕЧИ, РАБОТАЮЩИЕ НА ТВЕРДОМ ТОПЛИВЕ

Экспериментально установлено [14], что струя газа, движущаяся от куска горящего топлива, омывает участок, сечение которого на расстоянии $h/d_k \approx 7,4$ имеет диаметр $D_{\text{стр}} = 4,8 d_k$ (рис. 23).

Полученные результаты могут быть использованы для расчета наименьшего (теоретически) количества очагов горения, обеспечивающего омывание шихты газами по всему поперечному сечению. Из условия полного перекрытия сечения печи струями следует, что

площадь одной струи должна быть равна площади шестиугольника со стороной $r = 5/2d_k$. Тогда минимально необходимое число очагов горения составит

$$N_t = \frac{\pi D^2}{6\sqrt{3}r^2} = 0,0485 \left(\frac{D}{d_k} \right)^2$$

В реальных условиях куски топлива никогда не распределяются равномерно по всему сечению печи (что обеспечило бы максимальное число очагов горения), а образуют скопления в отдельных местах. Это нарушает равномерность распространения газов по всему

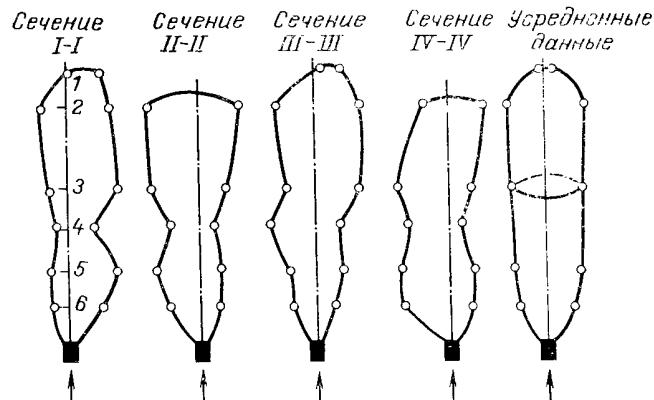


Рис. 23. Распространение газовой струи от куска горящего топлива в диаметральных сечениях под углом 45°.

сечению, которую можно оценить коэффициентом неравномерности распределения кусков.

Коэффициентом неравномерности назовем отношение минимального числа кусков топлива, фактически находящегося в монокусковом слое шихты и обеспечивающего распределение газов на площади, равной 0,95 сечения печи (N_ϕ), к минимально необходимому числу кусков (N_t):

$$K_n = N_\phi / N_t$$

Для вращающегося спиралеобразного конуса с отбойником экспериментальное значение K_n равно 2.

Полученные данные были использованы для проверки возможности применения шихты с соотношением размеров кусков 1 : 1. Показано [14], что даже применение мела и антрацита с соотношением размеров 1 : 1 не ухудшает условий распространения горячих газов по всему сечению печи. Естественно, что при применении кокса, более легкого, чем антрацит, и известняка, более тяжелого, чем мел, количество очагов горения возрастет пропорционально отношению их кажущихся плотностей.

ПЕЧИ, РАБОТАЮЩИЕ НА ГАЗООБРАЗНОМ ТОПЛИВЕ

При равномерном распределении кускового материала по сечению шахты наилучшее использование газообразного топлива будет зависеть от распределения его на входе в печь и от полного перемешивания его с воздухом. Как отмечалось выше, именно стадия образования газовоздушной смеси является лимитирующей стадией процесса горения. Изучение процесса перемешивания газовых потоков позволяет определить условия наиболее полного сжигания газа в слое кускового материала.

Ввод газового потока через форму в стенке шахты печи

Экспериментально установлено [15], что площадь распространения струи на уровне фурмы ограничивается дугой некоторой окружности радиусом R^* , центр которой располагается на оси фурмы на некотором расстоянии a от центра окружности поперечного сечения модели (рис. 24). Все принятые обозначения приведены на рисунке.

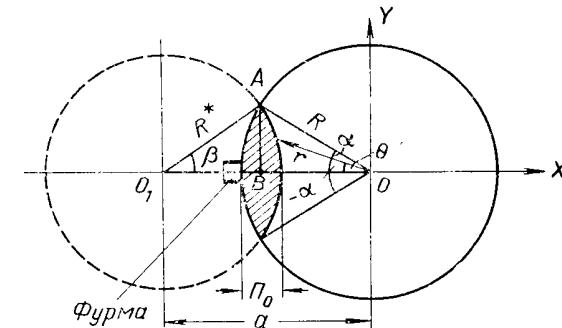


Рис. 24. Условные обозначения и схема распространения струи в горизонтальном сечении.

Уравнение дуги $r = R\psi(0)$ имеет следующий вид:

$$(x - a)^2 + y^2 = (R^*)^2 \quad (IV, 8)$$

Уравнение окружности сечения макета:

$$x^2 + y^2 = R^2 \quad (IV, 9)$$

Переходя к цилиндрическим координатам, получим уравнение «минимальной окружности»:

$$x = r \cos \theta \quad (IV, 10)$$

$$y = r \sin \theta \quad (IV, 11)$$

$$(r \cos \theta - a)^2 + r^2 \sin^2 \theta = (R^*)^2 \quad (IV, 12)$$

Откуда

$$r = a \cos \theta \pm \sqrt{a^2 \cos^2 \theta - a^2 + (R^*)^2} \quad (IV, 13)$$

Так как дуга обращена вогнутой стороной к окружности модели $r < R$, выбираем знак минус. Тогда

$$r = R \left(\frac{a \cos \theta}{R} - \sqrt{\frac{a^2 \cos^2 \theta}{R^2} - \frac{a^2 - (R^*)^2}{R^2}} \right) \quad (\text{IV.14})$$

$$\psi(\theta) = \frac{a \cos \theta}{R} - \sqrt{\frac{a^2 \cos^2 \theta}{R^2} - \frac{a^2 - (R^*)^2}{R^2}} \quad \text{при } -\alpha < \theta < \alpha \quad (\text{IV.15})$$

где α — центральный угол, под которым видна точка пересечения окружностей.

Неизвестными величинами в этом уравнении являются R^* и a , которые зависят от расходов газа по всему сечению аппарата и по фурмам, от плотностей газовых потоков, диаметра кусков и т. п. Эти величины можно выразить через α и Π_o (Π_o — максимальное радиальное проникновение газовой струи, введенной через фурму, на уровне верхнего обреза фурмы):

$$R^* = a - R + \Pi_o \quad a = R^* + R - \Pi_o \quad (\text{IV.16})$$

$$R^* = \frac{1}{2} \frac{\Pi_o (2R - \Pi_o)}{\Pi_o - R (1 - \cos \alpha)} - (R - \Pi_o) \quad (\text{IV.17})$$

Из ΔO_1AO (рис. 24) следует, что

$$R^* \sin \beta = R^* \sin \alpha \quad \sin \beta = \frac{R \sin \alpha}{R^*} \quad (\text{IV.18})$$

$$a = R \cos \alpha + R^* \cos \beta \quad \cos \beta = \sqrt{1 - \left(\frac{R \sin \alpha}{R^*} \right)^2} \quad (\text{IV.19})$$

откуда

$$a = R \cos \alpha + \sqrt{(R^*)^2 - R^2 \sin^2 \alpha} \quad (\text{IV.20})$$

Исключив R^* , получим

$$a = \frac{1}{2} \frac{\Pi_o (2R - \Pi_o)}{\Pi_o - R (1 - \cos \alpha)} \quad (\text{IV.21})$$

Введем обозначения:

V — объемный расход газа; d — диаметр кусков; D — диаметр шахты; индексы: ф — фурмы, п — печи, ∞ — величины, относящиеся к сечению на уровне верхнего обреза фурмы

$$\Gamma = \frac{\Pi}{D}; \quad C_\infty = \frac{V_\phi}{V_\Pi}; \quad K_\phi = \frac{d_\phi}{D}; \quad \rho_0 = \frac{\alpha}{360}$$

На основании экспериментов получены следующие зависимости для Γ_o и Π_o , которыми можно пользоваться для инженерных расчетов:

$$\Gamma_o = 2,05 \frac{C_\infty^{0,14} K_\phi^{0,35}}{K_\phi^{0,09}} \quad (\text{IV.22})$$

$$\Pi_o = 0,47 C_\infty^{0,39} K_\phi^{0,2} K_\phi^{0,03} \quad (\text{IV.23})$$

Теперь можно рассчитать количество периферийных фурм n и обосновать необходимость осевого подвода газа. Количество пери-

ферийных фурм $n = 1:2P_0$. При $\Gamma_o \geq 0,5$ потоки газов, введенные по фурмам, перекроют все сечение печи, и центральный ввод газа в этом случае не требуется. При $\Gamma_o < 0,5$ необходимо устанавливать центральную горелку. Распределение газового потока по периферийным и центральной горелкам будет определяться соотношением площадей поперечного сечения печи, омываемых этими потоками.

При движении газовой струи вдоль шахты она смешивается с основным газовым потоком и омывает все возрастающую площадь сечения аппарата. Величина максимального радиального проникновия возрастает пропорционально $\sim 0,06h'd$ (где h — высота данного сечения от оси фурмы).

Проверка отсутствия влияния конфигурации фурмы на глубину проникания газов в слой была экспериментально осуществлена на четырех вариантах фурмы: горизонтальная цилиндрическая; наклонная цилиндрическая (угол наклона $45'$); усеченный конус; усеченный пирамида.

В результате подтвержден вывод, вытекающий из теории фильтрации: конфигурация фурмы не оказывает влияния на глубину проникания газов в слой.

Исследование влияния двухъярусной фурменной подачи газов на глубину проникания их в слой представляло несомненный интерес.

При вводе газа через периферийную фурму образуется неравномерное поле концентраций. У стен наблюдается избыток горючих компонентов, а в приосевой части — избыток воздуха [16]. Для выравнивания концентраций в пристенном участке необходимо подать вторичный воздух.

Установлено, что подача воздуха через верхнюю фурму (второй ярус) увеличивает проникание газов Γ' в слой кускового материала в горизонтальном направлении. На рис. 25 приведены результаты опытов с вводом газа в два яруса. Проникание газов в слой увеличивается до подачи в верхний ярус примерно трехкратного объема воздуха по отношению к объему газа.

Дальнейшее увеличение подачи воздуха в верхний ярус фурм уже не приводило к росту Γ' (рис. 25). В пристенном участке наблюдалось движение воздушной струи, не смешивающейся с газовым потоком.

Изменение расстояния между фурмами по вертикали не оказалось заметного влияния на результаты опытов на холодном макете. Для прочищенных печей оно должно выбираться с учетом кинетики сгорания топливного газа.

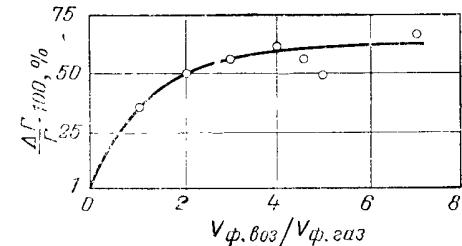


Рис. 25. Относительное увеличение радиального проникания струи при вводе в два яруса ($L/d = 80$).

Ввод газа через центральную горелку-керн

Величина площади поперечного сечения шахты, омываемая газами из керна, зависит от объемного расхода газообразного топлива в эту горелку. Чем больше доля газов, подаваемых в центральную горелку, тем большую площадь поперечного сечения печи они омыают.

При соотношении размеров колиака керна и шахты 0,28 и расходе газа в центральную горелку до 50% доли омываемой площади оказалась численно равной относительному расходу газообразного топлива в керн, выраженному в процентах к его общему расходу. Дальнейшее увеличение расхода газа в керн не приводило к пропорциональному увеличению омываемой площади сечения шахты. Так, при подаче 100% газообразного топлива в центральную горелку газами омывалось только 78% всей площади сечения шахты.

Поле скоростей в центральном потоке было неравномерным. Вдоль оси отмечалось максимальное содержание горючего газа, которое постепенно снижалось вдоль радиуса шахты. Это наблюдалось как на макете, так и в промышленной печи. Для улучшения сжигания газа необходимо подавать воздух непосредственно в горелку.

Таким образом, при оснащении печи центральной горелкой и периферийными фирмами расход газа в керн не должен превышать 50% общего расхода. Более полное сжигание газообразного топлива может быть достигнуто за счет подачи до 40% общего расхода воздуха непосредственно в центральную горелку. При этом следует отметить, что увеличение подачи первичного воздуха в горелку приводит к концентрации очага горения непосредственно у горелки и, следовательно, сказывается на повышении температуры ее стенки. Остальные 60% воздуха необходимо вводить через холодильник известни.

Ввод газа с помощью балки

Площадь и конфигурация омываемого газами участка зависят от соотношения объемных расходов газа в подбалочный канал и в низ печи, а также от способа установки подбалочных горелок.

Балочный ввод газа может рассматриваться как ленточное горелочное устройство, расположенное вдоль диаметра шахты. При равномерном распределении газа вдоль подбалочного канала, свободного от кускового материала, газ проникает в межкусковые поры в направлении, перпендикулярном оси балки, причем по обе стороны балки остается два сегмента, в которые газ из подбалочного канала не попадает. Поэтому для перекрытия всей площади сечения печи необходимо применять также периферийные горелки либо балочные горелки при взаимно перпендикулярном расположении двух балок.

Как показали опыты, торцевые подбалочные горелки не обеспечивают равномерного распределения газа в канале. Конструкция горелки, устанавливаемой по диаметру печи, должна устранять этот недостаток.

Опыты на макете показали, что в балочную горелку можно подавать ~70% общего расхода газа, что уменьшает нагрузку на периферийные горелки и создает тем самым благоприятные условия для эксплуатации футеровки.

При вводе в балочные горелки только газа не обеспечивается хорошее перемешивание его с воздухом, поэтому должна быть предусмотрена подача в них не менее 50% потребного для горения воздуха.

ТЕПЛОПЕРЕДАЧА В ШАХТНЫХ ИЗВЕСТКОВО-ОБЖИГАТЕЛЬНЫХ ПЕЧАХ

Шахтные известково-обжигательные печи в целом работают по принципу противотока. Материал проходит последовательно зону подсушки и подогрева, в которой он нагревается до температуры начала химической реакции ($\sim 850^{\circ}\text{C}$), затем зону обжига, где происходит термическая диссоциация карбоната кальция, и, наконец, зону охлаждения, в которой образовавшаяся известь отдает тепло поступающему в печь воздуху. Однако в области дву- и трехмерной фильтрации может наблюдаться перекрестный ток и даже прямоток.

Зона тепловыделения (горения топлива) обычно совпадает с зоной обжига и захватывает часть зоны охлаждения. Таким образом, зона обжига является зоной с внутренним источником тепла, а зона подогрева и значительная часть зоны охлаждения — рекуперативными зонами, утилизирующими тепло выходящих потоков.

АНАЛИЗ СООТНОШЕНИЯ ВОДЯНЫХ ЭКВИВАЛЕНТОВ ПОТОКОВ

Для оценки конечной температуры выходящего из печи газового потока и потока материала необходимо знать их водяные эквиваленты — W_g и W_m ; W — расход воды, кг/ч, эквивалентный по теплоемкости данному конкретному потоку. Если теплоемкость берется в ккал/(кг· $^{\circ}\text{C}$), то практически произведение Kc численно совпадает с водяным числом, так как для воды $c_b = 1$. Водяное число можно определить по формуле

$$W = Kc/c_b$$

где K — расход материала; c_b — теплоемкость воды.

Когда водяной эквивалент потока газов больше водяного эквивалента потока материала ($W_g > W_m$), температура материала в результате завершенного теплообмена достигнет начальной температуры теплоносителя, а теплоноситель выйдет из теплообмена с избыточной температурой ($t_{n,r}$). На рис. 26 приводится зависимость конечной температуры печных газов от соотношения водяных эквивалентов для двух случаев: $t'_r = t''_m$ и $t''_m = 0,95 t'_r$ (где t' — температура потока на входе, t'' — на выходе из зоны; индексы «г» и «м» относятся к потокам газа и материала). По предложению Б. И. Китаева, случай $t''_m = 0,95 t'_r$ также считается завершенным теплообменом.

Из рис. 26 видно, что печные газы могут быть охлаждены до $t_{n,r} \approx 100^{\circ}\text{C}$ при $W_m/W_g \approx 0,9$. При меньших значениях отношения водяных эквивалентов снижается степень утилизации тепла отходящих газов.

В случае когда $W_m > W_g$, при завершенном теплообмене, газы отдают все свое тепло материалу и охладятся до температуры поступающего материала, однако материал останется нагретым недостаточно.

Водяной эквивалент, являющийся произведением удельного расхода материала K (или газа) на его кажущуюся теплоемкость (в кажущейся теплоемкости учтены тепловые эффекты испарения влаги и диссоциации углекислого магния), зависит от многих факторов. Так, водяной эквивалент материала в зоне подогрева будет зависеть от содержания CaCO_3 в сырье и степени его обжига, от содержания MgCO_3 и влаги, от количества твердого топлива. С увеличением содержания балластных веществ (в том числе и необожженного CaCO_3) водяной эквивалент потока материала возрастает.

Уравнение для подсчета водяного эквивалента потока материала имеет вид

$$W_m = K_c^e c_{\text{ка.к}}^e + K_T^p c_f \quad (\text{V.1})$$

Кажущаяся теплоемкость потока материала в зоне подогрева:

$$c_{\text{ка.к}}^e = \frac{K_c^e c_e \Delta t + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{MgCO}_3}}{K_{c,\text{ср}}^e \Delta t} \quad (\text{V.2})$$

где c_e — средняя теплоемкость сырья.

Обычно для данного вида сырья и установленного режима обжига K_c^e изменяется в очень узких пределах и может быть принят, в первом приближении, постоянным; теплоемкость потока и температурный интервал нагрева также могут быть приняты постоянными (Δt может меняться только от $t_{\text{н.ч}} = t_{\text{окр.ср}}$). Тогда

$$c_{\text{ка.к}}^e = c_e (A + B \cdot \text{H}_2\text{O} + D \cdot \text{MgCO}_3)$$

где $A = K_c^e / K_{c,\text{ср}}^e \approx 1$; $B = 10^{-2} A \frac{q_{\text{исп}} + q_{\text{перег}}}{c_e \Delta t} \approx \text{const}$; $D = 10^{-2} A \times \frac{q_{\text{разл}}}{c_e \Delta t} \approx \text{const}$; H_2O , MgCO_3 — содержание воды и MgCO_3 в потоке

материала; коэффициенты ($B = 0,026$, $D = 0,012$) найдены расчетным путем.

Уравнение для подсчета водяного эквивалента потока материала (сырья и топлива) будет иметь вид

$$W_m = K_c^c c_c \left(1 + 0,012 MgCO_3^{c,c} + 0,026 H_2O \right) + K_t^p c_t \quad (V.3)$$

Водяной эквивалент газового потока будет возрастать вместе с увеличением расхода топлива на обжиг, а также с увеличением коэффициента расхода воздуха α (перечисленные показатели определяют удельный расход воздуха).

Проанализируем возможные варианты соотношения водяных эквивалентов потоков в зоне подогрева шахтных печей.

I вариант. Обжиг известняка на твердом топливе. Содержание влаги в известняке практически равно нулю. Невелико и содержание $MgCO_3$ (~1%). Водяной эквивалент потока материала при высокой степени обжига будет минимальным. При хорошей работе печи будет обеспечиваться и минимальный расход воздуха, т. е. и водяной эквивалент газового потока будет минимальным. Соотношение водяных эквивалентов в этом случае находится в пределах 0,8–0,9. Следовательно, все тепло отходящих газов (до конечной температуры ≈ 100 °С) может быть использовано в печи ($W_m/W_r \approx 0,9$).

Увеличение расхода топлива потребует большего расхода воздуха, что увеличит водяной эквивалент газового потока. Соотношение W_m/W_r уменьшится, и часть тепла будет выведена из печи с отходящими газами ($W_m/W_r < 0,9$).

Пример. Состав известняка: 96% $CaCO_3$; 4,0% примесей, в том числе 0,8% $MgCO_3$ и 0% H_2O .

Состав известки (в мас. %):

CaO (общ.)	90,54	$CaCO_3$	5,90
CaO (своб.)	85,00	$CaSO_4$	0,63
CO_2	2,60	R_2O_3	1,70
SiO_2	3,77	MgO	0,75

Степень разложения $\sigma = 96,3\%$.

Состав печного газа (в объемн. %):

CO_2	40,0	CO	1,5
O_2	0,5	N_2	58,0

Расчет произведен на 1 т CaO (вывод расчетных уравнений см. в главе VI).

Зона подогрева

Удельный расход сырья:

$$K_c^c = \frac{1786 \cdot 10^4}{CaCO_3^{cc} \cdot \sigma} = \frac{1786 \cdot 10^4}{96 \cdot 96,5} = 1930 \text{ кг}$$

Удельный расход топлива: $K_t = 145$ кг.

Объем CO_2 при разложении $CaCO_3$ и $MgCO_3$:

$$V_{CO_2}^{\text{разл}} = 400 + 0,266 \cdot 10^{-2} K_c^c MgCO_3 = 400 + 0,266 \cdot 10^{-2} \cdot 1930 \cdot 0,82 = 404 \text{ м}^3$$

Расход воздуха:

$$V_{\text{возд}} = \frac{(100 - 40) 404}{40 \left(1 + 0,005 \cdot \frac{79}{58} \cdot 1,5 \right) - \left(21 - 0,5 \cdot \frac{79}{58} - 1,5 \cdot \frac{79}{58} \cdot 0,5 \right)} = 1150 \text{ м}^3$$

Объем печных газов:

$$V_{\text{п.г.}} = V_{CO_2}^{\text{разл}} + V_{\text{возд}} + 0,5 V_{CO} = \\ = 404 + 1150 + 0,005 \cdot \frac{79}{58} \cdot 1,5 \cdot 1150 = 1566 \text{ м}^3$$

Объем CO_2 от горения топлива:

$$V_{CO_2}^{\text{топ}} = 0,01 \left(21 - 0,5 \cdot \frac{79}{58} \cdot 1,5 - \frac{79}{58} \cdot 0,5 \right) V_{\text{возд}} = 222 \text{ м}^3$$

Температура нагрева сырья 850 °С.

Кажущаяся теплоемкость кускового материала:

$$c_{\text{каж}}^c = \frac{K_c^c M c_c : Q_{\text{сп}} + Q_{MgCO_3}}{\Delta K_{c,\text{ср}}}$$

Тепло на разложение $MgCO_3$:

$$Q_{MgCO_3} = 2,73 \cdot 1930 \cdot 0,8 \cdot 4,19 = 4220 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Тепло на испарение влаги: $Q_{\text{сп}} = 0$.

Теплоемкость сырья ($t_{\text{кон}}$ 850 °С):

$$c_s = (0,96 \cdot 0,266 + 0,04 \cdot 0,257) 4,19 = 0,266 \cdot 4,19 \text{ кДж/(кг·К)}$$

$$c_{\text{каж}}^c = \frac{1930 \cdot 850 \cdot 0,266 + 4220}{850 \cdot 1930} \cdot 4,19 = 0,268 \cdot 4,19 \text{ кДж/(кг·К)}$$

Водяной эквивалент сырья:

$$W_c = 1930 \cdot 0,268 \cdot 4,19 = 517 \cdot 4,19 \text{ кДж/К}$$

Водяной эквивалент топлива:

$$W_t = 145 \cdot 0,33 \cdot 4,19 = 48 \cdot 4,19 \text{ кДж/К}$$

Теплоемкость печных газов:

$$c_p^{\text{п.г.}} = 4,19 (0,4 \cdot 0,52 + 0,58 \cdot 0,33 + 0,015 \cdot 0,335 + 0,005 \cdot 0,35) = \\ = 0,406 \cdot 4,19 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{К})$$

Водяной эквивалент печных газов:

$$W_{\text{п.г.}} = 1566 \cdot 0,406 \cdot 4,19 = 635 \cdot 4,19 \text{ кДж/К}$$

$$W_m/W_{\text{п.г.}} = 565/635 = 0,89$$

Конечная температура печных газов при завершенном теплообмене и отсутствии потерь тепла в окружающую среду:

$$t''_{\text{п.г.}} = t' \left(1 - \frac{W_m}{W_{\text{п.г.}}} \right) = 850 \cdot 0,11 = 94 \text{ °С}$$

Зона охлаждения

Масса извести (физическая) — 1175 кг.

Средняя температура извести на входе в зону охлаждения — 1100 °С.

Теплоемкость извести:

$$c_{\text{изв}} = (0,85 \cdot 0,217 + 0,059 \cdot 0,27 + 0,017 \cdot 0,27 + 0,0377 \cdot 0,264 + \\ + 0,0063 \cdot 0,264 + 0,0075 \cdot 0,28) 4,19 = 0,219 \cdot 4,19 \text{ кДж/(кг·К)}$$

Водяной эквивалент известняка:

$$W_{\text{изв}} = 1180 \cdot 0,219 \cdot 4,19 = 258 \cdot 4,19 \text{ кДж/К}$$

Теплоемкость воздуха при 600 °С:

$$c_p^{\text{возд}} = 0,3305 \cdot 4,19 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{К)}$$

Водяной эквивалент потока воздуха:

$$W_{\text{возд}} = 1150 \cdot 0,3305 \cdot 4,19 = 380 \cdot 4,19 \text{ кДж/К}$$

$$\frac{W_{\text{изв}}}{W_{\text{возд}}} = \frac{258}{380} = 0,679$$

II вариант. Обжиг влажного мела на твердом топливе. Величина водяного эквивалента потока материала резко возрастает, соотношение водяных эквивалентов также увеличивается. В печи, при соответствующей высоте слоя, всегда обеспечена возможность полной утилизации тепла отходящих газов ($W_m/W_r > 1$).

Для покрытия расхода тепла на испарение влаги недостающее количество его выводится из зоны обжига. Температура газового потока на входе в зону подогрева повышается.

III вариант. Обжиг известняка на природном газе. Водяной эквивалент потока материала имеет минимальное значение, а водяной эквивалент газового потока существенно увеличивается (растет теплоемкость потока из-за большего содержания водяных паров от сжигания водорода в топливе; несколько возрастает общий расход тепла). Соотношение W_m/W_r может достигать 0,55, что приводит к значительному повышению температуры отходящих газов (см. рис. 26).

IV вариант. Обжиг влажного мела на природном газе.

Водяной эквивалент потока материала увеличивается в большей степени, чем W_r . Использование тепла отходящих газов ограничируется технологическими особенностями (возможностью конденсации водяных паров на холодной поверхности загружаемого материала).

При $W_m/W_r \approx 0,9$ тепло используется наиболее экономично, в полном соответствии с его энергетическим потенциалом (на нагревание материала поступают газы, температура которых примерно равна температуре диссоциации CaCO_3). Отклонения от этого соотношения приведут к повышению расхода тепла. Если $W_m/W_r \ll 0,9$, то часть тепла не может быть утилизирована — расход тепла возрастает. При $W_m/W_r \gg 0,9$ на нагревание материала приходится тратить тепла больше, чем его содержится в отходящих газах при $t \approx 850^\circ\text{C}$, что также ведет к увеличению общего расхода тепла.

Из приведенного анализа следует, что при обжиге известняка с малым содержанием примесей на любом виде топлива отношение водяных эквивалентов будет $W_m/W_r \leq 0,9$ (на твердом топливе 0,8—0,9, на газообразном 0,55—0,75) и, следовательно, тепла, высвобождаемого газами из зоны обжига, хватит для подогрева материала. Поэтому зона горения топлива не может проникать в зону подогрева, ибо это сразу же сказалось бы на температуре отходящих газов. Таким об-

разом, утверждение [III.23], что зона горения частично захватывает зону подогрева известняка, может оказаться справедливым только для расстроенного режима работы печи, когда низка степень обжига, либо когда в известняке содержится большое количество MgCO_3 , который разлагается в зоне подогрева, или при высоком содержании влаги в сырье.

В зоне охлаждения при минимальном расходе воздуха соотношение водяных эквивалентов $W_m/W_r \approx 0,7$. Все варианты технологического режима могут вызвать лишь увеличение водяного эквивалента потока воздуха, что приведет к уменьшению значения $W_m/W_r < < 0,7$.

Отсюда следует, что при работе печи на твердом топливе часть топлива всегда должна сгорать в зоне охлаждения, и это тепло будет расходоваться на подогрев воздуха. При работе печи на газообразном топливе оказывается возможным подавать на охлаждение известки примерно половину потребного для горения воздуха, остальное количество его можно направлять в горелочные устройства (непосредственно в зону горения) для достижения наиболее полного сжигания топлива.

ТЕПЛООБМЕН ПО ЗОНАМ ПЕЧИ

Температура газового потока изменяется по высоте печи следующим образом.

Температура поступающего в зону охлаждения воздуха равна температуре окружающей среды и за счет теплообмена с обожженным материалом она повышается до $\sim 650^\circ\text{C}$. Последующее нагревание воздуха в зоне охлаждения происходит за счет сгорания части топлива, в результате чего температура газового потока достигает $\sim 1300^\circ\text{C}$ (средняя температура массы материала $\sim 1100^\circ\text{C}$). Это — максимальная температура, соответствующая завершению процесса обжига карбоната кальция.

В зоне обжига тепло интенсивно расходуется на покрытие эндотермического эффекта реакции диссоциации и температура газов, несмотря на горение топлива, постепенно понижается до 900 — 1100°C (в зависимости от соотношения водяных эквивалентов). Далее в зоне подогрева тепло передается потоку материала и температура газов постепенно снижается до своего конечного значения. Изменение водяных эквивалентов потоков по высоте печи при работе на твердом и газообразном топливе показано на рис. 27.

Из общего количества тепла, участвующего в теплообмене, на долю зоны подогрева (табл. 12) приходится от 34 до 44% (величина эта возрастает в зависимости от увеличения W_m), на зону обжига — от 43 до 50%, а на зону охлаждения — от 13 до 15% (в зоне охлаждения учитывается только тепло, отдаваемое известью, и не учитывается тепло горения топлива, поскольку оно не участвует в теплообмене между известью и газами).

Следует отметить, что тепло, участвующее в теплообмене, никогда не соответствует теплу, расходуемому на обжиг, так как в тепло-

Таблица 12. Количество тепла, участвующего в теплообмене, по зонам

Зоны	Сухое сырье		Влажное сырье	
	кДж кг	%	кДж кг	%
Подогрева	483·4,19	34,5	728·4,19	44,3
Обжига	700·4,19	50,1	700·4,19	42,6
Охлаждения	215·4,19	15,4	215·4,19	13,1
Итого	1398·4,19	100,0	1643·4,19	100,0

обмене участвует тепло, циркулирующее в рекуперативных зонах, и не учитываются тепловые потери.

Неодинакова и интенсивность теплопередачи по зонам. На рис. 28 заштрихованная площадь показывает относительное количество передаваемого тепла, а абсцисса — интенсивность теплопередачи. Наибольшая интенсивность приходится на зону обжига. Низкая интенсивность теплообмена в зоне подогрева вызвана малыми перепадами

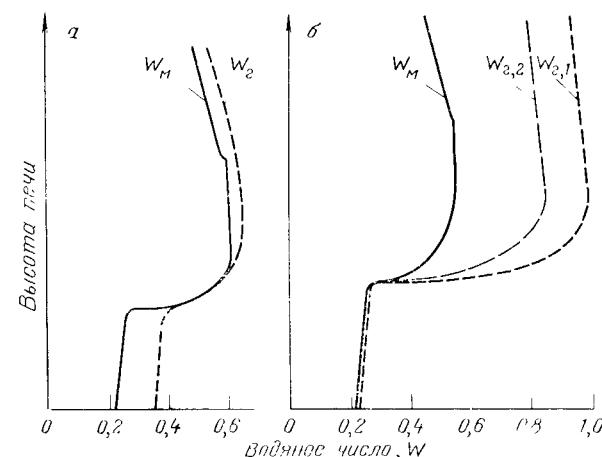


Рис. 27. Изменение водяных эквивалентов потоков (в относительных единицах) по высоте печи:
а — на твердом топливе; б — на газообразном топливе при использовании различных горелочных устройств.

температур между теплоносителем и нагреваемым материалом (для случая обжига сухого сырья), вследствие чего протяженность этой зоны в 3—4 раза превышает протяженность зоны обжига. Если высота шахты выше необходимой для завершенного теплообмена, между зонами подогрева и обжига появится так называемая резервная зона [1] — участок, в котором не будет происходить теплообмен (рис. 28, в). Аналогичная картина может наблюдаться и в зоне охлаж-

дения, но здесь резервная зона будет находиться на выходе материала из печи (рис. 28, б). $t_g^{\text{кон}}$ и $t_m^{\text{кон}}$ практически одинаковы во всех случаях. Излишняя высота не повышает производительность печи, а лишь создает дополнительное гидравлическое сопротивление.

При наличии резервой зоны $t_g^{\text{кон}}$ и $t_m^{\text{кон}}$ не характеризуют положение зоны обжига по высоте печи.

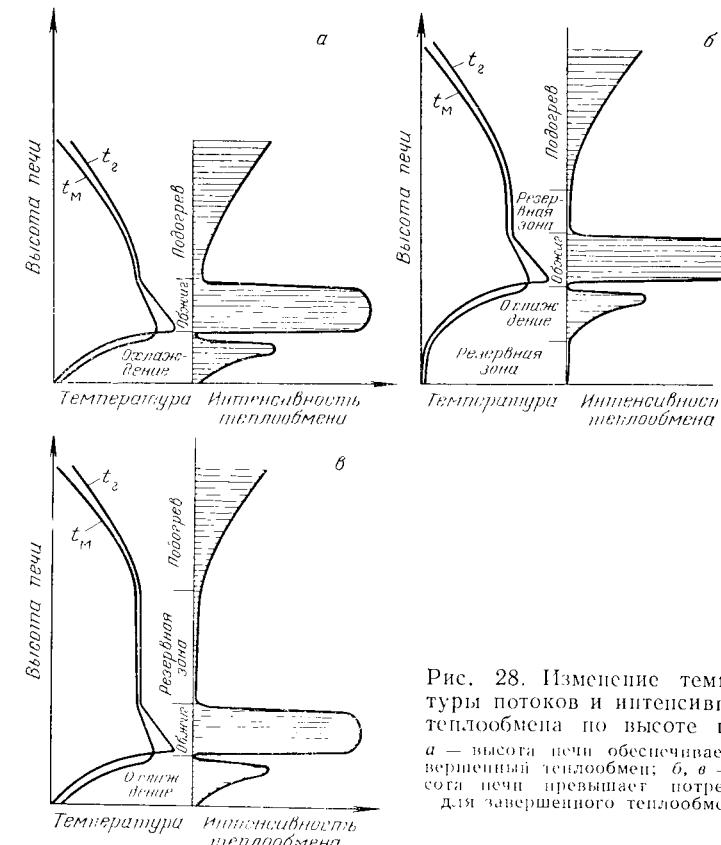


Рис. 28. Изменение температуры потоков и интенсивности теплообмена по высоте печи:
а — высота печи обеспечивает завершенный теплообмен; б, в — высота печи превышает потребную для завершенного теплообмена.

В зоне охлаждения интенсивность теплообмена выше, чем в зоне подогрева, вследствие большей разницы $t_m - t_f$. Между зонами обжига и охлаждения имеется небольшой участок, в котором теплообмен не происходит ($t_m \approx t_f$).

Низкая интенсивность теплообмена в рекуперативных зонах в совокупности с особенностями условий теплообмена в слое при низкой температуре и тонких струях газов говорит о превалирующей роли теплонаправленной конвекции.

В зоне обжига при работе на твердом топливе наблюдается как конвективный, так и радиационный теплообмен, названный [2] слое-

вым режимом. «В слоевых печах, где слои излучающего газа очень тонки, а кладка как посредник в теплопередаче отсутствует, теплопередачи лучеиспусканием и конвекцией соизмеримы по величине в очень широком диапазоне температур и разделить их крайне трудно. В связи с этим внешний теплообмен при слоевом процессе... допустимо рассматривать как самостоятельный режим, а теплопередачу радиацией и конвекцией не отделять друг от друга» [2].

При сжигании газообразного топлива доля радиационного теплообмена существенно уменьшается.

Процесс теплопередачи состоит из двух стадий: первая стадия — теплообмен между теплоносителем и поверхностью куска, так называемая внешняя задача, вторая стадия — теплопередача внутри куска — внутренняя задача.

Конвективный теплообмен зависит от распределения газового потока в слое материала, от условий его движения, а также от гранулометрического состава шихты. Распределение газового потока обусловлено распределением кускового материала по поперечному сечению печи, поэтому для оценки теплопередачи достаточно охарактеризовать распределение одного из потоков — газового или кускового.

В области одномерной фильтрации теплообмен в условиях вынужденной конвекции может быть выражен уравнением

$$Nu = f(Re, Pr) \quad (V, 4)$$

Эта область характеризуется автомодельностью, независимостью от симплексов геометрического подобия H/d и D/d . Как известно, автомодельность соблюдается при $D/d > 20$. Что касается значения симплекса H/d , то оно зависит от условий распределения газового потока на входе в аппарат (на входе в слой). При моделировании процессов теплообмена необходимо соблюдать подобие ввода газов и подобие распределения кусковой засыпки по сечению слоя. Для моделирования реальных процессов следует соблюдать и подобие движения слоя кускового материала, так как в движущемся слое существенно изменяется его порозность.

Несоблюдение подобия по перечисленным выше показателям вызвало большой разнобой в экспериментальных данных по определению коэффициентов теплоотдачи.

Теплообмен внутри куска (внутренняя задача) может быть охарактеризован уравнением

$$\frac{t_p - t_u}{t_r - t_u} = f(Bi) \quad (V, 5)$$

где индексы p и u относятся к поверхности и центру куска; критерий $Bi = ad/2\lambda$.

При малых значениях критерия Bi процесс нагрева тел будет лимитироваться внешней задачей. Поэтому предложено [3] называть тела тонкими, если $Bi < 0,25$. При больших значениях Bi возрастает значение внутренней задачи теплообмена. Такие тела предложено называть массивными.

Большинство экспериментальных работ по определению коэффициента теплопередачи в слое проводились с шарами или с телами другой геометрической формы, но одинаковых размеров, поэтому требование равномерного распределения материала по сечению автоматически выполнялось. Во многих случаях соблюдалось условие автомодельности по H/d и D/d и выполнялось условие равномерного распределения теплоносителя на входе в аппарат (модель).

Результаты многочисленных исследований были критически обобщены в работе [4]. При сграбстке данных по единой методике получены следующие зависимости:

$$\text{при } 20 < Re < 200 \quad Nu = 0,106Re \quad (V, 6)$$

$$\text{при } Re > 200 \quad Nu = 0,61Re^{0,67} \quad (V, 7)$$

где $Nu = ad/\lambda_i$ — критерий Нуссельта; $Re = v_r d/v_r$ — критерий Рейнольдса; v_r — скорость газового потока, отнесенная к полному сечению, м/с.

После подстановки значений критерия Нуссельта получаем следующие расчетные формулы для нахождения коэффициента теплоотдачи [$\text{в ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C})$]:

$$\text{при } Re < 200 \quad \alpha = 0,106Re \frac{\lambda_r}{d} \quad (V, 8)$$

$$\text{при } Re > 200 \quad \alpha = 0,61Re^{0,67} \frac{\lambda_r}{d} \quad (V, 9)$$

В последующие годы появились новые работы по изучению теплообмена в плотном неподвижном и движущемся кусковом слое [5—8].

Функциональные зависимости по уравнениям, заимствованным из более поздних работ, представлены графически на рис. 29. Из этого сопоставления можно сделать вывод, что упомянутые работы подтвердили уравнения, предложенные ранее [4].

В работах [5—7] описан теплообмен в противотоке между движущимся слоем кускового материала и потоком газа. Скорость движения материала изменялась в весьма широком диапазоне (6—60 см/мин), но влияние ее на коэффициент теплоотдачи не было обнаружено. Исследованный интервал скорости движения материала значительно превышает фактически наблюдаемый в шахтных обжиговых печах (0,5—1 м/ч). Это могло бы служить основанием для утверждения, что перемещение материала не оказывается на коэффициенте теплоотдачи. Однако в данном случае важна не скорость встречного движения материала, а изменение структуры слоя при движении (особенности движения сыпучего материала частично рассмотрены [2] М. А. Глинковым).

Большое значение изменения структуры движущегося столба материала подчеркивается в книге [1]: «В эллипсоидах разрыхления значительно уменьшается насыпная масса материала (примерно на 8%) и увеличивается, следовательно, порозность. Это должно существенно влиять на теплообмен».

К сказанному следует добавить, что в случае перемещения полидисперсного столба материалов, при соотношении крайних значений

фракций по крупности кусков 3 : 1 и более, наблюдается опережающее движение мелких фракций материала и заполнение ими межкусковых пор. Так, например, при обжиге неотсеванного после дробления известняка с размером кусков от 0,1 до 40 мм выгорала только половина загруженного в шихту кокса, остальное количество оказывалось недоступным для горения из-за заполнения межкусковых пор мелким материалом.

Весьма сильное влияние мелочи в шихте на коэффициент теплоотдачи отмечено в работе [1]. Уже при содержании 20% мелочи коэффициент теплоотдачи α_v снижается в два раза. На этом основании авторы внесли в формулу для расчета коэффициента теплоотдачи поправочный коэффициент M' , зависящий от содержания (в %) мелочи в шихте.

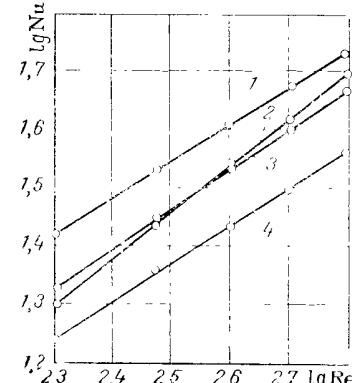


Рис. 29. Графическое изображение критериальных уравнений, выведенных:

1 — М. Э. Аировым, И. Н. Уминским; 2 — С. А. Кругловым, А. Н. Скобло; 3 — В. Е. Тимофеевым; 4 — А. Н. Чернятиным, Б. И. Китаевым.

На необходимость соблюдения равномерного распределения кускового материала по сечению слоя, а следовательно, на необходимость равномерного распределения потока теплоносителя, обращали внимание многие исследователи. В связи с этим следует остановиться на недоразумении, возникающем из-за неправильного толкования результатов исследований, приведенных в работах [9, 10], где опытные коэффициенты теплоотдачи оказались в 10 раз меньше соответствующих величин, рассчитанных по формуле В. Н. Тимофеева [4].

Причиной такого большого расхождения, как отмечает автор, является резкое нарушение равномерности движения газов и материалов по поперечному сечению аппарата. Поэтому при расчете теплообменников с подвижной насадкой рекомендуется [9, 10] величину коэффициента теплоотдачи, рассчитанного по формуле В. Н. Тимофеева, умножить на коэффициент неравномерности $K = 0,068$.

Таким образом, результаты, полученные для частного случая неравномерного движения потоков, предлагалось распространить на

все режимы движения потоков в теплообменной аппаратуре различного типа.

В самом деле, в исследованной конструкции теплообменника при отношении высоты аппарата к диаметру, равном 3,5, имела место исключительно периферийная подача воздуха.

Из изложенного ранее вытекает, что данный теплообменник работал в области двумерной фильтрации, характеризуемой резким различием скоростей воздуха по поперечному сечению аппарата. Этот недостаток усугублялся неравномерной выгрузкой материала по сечению аппарата из-за малого выгрузного отверстия. Отсюда видна необоснованность обобщения, согласно которому во всех случаях при расчете теплообмена в движущемся слое следует вводить коэффициент неравномерности K . Такое правило нельзя распространять на все конструкции аппаратов с подвижной насадкой, а тем более на шахтные обжиговые печи, в которых при правильном конструктивном оформлении узлов подачи твердых материалов и газов движение последних по большей части высоты печи является близким к равномерному.

Для определения суммарного коэффициента теплопередачи с учетом внутреннего термического сопротивления кусков шаровой формы [11] было предложено следующее уравнение:

$$\frac{1}{K_v} = \frac{1}{\alpha_v} + \frac{R^2}{9\lambda_m} \quad (V.10)$$

где K_v — суммарный коэффициент теплопередачи, отнесенный к единице объема слоя; α_v — объемный коэффициент внешнего теплообмена; R — размер, характеризующий кусок.

На основе уравнения (V.10) предложена [11] новая интерпретация опытных данных Фернеса [12]. Вычислив значения «чистых» коэффициентов внешнего теплообмена, получим зависимость α_v от d :

$$\alpha_v = E/d^{0,45}$$

Приведенное уравнение подтверждает тот вывод [12], что чем мельче дробление материалов, тем большая доля поверхности кусков выключается из теплообмена вследствие «слеживания». Естественно, что для шаров явление «слеживания» не наблюдается.

Для расчета суммарного коэффициента теплоотдачи, отнесенного к средней по массе температуре куска, авторами рекомендуется формула

$$K_v = \frac{\alpha_v}{1 + \frac{1}{\Phi} Bi} \quad (V.11)$$

где Φ — коэффициент формы тела.

По-новому трактуется авторами и влияние скорости газов на K_v . С ростом скорости газов падает внешнее тепловое сопротивление, но внутреннее сопротивление остается неизменным. В случае когда $\alpha_v \rightarrow \infty$, K для шаров примет значение $K_v = 9\lambda/R^2$. Зависимость α_v от скорости газов выражается уравнением

$$\alpha_v = E\omega_0^{0,92}$$

В результате для коэффициента теплоотдачи в слое естественных кусковых материалов, отнесеного к температуре поверхности, получена формула [1]

$$\alpha_v = A_F \frac{V_0^{0.9} T^{0.3}}{d^{0.75}} M' \quad (V, 12)$$

где V_0 — скорость на свободное сечение шахты при 0 °C, м/с. Коэффициент A_F для всех кусковых материалов рекомендуется брать равным 160. Следует заметить, что при охлаждении A_F для всех тел больше, чем при нагревании. Однако использование уравнения (V,12) затруднено из-за отсутствия значений коэффициента M' .

Как уже отмечалось выше, в зоне обжига при работе на твердом топливе к конвективному теплообмену добавляется передача тепла излучением. В работе [13] приведена следующая количественная оценка коэффициентов теплоотдачи излучением $\alpha_{изл}$ (табл. 13).

Таблица 13. Значения коэффициентов теплоотдачи излучением
[ккал/(м²·ч·°C) = 1,163 Вт/(м²·К)]

Температура поверхности извести, °C	Температура поверхности кокса, °C				
	1200	1300	1400	1500	1600
900	465	524	589	660	738
1000	516	578	646	720	800
1100	575	633	708	785	868
1200	630	702	775	855	912
1300	—	768	849	932	1022
1400	—	—	924	1016	1103
1500	—	—	—	1100	1203
1600	—	—	—	—	1297

Соотставление значений коэффициентов теплоотдачи конвекцией и излучением показывает, что даже при температуре поверхности горящего кокса 1200 °C $\alpha_{изл}$ на порядок выше α_k . Температура поверхности куска горящего топлива в реальной печи не замерялась, но, по-видимому, она изменяется в зоне горения от 1200 до 1600 °C.

Однако для оценки доли переданного тепла излучением необходимо учитывать и величину тепловоспринимающей поверхности, участвующей в этом виде теплообмена. Так как содержание твердого топлива в шихте обычно не превышает 8—9%, то при равных размерах кусков материала и топлива доля тепловоспринимающей поверхности может составить примерно 10—20%.

Несмотря на незначительную величину теплоизлучающей поверхности, фактор передачи тепла излучением становится весьма существенным. Так, если даже принять, что температура поверхности горящего кокса равна температуре газов (а температура кокса выше температуры газов), то с учетом доли лучевоспринимающей поверхности количество переданного тепла в зоне обжига излучением в 3—5 раз больше, чем конвекцией.

О роли лучистого теплообмена можно судить по реакционной активности получающейся окиси кальция. Так, например, на практике установлено, что при получении извести на газообразном топливе, где превалирует конвективный теплообмен, ее реакционная активность значительно выше, чем при обжиге на твердом топливе. В последнем случае всегда образуется некоторое количество жестко обожженной извести, т. е. извести, подвергшейся воздействию высокой температуры (выше 1300 °C).

В тепловом расчете основное внимание должно быть уделено расчету теплообмена в рекуперативных зонах, занимающих ~ 80% высоты печи. Что касается зоны обжига, то вследствие недостаточной изученности слоевого режима теплообмена расчет ее целесообразно заменить определением протяженности совмещенной с ней зоны горения по методике, изложенной в гл. II. Тот факт, что в зоне обжига поглощение тепла преобладает над его выделением (температура газов в направлении их движения все время понижается, несмотря на горение топлива), также подтверждает необходимость расчета регламентирующей стадии процесса, а именно процесса горения топлива, а не процесса теплопередачи.

ГЛАВА VI

МЕТОДИКА ТЕПЛОВОГО РАСЧЕТА ШАХТНОЙ ПЕЧИ

Тепловой расчет печи служит обоснованием ее размеров в зависимости от заданной производительности и температуры выходящих потоков.

Ввиду того что реакционная активность извести зависит, в частности, от теплового напряжения в зоне обжига, достаточно регламентировать допустимый съем продукта с 1 м² сечения печи и по нему определить необходимую площадь сечения шахты.

Потребную высоту слоя кускового материала находят расчетом процесса завершенного теплообмена. Излишняя высота шахты увеличивает затраты при строительстве и замене футеровки, а также повышает эксплуатационные расходы вследствие увеличения аэродинамического сопротивления слоя шихты. Кроме того, излишняя высота слоя приводит к появлению резервной зоны, в которой, по результатам последних исследований, достаточно интенсивно протекает восстановление CO₂ до CO.

Высоту рекуперативных зон предлагаются определять путем расчета процесса завершенного теплообмена, а высоту зоны обжига — путем расчета совмещенной с ней части зоны горения. При этом предполагается равномерное распределение шихты по поперечному сечению печи. Наличие неравномерности распределения кускового материала вызывает отклонение расчетных величин от реальных.

Расходные коэффициенты получают из материального и теплового балансов печи.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ ПРОЕКТИРУЕМОЙ ПЕЧИ НА ТВЕРДОМ ТОПЛИВЕ

Исходные данные

- характеристика карбонатного сырья и топлива;
- степень разложения CaCO₃, σ, %;
- коэффициент расхода воздуха (в %):

$$\alpha = \frac{N_2}{N_2 - \frac{79}{21} O_2 + 0,5 \cdot \frac{79}{21} CO}$$

- потери тепла от механического недожога $q_{\text{мех}}$, %;
- потери тепла от неполноты горения углерода $q_{\text{СО}}$, %;
- потери тепла в окружающую среду $q_{\text{окр}}$, %;
- температура выходящих печных газов $t_{\text{пп}}$, °C;
- температура выгружающей извести t_u , °C.

Температуру окружающей среды принимаем равной 0 °C.

Для упрощения расчета мы не учитывали возможность протекания при обжиге вторичных реакций взаимодействия CaO (своб.) с примесями карбонатного сырья (SiO₂, Al₂O₃, Fe₂O₃). Как показали проведенные расчеты, максимальная погрешность при таком допущении не превышает 1% прихода тепла.

Расчет ведем на 1 кг CaO. Такой выбор исходной единицы позволяет использовать методику расчета для извести с любым содержанием CaO(своб.) и получать легко сопоставимые результаты.

Материальный баланс

Удельный расход сухого карбонатного сырья, кг/кг:

$$K_c^c = \frac{1,786 \cdot 10^4}{CaCO_3^{c,c} \sigma} \quad (VI,1)$$

где 1,786 — стехиометрический расход CaCO₃, кг; CaCO₃^{c,c} — содержание карбоната кальция в сухом сырье, %.

Удельный расход натурального карбонатного сырья:

$$K_c^\Phi = K_c^c \cdot (1 - H_2O^c \cdot 10^{-2}) \quad (VI,2)$$

где H₂O^c — содержание влаги в карбонатном сырье, %.

Удельный выход натуральной извести, кг:

$$K_t^\Phi = K_c^c \left(1 - 0,52MgCO_3^{c,c} \cdot 10^{-2} \right) - 0,7857 + a \quad (VI,3)$$

где MgCO₃^{c,c} — содержание карбоната магния в сухом сырье, %; a — несгоревший остаток топлива, кг.

$$a = K_t^p \cdot 10^{-2} [q_{\text{мех}} + (1 - q_{\text{мех}} \cdot 10^{-2}) (A^p + S_c^p)] \quad (VI,4)$$

K_t^p — удельный расход топлива (в рабочей массе), кг; A^p, S_c^p — содержание золы и сульфатной серы в рабочей массе топлива, %.

По экспериментальным данным, количество сульфатной серы составляет 0,5S, остаточные 0,5S — летучая сера.

Удельный расход воздуха, м³ (здесь и ниже объемы газов приведены к нормальным условиям):

$$V_{\text{возд}} = 8,9\alpha K_t^p \cdot 10^{-2} (1 - q_{\text{мех}} \cdot 10^{-2}) (C^p - 3 \cdot 0,5H^p) \quad (VI,5)$$

где C^p, H^p — содержание углерода и водорода в рабочей массе топлива, %.

Из всего количества водорода в топливе 50% связано в виде CH₄, 50% выделяется в виде свободного водорода.

Содержание фактически сгоревшего углерода:

$$C_{\text{ср}} = (1 - q_{\text{мех}} \cdot 10^{-2}) (C^p - 1,5H^p) \quad (VI,6)$$

Удельный выход сухих печных газов, м³:

$$V_{\text{с.п.г}} = V_{CO_2} + V_{CO} + V_{O_2} + V_{N_2} + V_{H_2} + V_{CH_4} \quad (VI,7)$$

Удельный выход отдельных составляющих сухих печных газов, м³:

$$V_{\text{CO}_2} = 0,400 + 0,266 \cdot 10^{-2} K_c^c \text{MgCO}_3 + \\ + 3,3 \cdot 10^{-2} K_t^p (0,566 C_{c,r} - Q_h^p q_{\text{CO}} \cdot 10^{-4}) \quad (\text{VI}, 8)$$

$$V_{\text{CO}} = 3,3 \cdot 10^{-6} Q_h^p q_{\text{CO}} K_t^p \quad (\text{VI}, 9)$$

$$V_{\text{O}_2} = 0,21 V_{\text{возд}} \frac{\alpha - 1}{\alpha} + 0,7 \cdot 10^{-2} K_t^p O^p + 0,5 V_{\text{CO}} \quad (\text{VI}, 10)$$

$$V_{\text{N}_2} = 0,79 V_{\text{возд}} + 0,8 \cdot 10^{-2} K_t^p N^p \quad (\text{VI}, 11)$$

$$V_{\text{H}_2} = 5,6 \cdot 10^{-2} K_t^p H^p \quad (\text{VI}, 12)$$

$$V_{\text{CH}_4} = 0,5 V_{\text{H}_2} \quad (\text{VI}, 13)$$

Здесь O^p, N^p — содержание кислорода и азота в рабочей массе топлива, %.
Удельный выход водяных паров, кг:

$$K_{\text{в,п}} = 10^{-2} (K_c^\phi \cdot H_2 O^c + K_t^p W^p) \quad (\text{VI}, 14)$$

W^p_{в,п} — содержание влаги в рабочей массе топлива, %.

Уравнение материального баланса:

$$K_c^\phi + K_t^p + 1,293 V_{\text{возд}} = K_u^\phi + V_{\text{с,п,1}} \rho_{\text{с,п,1}} + K_{\text{в,п}}$$

1,293 — плотность воздуха, кг/м³; V_{с,п,1} ρ_{с,п,1} — удельный выход сухих печных газов, кг; ρ_{п,1} — плотность газового компонента, кг/м³.

Тепловой баланс

Приход тепла от сгорания топлива, кДж:

$$Q = K_t^p / Q_h^p$$

Расход тепла, кДж:
на диссоциацию CaCO₃

$$Q_1 = \frac{425 \cdot 10^2 \cdot 4,19}{56} = 759 \cdot 4,19$$

на диссоциацию MgCO₃

$$Q_2 = 273 K_c^c \text{MgCO}_3 \cdot 4,19$$

425; 273 ккал/кг — тепловые эффекты реакций диссоциации CaCO₃ и MgCO₃ соответственно.

Потери тепла с сухими печными газами:

$$Q_3 = t_{\text{n,r}} \sum_{i=1}^{i=n} V_{\text{r},i} c_{\text{r},i}$$

c_{r,i} — средняя теплоемкость газового компонента в интервале (0 — t_{n,r}) °C.

Потери тепла с водяными парами:

$$Q_4 = [K_c^\phi \cdot H_2 O^c \cdot 10^{-2} (595 + 0,47 t_{\text{n,r}}) + \\ + K_t^p W^p \cdot 10^{-2} \cdot 0,47 t_{\text{n,r}}] \cdot 4,19$$

Потери тепла с известью:

$$Q_5 = K_a^\phi c_u t_u \cdot 4,19$$

Потери тепла за счет несгорания летучих веществ топлива:

$$Q_6 = K_t^p \cdot 10^{-2} \cdot 4,19 [(30000 \cdot 0,5 + 12000 \cdot 2) H^p + 2180 \cdot 0,5 S^p] = \\ = K_t^p (390 H^p + 10,9 S^p) \cdot 4,19$$

Прочие потери (от механического недожога, неполного сгорания углерода топлива, в окружающую среду):

$$Q_7 = K_t^p Q_h^p \cdot 10^2 (q_{\text{мех}} + q_{\text{CO}} + q_{\text{окр}})$$

Приравнивая приходную и расходные статьи теплового баланса, решаем полученное уравнение в отношении K^p. Подстановка найденного значения K^p в предыдущие уравнения позволяет рассчитать все статьи материального и теплового балансов печи.

Материальный и тепловой баланс отдельных зон печи

Зоны подогрева

Объем поступающих газов, м³:

$$V'_{\text{т,пд}} = V'_{\text{CO}_2, \text{обж}} + V'_{\text{CO}, \text{обж}} + V'_{\text{O}_2, \text{обж}} + V'_{\text{N}_2, \text{обж}} = \\ = (V'_{\text{CO}_2, \text{пд}} - 0,266 \text{MgCO}_3^c \cdot K_c^c \cdot 10^{-2}) + V'_{\text{CO}} + \\ + (V'_{\text{O}_2, \text{пд}} - 0,7 \cdot 10^{-2} K_t^p O^p) + (V'_{\text{N}_2, \text{пд}} - 0,18 \cdot 10^{-2} K_t^p N^p)$$

где индексы ' — на входе, '' — на выходе.

Из-за незначительного количества кислорода и азота, выделяющихся из топлива в зоне подогрева, поправку на них можно не делать.

Количество выходящего карбонатного сырья, кг:

$$K''_{\text{с,пд}} = K_c^c (1 - 0,52 \cdot 10^{-2} \text{MgCO}_3^{c,c})$$

Выход коксового остатка, кг:

$$K''_{\text{т,пд}} = K_t^p \cdot 10^{-2} (c^p - 1,51 H^p + 0,5 S^p)$$

Уравнение материального баланса зоны подогрева:

$$K_c^\phi + K_t^p + V_{\text{т,пд}} \rho_{\text{т,пд}} = K''_{\text{с,пд}} + V_{\text{с,п,1}} \rho_{\text{с,п,1}} + K_{\text{в,п}}$$

В приведенных уравнениях учтены следующие процессы: сушка сырья и топлива, удаление летучих веществ из топлива и диссоциация карбоната магния. Для упрощения расчета потери тепла в окружающую среду отнесены полностью к зоне обжига.

Приход тепла с поступающими газами:

$$Q'_{\text{т,пд}} = (V'_{\text{CO}_2, \text{пд}} c_p, \text{CO}_2 + V'_{\text{CO}, \text{пд}} c_p, \text{CO} + V'_{\text{O}_2, \text{пд}} c_p, \text{O}_2 + \\ + V'_{\text{N}_2, \text{пд}} c_p, \text{N}_2) t_{\text{обж}}'$$

Расход тепла с выходящими материалами:

$$Q''_{\text{м,пд}} = (K''_{\text{с,пд}} c_{\text{с}} + K''_{\text{т,пд}} c_{\text{т}}) t''_{\text{с,пд}}$$

Уравнение теплового баланса:

$$Q'_{\text{т,пд}} = Q''_{\text{м,пд}} + Q_2 + Q_3 + Q_4$$

В этом уравнении неизвестны две величины: $t'_{\text{р,нд}}$ и $t''_{\text{с,нд}}$. Для нахождения их можно использовать уравнения (II,14) и (II,15), в которых $t_{\text{дис}} = t''_{\text{с,нд}}$, $t_{\text{р}} = t'_{\text{р,нд}}$ и CO_2 отвечает содержанию двуокиси углерода в сухих печных газах. Совместным решением уравнений находят сначала $t'_{\text{р,нд}}$, а затем и $t''_{\text{м,нд}}$.

Зона охлаждения

Обозначим через y количество топлива (в пересчете на рабочую массу), сгорающего в зоне охлаждения. Тогда объем двуокиси углерода определяется следующей зависимостью:

$$V''_{\text{CO}_2, \text{охл}} = 1,867 \cdot 10^{-2} C_{\text{ср}} y$$

где $C_{\text{ср}}$ — сгоревший углерод, %.

На эту же величину уменьшится объем кислорода в выходящем из зоны охлаждения газе. При составлении теплового баланса принимаем постоянными: температуру поступающей извести $t'_{\text{п,охл}} = 1100^{\circ}\text{C}$, температуру выходящего газа $t''_{\text{р,охл}} = 1100^{\circ}\text{C}$ (вблизи границы зоны охлаждения $t_m = t_r$)

Уравнение теплового баланса:

$$\begin{aligned} c'_n t'_n K^{\Phi} + y Q_n^p &= Q_5 + 1100 [V''_{\text{CO}_2, \text{охл}} c_p, \text{CO}_2 + \\ &+ V''_{\text{N}_2, \text{охл}} c_p, \text{N}_2 + (0,21 V_{\text{возд}} - V''_{\text{CO}_2, \text{охл}}) c_p, \text{O}_2] \end{aligned}$$

После подстановки значений теплоемкостей и решения уравнения относительно y имеем

$$y = \frac{376 V_{\text{возд}} - (c'_n t'_n - c''_n t''_n) K^{\Phi}}{Q_n^p - 3,65 C_{\text{ср}}} \quad (\text{VI,15})$$

РАСЧЕТ ВЫСОТЫ ПЕЧИ

Расчет высоты рекуперативных зон

Высота слоя материалов в рекуперативных зонах печи может быть рассчитана из соотношения

$$h = \frac{D_m}{\rho_{\text{нас}}} \cdot \tau \quad (\text{VI,16})$$

где D_m — расход сухого карбонатного сырья (или съем извести), $\text{kg}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $\rho_{\text{нас}}$ — насыщенная плотность сухого карбонатного сырья (или извести), $\text{kg}/\text{м}^3$; τ — продолжительность теплообмена, ч.

Расход карбонатного сырья на 1 м^2 в час может быть легко определен по заданной производительности печи и степени обжига. Нахождение продолжительности теплообмена возможно по уравнениям, предложенным Б. И. Китаевым:

$$\frac{t''_m}{t'_r} = 1 - \exp \left[\frac{\alpha F}{G_m c_{\text{каж}}^{\text{с}}} \left(1 - \frac{W_m}{W_r} \right) \frac{\tau}{1 + K \text{Bi}} \right] \quad (\text{VI,17})$$

где t''_m — температура материала на выходе из теплообмена, $^{\circ}\text{C}$; t'_r — температура газа, вступающего в теплообмен, $^{\circ}\text{C}$; W_m — водяное число потока кусковых материалов, $\text{кал}/(\text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C})$; W_r — водяное число потока газа; α — коэффициент теплоотдачи от газа к поверхности

кусков, $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C})$ [рассчитывается по уравнениям (V,8), (V,9)]; F — поверхность кусков в элементарном участке слоя, м^2 ; G_m — масса тех же кусков, кг.

Комплекс $\frac{\alpha}{1 + K \text{Bi}}$ Б. И. Китаев назвал суммарным коэффициентом теплоотдачи α_{Σ} , учитывающим как внешнее, так и внутреннее тепловое сопротивление слоя кусковых материалов:

$$\frac{1}{\alpha_{\Sigma}} = \frac{1}{\alpha} + K \frac{d}{2\lambda_m} \quad (\text{VI,18})$$

Коэффициент K находится в функциональной зависимости (рис. 30) от фактора формы Φ . Величина Φ определяется, в свою очередь, из следующего уравнения (в $\text{кг}/\text{м}^2$):

$$\frac{G_m}{F} = \frac{d \rho_{\text{каж}}}{2\Phi} \quad (\text{VI,19})$$

где $\rho_{\text{каж}}$ — кажущаяся плотность материала, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Значения фактора формы Φ см. табл. 6. При расчете теплообмена в слое карбонатного сырья или извести мы исходили из допущения, что $\Phi = 2,75$, а $K = 0,225$, тогда при решении уравнения (VI,18) в отношении α_{Σ} имеем

$$\alpha_{\Sigma} = \frac{\alpha}{1 + 0,112 \alpha d / \lambda_m} \quad (\text{VI,18a})$$

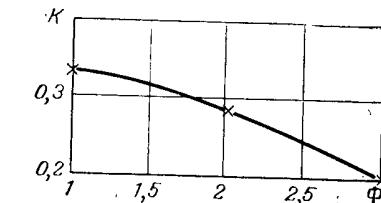


Рис. 30. Функциональная зависимость коэффициента K от коэффициента формы тела Φ .

Решая совместно уравнения (VI,16), (VI,17) и (VI,19), получаем следующую расчетную формулу для нахождения высоты слоя материала (в м) в зоне подогрева шахтной известково-обжигательной печи:

$$h_{\text{пд}} = -0,418 \lg \left(1 - \frac{t''_m}{t'_r} \right) \frac{D_m d_n \rho_{\text{каж}}^{\text{с}} c_{\text{каж}}^{\text{с}}}{\alpha_{\Sigma} \rho_{\text{нас}}^{\text{с}} \left(1 - \frac{W_m}{W_r} \right)} \quad (\text{VI,20})$$

где индекс «с» указывает, что данные величины характеризуют карбонатное сырье.

В зоне охлаждения переход тепла осуществляется от горячей извести к омынющему ее воздуху, поэтому почти на всем протяжении зоны $t_m > t_r$; исключением является участок, совмещенный с зоной горения. На границе зон охлаждения и обжига эта разница близка нулю: температурные кривые t_r и t_m пересекаются в начале зоны охлаждения, совмещенной с зоной горения.

Принимая, что теплообмен может считаться практически завершенным при $t_r/t'_r = 0,95$, после соответствующих преобразований получаем следующую расчетную формулу для нахождения высоты слоя извести (в м) в зоне охлаждения:

$$h_{\text{охл}} = 0,544 \frac{D_m d_n \rho_{\text{каж}}^{\text{и}} c_{\text{каж}}^{\text{и}}}{\alpha_{\Sigma} \rho_{\text{нас}}^{\text{и}} \left(\frac{W_m}{W_r} - 1 \right)} \quad (\text{VI,21})$$

где индекс «и» указывает, что данные величины характеризуют известь. Выражение для $c_{\text{каж}}^{\text{и}}$ будет:

$$c_{\text{каж}}^{\text{и}} = \frac{K_n^{\Phi} (c'_n t'_n - c''_n t''_n) + Q_n^p y}{K_n^{\Phi} (t'_n - t''_n)} \quad (\text{VI,22})$$

Расчет высоты зон обжига и горения

Высота зоны обжига может быть определена по длине совмещенной с ней части зоны горения на основе уравнения (III,7):

$$\frac{h_{обж}}{d_t} = 2,16 \lg \frac{X_0}{X} Re^{0,17z}$$

где z — коэффициент разубоживания.

Остановимся на расчете величин, входящих в это уравнение.

Средний размер куска топлива (в м) определяется по уравнению

$$d_t = 10^{-2} \sum \Phi_i d_i \quad (VI,23)$$

Φ_i — доля i -той фракции.

Величины X_0 и X находим по составу газа, выходящего из зон охлаждения и обжига соответственно. В случае обжига мела или известняка при интенсифицированном режиме параметры газового потока (w , v) при расчете критерия Re находим по среднему составу газа и средней температуре, принимаемой равной 1200°C . В случае обжига известняка при умеренном режиме температуру принимаем равной 1100°C .

Коэффициент разубоживания слоя топлива рассчитывается по формуле

$$z = \left(\frac{k_c^e}{\rho_{нас}^e} + \frac{k_t^e}{\rho_{нас}^t} \right) : \frac{k_t^e}{\rho_{каж}^e} \quad (VI,24)$$

$\rho_{нас}^e$ — берется из табл. 2 (гл. I), а насыпные и кажущиеся плотности топлива (в $\text{кг}/\text{м}^3$) могут быть приняты в среднем равными следующим величинам:

Топливо	$\rho_{каж}$	$\rho_{нас}$
Кокс	880	550
Антрацит	1380	870

Количество топлива, сгораемого в зоне охлаждения, рассчитывается по уравнению (VI,15).

Расчет теплового напряжения

Расчет ведется на единицу условной поверхности кусков в зоне обжига.

Количество тепла, выделившегося в зоне обжига, $Q_{обж}$ (в кДж), может быть найдено на основании отдельных статей теплового баланса печи с помощью уравнения

$$Q_{обж} = Q' - Q''_6 - K_t^p Q_n^p \cdot 10^{-2} (q_{вых} + q_{CO}) \quad (VI,25)$$

Q' — приход тепла от сгорания загруженного топлива, кДж ; Q''_6 — потери тепла за счет неполного сгорания летучих топлив, кДж ; K_t^p — удельный расход топлива (в рабочей массе), кг ; $q_{вых}$ — потери тепла от механического недожога, %; q_{CO} — потери тепла от неполноты горения углерода, %; Q_n^p — низшая теплота сгорания рабочей массы топлива, $\text{кДж}/\text{кг}$.

Отсюда рассчитывают тепловые напряжения в зоне обжига:

а) плоскостное, отнесенное к единице площади поперечного сечения печи

$$q_{пл} = Q_{обж} D_{CaO} \quad (VI,26)$$

б) объемное, отнесенное к единице объема зоны обжига

$$q_{об} = q_{пл} / h_{обж} \quad (VI,27)$$

где D_{CaO} — съем извести в пересчете на CaO , $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Поверхность кусков карбонатного сырья в единице объема зоны обжига определяется выражением $S = F/V \text{ м}^2/\text{м}^3$, но

$$F = \frac{G_m \cdot 2\Phi}{d \rho_{каж}} \quad (VI,28)$$

При совместном решении этих двух уравнений, учитывая, что $G_m = V \rho_{нас}$, а Φ принят равным 2,75, получаем ($\text{м}^2/\text{м}^3$) после преобразований

$$S = \frac{5,5}{d} \cdot \frac{\rho_{нас}}{\rho_{каж}} \quad (VI,29)$$

Некомое тепловое напряжение, отнесенное к единице поверхности кусков, находится из уравнения

$$q_s = \frac{q_{об}}{S} = \frac{Q_{обж} D_{CaO}}{h_{обж} S} \quad (VI,30)$$

Так как действительная поверхность кусков, участвующая в теплообмене, будет, в силу ряда неучтенных причин (контактирование кусков между собой, более быстрый прогрев мелких кусков по сравнению с крупными), меньше найденной с помощью уравнения (VI,29), то рассчитанное тепловое напряжение следует относить к единице условной поверхности кусков.

После подстановки значений отдельных величин получаем следующее уравнение:

$$q_s = \frac{Q_{обж} D_{CaO} d_c^{0,83} \rho_{каж}^e}{11,88 \lg \frac{x_0}{x} d_f \left(\frac{w}{v} \right)^{0,17} z / \rho_{нас}^e} \quad (VI,30a)$$

Как показали примерные расчеты, значение $(w/v)^{0,17}$ колеблется в пределах 1—5 при резких изменениях исходных величин. Поэтому уравнение (VI,30a) можно упрощено путем подстановки в него постоянной величины — 4,5. В результате получаем следующую расчетную формулу:

$$q_s = \frac{Q_{обж} D_{CaO} d_c^{0,83} \rho_{каж}^e}{53,46 \lg \frac{x_0}{x} d_f \rho_{нас}^e z} \quad (VI,31)$$

Если учесть, что величины, характеризующие плотности карбонатного сырья и топлива, а также получающиеся в результате балансовых расчетов, являются постоянными в каждом конкретном случае, то тепловое напряжение [в $\text{кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$] может быть представлено в виде следующей функциональной зависимости от съема извести и размеров кусков сырья и топлива:

$$q_s = K D_{CaO} \frac{d_c^{0,83}}{d_f} \quad (VI,32)$$

Из анализа уравнения (VI,32) следует, что:

а) тепловое напряжение изменяется прямо пропорционально производительности печи;

б) вероятность получения извести с высокой реакционной способностью растет с уменьшением размеров кусков обжигаемого материала или с увеличением размеров кусков топлива.

**ПРИМЕР ТЕПЛОВОГО РАСЧЕТА ПРОЕКТИРУЕМОЙ ПЕЧИ
НА ТВЕРДОМ ТОПЛИВЕ**

Исходные данные

Известняк: 96,79% CaCO_3 , 1,33% MgCO_3 .
Размер кусков: 40—120 мм, $d_c^{\text{cp}} = 80$ мм.

Топливо: кокс; $Q_n^p = 6228 \cdot 4,19$ кДж/кг, содержание золы 12,66%, влаги 8,0% (в рабочем топливе), $d_t^{\text{cp}} = 40$ мм.

Значение величин, необходимых для расчетов, принимаем по практическим данным эксплуатации шахтных печей при обжиге известняка коксом:

Степень обжига σ , %	92
Коэффициент расхода воздуха α	1,05
Потери от недожога, %	
механического, $q_{\text{мех}}$	5
химического, $q_{\text{хим}}$	5
Температура, °C	
выгружаемой извести, t_m	200
печных газов, t_g	100
Удельный съем CaO , кг/ $\text{m}^2 \cdot \text{ч}$	528

Расчет производим на 1 кг CaO .

Материальный баланс

Удельный расход сухого известняка по (VI,1):

$$K_c^p = 1,786 \cdot 10^4 : (96,79 \cdot 92,0) = 2,006 \text{ кг}$$

Удельный выход натуральной извести по (VI,3):

$$\begin{aligned} K_i^p &= 2,006 (1 - 0,52 \cdot 1,33 \cdot 10^{-2}) - 0,7857 + \\ &+ K_t^p (5,0 + 0,95 \cdot 12,66) 10^{-2} = 1,2064 + 0,17 K_t^p \text{ кг} \end{aligned}$$

Удельный расход воздуха по (VI,5):

$$V_{\text{возд}} = 8,9 \cdot 1,05 K_t^p \cdot 10^{-2} (1 - 0,05) 79,34 = 7,043 K_t^p \text{ м}^3$$

Удельный выход компонентов сухих печных газов по (VI,8), (VI,9) (VI,10), (VI,11):

$$\begin{aligned} V_{\text{CO}_2} &= 0,400 + 0,266 \cdot 2,006 \cdot 10^{-2} \cdot 1,33 + 3,3 \cdot 10^{-2} K_t^p \times \\ &\times (0,566 \cdot 75,37 - 6228 \cdot 10^{-4} \cdot 5) = 0,4053 + 1,305 K_t^p \text{ м}^3 \\ V_{\text{CO}} &= 3,3 \cdot 6228 \cdot 10^{-6} \cdot 5 K_t^p = 0,103 K_t^p \text{ м}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{O}_2} = 0,21 \cdot 7,043 K_t^p \frac{1,05 - 1,0}{1,05} + 0,5 V_{\text{CO}} = 0,122 K_t^p \text{ м}^3$$

$$V_{\text{N}_2} = 0,79 \cdot 7,043 K_t^p = 5,564 K_t^p \text{ м}^3$$

Удельный выход сухих печных газов по (VI,7):

$$V_{\text{с.п.г}} = 0,4053 + 7,094 K_t^p \text{ м}^3$$

Удельный выход водяных паров по (VI,14):

$$K_{\text{в.п.}} = 0,08 K_t^p \text{ кг}$$

Приходная часть баланса:

$$10,107 K_t^p + 2,006$$

Расходная часть баланса

$$10,094 K_t^p + 2,008$$

Обе части уравнения с достаточной точностью совпадают.
Статьи материального баланса (на 1 кг CaO) приведены ниже:

Расход, кг	
сухого сырья	2,006
рабочего топлива	0,162
Выход извести (натуральной)	1,234
Расход воздуха, м ³	1,143
Выход, м ³	
CO_2	0,617
CO	0,017
O_2	0,020
N_2	0,903
Выход сухих печных газов	
м ³	1,557
кг	2,400
Выход водяных паров, кг	0,013

Концентрация CO_2 в печном газе — 39,6%.

Тепловой баланс

Приход тепла:

$$Q' = 6228 K_t^p \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Расход тепла:

На разложение CaCO_3 и MgCO_3 :

$$Q_1'' + Q_2'' = (759,0 + 2,73 \cdot 2,006 \cdot 1,33) 4,19 = 766,3 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с сухими печными газами:

$$\begin{aligned} Q_3'' &= 100 [(0,4053 + 1,305 K_t^p) 0,41 + 0,103 K_t^p \cdot 0,312 + 0,122 K_t^p \cdot 0,315 + \\ &+ 5,564 K_t^p \cdot 0,31] 4,19 = (16,6 + 232,0 K_t^p) 4,19 \text{ кДж} \end{aligned}$$

Потери тепла с водяными парами:

$$Q_4'' = 0,08 K_t^p \cdot 0,45 \cdot 100 \cdot 4,19 = 3,6 K_t^p \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с известью:

$$Q_5'' = (1,2064 + 0,170 K_t^p \cdot 0,195 \cdot 200) 4,19 = (47,05 + 6,63 K_t^p) 4,19 \text{ кДж}$$

Прочие потери (за счет несгорания летучих веществ, механического и химического недожога, в окружающую среду)

$$Q_{6,7,8}'' = 6228 \cdot 10^{-2} K_t^p (2 + 5 + 5 + 2) 4,19 = 871,92 K_t^p \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Уравнение теплового баланса:

$$6228 K_t^p (830 + 1114,15 K_t^p) 4,19 \text{ кДж}$$

$$K_t^p = 0,1623 \text{ кг}$$

Статьи расхода теплового баланса:

Статьи	ккал	кДж	%
На разложение CaCO_3	759,0	3177,8	75,2
На разложение MgCO_3	7,3	30,6	0,7
С сухими песчаными газами	54,3	227,3	5,3
С водяными парами	0,6	2,5	0,1
С известняком	48,1	201,4	4,7
Прочие потери	141,5	592,4	14,0
Итого	1010,8	4232,0	100,0

Материалный и тепловой балансы отдельных зон печи

Зона подогрева

Удельное количество газовых компонентов на входе в зону:

$$V'_{\text{CO}_2, \text{нд}} = 0,617 - 0,266 \cdot 1,33 \cdot 0,02006 = 0,610 \text{ м}^3$$

$$V'_{\text{CO}, \text{нд}} = 0,017 \text{ м}^3$$

$$V'_{\text{O}_2, \text{нд}} = 0,020 \text{ м}^3$$

$$V'_{\text{N}_2, \text{нд}} = 0,903 \text{ м}^3$$

Объем газов на входе в зону:

$$V'_{\text{г,нд}} = 1,550 \text{ м}^3$$

Масса известняка на выходе из зоны:

$$K''_{\text{с,нд}} = 2,006 (1 - 0,52 \cdot 10^{-2} \cdot 1,33) = 1,992 \text{ кг}$$

Масса коксового остатка на выходе из зоны:

$$K''_{\text{т,нд}} = 0,162 \cdot 10^{-2} (100 - 8) = 0,149 \text{ кг}$$

Приход тепла с поступающими газами. При подсчете энталпии газового потока удобно пользоваться приближенными температурными зависимостями энталпий отдельных компонентов газовой смеси, выраженных уравнением

$$t_r = at - b$$

Значения коэффициентов a и b для различных компонентов получены в результате обработки табличных данных энталпий в интервале температур 800—1100 °C:

Газ	CO_2	CO	O_2	N_2
a	0,603	0,366	0,382	0,359
b	74	27	29	26

$$\begin{aligned} Q'_{\text{г,нд}} &= [0,61 (0,603'_{\text{г}} - 74) + 0,017 (0,366'_{\text{г}} - 27) + \\ &+ 0,02 (0,382'_{\text{г}} - 29) + 0,903 (0,359'_{\text{г}} - 26)] 4,19 = \\ &= (0,7059'_{\text{г}} - 69,6) 4,19 \text{ кДж} \end{aligned}$$

Расход тепла с выходящими материалами:

$$\begin{aligned} Q''_{\text{м,нд}} &= (1,992 \cdot 0,27 + 0,149 \cdot 0,35) (740 + 0,148'_{\text{г}} + 0,13 \cdot 39,6) 4,19 = \\ &= (0,0873'_{\text{г}} + 439,6) 4,19 \text{ кДж} \end{aligned}$$

Прочие статьи расхода (из теплового баланса печи):

$$Q''_2 + Q''_3 + Q''_4 = 62,2 \cdot 4,19$$

Приравнивая приходные и расходные статьи баланса и решая уравнение, находим значение $t'_{\text{г,нд}} = 924$ °C.

По уравнению, описывающему зависимость температуры диссоциации от температуры газов и концентрации CO_2 в них (П.15), находим:

$$t''_{\text{м,нд}} = 740 + 0,148 \cdot 924 + 0,13 \cdot 39,6 = 882 \text{ °C}$$

Зона охлаждения

Объем двуокиси углерода, образовавшейся при горении, будет равен

$$V''_{\text{CO}_2, \text{окл}} = 1,867 \cdot 0,7537y = 1,407y \text{ м}^3$$

На эту же величину уменьшится объем кислорода в выходящем из зоны охлаждения газе по сравнению с поступившим в печь воздухом.

Уравнение теплового баланса:

$$\begin{aligned} 239 \cdot 1,234 + 6228y &= 48,1 + 1100 [1,407y \cdot 0,533 + \\ &+ 0,903 \cdot 0,338 + (0,21 \cdot 1,143 - 1,407y) 0,355] \end{aligned}$$

Решая уравнение, находим

$$y = 0,0306 \text{ кг, или } 19\% \text{ общего расхода топлива } V''_{\text{CO}_2, \text{окл}} = 0,043 \text{ м}^3$$

Определение высоты отдельных зон печи

Зона подогрева

Средняя температура газов и материала:

$$t_r^{\text{ср}} = 0,5 (924 + 100) = 512 \text{ °C}$$

$$t_m^{\text{ср}} = 0,5 \cdot 882 = 441 \text{ °C}$$

Средний состав газов:

Компоненты	CO_2	CO	O_2	N_2	Сумма
$V_{\text{г,нд}}, \text{м}^3$	0,611	0,017	0,020	0,903	1,554
$t_{\text{г,нд}}, \%$	39,5	1,1	1,0	58,1	100,0

Средняя условная скорость газов:

$$\omega_r^{\text{ср}} = \frac{V_r D_{\text{CaO}} (t_r^{\text{ср}} + 273)}{273 \cdot 3600}$$

$$\omega_r^{\text{ср}} = \frac{1,554 \cdot 528 (512 + 273)}{273 \cdot 3600} = 0,655 \text{ м/с}$$

Коэффициент кинематической вязкости газов v и коэффициент теплопроводности λ подсчитываются по правилу аддитивности. Данные для каждого газового компонента (v , λ) берут по таблицам или nomogrammam:

$$v = \frac{10^{-2}}{\frac{39,5}{0,49} + \frac{1,1}{0,80} + \frac{1,3}{0,82} + \frac{58,1}{0,80}} = 0,641 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2/\text{с}$$

Коэффициент теплопроводности газов:

$$\lambda_r = 10^{-2} (39,5 \cdot 0,0485 + 1,1 \cdot 0,0496 + 1,3 \cdot 0,0532 + 58,1 \cdot 0,049) 1,163 = 0,0487 \cdot 1,163 \text{ Вт/(м·К)}$$

$$Re = \frac{0,655 \cdot 0,08}{0,641 \cdot 10^{-4}} = 817$$

Коэффициент теплопередачи по (V,9):

$$\lambda = 0,61 \cdot 817^{0,67} \cdot \frac{0,0487 \cdot 1,163}{0,08} = 33,2 \cdot 1,163 \text{ Вт/(м²·К)}$$

Коэффициент теплопроводности материала по (I,2):

$$\lambda_m = (1,71 - 1,3 \cdot 10^{-3} \cdot 441) 1,163 = 1,14 \cdot 1,163 \text{ Вт/(м·К)}$$

Суммарный коэффициент теплопередачи по (VI,18а):

$$\alpha_s = \frac{33,2 \cdot 1,163}{1 + 0,112 \cdot \frac{33,2 \cdot 0,08}{1,14}} = 26,3 \cdot 1,163 \text{ Вт/(м²·К)}$$

Каждущаяся теплоемкость сырья (по V,2):

$$c_{\text{каж}}^c = \frac{[1,992 \cdot 0,27 \cdot 882 + 7,3 + 0,6] 4,19}{882 \cdot 0,5 (2,006 + 1,992)} = 0,274 \cdot 1,163 \text{ Вт/кг}$$

Отношение водяных чисел:

$$W_m/W_r = (924 - 100)/882 = 0,934$$

Потребная высота зоны подогрева по (VI,20):

$$h = -0,418 \lg \left(1 - \frac{882}{924} \right) \frac{1,999 \cdot 528 \cdot 0,08 \cdot 2650 \cdot 0,274}{26,3 \cdot 1450 (1 - 0,934)} = 13,6 \text{ м}$$

Зона охлаждения

Средняя температура воздуха и извести:

$$t_r^{cp} = 0,5 \cdot 1100 = 550 \text{ °C} \quad t_h^{cp} = 0,5 (1100 + 200) = 650 \text{ °C}$$

Средний состав газов:

Компоненты	CO ₂	O ₂	N ₂	Сумма
V _{r, охл.} ^{cp} , м ³	0,022	0,218	0,903	1,143
I _{r, охл.} ^{cp} , %	1,9	19,1	79,0	100,0

Средняя условная скорость газов:

$$\omega_r^{cp} = \frac{1,143 \cdot 528 (550 + 273)}{273 \cdot 3600} = 0,505 \text{ м/с}$$

$$v_r = \frac{0,01}{\frac{1,9}{0,5} + \frac{19,1}{0,84} + \frac{79,0}{0,81}} = 0,806 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$\lambda_r = 10^{-2} (1,9 \cdot 0,0494 + 19,1 \cdot 0,0538 + 79,0 \cdot 0,0496) 1,163 = 0,0504 \cdot 1,163 \text{ Вт/(м·К)}$$

$$d_{h, охл}^{cp} = 0,5 (0,86 d_c + d''_h)$$

$$d_{i, охл}^{cp} = 0,5 (0,86 \cdot 0,08 + 0,05) = 0,059 \text{ м}$$

$$Re = \frac{0,505 \cdot 0,059}{0,806 \cdot 10^{-4}} = 370$$

По уравнению (V,9)

$$\alpha = 0,61 \cdot 370^{0,67} \cdot \frac{0,0504}{0,059} \cdot 1,163 = 28,5 \cdot 1,163 \text{ Вт/(м²·К)}$$

$$\lambda_m = (-1,011 - 0,66 \cdot 10^{-3} \cdot 650 + 1,513 \cdot 10^{-3} \cdot 1450) 1,163 = 0,750 \cdot 1,163 \text{ Вт/(м·К)}$$

По уравнению (VI,18а)

$$\alpha_s = \frac{28,5 \cdot 1,163}{1 + 0,112 \cdot \frac{28,5 \cdot 0,059}{0,75}} = 22,8 \cdot 1,163 \text{ Вт/(м²·К)}$$

$$\frac{W_m}{W_r} = \frac{1100}{1100 - 200} = 1,22$$

По уравнению (VI,22)

$$c_{\text{каж}}^c = \frac{1,234 (239 - 0,195 \cdot 200) + 6228 \cdot 0,0306}{1,234 \cdot 900} \cdot 4,19 = 0,395 \cdot 4,19 \text{ кДж/(кг·К)}$$

По уравнению (VI,21)

$$h = 0,544 \frac{1,234 \cdot 528 \cdot 0,059 \cdot 1462 \cdot 0,395}{22,8 \cdot 880 (1,22 - 1,0)} = 2,8 \text{ м}$$

Зона обжига

Средний состав газов:

Компоненты	CO ₂	CO	O ₂	N ₂	Сумма
V _{r, обж.} ^{cp} , м ³	0,318	0,009	0,119	0,903	1,349
I _{r, обж.} ^{cp} , %	23,5	0,7	8,8	67,0	100,0

$$w_r = \frac{1,349 \cdot 528 (1200 + 273)}{273 \cdot 3600} = 1,066 \text{ м/с}$$

$$v_r = \frac{0,01}{\frac{23,5}{1,41} + \frac{0,7}{2,15} + \frac{8,8}{2,23} + \frac{67,0}{2,15}} = 1,919 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$Re = \frac{1,066 \cdot 0,08}{1,919 \cdot 10^{-4}} = 445$$

По уравнению (VI,24)

$$\alpha = \left(\frac{2006}{1462} + \frac{162}{500} \right) \cdot \frac{162}{880} = 9,4$$

По уравнению (III,7)

$$h_{\text{обж}} = 0,04 \cdot 2,16 \lg \frac{17,3}{1,3} \cdot 9,4 \cdot 4450^{0,17} = 2,5 \text{ м}$$

Проверим, достаточна ли высота зоны обжига для завершения процесса диссоциации кусков.

Определим среднюю скорость опускания шихты:

$$W_{\text{ш}}^{\text{ср}} = 0,5 \cdot D_{\text{CaO}} \left(\frac{K_c^c}{\gamma_c^{\text{нac}}} + \frac{K_i^{\Phi}}{\gamma_i^{\text{нac}}} \right)$$

$$W_{\text{ш}}^{\text{ср}} = 0,5 \cdot 528 \left(\frac{2,006}{1462} + \frac{1,234}{1100} \right) = 0,66 \text{ м/ч}$$

Время пребывания кусков в зоне обжига:

$$\tau = 2,5 : 0,66 = 3,8 \text{ ч}$$

Как следует из рис. 5, а, при $\alpha=35$ разложение куска известняка $d = 0,1 \text{ м}$ будет достигнуто за 3,5 ч, т. е. время пребывания кусков $d_{\text{ср}} = 0,08 \text{ м}$ в зоне обжига достаточно для их разложения.

Суммарная потребная высота засыпки (в м) составит:

Зона подготовки . . .	13,6	Зона охлаждения . . .	2,8
Зона обжига . . .	2,5	Общая высота . . .	18,9

Расчет теплового напряжения в зоне обжига

Количество тепла, выделившееся в зоне обжига:

$$Q_{\text{обж}} = 0,162 \cdot 6228 [1 - (5 + 5 + 2) 10^{-2}] 4,19 = 889,5 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Тепловое напряжение по (VI,31):

$$q_s = \frac{889,5 \cdot 528 \cdot 0,08 \cdot 83 \cdot 2650}{53,46 \lg \frac{17,3}{1,3} \cdot 0,04 \cdot 1462 \cdot 9,4} = 4638 \cdot 1,163 \text{ Вт/м}^2$$

МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ ДЕЙСТВУЮЩЕЙ ПЕЧИ

Для анализа работы действующей печи необходимо иметь методику составления теплового баланса по минимальному количеству исходных данных. Это позволит использовать результаты текущего контроля и сократить объем необходимых расчетов.

Исходя из этих соображений была разработана методика, позволяющая быстро рассчитать статьи теплового баланса и использовать полученные результаты для корректировки режима обжига. В основу методики положены наиболее надежные исходные данные — химический состав печных газов. Среднюю пробу печного газа отобрать значительно проще, чем пробу кускового материала (извести). Вследствие незначительного времени пребывания газов в печи они дают самую оперативную информацию о ходе процесса.

Для составления материально-теплового баланса действующей печи нужны следующие исходные данные:

химический состав печного газа: CO_2 , O_2 , CO ; N_2 ;
химический состав сырья: CaCO_3 , MgCO_3 , H_2O ;

химический состав извести: CaO (общ.), SO_3 , CO_2 , CaO (своб.); степень обжига (%):

$$\sigma = \frac{\text{CaO} \text{ (общ.)} - \frac{56}{80} \text{ SO}_3 - \frac{56}{44} \text{ CO}_2}{\text{CaO} \text{ (общ.)} - \frac{56}{80} \text{ SO}_3} \cdot 100 \quad (\text{VI}, 33)$$

количество загруженного сырья и топлива;
теплота сгорания топлива;
температура печных газов и извести.

Вывод недостающих расчетных уравнений

Концентрацию CO_2 в печном газе можно выразить следующим уравнением:

$$\text{CO}_2 = 100 \cdot \frac{V_{\text{CO}_2}^{\text{разл}} + V_{\text{CO}_2}^{\text{топ}}}{V_{\text{с.п.г}}} \quad (\text{VI}, 34)$$

где V — объем газов; разл, топ — индексы, обозначающие источник образования CO_2 : от разложения сырья или от горения топлив.

Расчет ведется на 1 кг CaO .

$$V_{\text{с.п.г}} = V_{\text{CO}_2}^{\text{разл}} + V_{\text{возд}} + 0,5V_{\text{CO}} \quad (\text{VI}, 35)$$

$$V_{\text{CO}_2}^{\text{разл}} = 0,400 + 0,266 \cdot 10^{-2} K_c^c \text{ MgCO}_3 \quad (\text{VI}, 36)$$

Объем CO_2 от горения топлива будет равен

$$V_{\text{CO}_2}^{\text{топ}} = \left(21 - 0,5 \cdot \frac{79}{N_2} \text{ CO} - \frac{79}{N_2} \text{ O}_2 \right) 0,01 V_{\text{возд}}$$

где N_2 — содержание азота в печном газе.

$$V_{\text{CO}} = 0,01 \cdot \frac{79}{N_2} \text{ CO} \cdot V_{\text{возд}} \quad (\text{VI}, 37)$$

После подстановки выражений для $V_{\text{CO}_2}^{\text{топ}}$ и $V_{\text{с.п.г}}$ в уравнение (VI,34) и решения его относительно $V_{\text{возд}}$ получим

$$V_{\text{возд}} = \frac{(100 - \text{CO}_2) V_{\text{CO}_2}^{\text{разл}}}{\text{CO}_2 \left(1 + 0,005 \cdot \frac{79}{N_2} \text{ CO} \right) - \left(21 - 0,5 \cdot \frac{79}{N_2} \text{ CO} - \frac{79}{N_2} \text{ O}_2 \right)} \quad (\text{VI}, 38)$$

Таким образом, расчетное уравнение для нахождения объема сухих печных газов будет следующим:

$$V_{\text{с.п.г}} = V_{\text{CO}_2}^{\text{разл}} - \left(1 + 0,005 \cdot \frac{79}{N_2} \text{ CO} \right) V_{\text{возд}} \quad (\text{VI}, 39)$$

а для подсчета потерь тепла от химического недожога легко воспользоваться уравнением (VI,37).

из уравнения (VI,39) и равенства $V_{c.p.r} = \frac{79}{N_2} V_{возд}$ можно получить выражение

$$V_{возд} = \frac{V_{CO_2}^{разл}}{\frac{79}{N_2}(1 - 0,005CO) - 1} \quad (VI,40)$$

которое удобнее для расчетов.

В качестве примера приводим расчет теплового баланса печи, оснащенной лотковым загрузочно-распределительным устройством.

Пример расчета материального и теплового балансов

Исходные данные

Известняк: 95,5% $CaCO_3$, 2,5% $MgCO_3$, 0,05% W .

Масса загруженного сырья за время испытаний: $G_c = 318,8$ т.

Топливо: антрацит; $Q_p^h = 6253 \cdot 4,19$ кДж. Масса загруженного топлива 26,1 т.

Печной газ: 33,8% CO_2 , 4,2% O_2 , 1,1% CO , 60,9% N_2 ; температура 83 °C.

Известь: температура 40 °C; $\sigma = 96,5\%$.

Материальный баланс

Удельный расход известняка (VI,1 и VI,2):

$$K_c^e = K_c^\Phi = \frac{1,786 \cdot 10^4}{96,5 \cdot 95,5} = 1,937 \text{ кг}$$

Удельный расход топлива:
физического (в натуре)

$$K_t^\Phi = 1,937 \cdot \frac{26,1}{318,8} = 0,1586 \text{ кг}$$

в пересчете на условное

$$K_t^y = 0,1586 \cdot \frac{6253}{7000} = 0,1422 \text{ кг}$$

Объем CO_2 при разложении карбонатов (VI,36):

$$V_{CO_2}^{разл} = 0,400 + 0,266 \cdot 1,937 \cdot 0,025 = 0,4129 \text{ м}^3$$

Удельный расход воздуха (VI,40):

$$V_{возд} = \frac{0,4129}{\frac{79}{60,9}(1 - 0,005 \cdot 1,1) - 1} = 1,423 \text{ м}^3$$

Объем окиси углерода (VI,37):

$$V_{CO} = 0,01 \cdot \frac{79}{60,9} \cdot 1,1 \cdot 1,423 = 0,0203 \text{ м}^3$$

Объем сухих печных газов (VI,35):

$$V_{c.p.r} = 1,423 + 0,4129 + 0,5 \cdot 0,0203 = 1,846 \text{ м}^3$$

Выход физической (в натуре) извести (VI,3):

$$K_i^F = 1,937(1 - 0,52 \cdot 2,5 \cdot 10^{-2}) - 0,785 = 1,270 \text{ кг}$$

Тепловой баланс

Приход тепла:

$$Q_{прих} = 0,1586 \cdot 6253 \cdot 4,19 = 995 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Расход тепла:

на разложение $CaCO_3$

$$Q_1 = 759 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

на разложение $MgCO_3$

$$Q_2 = 1,937 \cdot 0,025 \cdot 273 \cdot 4,19 = 13 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с сухими печными газами:

$$Q_3 = 1,846 \cdot 0,343 \cdot 83 \cdot 4,19 = 53 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с водяными парами:

$$Q_4 = [1,937 \cdot 0,05 (0,47 \cdot 83 + 595) 10^{-2} + 0,1586 \cdot 0,01 \cdot 3,6 \cdot 83] 4,19 = 1 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с известью:

$$Q_5 = 1,270 \cdot 0,15 \cdot 40 \cdot 4,19 \approx 8 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла в результате химического недожога:

$$Q_6 = 0,0203 \cdot 3045 \cdot 4,19 \approx 62 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Прочие потери (с летучими веществами, от механического недожога, в окружающую среду):

$$Q_7 = [995 - (759 + 13 + 1 + 53 + 62 + 8)] 4,19 = 99 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Статьи расхода теплового баланса приведены ниже:

Статья	кал	кДж	%
На разложение $CaCO_3$	759	3178	76,3
На разложение $MgCO_3$	13	56	1,3
С сухими печными газами	53	222	5,3
С водяными парами	1	4	0,1
С известью	8	32	0,8
С химическим недожогом	62	259	6,2
Прочие потери	99	415	10,0
Итого	995	4166	100,0

Расчет печи, работающей на газообразном топливе

Расчет горения газообразного топлива

Методика составления материально-теплового баланса печи при использовании газообразного топлива принципиально не отличается от изложенной ранее.

Для расчета горения газообразного топлива удобно пользоваться следующими уравнениями.

Расход кислорода на горение m^3 газа при $\alpha = 1,0 \text{ м}^3/\text{м}^3$:

$$V_{O_2}^y = 0,01 \left[0,5 (CO + H_2 + 3H_2S) + \left(m + \frac{n}{4} \right) \sum C_m H_n - O_2 \right] \quad (VI,41)$$

Расход сухого воздуха, $\text{м}^3/\text{кг}$ или $\text{м}^3/\text{м}^3$:

$$V_{возд} = 4,76 \alpha V_{O_2} \quad (VI,42)$$

Коэффициент расхода воздуха (при $N_2 \leqslant 5\%$):

$$\alpha = \frac{N_2}{N_2 - 3,76 (O_2 - 0,5CO - 0,5H_2 - 2CH_4)} \quad (VI,43)$$

Объемы составляющих продуктов горения, м³/м³:
двуокис углерода

$$V_{CO_2} = 0,01 \left(CO_2 + CO + m \sum C_m H_n \right) \quad (VI,44)$$

водяных паров

$$V_{H_2O} = 0,01 \left(H_2O + H_2 + H_2S + \frac{n}{2} \sum C_m H_n \right) \quad (VI,45)$$

азота

$$V_{N_2} = 0,01 N_2 + 3,76 \alpha V_{O_2} \quad (VI,46)$$

избыточного кислорода

$$V_{O_2}^{cb} = (\alpha - 1) V_{O_2}^o \quad (VI,47)$$

Следует отметить, что расчет α по составу отходящих газов не может быть признан надежным по двум причинам.

Во-первых, печи на природном газе, как правило, работают под разрежением и поэтому в головке печи имеются подсосы воздуха, разбавляющего печные газы. Расчетное значение α в этом случае не будет характеризовать действительное соотношение газа и воздуха в зоне горения.

Во-вторых, в составе газа отсутствует элементарный углерод, который в той или иной мере образуется за счет термической диссоциации углеводородов. Количество его существенно возрастет с увеличением доли диффузионного сжигания газа по сравнению с кинетическим сжиганием (или, другими словами, с уменьшением доли первичного воздуха, подаваемого на образование газовоздушной смеси в горелке).

Значение α существенно зависит от типа применяемых горелок. Так, для однопроводных (диффузионных) горелок необходимо поддерживать $\alpha \approx 2$. Только при таком расходе воздуха достигается более или менее полное сжигание газа и минимальный расход топлива.

При использовании двухпроводных горелок α может быть уменьшена до 1,15 в зависимости от количества первичного воздуха, подаваемого в горелку.

Пример. Вычислить расход воздуха, количество и состав продуктов полного горения природного газа, если известно, что сухой газ содержит: 89,9% CH₄; 3,1% C₂H₆; 0,9% C₃H₈; 0,4% C₄H₁₀; следы H₂; 0,3% CO₂; 5,2% N₂. Количество влаги, отнесенное к сухому газу, 15,5 г/м³.

Содержание водяных паров в газе:

$$H_2O^r = \frac{15,5 \cdot 100}{803,6 + 15,5} = 1,9\%$$

Расход кислорода на горение сухого газа:

$$\begin{aligned} V_{O_2}^o &= 0,01 (2CH_4 + 3,5C_2H_6 + 5C_3H_8 + 6,5C_4H_{10}) = \\ &= 0,01 (2 \cdot 89,9 + 3,5 \cdot 3,1 + 5 \cdot 0,9 + 6,5 \cdot 0,4) = 1,976 \text{ м}^3/\text{м}^3 \end{aligned}$$

Расход сухого воздуха при $\alpha = 1,2$:

$$V_{возд} = 4,76 \cdot 1,2 \cdot 1,976 = 11,25 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Объемы отдельных составляющих продуктов горения, м³/м³ газа:

$$\begin{aligned} V_{CO_2} &= 0,01 (CO_2 + CH_4 + 2C_2H_6 + 3C_3H_8 + 4C_4H_{10}) = \\ &= 0,01 (0,3 + 89,9 + 2 \cdot 3,1 + 3 \cdot 0,9 + 4 \cdot 0,4) = 1,005 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{H_2O}^o &= 0,01 (H_2O + H_2 + H_2S + \frac{n}{2} \sum C_m H_n) = \\ &= 0,01 (1,9 + 179,8 + 3 \cdot 3,1 + 4 \cdot 0,9 + 5 \cdot 0,4) = 1,966 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{N_2} &= 0,01 \cdot 5,2 + 3,76 \cdot 1,2 \cdot 1,976 = 8,952 \\ V_{O_2}^{cb} &= (1,2 - 1) 1,976 = 0,395 \end{aligned}$$

Общий объем продуктов горения:

$$\begin{aligned} V_a &= V_{CO_2} + V_{H_2O}^o + V_{N_2} + V_{O_2}^{cb} = \\ &= 1,005 + 1,966 + 8,952 + 0,395 = 12,318 \text{ м}^3/\text{м}^3 \end{aligned}$$

Объем сухих продуктов горения:

$$V_a^{сух} = 10,352 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Состав продуктов горения:

$$CO_2 = \frac{1,005 \cdot 100}{10,352} = 9,7\%$$

$$O_2 = \frac{0,395 \cdot 100}{10,352} = 3,8\%$$

$$N_2 = \frac{8,952 \cdot 100}{10,352} = 86,5\%$$

Ввиду того что влага, содержащаяся в газе, при химическом анализе конденсируется, ее объем не включается в объем газов при расчете состава продуктов горения.

В случае если полностью сжечь газ при $\alpha = 1$, можно получить предельно возможную концентрацию CO₂ в дымовых газах:

Объем сухих продуктов горения:

$$V_a^{сух} = 1,005 + (0,052 + 3,76 \cdot 1,976) = 8,487 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Предельно возможное содержание CO₂ в продуктах горения:

$$CO_2 = \frac{1,005 \cdot 100}{8,487} = 11,8\%$$

В результате смещения продуктов горения с CO₂, выделяющимся из CaCO₃, образуется печной газ с более высоким содержанием CO₂. Естественно, что при сжигании твердого топлива, когда предельное содержание CO₂ в продуктах горения может достигнуть 21%, печной газ будет иметь более высокую концентрацию CO₂.

Материальный и тепловой балансы печи, работающей на природном газе

Исходные данные для составления баланса такие же, как и при работе на твердом топливе.

При составлении материального баланса залача сводится к нахождению объема печных газов. Составляющие печного газа можно выразить следующим образом (расчет ведется на 1 кг CaO).

Объем двуокиси углерода, м³:

$$V_{\text{CO}_2}^{\text{с.п.г}} = V_{\text{CO}_2}^{\text{роп}} + V_{\text{CO}_2}^{\text{разл}} = 0,01 \text{CO}_2 \cdot V_{\text{с.п.г}}$$

$$V_{\text{CO}_2}^{\text{разл}} = 0,400 + 0,266 \cdot 0,01 \text{MgCO}_3 \cdot K_c$$

$$V_{\text{CO}_2}^{\text{роп}} = aV_{\text{CO}_2} - 0,01 \text{CO} \cdot V_{\text{с.п.г}} - 0,01 \text{CH}_4 \cdot V_{\text{с.п.г}}$$

где a — удельный расход газа, м³.

Объем оксида углерода, м³:

$$V_{\text{CO}} = 0,01 \text{CO} \cdot V_{\text{с.п.г}}$$

Объем несгоревшего метана, м³:

$$V_{\text{CH}_4} = 0,01 \text{CH}_4 \cdot V_{\text{с.п.г}}$$

Объем несгоревшего водорода, м³:

$$V_{\text{H}_2} = 0,01 \text{H}_2 \cdot V_{\text{с.п.г}}$$

Объем свободного кислорода, м³:

$$V_{\text{O}_2} = 0,01 \text{O}_2 \cdot V_{\text{с.п.г}}$$

Подставив соответствующие значения в уравнение, выражающее объем CO₂ в сухих печных газах, и решив его относительно $V_{\text{с.п.г}}$, получим (в м³)

$$V_{\text{с.п.г}} = \frac{aV_{\text{CO}_2}^{\circ} + V_{\text{CO}_2}^{\text{разл}}}{0,01 (\text{CO}_2 + \text{CO} + \text{CH}_4)}$$

Фактический расход кислорода на реакции горения природного газа составляет (в м³)

$$V_{\text{O}_2}^{\Phi} = aV_{\text{O}_2}^{\circ} - 2V_{\text{CH}_4} - 0,5V_{\text{CO}} - 0,5V_{\text{H}_2}$$

После подстановки соответствующих значений имеем (в м³)

$$V_{\text{O}_2}^{\Phi} = aV_{\text{O}_2}^{\circ} - 0,01 (2\text{CH}_4 + 0,5\text{CO} + 0,5\text{H}_2) V_{\text{с.п.г}}$$

Расход воздуха при коэффициенте расхода α будет (в м³)

$$V_{\text{возд}} = \frac{100}{21} aV_{\text{O}_2}^{\circ} \alpha$$

Объем водяных паров (в м³):

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = aV_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} - 2V_{\text{CH}_4} - V_{\text{H}_2} = aV_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} \cdot 0,01 (2\text{CH}_4 + \text{H}_2) V_{\text{с.п.г}}$$

Что касается расчета потребной высоты шахты при работе на природном газе, то высота рекуперативных зон рассчитывается так же, как и при использовании твердого топлива. Метода расчета высоты зоны горения газа в настоящее время еще нет. Существо расчета должно свестись к описанию процесса перемешивания газов, введенных с воздухом через горелку и поступающих из зоны охлаждения известии.

Процесс перемешивания зависит от многих переменных. К ним относятся: соотношение объемов газов, введенных через горелку и из зоны охлаждения, размер кусков обжигаемого материала, конструкция горелочного устройства (способ ввода газов в слой кускового материала) и т. п. Именно процесс смесеобразования и определяет высоту зоны горения, а следовательно, и зоны обжига. Вследствие этого замена расчета процесса перемешивания газов расчетом зоны обжига по теплопередаче или по кинетике обжига не может привести к желаемым результатам.

Сказанное можно проиллюстрировать следующим примером. Расчет высоты зоны обжига по теплообмену* показал, что высота зоны обжига должна быть 0,77 м при скорости опускания материала 0,71 м/ч. Отсюда следует, что время пребывания кусков, размер которых принят равным 0,1 м, составит

$$\tau = \frac{0,77}{0,71} = 1,08 \text{ ч}$$

Таким образом, скорость проникания зоны диссоциации в глубь куска должна быть (в м/ч)

$$w = \frac{d}{2\tau} = \frac{0,1}{2 \cdot 1,08} = 0,046$$

что может быть достигнуто, по кинетике процесса диссоциации (рис. 4, а и 6), при средней температуре в зоне обжига $t_{\text{обж}} \approx 1300$ °C. Поскольку разложение CaCO₃ начинается при 850—900 °C, то для обеспечения $t_{\text{спред}}^{\text{обж}} = 1300$ °C конечная температура в зоне обжига должна достигать ~1600—1700 °C, что для известково-обжигательных печей совершенно нереально.

На основании экспериментальных замеров в действующей печи температура в зоне обжига не превышает 1250 °C.

С другой стороны, анализ проб газа, отобранных на разных высотах над горелочными устройствами, указывает на то, что при использовании однопроводных горелок высота зоны горения превышает 10 м. Так, в пробе газа, отобранный на высоте 6,16 м над осевой однопроводной горелкой, содержалось 12% CO, 9% H₂, 3% CH₄, $\alpha = 0,4$.

Применение двухпроводных горелок сокращает высоту зоны перемешивания газов. Однако в шахтных печах не удается подать весь необходимый для горения воздух в горелки без существенного увеличения α , так как в печи необходимо обеспечить охлаждение известки. Поэтому часть воздуха должна вводиться в печь через зону охлаждения. По опытным данным, высота зоны горения при использовании двухпроводных горелок равна 3—4 м.

Пример расчета материального и теплового балансов печи, работающей на природном газе

Исходные данные

Известняк: 96,79% CaCO₃; 1,33% MgCO₃

Топливо: природный газ, состав которого приведен в предыдущем примере: $Q^{\Phi} = 8472 \cdot 4,19 \text{ кДж/м}^3$, удельный расход газа 0,1875 м³/кг CaO.

Известь: температура 300 °C; $\sigma = 92\%$.

Печной газ: 25,3% CO₂; 3,7% O₂; 0,9% CO; 0,2% H₂; 0,3% CH₄; 69,6% N₂.

* См. книгу: Технологические расчеты металлургических печей. М., «Металлургия», 1970, с. 236.

Температура газа 300 °С; окружающей среды 0 °С.

$$\alpha = \frac{69,6}{69,6 - 3,76(3,7 - 0,5 \cdot 0,9 - 0,5 \cdot 0,2 - 2 \cdot 0,3)} = 1,16$$

Материальный баланс

Расчет производим на 1 кг CaO:

$$K_c^c = 2,006 \text{ кг} \quad K_n^\phi = 1,206 \text{ кг}$$

Выход CO₂ при разложении:

$$V_{CO_2}^{\text{разл}} = 0,40 + 0,266 \cdot 2,006 \cdot 0,01 \cdot 1,33 = 0,407 \text{ м}^3$$

Выход сухих печных газов:

$$V_{\text{с.п.г.}} = \frac{0,1875 \cdot 1,005 + 0,407}{0,01(25,3 + 0,9 + 0,3)} = 2,25 \text{ м}^3$$

Выход CO₂ при горении природного газа:

$$V_{CO_2}^{\text{гор}} = 0,01 \cdot 2,25 \cdot 2,25 - 0,407 = 0,163 \text{ м}^3$$

Объем кислорода:

$$V_{O_2} = 0,01 \cdot 3,7 \cdot 2,25 = 0,083 \text{ м}^3$$

Объем окиси углерода:

$$V_{CO} = 0,01 \cdot 0,9 \cdot 2,25 = 0,020 \text{ м}^3$$

Объем водорода:

$$V_{H_2} = 0,01 \cdot 0,2 \cdot 2,25 = 0,004 \text{ м}^3$$

Объем метана:

$$V_{CH_4} = 0,01 \cdot 0,3 \cdot 2,25 = 0,006 \text{ м}^3$$

Объем водяных паров:

$$V_{H_2O} = 0,1875 \cdot 1,966 - 0,01(2 \cdot 0,3 + 0,2) 2,25 = 0,351 \text{ м}^3$$

Тепловой баланс

Приход тепла:

$$Q' = 0,1875 \cdot 8472 \cdot 1,19 = 1,589 \cdot 1,19 \text{ кДж}$$

Расход тепла:

На разложение CaCO₃:

$$Q_1 = 759 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

На разложение MgCO₃:

$$Q_2 = 2,006 \cdot 0,0133 \cdot 273 \cdot 4,19 = 7,3 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с сухими печными газами:

$$Q_3 = 2,25 \cdot 0,337 \cdot 300 \cdot 4,19 = 227,4 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с водяными парами:

$$Q_4 = 0,351 \cdot 0,368 \cdot 300 \cdot 4,19 = 38,8 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с известковым:

$$Q_5 = 1,206 \cdot 0,20 \cdot 300 \cdot 4,19 = 72,4 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Потери тепла с химическим недожогом при теплоте сгорания CO = 3044 × 4,19 кДж/м³; H₂ = 2577 · 4,19 кДж/м³; CH₄ = 8575 · 4,19 кДж/м³.

$$Q_6 = (0,020 \cdot 3044 + 0,004 \cdot 2577 + 0,006 \cdot 8575) 4,19 = 122,7 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Прочие потери (в окружающую среду и на охлаждение горелочного устройства):

$$361,4 \cdot 4,19 \text{ кДж}$$

Статьи расхода теплового баланса приведены ниже:

Статья	ккал	кДж	%
На разложение CaCO ₃	759,0	3177,8	47,7
На разложение MgCO ₃	7,3	30,6	0,5
С сухими печными газами	227,4	952,1	14,3
С водяными парами	38,8	162,4	2,4
С известком	72,4	303,1	4,6
С химическим недожогом	122,7	513,7	7,8
Прочие потери	361,4	1513,1	22,7
Итого	1589,0	6652,8	100,0

АНАЛИЗ РАБОТЫ ПЕЧЕЙ ПО СОСТАВУ ПЕЧНЫХ ГАЗОВ

И РАСЧЕТ ПРЕДЕЛЬНЫХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ

Анализ работы печей по составу печных газов

На практике часто возникает необходимость сравнить показатели работы нескольких печей или проанализировать работу одной печи в различные периоды. Наиболее объективным показателем для этого может служить состав печного газа.

Проиллюстрируем сказанное примером. Оценим работу печей, состав печного газа которых характеризуется следующими данными (в %):

Печь	I	II	III	IV
CO ₂	34,8	37,2	29,2	41,2
O ₂	2,5	2,5	7,0	0,5
CO	3,7	1,2	0,6	2,2

Печи I—III работают под разрежением, печь IV — под давлением. Сопоставление данных, на первый взгляд, говорит о том, что лучше всех работает, по-видимому, печь IV, а хуже всех — печь III.

Для того чтобы иметь объективные данные для оценки, необходимо исключить влияние кислорода, присутствующего в печном газе. Это легко сделать, пересчитав состав газа на бескислородную смесь. Вместе с кислородом из состава газа должна быть исключена и соответствующая доля азота. Коэффициент пересчета можно выразить так:

$$K = \frac{100}{100 - \frac{O_2 \cdot 100}{21}} = \frac{21}{21 - O_2}$$

После исключения избыточного воздуха печной газ будет иметь следующий состав:

Печь	I	II	III	IV
CO ₂	39,5	42,3	43,8	42,2
CO	4,2	1,4	0,9	2,3

По концентрации CO₂ можно судить о том, что печь III расходует наименьшее количество тепла. Потери от химического недожога у нее также наиболее низкие. Несколько хуже работает печь II, у ко-

торой больше расход тепла и выше потери от химического недожога. Еще большие потери тепла с окисью углерода у печи IV.

Нужно отметить, что на состав отходящих газов не влияет механический недожог топлива, поэтому фактический расход топлива на этих печах может отличаться еще и на величину механического недожога.

Хуже всех в тепловом отношении работает печь I. В ней происходит генерация CO и расход тепла на обжиг существенно выше. Это может происходить, в частности, при вводе в шихту избыточного количества топлива. В этом случае увеличение количества воздуха, подаваемого в печь, не снизит содержания CO, так как избыточному теплу некуда деваться. Интенсификация горения приведет лишь к дальнейшему повышению температуры в зоне обжига и может вызвать образование плава в печи. Снизить содержание CO можно только уменьшением дозы топлива в шихте.

Повышенная генерация CO в печи может также вызываться излишне высокой шахтой (наличие резервной высоты между зонами подогрева и обжига).

По концентрации кислорода в газе можно сделать заключение, что на печи III, работающей под разрежением, неисправно запорное устройство на головке печи. Низкая концентрация O₂ на печи IV объясняется работой ее под давлением, когда подсос воздуха в головке печи исключен. В этом случае увеличением подачи дутья также не удается повысить содержание кислорода в отходящем газе, потому что в печи всегда имеется топливо в зоне подогрева. Это топливо обычно не горит только потому, что в газе уже не остается кислорода. Увеличение подачи воздуха, таким образом, приведет к увеличению количества сжигаемого в единицу времени топлива, практически не влияя на состав отходящего газа.

Повышение содержания кислорода в этом случае возможно только при смещении зоны горения вверх, когда топливо не успевает нагреться до температуры воспламенения и наблюдается проскок кислорода. Такой случай был рассмотрен в главе «Горение топлива».

Расчет предельно минимального расхода тепла и коэффициента теплоиспользования

Коэффициентом теплоиспользования $\eta_{\text{и.т}}$ условимся называть отношение полезно затраченного тепла ко всему затраченному теплу:

$$\eta_{\text{и.т}} = \frac{759}{Q_{\Sigma}} = 1 - \frac{Q_{\text{п.г}} + Q_{\text{CO}} + Q_{\text{мех}} + Q_{\text{окр}} + Q_3}{Q_{\Sigma}}$$

Если принять, что топливо сгорает полностью ($Q_{\text{CO}} = Q_{\text{мех}} = 0$) при коэффициенте расхода воздуха $\alpha = 1$ и при минимальных значениях всех остальных статей потерь тепла, то получим предельно минимальный расход тепла и значение предельного коэффициента теплоиспользования. Указанные величины рассчитаны для условий работы на твердом топливе, на природном газе с теплотой сгорания

$8170 \cdot 4,19 \text{ кДж/м}^3$ и следующим составом газов: CO₂=0,995; H₂O = 1,98; O₂=0; N₂ = 7,50; V_Σ = 10,475 м³/кг; CO₂ = 1,639; H₂O = 1,198; V_Σ = 11,256 м³/кг и на мазуте $Q_{\text{п}} = 9700 \cdot 4,19 \text{ кДж/кг}$.

Потери в окружающую среду на современных печах составляют 15·4,19 кДж/кг. Дальнейшее снижение потерь в окружающую среду вряд ли целесообразно, поэтому в расчетах принята эта величина.

Потери тепла с выгружаемой известью приняты минимальными — 9·4,19 кДж/кг.

Температура газов на входе в зону подогрева принята равной температуре диссоциации, а концентрация CO₂ в газе при работе на твердом топливе 40%, при работе на газообразном топливе — 25%.

При выполнении расчетов удобно пользоваться значениями относительного выноса тепла с дымовыми газами, зависимость которого от температуры, при использовании природного газа, представлена на рис. 31. Определив неизбежный расход тепла в зоне обжига, легко подсчитать количество тепла, которое выносится в зону подогрева, а по тепловому балансу этой зоны найти потери тепла с газами.

Показатели температурного режима и статьи расхода тепла в зонах обжига и подогрева приведены в табл. 14. Тепловой эффект реак-

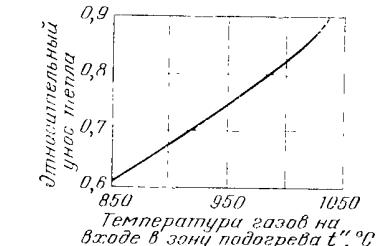


Рис. 31. Относительный унос тепла дымовыми газами при работе на природном газе.

Таблица 14. Показатели температурного режима и статьи расхода тепла в зонах обжига и подогрева шахтных печей

Показатель	Твердое топливо	Природный газ	Мазут
Температура, °C			
материала на входе	874	872	873
газов	875	875	875
Расход тепла в зоне обжига, ккал/кг (4,19 кДж/кг)			
на разложение	700	700	700
в окружающую среду	15	15	15
с выгружаемой известью	9	9	9
общий	724	724	724
Расход тепла в зоне подогрева, ккал/кг (4,19 кДж/кг)			
на нагрев материала	521	469	469
на разложение MgCO ₃	6	6	6
с отходящими газами	48	170	130
Относительный вынос тепла дымовыми газами	0,545	0,642	0,587
Вынос тепла, ккал/кг (4,19 кДж/кг)			
дымовыми газами	395	465	425
суммарный	575	645	605

ции в зоне обжига взят при температуре разложения CaCO_3 , а в тепловом балансе — при нормальных условиях.

Расход высокотемпературного тепла в зоне обжига для всех рассмотренных видов топлива остается неизменным, а использование тепла в зоне подогрева различно. При работе на твердом топливе часть тепла дополнительно используется на нагрев топлива, поэтому потери тепла с отходящими газами в этом случае оказываются минимальными. Для антрацита добавляются потери тепла с летучими веществами. Для мазута и природного газа потери тепла с отходящими газами возрастают за счет большего выноса его в зону подогрева. Вследствие этого понижается и предельный коэффициент теплоиспользования (табл. 15), достигая самого низкого значения при работе на природном газе. Там же приведены фактические расходы на лучших печах и так называемые коэффициенты теплового совершенства печи, представляющие собой отношение предельно минимального расхода тепла к фактическому расходу. Этот коэффициент повышается по мере освоенности печей. Поскольку мазут в шахтных печах начал применяться совсем недавно, то и коэффициент теплового совершенства у этих печей имеет самое низкое значение.

Таблица 15. Статьи расхода тепла и коэффициенты теплоиспользования в шахтных печах

Статьи	Твердое топливо		Природный газ	Мазут
	кокс	антрацит		
Расход тепла, ккал/кг (4,19 кДж/кг)				
на разложение CaCO_3	7,9	7,9	7,9	7,9
на разложение MgCO_3	6	6	6	6
в окружающую среду	15	15	15	15
с выгружаемой известию	9	9	9	9
с летучими веществами	—	67	—	—
с отходящими газами	48	48	170	130
предельно минимальный	837	904	959	920
Предельный коэффициент теплоиспользования	0,907	0,840	0,792	0,826
Предельная концентрация CO_2 в газе, %	45,0	44,7	37,5	41,0
Фактический расход на лучших печах, ккал/кг (4,19 кДж/кг)	940	1080	1260	1400
Расход электроэнергии, кВт·ч/т	9	9	22	—
Коэффициент теплового совершенства	0,890	0,837	0,761	0,657

Расчет предельного содержания окиси кальция в получаемой извести

Предельное содержание свободной окиси кальция (в %) в извести легко определить из отношения

$$\text{CaO} \text{ (своб.)} = 100 / K_{\text{и}}^{\phi}$$

Выход натуральной извести определяется по материальному балансу. Если материальный баланс не составлялся, то содержание CaO (своб.) может быть подсчитано по уравнению

$$\text{CaO} \text{ (своб.)} = \frac{100 \text{CaCO}_3^{\text{с.с.}\sigma}}{17860 - 92,87 \text{MgCO}_3^{\text{с.с.}} + \text{CaCO}_3^{\text{с.с.}\sigma} \sigma [0,01 \cdot K_{\text{и}}^{\phi} (q_{\text{мех}} + (1 - 0,01 q_{\text{мех}}) A^{\phi}) - 0,7857]}$$

При работе на газообразном топливе в извести отсутствует примесь золы и остатков несгоревшего топлива и уравнение будет иметь вид

$$\text{CaO} \text{ (своб.)} = \frac{100 \text{CaCO}_3^{\text{с.с.}\sigma}}{17860 - 92,87 \text{MgCO}_3^{\text{с.с.}} - 0,7857 \text{CaCO}_3^{\text{с.с.}\sigma} \sigma}$$

Из приведенных уравнений вытекает, что содержание CaO (своб.) в значительной мере зависит от состава исходного сырья и вида топлива. Поэтому устанавливать норму содержания CaO (своб.) в извести для заводов можно только с учетом этих показателей. Правильнее регламентировать степень обжига сырья, а содержание CaO (своб.) в извести будет определяться составом сырья.

Здесь говорилось о предельном содержании CaO (своб.), т. е. о максимально возможном содержании CaO , которое образуется при отсутствии побочных реакций CaO с примесями. Фактически эти реакции в той или иной степени протекают при обжиге, и содержание CaO (своб.) в результате этого будет снижаться.

Уменьшить влияние реакций образования силикатов, ферритов и алюминатов кальция можно только при минимальном расходе топлива на обжиг. Таким образом, борьба за снижение расхода тепла на обжиг не ограничивается экономией топлива — одновременно возрастает содержание CaO (своб.) в извести и повышается концентрация CO_2 в печных газах, что имеет большое значение при дальнейшем использовании углекислого газа в технологических целях.

Пример. Определить содержание CaO (своб.) в извести, если известно: 96,79% $\text{CaCO}_3^{\text{с.с.}}$; 1,33% $\text{MgCO}_3^{\text{с.с.}}$; $\sigma = 92\%$; $K_{\text{и}}^{\phi} = 0,1623$ кг; $A^{\phi} = 12,66\%$; $q_{\text{мех}} = 5\%$.

$$\text{CaO} \text{ (своб.)} = \frac{100 \cdot 96,79 \cdot 92}{17860 - 92,87 \cdot 1,33 + 96,79 \cdot 92 [0,01 \cdot 0,1623 (5 + (1 - 0,05) 12,66) - 0,7857]} = \\ = 81,05\%$$

Если этот же известняк будет обжигаться газообразным топливом с той же степенью обжига, содержание CaO (своб.) в извести повысится:

$$\text{CaO} \text{ (своб.)} = \frac{100 \cdot 96,79 \cdot 92}{17860 - 92,87 \cdot 1,33 - 0,7857 \cdot 96,79 \cdot 92} = 82,3\%$$

ГЛАВА VII

КОНСТРУКЦИИ ШАХТНЫХ ИЗВЕСТКОВО-ОБЖИГАТЕЛЬНЫХ ПЕЧЕЙ

КОНФИГУРАЦИЯ ШАХТЫ

В настоящее время в промышленности эксплуатируются печи, имеющие самые разнообразные формы шахты: а) цилиндрические; б) конические; в) усеченные конуса, сочетающиеся между собой или с цилиндрической частью; г) цилиндрические овального сечения; д) призматические прямоугольного сечения (с закруглениями прямых углов).

С точки зрения равномерности распределения кускового материала наиболее приемлемым является круглое сечение шахты, так как при этом сохраняется равновероятность распределения материала во всех направлениях. В случае прямоугольного или овального сечения практически невозможно обеспечить равномерное распределение материала с помощью одного устройства и поэтому в верхней части печи предусматривается установка двух или нескольких загрузочных устройств.

При распределении материала в шахте квадратного и прямоугольного сечения всегда существует возможность обогащения крупными кусками шихты в углах вследствие их удаленности от оси. Неравномерное распределение кусков будет вызывать и перераспределение газовых потоков.

Равномерность схода материала из шахты зависит главным образом от конструкции выгрузочного устройства и в меньшей степени — от конфигурации шахты. Следует отметить, что вопрос равномерного схода материала最难 решается для щелевых печей (овального сечения) и легче для печей круглого сечения.

Конфигурация шахты влияет и на перераспределение компонентов шахты при ее движении. Это явление наблюдается в конических шахтах, обращенных большим основанием книзу.

Изучение характера движения карбонатного сырья и топлива было проведено [1] на геометрических моделях печей, имеющих шахту в форме цилиндра и усеченного конуса.

Для отбора проб шихты в модель был вмонтирован пробоотборник, имевший один или два концентрически расположенных цилиндра. Пробоотборник отделялся от низа модели шибером. Содержимое каждого участка подвергалось анализу на содержание в нем топлива. Для составления шихт использовали как известняк, так и мел, в качестве топлива применяли кокс и антрацит. Результаты опытов приведены в табл. 16.

Под просоком топлива следует понимать относительную долю уменьшения содержания его по отношению к исходному содержанию. Просок топлива был наименьшим при цилиндрической форме шахты и соотношении размеров кусков карбонатное сырье : топливо, равном 1 : 1. Уменьшение размеров кусков топлива вызывает больший просок его в промежутки между кусками карбонатного сырья. Для конической формы шахты характерен неодинаковый просок топлива в периферийном и центральном участках — в периферийном участке наблюдается резкое обеднение шихты, превышающее в несколько раз обеднение центрального участка. Это говорит о том, что куски топлива при опускании шихты движутся преимущественно по вертикальной траектории, независимо от угла наклона стенки шахты. Расширение шахты вызывает разрыхление периферийного слоя и более интенсивный просок топлива в нижележащие слои.

Отсюда следует, что конусность шахты в зоне подогрева желательна, но в очень ограниченных размерах. Для предохранения футеровки от воздействия высоких температур достаточно иметь обедненный слой шихты у стены, равный трем-четырем диаметрам среднего куска карбонатного сырья. Увеличение толщины слоя вызовет образование заметного недопала в извести. Таким образом, для печей, работающих на шихте с кусками размером 40—120 мм, сужение шахты у поверхности рассева шихты не должно превышать 0,5—0,6 м (в сравнении с наибольшим диаметром).

Что касается конфигурации низа печи, то в целях лучшего распределения воздуха по поперечному сечению и уменьшения габаритов выгрузочного устройства предпочтительна коническая форма шахты. Опыт эксплуатации промышленных печей показывает, что в зоне охлаждения допустима конусность, соответствующая углу наклона образующей шахты к горизонту 98°.

Таблица 16. Просок топлива при движении шихты в шахте конической (К) и цилиндрической (Ц) формы

Шихта	Размер кусков			Форма шахты	Просок топлива, %		
	карбонатное сырье, мм	топливо, мм	их соотношение (среднее)		по площадке	на периферии	в центре
Известняк и кокс	12—20	7—12	1,7:1	К	31,8	11,3	19,5
	7—20	7—12	1,4:1		8,9	1,2	5,1
	7—12	7—12	1:1	К	4,8	0,8	2,0
	12—20	7—12	1,7:1	Ц	27,7	18,0	20,0
Известняк и антрацит	12—20	7—12	1,7:1	К	38,0	13,5	21,1
	12—20	7—12	1,7:1	Ц	19,4	12,9	15,9
	12—20	12—20	1:1	К	12,5	0,5	3,8
	12—20	12—20	1:1	Ц	8,0	4,1	5,8
Мел и кокс	12—20	7—12	1,7:1	К	53,8	12,3	25,3
Мел и антрацит	12—20	7—12	1,7:1	К	41,0	11,9	20,4
	7—12	7—12	1:1	К	25,0	0,1	4,7
	12—20	7—12	1,7:1	Ц	16,9	12,7	14,1

ФУТЕРОВКА ПЕЧЕЙ

Стойкость футеровки печи существенно влияет на длительность ее безремонтного пробега и тем самым — на технико-экономические показатели работы. Чем больше пробег печи, тем больше объем произведенной продукции, тем меньше затраты на 1 т извести. Длительность службы футеровки зависит от свойств и качества огнеупоров, качества кладки (толщины швов между кирпичами и их количества), интенсивности работы печи, удельного расхода тепла на 1 кг СаО, наличия золы топлива и ее состава, количества образующих плав примесей, содержания СО и элементарного углерода в газах и др.

Влияние свойств и качества огнеупоров на работу печи будет рассмотрено ниже. Здесь же проанализируем влияние технологических показателей режима обжига и особенностей самой кладки.

Интенсивность работы печи и удельный расход тепла определяют рабочую температуру в зоне обжига. С повышением температуры создаются более жесткие условия для эксплуатации огнеупоров и срок службы их сокращается.

Наличие примесей в сырье и золы в топливе определяет возможность образования расплавов, которые очень сильно влияют на износ огнеупоров. Образующийся в печи расплав содержит основные окислы. Он легко проникает в стыки между кирпичами, значительно увеличивая поверхность химического взаимодействия расплава с огнеупором. Это резко ускоряет химическую коррозию огнеупора.

Длительность службы огнеупорной футеровки существенно сокращается, если при ее кладке приходится подтесывать кирпичи. Огнеупор с поврежденными гранями и плоскостями быстрее разрушается, поэтому при ремонте футеровки нужно применять кирпич, который не требует ручной подгонки.

Немаловажное значение имеет и сама кладка печи: размеры кирпичей, толщина швов. Для увеличения срока службы футеровки стремятся применять крупногабаритные кирпичи или огнеупорные блоки, в результате чего резко сокращается число швов. Толщина швов не должна превышать 2 мм. Ширина огнеупорной кладки обычно составляет 1—2 длины кирпича. Чаще всего для футеровки используют кирпич марки Д (доменный). За огнеупорной кладкой оставляют зазор для компенсации теплового расширения огнеупора, который можно засыпать теплоизолирующим порошком, например трепелом, или шамотным порошком. Затем следует теплоизоляционная кладка из легковесных огнеупоров. Между теплоизоляционной кладкой и стальным кожухом печи также оставляют зазор шириной от 65 до 120 мм, который заполняется трепелом или другим теплоизолирующим материалом.

Для характеристики тепловых потерь через кладку печи приводим экспериментальные данные для печей с толщиной кладки 0,7 и 1,25 м (рис. 32). Кладка печи (кривая 1) состоит из слоя огнеупора шириной 345 мм и слоя кирпичной кладки шириной 250 мм. Между слоями имеется зазор, равный 25 мм, а между кладкой печи и сталь-

ным кожухом — зазор шириной 60 мм. Зазоры заполнены молотым шамотным порошком. Огнеупорная футеровка печи (кривая 3) состоит из двух рядов огнеупора толщиной по 345 мм. Между ними имеется теплоизоляционная засыпка шириной 50 мм, а между огнеупорной и кирпичной кладками такая же засыпка шириной 100 мм. Толщина кирпичной кладки в нижней части шахты достигает 500 мм, а в средней и верхней — 370 мм.

Как видно из рисунка, потери тепла через кладку у печи 1 существенно выше, чем у печи 3. Это сказалось и на удельных потерях тепла в окружающую среду. Для печи 1 при съеме 10 т/(м²·сут) расход топлива на покрытие тепловых потерь кладкой составлял 4,5 кг/т, что является недопустимо высоким. В современных печах он не превышает 2 кг/т, или (14—15)·4,19 кДж/кг СаО.

Следует отметить, что удельные тепловые потери при выгорании футеровки в зоне обжига (кривая 2) увеличиваются незначительно. Так, при съеме 10 т/(м²·сут) увеличение удельных тепловых потерь в окружающую среду составило 1,5·4,19 кДж/кг, а при съеме 15 т/(м²·сут) — только 4,19 кДж/кг. Столь малое влияние огнеупорной футеровки на тепловые потери объясняется тем, что огнеупорный футеровочный материал обладает высокой теплопроводностью. Основным теплоизолирующим является слой порошковой засыпки и теплоизоляционная кладка. Именно этим и объясняется замена строительного кирпича в печах огнеупорным легковесом и засыпки из шамотного порошка молотым трепелом. Применение этих материалов позволяет уменьшить толщину кладки и вес обмуровки при обеспечении низких тепловых потерь в окружающую среду.

Огнеупорные материалы. Огнеупорными материалами называют неметаллические материалы, стойкие при температурах выше 800—1000 °С. Условия работы огнеупоров чрезвычайно сложны и определяются как физико-химическими процессами, протекающими при высоких температурах внутри огнеупорного материала, так и процессами взаимодействия с атмосферой печи и обжигаемым материалом. Кроме того, под воздействием высоких температур огнеупоры претерпевают как упругие, так и пластические деформации [2].

Огнеупоры характеризуются следующими свойствами:
о г н е у п о р н о с т ь — температура полного размягчения огнеупора, зависящая от состава огнеупора;

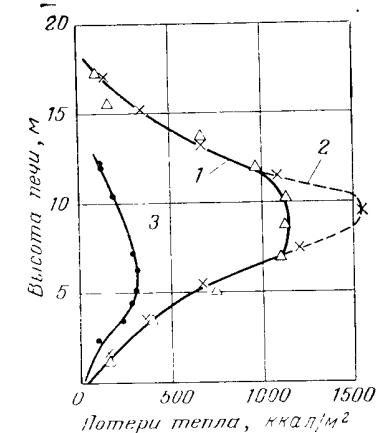


Рис. 32. Тепловые потери через кладку печи при различной толщине кладки (с футеровкой):
1 — 750 мм; 2 — перед ремонтом печи; 3 — 1250 мм.

термостойкость — сопротивление огнеупора растрескиванию при температурных напряжениях; зависит от структуры и теплофизических свойств огнеупора (теплопроводности, температуропроводности, коэффициента теплового расширения и др.);

постоянство объема — отсутствие самопроизвольных изменений объема и линейных размеров при высоких температурах — усадки и расширения;

шлакоустойчивость — сопротивление разрушению от воздействия обжигаемого материала и газовой среды;

механическая прочность — стойкость против механических воздействий (удар, истирание).

Шамотные огнеупоры содержат от 30 до 46% Al_2O_3 , остальное (от 70 до 54%) — SiO_2 . Огнеупорность шамота растет с увеличением содержания Al_2O_3 . Свойства шамотных изделий существенно зависят от фракционного состава шамотного порошка, используемого для изготовления изделия, и метода формования. Шамотный порошок является наиболее стабильной, устойчивой и плотной частью огнеупора. Поэтому увеличение содержания шамота в массе повышает термостойкость, точность размеров и плотность изделий (табл. 17). Наиболее высококачественными считаются многошамотные изделия, содержащие до 80—95% шамота.

Таблица 17. Зависимость свойств шамотных изделий от метода их формования

Метод формования	Точность размеров, %	Пористость, %	Предел прочности при сжатии, МН, m^2	Термостойкость, тепло-смены	Температура начала деформации под нагрузкой 0,2 МН/см ² , °С
Пластическое формование .	±2	18—28	8—35	3—10	1150—1400
Сухое прессование . . .	±1	20—28	10—40	5—25	1150—1450
Прессование многошамотных масс (85% шамота) .	±0,25	10—14	25—100	100—150	1200—1450

Высокоглиноземистые огнеупоры содержат более 46% Al_2O_3 и являются высокоогнеупорными изделиями (огнеупорность 1770—2000 °С).

Для ремонта шамотной футеровки применяют смесь, содержащую 60% Al_2O_3 и состоящую из глиноземистого цемента с высокоглиноземистым шамотным порошком. Масса наносится непосредственно на остатки футеровки.

Хромомагнезитовые огнеупоры подразделяются на два вида в зависимости от содержания Cr_2O_3 : магнезитохромитовые, содержащие 8—15% Cr_2O_3 , и хромомагнезитовые, содержащие 15—30% Cr_2O_3 . Свойства этих изделий приведены в табл. 18.

Применение хромомагнезитового кирпича вместо шамотного позволяет увеличить пробег печи вдвое, поэтому, несмотря на более вы-

Таблица 18. Свойства хромомагнезитовых и магнезитохромитовых изделий

Показатели	Хромомагнезитовый кирпич	Магнезитохромитовый кирпич
Содержание, %		
Cr_2O_3	15—30	8—15
MgO	45—60	65—72
Огнеупорность, °С	1920—2000	1950—2050
Температура деформации под нагрузкой 20 Н/см ² , °С		
начала	1450—1530	1470—1620
разрушения	1480—1600	1600—1700
Термостойкость (водные теплосмены)	3—5	40—80
Коэффициент линейного расширения .	$(8—10) \cdot 10^{-6}$	$(9—10) \cdot 10^{-6}$
Коэффициент теплопроводности при 1000 °С, ккал/(м·ч·°С) [1,163 Вт/м·К]	1,5—1,7	2—2,8
Плотность, г/см ³	3,7—3,8	3,0—3,3
Объемная плотность, г/см ³	2,8—3,1	2,7—3,0
Кажущаяся пористость, %	10—20	10—25
Предел прочности при сжатии, кН/см ² .	2—5	3—8

сокую стоимость, применение его оказывается экономически выгодным.

Легковесные теплоизоляционные огнеупоры, являющиеся одновременно и огнеупором и теплоизоляционным материалом, применяются при отсутствии воздействия шлаков или золы топлива. Они не могут нести какой-либо существенной механической нагрузки и применяются для кладки второго слоя футеровки за стенкой первого слоя, выполненной из обычного плотного огнеупора.

Применение теплоизоляционных огнеупоров сокращает тепловые потери в окружающую среду, аккумуляцию тепла кладкой при разогреве печи и уменьшает вес кладки. Снижение коэффициента теплопроводности легковесных огнеупоров достигается увеличением их пористости. Легковесные шамотные огнеупоры характеризуются показателями, приведенными в табл. 19.

Таблица 19. Технические условия на легковесные шамотные изделия

Показатель	Класс А		Класс Б		Класс В	
	Марки изделий					
	АЛ-1,3	БЛ-1,3	БЛ-1	БЛ-0,8	ВЛ-0,8	ВЛ-0,6
Огнеупорность, °С, не ниже .	1760	1670	1670	1670	1610	1610
Объемная плотность, г/см ³ .	1,3	1,3	1,0	0,8	0,8	0,6
Дополнительная усадка при температуре, °С	1400	1350	1350	1250	1100	1100
Предел прочности при сжатии, Н/см ² , не менее	500	300	250	200	200	150
Предельная температура применения, °С	1400	1350	1350	1250	1250	1200

Хранение огнеупорных материалов. Прибывающий на завод огнеупорный материал следует разгружать и транспортировать в складские помещения в условиях, не допускающих его увлажнения. Лучше всего разгружать огнеупорный материал под навесом, в непосредственной близости к складским помещениям, отсортировывая битый и увлажненный кирпич. В дождливую погоду, в случае отдаленности места разгрузки от склада, кирпич при перевозке должен быть укрыт.

Склад для хранения огнеупорных материалов обязательно должен быть крытым, сухим, проветриваемым и достаточно просторным. Водоразборные краны необходимо изолировать во избежание случайного увлажнения кирпича.

Все хранимые на складе огнеупорные материалы следует раскладывать в штабеля или клетки по маркам, классам и сортам. Материалы, предназначенные для теплоизоляционных засыпок и приготовления специальных растворов, необходимо хранить в отдельных закромах, в условиях, исключающих увлажнение и загрязнение этих материалов (особенно загрязнение известковой пылью).

ЗАГРУЗОЧНО-РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТРОЙСТВА

Равномерность распределения шихты в печи является решающим фактором для достижения наилучших показателей ее работы.

В промышленности применяется большое число различных конструкций загрузочно-распределительных устройств, что само по себе указывает на их несовершенство [3]. Наиболее характерными, нашедшими применение в промышленности, являются следующие устройства.

Прямой конус-рассекатель. Устройство состоит из приемной воронки с отверстием, которое закрывается прямым конусом-рассекателем. Конус-рассекатель отбрасывает шихту в периферийное кольцо, образуя гребень возле стен печи, а в центральной части шахты возникает воронка. Наличие воронки вызывает сегрегацию кусков за счет различия углов естественного откоса. В результате мелкая фракция накапливается на гребне, а крупная — скатывается к его основанию, т. е. к оси шахты. Сопротивление слоя шихты вдоль оси становится существенно ниже, чем в периферийном кольце. У такой печи наблюдается так называемый «центральный ход». Поскольку куски твердого топлива всегда меньше кусков известняка, то они накапливаются вместе с мелкой фракцией у стен, что при эксплуатации печи приводит к быстрому износу футеровки.

Ввиду явного несовершенства конструкции прямой конус заменяется другими распределительными устройствами, но еще используется на некоторых заводах.

Прямой конус в сочетании с качающимися пластинами и отбойной обечайкой (рис. 33). В отличие от прямого конуса-рассекателя в данной конструкции имеются качающиеся пластины 5, которые отклоняются на различный угол в зависимости от веса ударяющихся

о них кусков. При этом мелкие фракции должны попадать в центральную часть печи.

Для предохранения футеровки печи от разрушения падающими крупными кусками карбонатного сырья предусмотрена коническая обечайка 6, которая выполняет также роль отбойника, направляющего крупнокусковой материал к оси печи.

Неравнобокий конус с секторным вырезом (рис. 34) — устройство с неравнобоким рассевающим конусом с секторным вырезом, поворачивающимся после каждой загрузки на 45° , в сочетании с отбойной обечайкой. Оно представляет собой конус, срезанный таким обра-

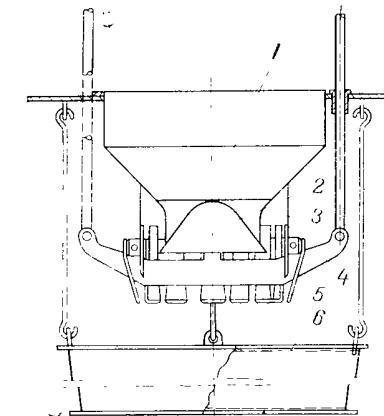


Рис. 33. Прямой рассевающий конус в сочетании с качающимися пластины и отбойной обечайкой:

1 — приемный бункер; 2 — рассевающий конус; 3 — крепление качающихся пластины; 4 — крепление рассевающего конуса; 5 — качающиеся пластины; 6 — отбойная обечайка.

зом, что горизонтальная проекция является частью спирали, шлюзового устройства для шихты и приемного бункера-воронки.

Неравнобокий конус с секторным вырезом не выполняет функции запорного устройства, поэтому он совершает только поворот вокруг своей оси, не перемещаясь в вертикальном направлении. В силу этого куски материала при загрузке попадают на него, имея уже некоторую начальную скорость. Часть кусков, после удара о конус, отскакивает по направлению к периферии печи, часть скользит по его поверхности и в зависимости от длины образующей конуса попадает в участки, удаленные на различные расстояния от оси шахты. Некоторые куски, преимущественно мелкая фракция, попадают через секторный вырез к оси печи.

Размеры конуса выбираются с таким расчетом, чтобы основная масса шихты ударялась об отбойную обечайку и затем отбрасывалась по направлению к оси шахты.

Разъемный конус со спиральным срезом и с отбойником, поворачивающийся вместе с бункером (рис. 35). В этой конструкции конус разрезан в горизонтальном направлении на две части. Верхняя часть перемещается по вертикали и служит затвором шлюзового устройства; нижняя часть неподвижна относительно промежуточного бункера и может вращаться только вместе с бункером. Запорная часть

конуса подвешивается на тросе, перекинутом через блок. Основная масса шихты распределяется боковой поверхностью спиралеобразного конуса, а часть ее направляется отбойником к оси приемника.

Поворотный конус со спиральным срезом и с отбойником (рис. 36) состоит из приемного бункера-воронки, запирающегося прямым конусом, и промежуточного бункера с использованием в качестве затвора конуса со спиральным срезом, который является одновременно

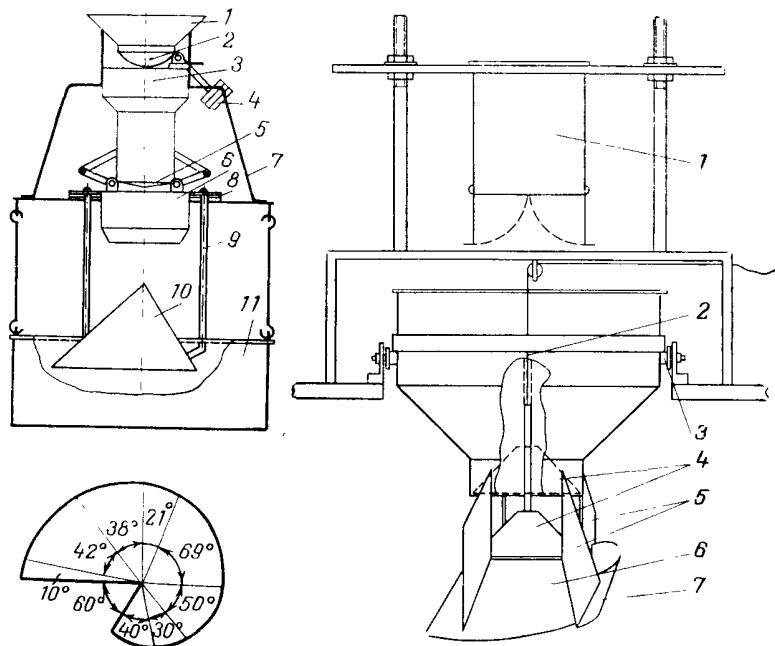


Рис. 34. Неравнобокий поворотный рассеивающий конус с секторным вырезом:

1 — приемный бункер; 2 — сферическое днище; 3 — промежуточный бункер; 4 — контргруз; 5 — двухстворчатое днище; 6 — направляющий стакан; 7 — кронштейн; 8 — шариковая опора; 9 — штанга; 10 — рассеивающий конус; 11 — отбойная обечайка.

и распределительным органом. Распределительный конус поворачивается после каждой загрузки на определенный угол.

При загрузке шихты кусковой материал сползает по поверхности конуса и, в зависимости от длины образующей, отбрасывается на различные расстояния по направлению к стенкам печи. С самой короткой образующей материал направляется на отбойник и далее в центральную часть печи. После каждой загрузки кусковой материал располагается в горизонтальной плоскости печи по спирали, начало

которой находится на оси шахты против отбойника, а конец достигает стены (рис. 37).

Соотношение между компонентами шихты в отдельных участках слоя зависит от размеров конструктивных элементов данного устройства, а именно: разворота спиралеобразного среза, длины и угла наклона отбойника, высоты сбрасывания материала, соотношения диаметров шахты и конуса и т. п.

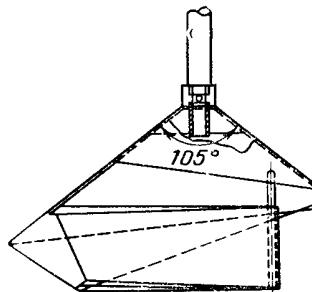


Рис. 36. Поворотный конус со спиральным срезом и с отбойником (макет).

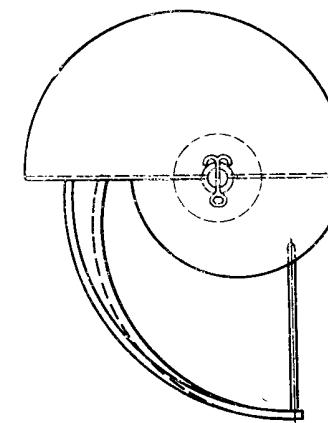
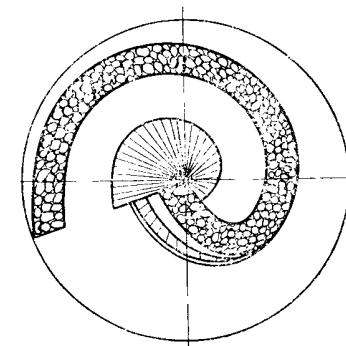


Рис. 37. Схема распределения материала по сечению печи конусом со спиральным срезом и отбойником.



Одним из основных недостатков этого устройства, как и всех остальных конструкций конусов-рассекателей, является то, что они не могут ликвидировать сегрегацию материала, происшедшую в приемном бункере. Сегрегация неизбежна при разгрузке шихты не по оси бункера, а сбоку, что вынуждены делать из-за осевой подвески распределительного устройства. У основания образующего конуса скапливаются наиболее крупные фракции кускового материала, а в вершине конуса — мелочь. Сегрегированная шихта будет сепарироваться самим распределительным конусом, заполнять один сегмент шахты крупнокусковой шихтой, а другой — преимущественно мелкокусковой (рис. 38).

Для ликвидации такого распределения шихты вынуждены были прибегнуть к установке поворотного приемного бункера, врачаю-

щегося независимо от распределительного конуса, что существенно усложнило конструкцию верха печи. Но даже это усложнение не всегда приводило к заметному улучшению распределения шихты. При повороте конуса после каждой загрузки на 45° , а бункера на 90° , независимо от последовательности поворота воронки ($0-180-90-270^\circ$ или $0-90-180-270^\circ$), распределение крупной фракции происходило неравномерно. В результате этого сопротивление слоя

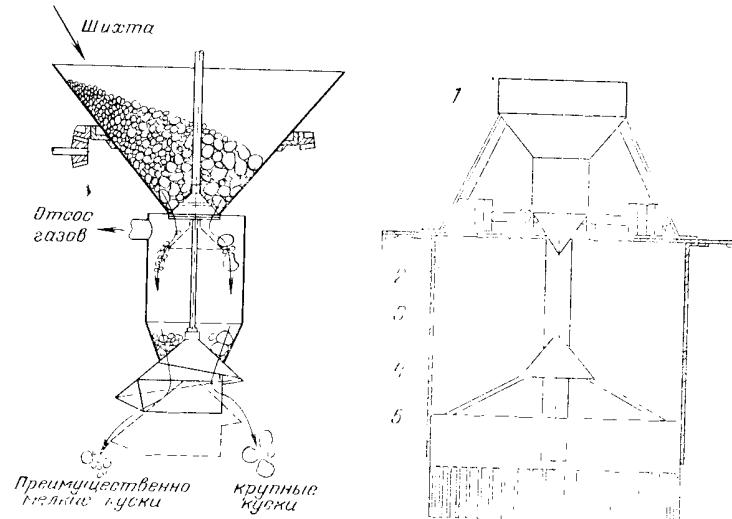


Рис. 38. Схема распределения сегрегированной шихты конусом.

Рис. 39. Прямой конус-рассекатель в сочетании с обечайкой с прорезями (макет):
1 — бункер-форка; 2 — двухсторонний клапан; 3 — конус рассекателя; 4 — коечные пластины; 5 — обечайка с прорезями.

шихты по поперечному сечению было неодинаковым: там, где преобладали крупные куски, проходило большее количество газов на единицу поперечного сечения. Неодинаково происходило и сгорание топлива (даже при равномерном распределении его в шихте); там, где проходило больше воздуха, оно выгорало быстрее. Из-за этого наблюдались прогары футеровки практически всегда в одних и тех же местах.

Для борьбы с нежелательным распределением крупнокусковой фракции необходимо, чтобы углы поворота конуса $\alpha_{\text{кон}}$ и бункера $\alpha_{\text{вор}}$ были соответственно 72 и 45° , но вполне удовлетворительные результаты получаются при $\alpha_{\text{кон}} = 72^\circ$, $\alpha_{\text{вор}} = 90^\circ$.

Как можно видеть из приведенных ниже данных, немаловажное значение имеет и отношение наибольшего диаметра конуса к диаметру шахты [4]:

	Соотношение D_{K}/D		
	$0,36$ ($H=2$ м)	$0,38$ ($H=3,5$ м)	$0,48$ ($H=2$ м)
Состав печного газа, объемн. %			
CO ₂	37,4	38,2	38,0
O ₂	1,8	0,9	1,4
CO	5,6	3,2	2,4
Содержание CaO (своб.) в известнике, вес. %	62,0	63,6	73,5
Производительность печи, т			
CaO/сут	106	132	176
Расход 100%-ного CaCO ₃ , кг/кг			
CaO	2,52	2,18	2,04
Расход тепла, ккал/кг (4,19 кДж/кг)	1315	1110	1023

При $D_{\text{K}}/D = 0,48$ за счет более равномерного распределения топлива возросла полнота его сгорания, уменьшились потери от химического недожога, общий расход тепла на получение CaO сократился на 22% при одновременном увеличении производительности печи на 65% к первоначальному значению.

Прямой конус-рассекатель в сочетании с обечайкой с прорезями (рис. 39). В результате испытаний на макете установлено следующее:

1. При расположении кокса над известняком кокс распределяется равномерно по всему сечению печи (при соотношении размеров кусков известняка и кокса 1 : 1).

2. При расположении кокса под известняком он отбрасывается к стенкам печи, образуя избыток топлива в периферийном кольце.

3. Уменьшение размеров кусков кокса приводит к еще большей неравномерности его распределения — в периферийном кольце его содержится примерно в три раза больше, чем в серединном и центральном.

4. Известняк по сечению печи распределяется неравномерно: в периферийном кольце крупной фракции содержится в три-четыре раза меньше, чем в остальных частях, в то время как мелкой фракции в нем содержится в два раза больше.

5. Следует отметить особенность загрузки шихты в приемный бункер склоновым подъемником, вагон которого имеет раскрывающееся днище. Из приемного бункера шихта попадает на конус-рассекатель тоже после раскрытия створчатого клапана, что предупреждает первичную сегрегацию материала.

Определение поля скоростей газов на модели, при распределении шихты различными загрузочными устройствами, позволило получить объективные данные о равномерности распределения шихты.

Экспериментальные данные показали, что это устройство уступает спиралеобразному поворотному конусу с отбойником.

Кюбельная загрузка. В ФРГ была сконструирована так называемая кюбельная загрузка. Кюбель имеет цилиндрическую форму. Диаметр его равен или несколько меньше диаметра шахты, высота 0,75 м. Днище кюбеля состоит из откидывающихся секторов (рис. 40).

Печь закрывается раздвигающимися створками. Наполнение кубеля шихтой производится на вращающемся столе при непрерывном взвешивании известняка и кокса. Для печи диаметром 3,9 м порция шихты в кубеле равна 10 т. Подача шихты по течкам, расположенным по радиусу вращающегося кубеля, позволяет распределить кусковой материал в кубеле, а следовательно, и в печи в желаемом порядке.

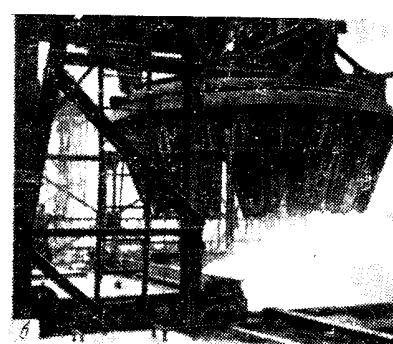
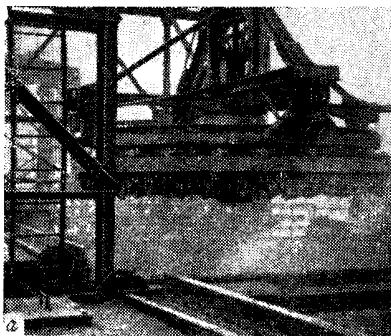


Рис. 40. Кубельная загрузка:
а — кубель над печью перед загрузкой; б — кубель после загрузки.

Затем кубель специальным подъемником подается на верх печей, где автоматически устанавливается над одной из них. При открытии секторов днища происходит загрузка шихты в печь. Ввиду того что загружаемая порция велика, загрузку производят один раз в час. Цикл заполнения и разгрузки кубеля — 10—12 мин, поэтому один кубель может обслуживать четыре печи.

К достоинствам этой конструкции следует отнести возможность распределения известняка и топлива в любом порядке; к недостаткам — сложность конструкции (а отсюда высокая ее стоимость) и малая частота загрузки печей [5].

Для печей с внутренним диаметром шахты более 5 м это устройство было признано фирмой неудовлетворительным. Поэтому с 1961 г. на больших печах (диаметром 5,5 и 6,1 м) применяется следующая схема загрузки. Над каждой печью сооружены бункера известняка и кокса, заполняемые одним склоновым подъемником. Из бункеров материал подается во взвешиваемые воронки, затем в приемный бункер печи таким образом, что обеспечивается тщательное перемешивание известняка с коксом. Печь закрывается поворотной крышкой, по диаметру которой установлен горизонтальный транспортер регулируемой длины. Загружаемый материал с транспортера попадает через отверстие в крышке в шахту печи, располагаясь шестью концентрическими кольцами.

Из описания видно, что и эта конструкция отличается сложностью. К недостаткам ее следует также отнести возможность сброса газа в атмосферу через загрузочное отверстие.

Лотковое распределительное устройство. Распределительным органом являются лоток в виде наклонной пластины и отбойники, предназначенные для равномерного распределения шихты в радиальном направлении от оси.

Перед поступлением очередной порции шихты лоток поворачивается на строго определенный угол. Схема распределения материала показана на рис. 41.

Описанное устройство отличается простотой конструкции, а по равномерности распределения шихты оно не уступает кубельной загрузке.

Для оценки работы распределительного устройства сопоставляется расход тепла (в ккал, или 4,19 кДж, на кг CaO) на печах с лотковой загрузкой (вариант II) с расходом тепла на лучших отечественных и зарубежных печах с различными распределительными устройствами, в том числе и кубельным — Вюльфрат (вариант I):

Вариант I

Вюльфрат (ФРГ)	996	Саливонки	965
Березники (СССР)	1040	Стерлитамак	976
Стерлитамак (СССР)	1060	Лисичанск	998
Река Девия (НРБ)	1070		

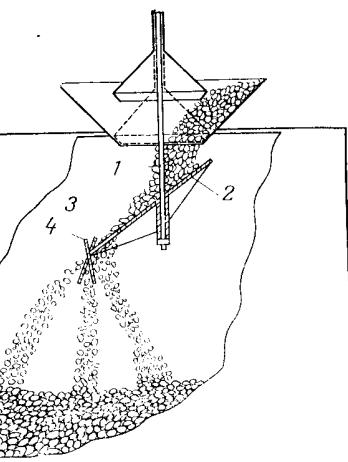


Рис. 41. Схема распределения шихты с помощью лотка:
1 — вал; 2 — наклонный лоток; 3, 4 — отбойники.

Вариант II

Лотковое устройство не уступает по расходу топлива лучшим отечественным и зарубежным образцам распределительных устройств, а по простоте конструкции значительно превосходит их. Оно эксплуатируется на заводах химической и сахарной промышленности.

ВЫГРУЗОЧНЫЕ УСТРОЙСТВА

Применяется много различных конструкций выгрузочных устройств. Мы рассмотрим только наиболее характерные и распространенные варианты. По способу подвода воздуха эти устройства подразделяются на две группы: подводящие по всему поперечному сечению шахты и подводящие через специальные вводы.

К первой группе относятся: вращающийся под в виде решетки, колосниковый под и валковая выгрузка. Ко второй группе вращающийся под в виде улитки, качающиеся сектора, каретки Антонова, выгрузка Эбергардта и выгрузка системы «Вибра».

Вращающийся под в виде решетки (рис. 42) представляет собой круглую колосниковую решетку 4, жестко закрепленную на валу 3. Решетка приводится во вращательное движение электродвигателем с редуктором 5. Имеющийся на решетке выступ (не совмещенный с осью шахты печи) разрыхляет приосевой столб материала и разрушает попадающие спеки. Колосниковый вращающийся под снабжен зубьями, измельчающими известь, которая затем проваливается в промежутки между колосниками. Для герметизации низа печи выгрузочное устройство снабжено трехшлюзовым затвором 2.

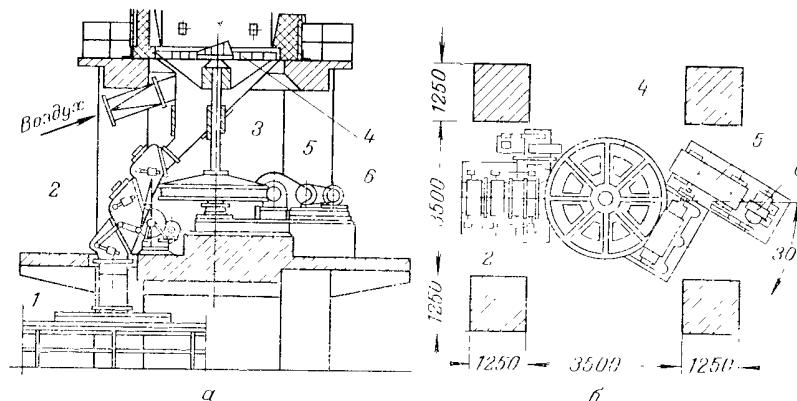


Рис. 42. Вращающийся под в виде решетки:
а — вертикальный разрез выгрузочного механизма; б — вид сверху; 1 — течка; 2 — трехшлюзовый затвор; 3 — вертикальный вал; 4 — вращающаяся решетка (под); 5 — редуктор; 6 — электродвигатель.

Преимуществом этого устройства является подвод воздуха и отбор извести равномерно по поперечному сечению печи, недостатком — самопроизвольное изменение производительности устройства из-за забивания крупными кусками промежутков между колосниками и сильное измельчение известы, что недопустимо в ряде производств, потребляющих кусковую известь (например, производство карбида кальция).

Колосниковый под (рис. 43), совершающий возвратно-поступательное движение, разработан Гипрострому. Колосники крепятся на раме, которая опирается на катки. С помощью механического или гидравлического привода решетка совершает возвратно-поступательное движение. Мелкие куски известы проваливаются через зазоры между колосниками, а крупные куски передвигаются по наклонным колосникам и сваливаются в зазор между решеткой и кожухом печи.

Над гребнем решетки по диаметру шахты устанавливается воздухоохлаждаемая полая балка, имеющая треугольное сечение. Балка принимает на себя часть давления столба материала и одновременно препятствует движению известы вместе с решеткой. Выгрузочное

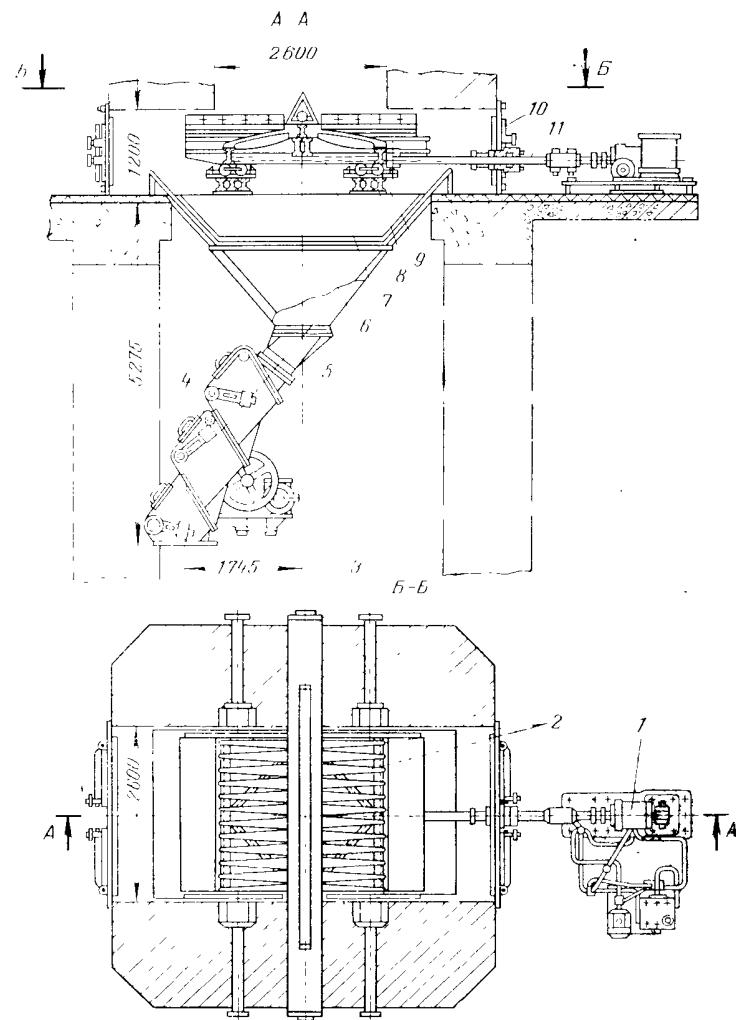


Рис. 43. Колосниковый под конструкции Гипрострому:
1 — гидропривод; 2 — колосники; 3 — балка-рассекатель; 4 — трехшлюзовый затвор; 5 — течка; 6 — бункер для известки; 7 — колосниковый под; 8 — опоры; 9 — ролики; 10 — ремонтный люк; 11 — шток.

устройство заключено в кожух, снабженный люками для обслуживания решетки.

Известь попадает в бункер, расположенный под выгрузочным устройством. Для герметизации низа печи на выходе из бункера установлен барабанный затвор — трефель.

Преимущества устройства — подвод воздуха по всему поперечному сечению печи, отсутствие забиванием межколосниковых зазоров крупными кусками. Последнее обстоятельство выгодно отличает это устройство от вращательной решетки.

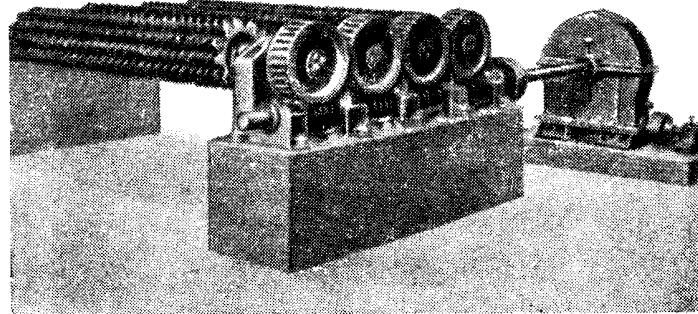


Рис. 44. Механизм валковой выгрузки.

Недостатки устройства — необходимость применения шахты сложной конфигурации (с переходом шахты от цилиндра к призме с квадратным сечением в местах установки решетки), наличие воздухоохлаждаемой балки-рассекателя, которая частично препятствует равномерному отбору извести по поперечному сечению печи.

Валковая выгрузка (рис. 44) обычно состоит из четырех валков (или из нескольких секций по четыре валка в каждой), расположенных параллельно друг другу. Валки набираются из литых зубчатых венцов, которые по мере износа легко заменяются новыми. Опорные подшипники валков и приводное устройство находятся вне печи. Каждая пара валков вращается навстречу друг другу. Ввиду того что известь выгружается только в те зазоры, где зубья движутся по окружности сверху вниз, направление вращения валков необходимо периодически изменять с помощью реверсивного устройства.

Благодаря вращению валки хорошо охлаждаются. Это предохраняет их от быстрого износа. Скорость вращения регулируется в зависимости от требуемой производительности с помощью вариатора или электродвигателя с переменной скоростью вращения ротора. Под валками устанавливается приемный бункер с шлюзовым затвором или другим запорным устройством.

Преимущества устройства — хорошее распределение воздуха на входе в шахту, возможность выгрузки из печи спекшихся коржей. Недостатки — большая металлоемкость (большой вес устройства), необходимость изменения направления вращения валков, измельчение извести.

Вращающийся под (рис. 45) представляет собой массивную чугунную плиту со спиральными витками в виде улитки. При вращении пода спиральные витки как бы ввинчиваются в поток извести и своими вертикальными гранями выталкивают ее за пределы пода.

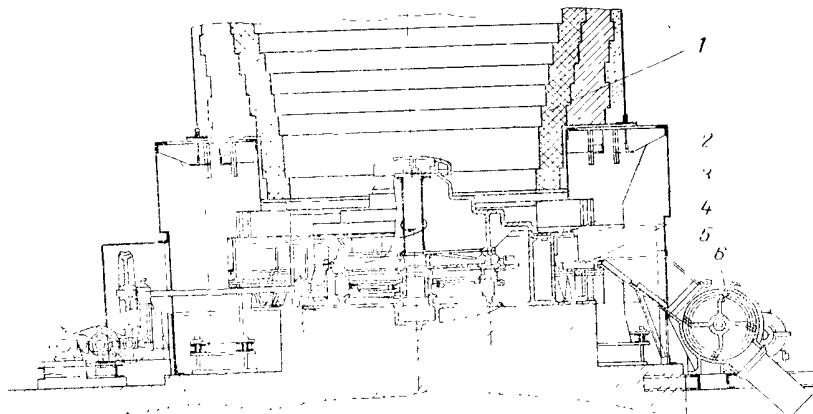


Рис. 45. Вращающийся под в виде улитки:
1 — колпак; 2 — улита; 3 — неподвижный стол; 4 — кольцевой транспортер; 5 — течка для извести; 6 — секторный питатель.

Полый вал, на котором закреплен под, подводит дутье в осевую часть шахты. Сверху под закрыт чугунным колпаком, вершина которого смешена относительно оси шахты, что делается для разрыхления присевового столба материала.

Под, называемый улиткой, вращается на роликах по бандажу. Известь с улитки свободно сваливается по всей окружности на неподвижный стол, а с неподвижного кольцевого стола — на вращающийся кольцевой транспортер, откуда она удаляется с помощью ножа и течкой отводится к транспортирующему устройству. Герметизация низа печи осуществляется с помощью одного или двух барабанных затворов — трефелей. Сочетание вращающейся улитки, неподвижного стола и вращающегося кольцевого транспортера обеспечивает равномерный отбор извести по всей окружности шахты.

Преимущества устройства — надежность в работе, достаточно высокая равномерность отбора извести по поперечному сечению. Недостаток — высокая металлоемкость. Общим недостатком для всей этой группы устройств является неравномерное распределение воздушного потока по сечению шахты и образование вследствие этого

участков, в которых охлаждение извести происходит менее интенсивно.

Качающиеся сектора (рис. 46) состоят из двух секторов 3, закрепленных на валах 2 и приводимых в движение с помощью шестерен 5 и зубчатых реек 4. Вал шестерен 6 соединен с приводом. По оси шахты расположен керн 3, по которому подводится воздух. Воздух поступает в шахту печи и через зазор между качающимися секторами

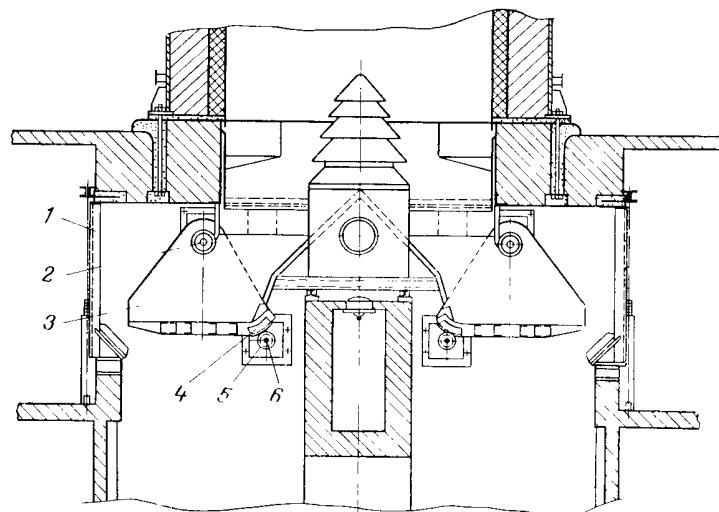


Рис. 46. Качающиеся сектора:

1 — кожух; 2 — вал; 3 — сектор; 4 — зубчатая рейка; 5 — шестерня; 6 — вал шестерни

и кожухом печи. При колебательном движении сектора известь сваливается с него и попадает в приемный бункер, который находится под печью. Сход материала неравномерный — над секторами происходит более интенсивная выгрузка. На рис. 47 показано искривание горизонтальных слоев материала в результате неравномерной выгрузки.

Преимущества устройства — практически отсутствует измельчение извести. Недостатки — неравномерный отбор извести по поперечному сечению печи, трудность обеспечения равномерного отбора извести двумя секторами, что приводит к перекосу зоны горения.

Каретки системы Антонова (рис. 48) — чугунные ступенчатые каретки 8 расположены в коробках 10, которые монтированы в выгрузочные ниши печи. Каретки попарно соединены тягами 7 с приводными кривошипными валами 6 и с приводным валом 11. Наличие разъемных муфт на приводных валах позволяет останавливать любую каретку. Ход каретки можно изменять перестановкой пальца кривошипа. Регулируется и число оборотов приводного вала. По

оси шахты расположен кирпичный керн 3, который используется для подвода воздуха в приосевой участок печи.

Известь распределяется по длине каретки под углом естественного откоса. При возвратно-поступательном движении каретка выталкивает своими уступами куски извести к выгрузочным отверстиям. Под печью установлены приемный бункер 4 и транспортирующее устройство для извести 5. Выгрузка извести происходит неравномерно. Скорость опускания материала над каретками значительно превышает скорость опускания его в промежутках между ними. Искажение горизонтальных слоев засыпки каретками Антонова в два раза больше, чем у качающихся секторов.

Преимущество устройства — в простоте конструкции. Недостатки — неравномерный сход материала по поперечному сечению печи, образование неподвижного столба извести над керном.

Выгрузочное устройство системы Эбергардта (рис. 49) используется на печах с диаметром шахты до 3 м. Под опорным кольцом 1 крепится конический бункер 2, к которому подведен направляющий цилиндр 3. Снаружи цилиндра установлена подвижная кольцевая решетка 4. Поток извести подпирается конусом 5, расположенным внутри приемного бункера 6.

Из приемного бункера известь выгружается с помощью вибролотка 7. Гидравлический привод 8 опускает или поднимает кольцевую решетку 4, регулируя количество выгружаемой извести. Стержни решетки могут смещаться в их опорном корпусе вверх, что дает возможность перекрыть поток извести даже в том случае, когда стержень попадает на крупный кусок извести.

Выгрузка извести происходит равномерно по всему сечению печи благодаря осевому расположению керна, препятствующего более быстрому сходу обожженного материала из центральной (приосевой) части шахты.

Вибровыгрузка. Выгрузки такого типа начали применяться в промышленности с 1952 г. [6—11]. Одним из вариантов является выгрузка системы «Вибра» (рис. 50). Столб шихты подпирается мощным керном, который препятствует более быстрому сходу извести из центральной части печи.



Рис. 47. Иллюстрация неравномерности схода материала при выгрузке качающимися секторами.

Под печью имеется приемный бункер для извести. Вибрирующие лотки 2 расположены в зазоре между стенкой шахты и керном. Вибраторы 1 установлены вне печи и не подвергаются воздействию пыли и высокой температуры. Замена вибраторов возможна без остановки печи. Вибролоток помещен в камеру 4, закрытую кожухом 5. Для обслуживания в кожухе имеется люк 3.

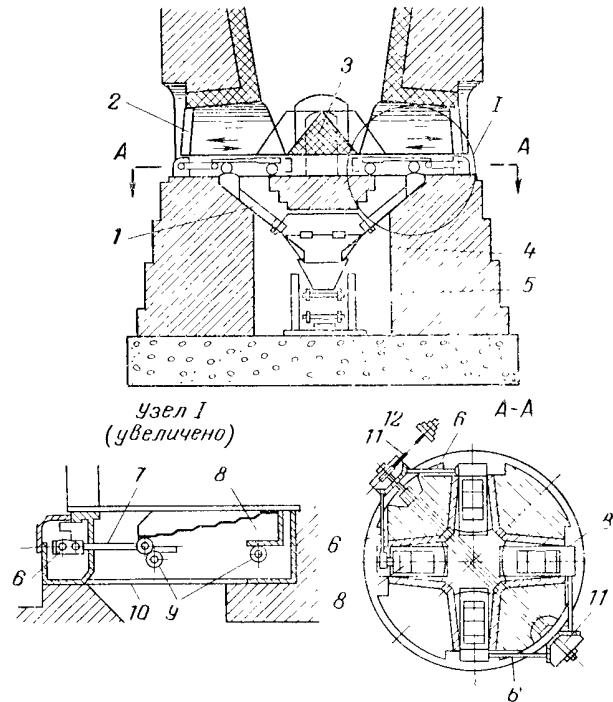


Рис. 48. Картеты с возвратно-поступательным движением:

1 — течка; 2 — ниша; 3 — кери; 4 — бункер; 5 — пластинчатый транспортер; 6 — кривошипный вал; 7 — тяга; 8 — ступенчатые картеты; 9 — ролики; 10 — коробка; 11 — приводной вал; 12 — шкивы.

Герметизация низа печи осуществляется с помощью двухкамерного шлюзового затвора, снабженного аналогичными вибролотками. Клапаны затвора и вибролотки управляются автоматически. Это обеспечивает их поочередное включение.

Достоинством таких устройств являются простота конструкции и легкость обслуживания. Недостаток всех видов вибропитателей заключается в том, что их производительность зависит от гранулометрического состава материала: с уменьшением размеров кусков резко снижается и производительность вибролотка. Кроме того, они плохо работают при образовании спеков извести.

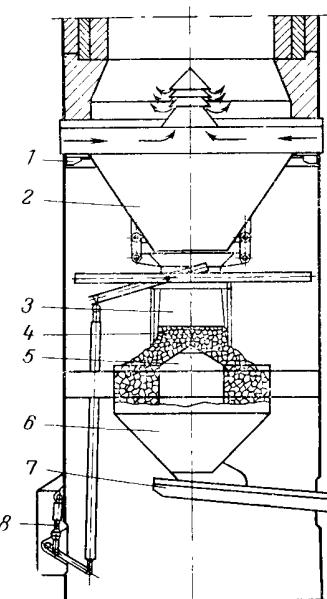


Рис. 49. Выгрузка Эбергардта:

1 — опорное кольцо; 2 — бункер; 3 — направляющий цилиндр; 4 — кольцевая решетка; 5 — подпорный конус; 6 — приемный бункер; 7 — вибролоток; 8 — гидравлический привод.

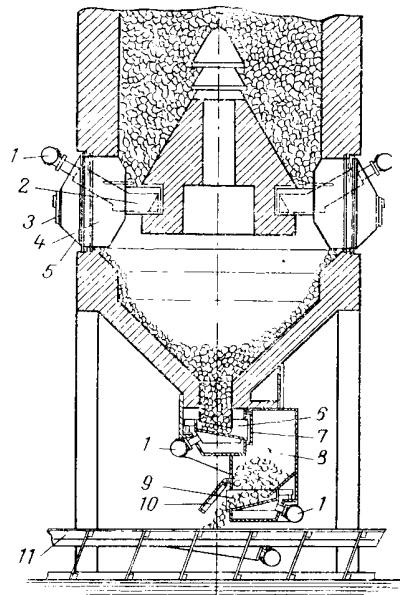


Рис. 50. Выгрузка системы «Вибратехника»:

1 — вибраторы; 2 — лоток; 3 — люк; 4 — пересыпная камера; 5 — кожух; 6 — вибролоток; 7 — кожух; 8 — промежуточная камера; 9 — вибролоток; 10 — крышка шлюзового затвора; 11 — вибротранспортер.

ГОРЕЛОЧНЫЕ УСТРОЙСТВА ДЛЯ СЖИГАНИЯ ГАЗООБРАЗНОГО ТОПЛИВА

Периферийные и центральные однопроводные горелки. В промышленности довольно широко применяются периферийные и центральные однопроводные горелки. Периферийные горелки представляют собой отрезки труб с соплами, установленные в специальных каналах в стене печи. Центральные горелки сделаны в виде труб (рис. 51), закрывающихся сверху колпаком и иногда футерованных шамотом. Попытка установить над горелкой шамотные колпаки закончилась неудачей — последние сильно разогревались и реагировали с известием, постепенно обрастили спеком и перекрывали, в конце концов, сечение печи. На некоторых заводах центральные горелки делались из нескольких футерованных отрезков труб для того, чтобы при повреждении футеровки вместе с кирпичом вываливался и кусок трубы, а через оставшийся участок трубы в печь продолжал поступать газ [12].

Для ввода природного газа в центральную часть печи применялась также специальная водоохлаждаемая балка-рассекатель, под ко-

торой в образовавшемся свободном канале устанавливались две заглубленные однопроводные горелки.

Консольная горелка. Усовершенствованием периферийной однопроводной горелки является консольная горелка (рис. 52). В этой

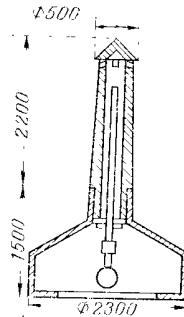


Рис. 51. Однопроводная горелка — керпи.

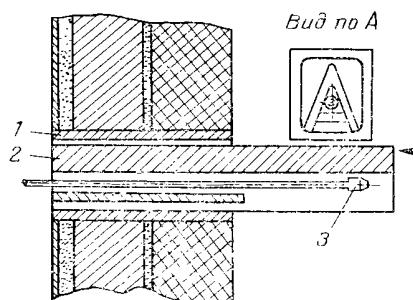


Рис. 52. Консольная однопроводная горелка:
1 — направляющий стакан; 2 — защитный кожух;
3 — однопроводная горелка.

конструкции обычная горелка располагается непосредственно в слое обжигаемого материала под защитным кожухом, изготовленным из жаропрочной стали. Заглубление горелки в шихту составляет $\sim 0,6$ м.

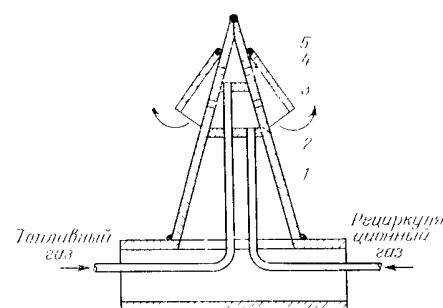


Рис. 53. Осевая диффузионная горелка:
1 — корпус горелки; 2 — камера рециркуляционных газов; 3 — выходные отверстия;
4 — козырек; 5 — камера топливного газа.

ки является горелка (рис. 53), предназначенная для раздельной подачи газа и рециркуляционных газов по оси шахты. Пирамидальный корпус горелки 1 прикрыт сверху козырьком 4. В камеру 5 подается природный газ, а в камеру 2 — рециркуляционные газы. Через отверстия 3 газы попадают в камеру смешения, а оттуда в слой материала. Принцип работы горелки заключается в образова-

нии газовой смеси (природного газа с инертными газами), которая при смешении с воздухом загоралась бы не у самой горелки, а в слое материала, на высоте 1,0—1,2 м от нее. Несмотря на то что эта горелка является двухпроводной, работает она так же, как обычные диффузионные (однопроводные) горелки, потому что образование газовоздушной смеси происходит за счет диффузионного перемешивания газа с воздухом в слое кускового материала.

Отсутствие предварительного перемешивания газа с воздухом приводит к большим потерям тепла за счет химического недожога

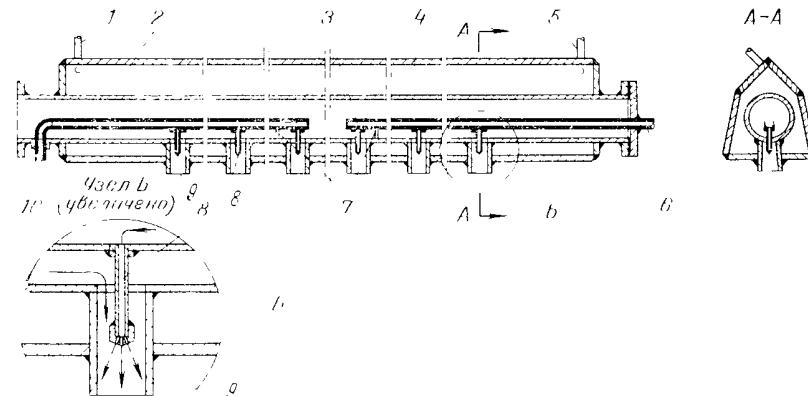


Рис. 54. Балочная многоспловая горелка:
1, 5 — ввод и вывод воды; 2 — балка; 3 — горелка; 4 — коллектор воздуха; 6, 10 — вводы газа; 7 — опорная пластина; 8 — сопло; 9 — патрубок.

топлива, что является общим недостатком горелок этого типа. Так, расход тепла на 1 кг СаО на печах, оборудованных описанными горелками, составляет 1500—2000 ккал (6300—8400 кДж).

Балочная многоспловая двухпроводная горелка. С целью уменьшения химического недожога топлива была сконструирована двухпроводная многоспловая горелка, которая устанавливалась по диаметру шахты под защитной балкой-рассекателем. Испытания ее показали, что охлаждение горелки вводимым через нее воздухом недостаточно. Изготовленная из обычной стали горелка вышла из строя через несколько месяцев эксплуатации. Кроме того, установленная в подбалочном пространстве горелка лишала балку своего главного преимущества — создания свободного топочного объема, где происходит интенсивное смесеобразование и горение газа. Поэтому в дальнейшем горелки размещали внутри водоохлаждаемой балки.

На рис. 54 схематически изображена многоспловая балочная горелка, которая состоит из балки 2, изготовленной из листовой стали, воздухоподводящей трубы 4 и патрубков 9. В трубе 4 установлены два газовых коллектора 6 и 10 с сопловыми трубками 8, расположенными по оси патрубков. Для установки обоих коллекто-

ров с горелками на одном уровне поставлены опорные пластины 7. Балка 2 охлаждается проточной водой через патрубки 1 и 5.

Конфигурация балки оказывает влияние на показатели работы печи. Первоначально испытывалась балка, изготовленная из толстостенной круглой трубы. Такая балка почти не образует свободного подбалочного пространства, являющегося топкой внутри печи, и сильнее препятствует сходу кускового материала, чем призматическая балка, обращенная наклонными гранями навстречу движущемуся материалу.

Многосопловая балочная горелка обеспечивает лучшее перемешивание газа с воздухом и более равномерно распределяет его по длине подбалочного пространства. В результате этого расход тепла, по сравнению с вариантом установки двух утопленных диффузионных горелок под балкой-рассекателем, сократился на $\sim 500 \cdot 4,19$ кДж/кг СаО и достиг (1300—1500)4,19 кДж/кг [13].

Приведенный пример показывает, что применение даже частичного предварительного перемешивания газа с воздухом приводит к ощутимому снижению химического недожога, поэтому дальнейшее совершенствование конструкций должно идти по пути создания горелочных устройств с предварительным образованием газовоздушной смеси.

Преимуществом балочной многосопловой горелки является также и то обстоятельство, что она принимает на себя $\sim 75\%$ и более общего расхода газа. Сжигание его происходит в подбалочном пространстве и непосредственно в слое кускового материала в удалении от стен шахты. Это удлиняет срок службы футеровки. Недостатком горелки такой конструкции является необходимость водяного охлаждения, на которое расходуется от 6 до 12% тепла (в зависимости от производительности печи и количества балок). Именно этим и объясняется, что расход тепла при использовании балочной многосопловой горелки почти равен расходу тепла при работе с центральной диффузионной горелкой для сжигания смеси топливного газа с рециркулируемыми газами.

К недостаткам балочных многосопловых горелок следует отнести также опасность их разрушения при перебоях в снабжении охлаждающей водой (подача воды в предварительно раскаленную балку может даже привести к взрыву). Поэтому необходимо иметь два источника водоснабжения.

В промышленности нашел применение метод испарительного охлаждения балок, который требует незначительного расхода воды — только на подпитку системы.

Подовая двухпроводная горелка. В соответствии с изложенными выше требованиями к горелкам для шахтных печей была сконструирована двухпроводная подовая горелка-керн (рис. 55). Горелка-керн представляет собой корпус, заканчивающийся колпаком, в котором имеются сопловые отверстия с направляющими патрубками. Корпус выполнен из жаропрочного материала. Внутри него расположен газоподводящий коллектор с сопловыми трубками. Полость кор-

пуса горелки используется для подвода воздуха к сопловым патрубкам. Этим же воздухом осуществляется и охлаждение горелки-керна. Скорость истечения газа из горелки составляет ~ 55 м/с, воздуха — 15 м/с.

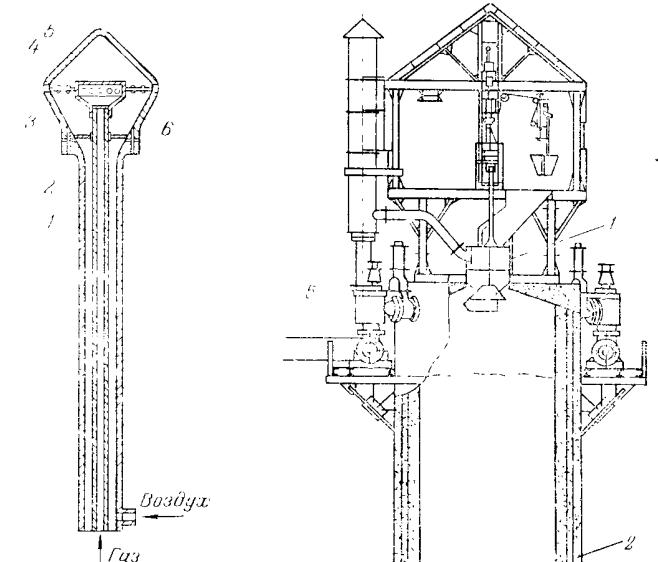
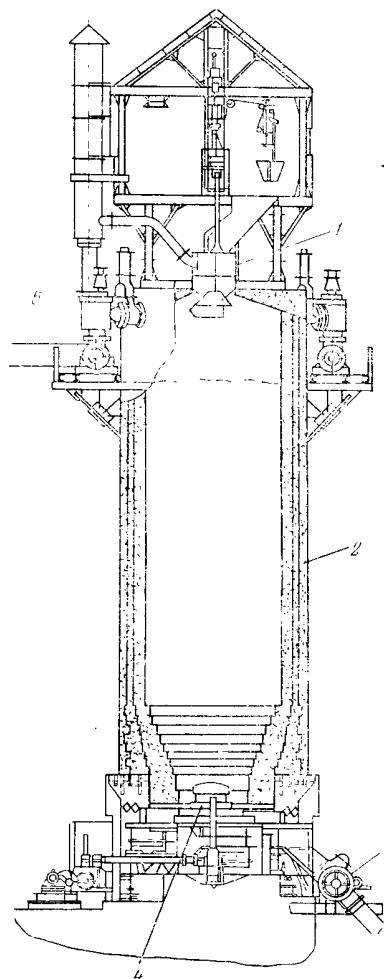


Рис. 55. Двухпроводная центральная горелка — керн:
1 — труба для подвода газа; 2 — корпус с горелкой; 3 — отверстие для выхода газов; 4 — сопловая трубка; 5 — воздушная камера; 6 — газовый коллектор.

Рис. 56. Шахтная печь конструкции Гипрохима производительностью 200 т/сутки:
1 — загрузочное устройство; 2 — шахта печи; 3 — барабанный питатель; 4 — выгрузочное устройство; 5 — газоход.



ОПИСАНИЕ ШАХТНЫХ ПЕРЕСЫПНЫХ ПЕЧЕЙ

Печь конструкции Гипрохима (рис. 56) имеет шахту, состоящую из двух частей: верхней — цилиндра и нижней — усеченного конуса, обращенного меньшим основанием книзу. Стены шахты выполнены оgneупорным ($l = 345$ мм) и теплоизоляционным ($l = 250$ мм) кирпичом. Зазор между рядами кладки, равный 25 мм, и между

кладкой и кожухом, равный 60 мм, заполнен теплоизоляционным порошком.

Снаружи шахта печи заключена в стальной кожух толщиной 12 мм. Она опирается на чугунное кольцо, покоящееся на восьми колоннах. Сверху шахта закрыта железобетонным сводом, к которому крепится загрузочное устройство. Такое перекрытие обеспечивает надежную герметизацию головки печи и не нуждается в разборке при смене футеровки.

Подача шихты осуществляется вагонетками канатной дороги, а распределение ее по сечению шахты — поворотным конусом со спиралеобразным срезом и отбойником, сочетающимся с поворотным приемным бункером. Выгрузка извести из печи производится с помощью вращающегося пода, выполненного в виде улиты.

Обязательным условием нормальной работы печи является строгое соблюдение соосности выгрузной улиты и шахты. При смещении оси вращения улиты относительно оси шахты наблюдаются постоянные перекосы зоны горения за счет неравномерного отбора извести, которые невозможно ликвидировать в процессе эксплуатации.

Для герметизации низа печи улита, выгрузной транспортер и опорные колонны заключены в металлический кожух, в котором имеются застекленные гляделки для наблюдения за выгрузкой извести. Воздух подается в печь с помощью вентиляторов. Часть воздуха (~70%) нагнетается непосредственно в кожух печи, а другая (~30%) — подводится по трубе к полому валу улиты. Регулирование подачи воздуха производится щиберами. Для предупреждения потерь воздуха из кожуха печи при выгрузке извести служит барабанный затвор. Однако и в этом случае потери воздуха достигают ~20%, поэтому на новых печах устанавливаются последовательно один за другим два таких затвора.

Размеры печи: диаметр шахты 4,5—4,7 м, высота общая 17,9 м, полезная ~15 м. Производительность — 170 т CaO в сутки, или 10,6 т CaO/(м²·сут). Расход тепла при обжиге сухого известняка (1050—1080)4,19 кДж/кг CaO.

Разработаны также печи производительностью 250 и 380 т CaO в сутки. На новых печах вместо распределительного неравнобокого конуса устанавливают лотковое распределительное устройство. Печи такой конструкции применяются в содовой промышленности.

Печь конструкции Гипрострома (рис. 57) имеет шахту, верхняя часть которой выполнена в виде цилиндра, нижняя — в виде усеченной пирамиды. Стены шахты выложены оgneупорной футеровкой толщиной 345 мм и теплоизоляционным слоем из легковесного шамотного кирпича толщиной 230 мм. Зазор между кладкой печи и стальным наружным кожухом, шириной 65 мм, засыпан трепелом. Толщина стального кожуха 8—10 мм.

Такие печи применяются в основном в промышленности строительных материалов. Недостатком печей является то, что свод выложен кирпичом. Это препятствует использованию их в отраслях промышленности, потребляющих печеной газ для технологических

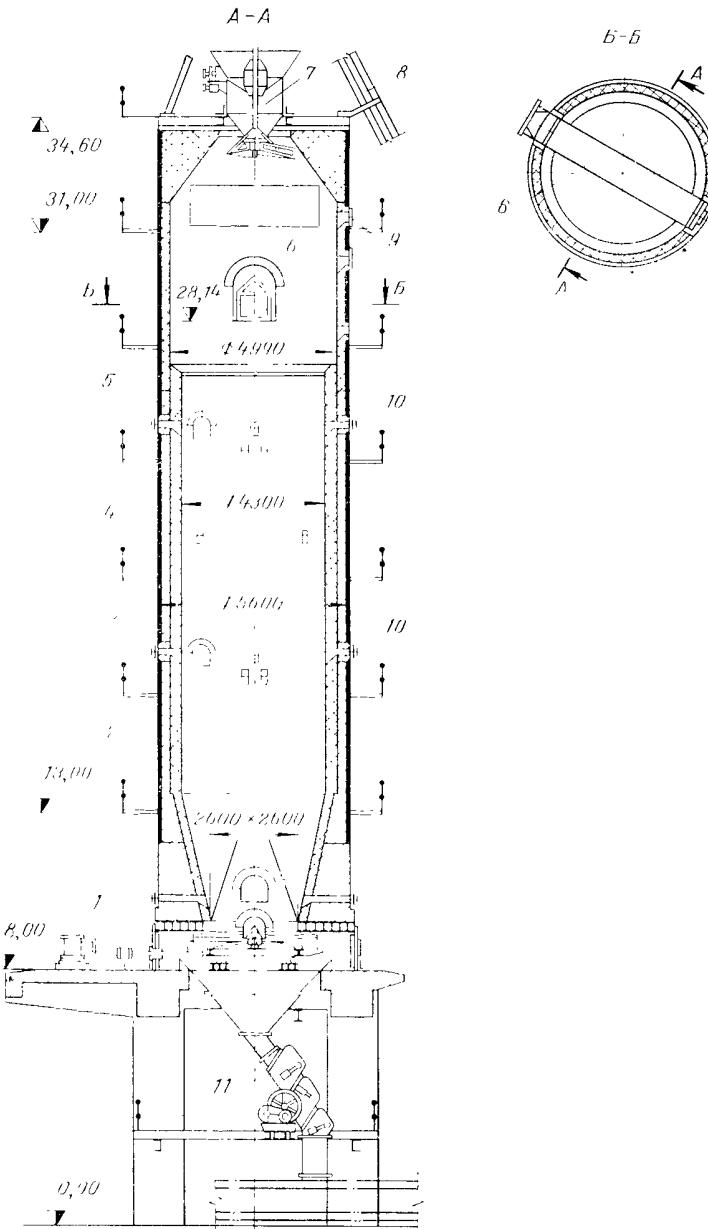


Рис. 57. Шахтная печь конструкции Гипрострома производительностью 200 т/сут:
 1 — выгрузочный механизм; 2 — слой кладки из легковесного кирпича; 4 — кожух; 5 — вспомогательные люки (лазы); 6 — балка для отсоса газов; 7 — загрузочное устройство; 8 — склоновый подъемник; 9 — отверстия для установки датчиков уровня шихты; 10 — гляделки; 11 — шлюзовой затвор.

нужд. Вследствие тепловых расширений кирпичный свод дает трещины, через которые либо подсасывается воздух (при разрежении в головке печи), либо выбрасывается газ в атмосферу (при давлении в головке печи). При смене футеровки такой свод приходится разбивать, что заметно увеличивает объем работ и удороожает стоимость ремонта кладки.

По высоте шахты печи в ее кожухе имеются гляделки, которые якобы используются для контроля режима. Следует отметить, что такие гляделки отсутствуют у печей, применяемых в содовой промышленности, и несмотря на это, контроль за работой печей поставлен настолько хорошо, что на них достигнуты самые высокие технико-экономические показатели по сравнению с печами, используемыми в других отраслях промышленности. Устройство гляделок следует рассматривать как дань устоявшейся традиции, которая, однако, не оправдывается технической необходимостью. Вместо визуального наблюдения за цветом шихты в нескольких периферийных участках, не характеризующих процесс по всему поперечному сечению шахты, необходимо наладить систематический контроль за температурой и составом отходящих печных газов, что позволяет всесторонне проанализировать работу печи.

Шлюзование извести из выгрузочного бункера дает возможность принудительно подавать воздух под решетку.

Рис. 58. Измененная конструкция печи Гипрострома:
1 — выгрузочный механизм; 2 — балка для отсоса газов; 3 — распределительное устройство; 4 — запорный конус.

Проектные показатели печей конструкции Гипрострома приведены в табл. 20.

Измененная конструкция печи Гипрострома. Для сахарной промышленности рекомендованы печи конструкции Гипрострома со следующими изменениями: загрузочное устройство заменено на лотковое как более совершенное, свод печи выполнен железобетонным (рис. 58).

Отбор печных газов рекомендуется производить через специальный короб, расположенный в шихте ниже уровня засыпки на 1,5 м

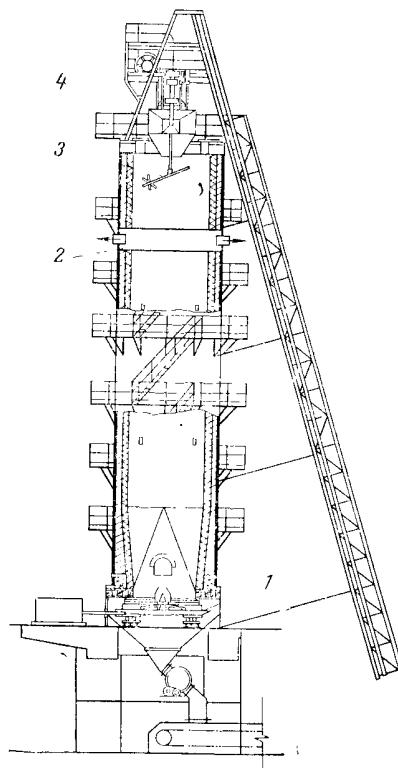


Таблица 20. Проектные показатели печей конструкции Гипрострома

Показатели	Производительность, т извести/сутки		
	50	100	200
Шифр	720/62Д	1072	1166
Высота печи, м			
общая	27,2	27,2	27,8
полезная	18,0	18,2	18,0
Внутренний диаметр шахты, м	2,5	3,2	4,3
Полезный объем шахты, м ³	56,5	89,0	143,0
Съем CaO в сутки, т/м ²	8,7	10,6	11,8
Расход тепла, ккал/кг (4,19 кДж/кг CaO)	1100	1100	1100

(как и в печи Гипрострома производительностью 200 т/сут). Такой отбор газов снижает подсосы воздуха в головке печи и стабилизирует температуру газов за счет непрерывной подачи шихты в зону подогрева. В печи создается зона запаса шихты, что позволяет останавливать систему транспортировки шихты на профилактический ремонт.

Температура газов, не зависящая от периодичности загрузки шихты в печь, — это самый оперативный и объективный показатель местоположения зоны обжига (при отсутствии резервной высоты шахты, о чем говорилось ранее).

Расход тепла: (950 — 1000) 4,19 кДж/кг CaO.

ШАХТНЫЕ ПЕЧИ НА ГАЗООБРАЗНОМ ТОПЛИВЕ

Печь производительностью 100 т/сутки конструкции Гипрострома. Конфигурация шахты не отличается от печи, работающей на твердом топливе: цилиндр круглого поперечного сечения заканчивается внизу усеченной пирамидой. Размеры шахты печи также не претерпели изменений (рис. 59).

Газообразное топливо вводится через два яруса горелок: по одной балочной многосопловой и восьми периферийным в каждом ярусе. Балочные многосопловые горелки расположены по двум взаимно перпендикулярным диаметрам, периферийные горелки расположены равномерно по окружности шахты (установлены под углом 45° друг к другу).

Воздух подается в печь тремя потоками: через зону охлаждения, через балочную многосопловую горелку и через периферийные фурмы, установленные над газовыми диффузионными горелками. Расстояние между газовыми и воздушными фурмами по высоте равно 700 мм, а между балочными горелками — 3000 мм. Периферийные горелки смешены по отношению балочных горелок на 500 мм.

Опыт эксплуатации этих печей показал, что установка второго яруса горелок не вызывает необходимости, а, напротив, создаются определенные трудности в регулировании процесса горения природного газа. Недостаточным оказалось расстояние между газовы-

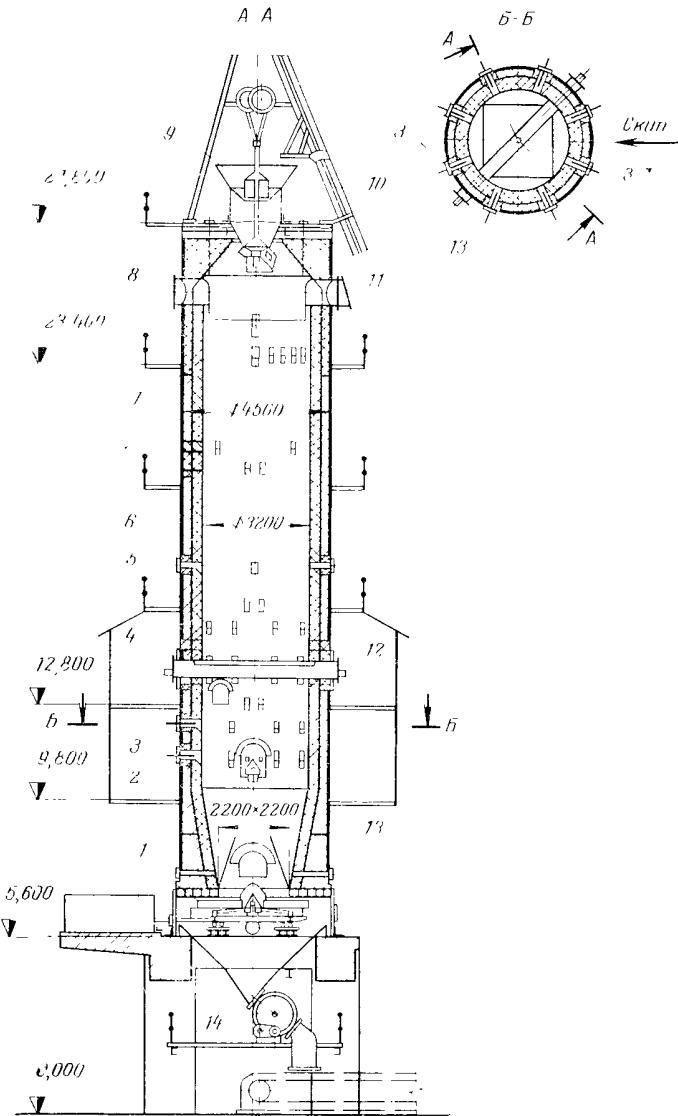


Рис. 59. Шахтная печь конструкции Гипрострому на газообразном топливе производительностью 100 т/сут:

1 — выгрузочный механизм; 2 — периферийные горелки нижнего яруса; 3, 5 — отверстия для ввода воздуха по периферии; 4 — периферийные горелки верхнего яруса; 6 — гляделки; 7 — отверстия для датчиков уровня шихты; 8 — патрубок для отсоса газов; 9 — загрузочное устройство; 10 — склоновый подъемник; 11 — предохранительный взрывной клапан; 12, 13 — балочные многосопловые горелки верхнего и нижнего ярусов; 14 — барабанный затвор.

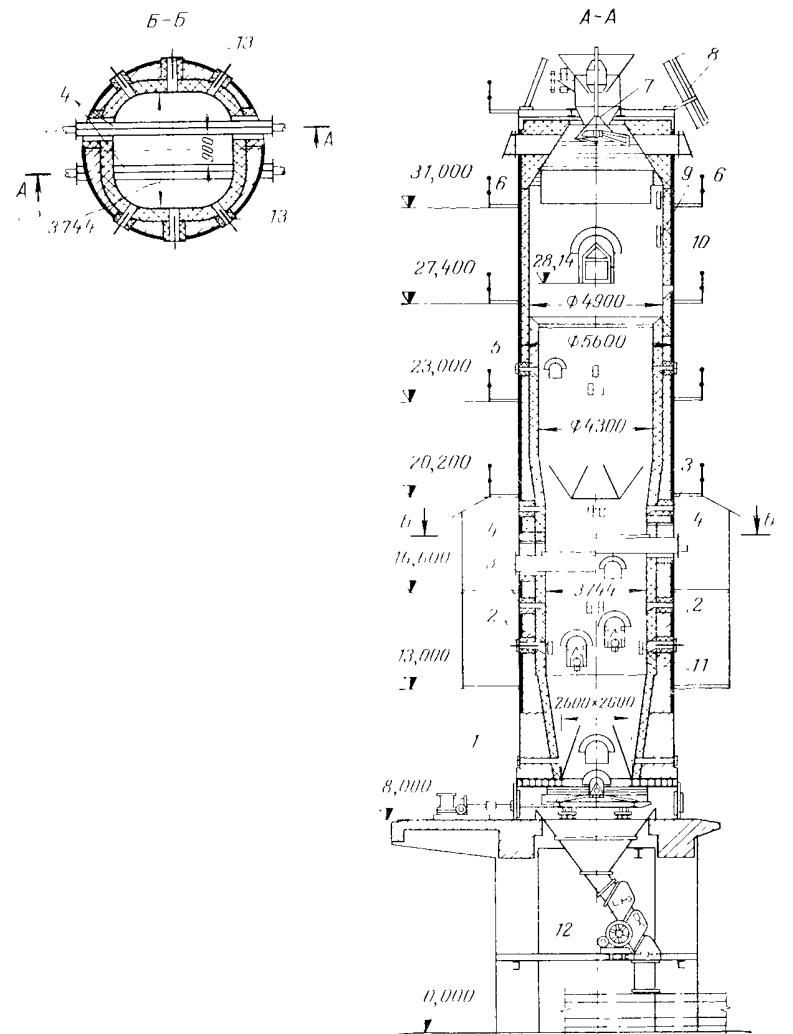


Рис. 60. Шахтная печь конструкции Гипрострому на газообразном топливе производительностью 200 т/сут:

1 — выгрузочная решетка; 2 — периферийные горелки нижнего яруса; 3 — отверстия для измерения давления; 4 — две балочные горелки верхнего яруса; 5 — гляделка; 6 — предохранительный взрывной клапан; 7 — двухклапанное загрузочное устройство; 8 — склоновый подъемник; 9 — отверстия датчиков уровня шихты; 10 — короб отсоса дымовых газов; 11 — две балочные горелки нижнего яруса; 12 — трехшлюзовый затвор; 13 — периферийные горелки верхнего яруса.

ми и воздушными фирмами. На высоте 700 мм над газовыми фирмами происходит интенсивное перемешивание газа с воздухом и горение смеси, в результате чего создается локальный очаг высокой температуры вокруг воздушной фурмы и прежде всего выгорает футеровка. Получается эффект, равнозначный установке двухпроводных периферийных горелок.

В верхней части шахты имеется предохранительный взрывной клапан. Для замера уровня засыпки предусмотрены датчики радиоактивного уровня. Загрузка известняка и выгрузка извести производятся так же, как и на пересыпной печи.

Печь производительностью 200 т/сут (конструкции Гипростроя) имеет в зоне обжига шахту квадратного сечения с закругленными углами, что вызвано необходимостью установки двух балочных многоспловых горелок в одном ярусе. Внутренний размер шахты в зоне горения $3,74 \times 3,74$, а на выгрузке $2,6 \times 2,6$ м. В зоне подогрева шахта переходит в цилиндр с внутренним диаметром 4,3 м (рис. 60).

Футеровка печи выполнена многошамотным или магнезитовым кирпичом толщиной 345 мм. Теплоизоляционная кладка — из шамотного легковесного кирпича, толщина ее меняется от 230 до 500 мм (в зависимости от изменения профиля сечения шахты). Между стальным кожухом ($\delta = 10$ мм) и кладкой имеется теплоизоляционная засыпка толщиной 65 мм. В шахте печи предусмотрены гляделки, отверстия для установки приборов и ремонтные люки.

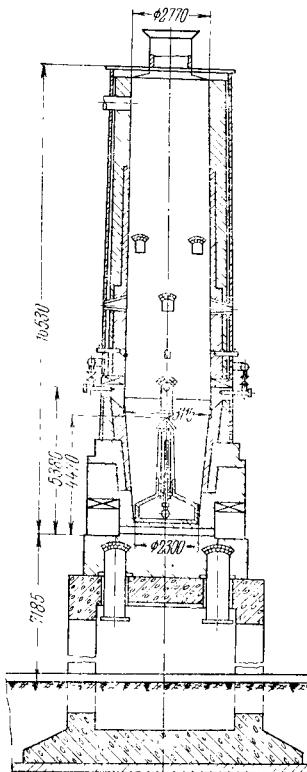
Рис. 61. Шахтная печь на газообразном топливе с однопроводной осевой горелкой.

Газообразное топливо вводится в два яруса горелок: в две балочные многоспловые и шесть диффузионных периферийных в каждом ярусе. Балочные многоспловые горелки расположены в каждом ярусе параллельно друг другу, но смешены по высоте на 700 мм для лучшего схода материала. Расположение балок в двух ярусах — перпендикулярное. Расстояние между ярусами горелок 3 м. Подача воздуха, загрузка известняка и выгрузка извести осуществляются так же, как и у печи производительностью 100 т/сут.

Печь с подовой горелкой (рис. 61) имеет шахту, выполненную в виде двух усеченных конусов диаметром в распаре 3,12 м, в головке печи — 2,77 м, на выгрузке — 2,30 м; высота шахты — 15,8 м. По-

дача известняка производится скиповым подъемником. Загружаются куски известняка размером 30—150 мм. Выгрузка извести осуществляется каретками Антонова.

Печь оборудована одной подовой однопроводной горелкой (керном) и восьмью периферийными. Диаметр головки керна 500 мм, высота стойки 2200 мм. Общая высота горелки от пода печи 3700 мм. Расход тепла на 1 кг CaO — 1500·4,19 кДж.



ЭКСПЛУАТАЦИЯ ИЗВЕСТКОВО-ОБЖИГАТЕЛЬНЫХ ПЕЧЕЙ

ПЕЧИ, РАБОТАЮЩИЕ НА ТВЕРДОМ ТОПЛИВЕ

Рожиг печи. Перед рожигом новой печи или печи после капитального ремонта необходимо тщательно высушить футеровку. Сырая футеровка при интенсивном нагревании растрескивается и быстро разрушается. Печь сушат в течение 3—5 суток при постепенном повышении температуры отходящих газов от 40 до 500 °С. Перед сушкой выгрузочное устройство покрывают слоем известняка или мела для защиты от воздействия высоких температур. На защитном слое известняка (мела) раскладывают костер, горение которого усиливает по мере подсыхания печи.

После окончания сушки печь охлаждают и осматривают футеровку. Появившиеся в ней трещины заделывают и приступают к рожигу печи. Рожиг печи производят следующим образом. На слой мела или известняка загружают дрова и уголь. Затем подают шихту, содержащую примерно 50 % топлива (избыток топлива необходим для прогрева шахты печи). В дальнейшем количество топлива в шихте постепенно уменьшают до нормального.

Дрова поджигают факелом, от горящих дров загорается кокс или антрацит. Печь при этом должна работать на естественной тяге. Принудительное дутье начинают подавать только после сгорания топлива, загруженного без карбонатного сырья. Увеличивать дутье следует постепенно, чтобы предотвратить резкое повышение температуры в печи и прогорание футеровки.

Загрузку шихты во время рожига обычно производят при температуре отходящих газов не ниже 100 °С во избежание конденсации паров воды на холодной поверхности загруженного мела или известняка.

Загрузка шихты и выгрузка известии. Нормальный обжиг карбонатного сырья и производительность печи в большой степени зависят от соблюдения режима загрузки шихты и выгрузки известия.

При равномерной загрузке установленного количества шихты в печь тепло отходящих газов используется наиболее полно, а следовательно, достигается и наиболее экономичная работа печи. Температура отходящих газов при этом колеблется в пределах 100—140 °С. а уровень шихты в печи практически не изменяется; в результате концентрация CO₂ в печеном газе получается максимальной.

При отборе газов через специальный короб колебания их температуры за счет периодичности загрузки вообще исключаются. Периодичность загрузки шахты зависит от заданной производительности печи и веса подаваемой порции. В зависимости от загрузки печи устанавливается подача воздуха на горение (или отбор газов из печи).

Соответствие между режимом дутья и загрузкой шихты контролируется по температуре отходящих газов и низа печи. При повышении температуры отходящих газов увеличивают загрузку шихты и выгрузку известия или снижают дутье. При понижении температуры отходящих газов и повышении температуры низа печи уменьшают загрузку шихты и выгрузку известия или увеличивают давление воздуха. Изменение давления, а также изменение режима загрузки производятся только по указанию начальника смены.

От правильной загрузки печи (по графику) зависит равномерность выгрузки известия. При нормальной работе печи происходит непрерывное движение шихты, что препятствует образованию в ней «приваров». Выгрузку известия регулируют так, чтобы уровень шихты в печи не изменялся. При понижении уровня шихты выгрузку известия следует замедлить, при повышении — ускорить.

Категорически запрещается регулировать выгрузку известия путем периодического выключения выгрузочного устройства. Замедление выгрузки известия должно производиться уменьшением скорости вращения или частоты колебания выгрузочных кареток. С этой целью на приводах выгрузочных механизмов устанавливают специальные устройства, позволяющиеплавно изменять число их оборотов.

Остановка печи. При остановке печи на капитальный ремонт ее отключают от газового коллектора, газ удаляют в атмосферу и останавливают вентилятор. Печь работает на естественной тяге; известие отбирают с таким расчетом, чтобы зона горения не опустилась на выгрузочное устройство. Во время остановки печи необходимо поддерживать температуру отходящих газов не выше 300 °С. При чрезмерном повышении температуры могут быть повреждены металлические конструкции. Если температура отходящих газов поднимается выше 300 °С, в печь периодически загружают вагонетку сырья без топлива. После удаления из шахты печи известия и охлаждения кладки до прекращения свечения включают вентилятор и ускоряют охлаждение. Осмотр шахты печи производят только сверху вниз.

ПЕЧИ, РАБОТАЮЩИЕ НА ГАЗООБРАЗНОМ ТОПЛИВЕ

Рожиг печи. Рожиг печи может быть произведен как на газообразном, так и на твердом топливе с последующим переходом на газообразное. Растопку печи на газообразном топливе ведут следующим образом.

1. Перед загрузкой печи выгрузочное устройство предохраняют несколькими слоями известняка, укладывающегося вручную, а для защиты балочной горелки ее закрывают деревянными щитами (досками). После этого производят загрузку печи карбонатным сырьем до $\frac{2}{3}$ ее полезной высоты.

2. Включают газодувку отсоса печных газов либо специальный вспомогательный (растопочный) дымосос. Время вентилирования печи — не менее 10 мин. Разрежение в верхней части печи поддерживают в пределах 200—300 Па (20—30 мм вод. ст.).

3. До розжига печи продувают газом газопровод и газовый коллектор. Продувка производится при закрытых задвижках на горелках. Окончание продувки должно определяться по анализу отбираемых проб газа на содержание кислорода. Содержание кислорода в газе не должно превышать 1% в двух последовательно отобранных пробах. В период продувки газопровода в атмосферу в радиусе 40 м должно быть запрещено применение открытого огня и производство сварочных работ, а также пребывание людей, не связанных с продувкой газопровода.

4. Непосредственно перед зажиганием горелок необходимо проверить наличие достаточного давления газа в газопроводе перед печью и разрежения в верхней части печи.

5. Розжиг печи начинают с центральной балочной горелки. Отключающее запорное устройство на газопроводе перед горелкой разрешается открывать только после поднесения к горелке запальника или факела.

6. Зажигание горелки должно производиться в следующем порядке:

а) включить вентилятор подачи воздуха в горелки и установить минимальную подачу воздуха в балку;

б) внести запальник или факел в подбалочное пространство и, убедившись в наличии тяги, постепенно открывать кран на газопроводе, плавно подавая газ на открытое пламя.

Если газ при подаче через горелку не загорится или, загоревшись, потухнет, необходимо прекратить подачу газа, провентилировать печь и после устранения неполадок приступить к повторному зажиганию. Газ и воздух при зажигании и регулировании горелок надо подавать постепенно и только при установленном давлении в печи.

7. После розжига центральной горелки производят регулирование ее работы — расходы газа и воздуха устанавливают равными ~80% от номинальных. При этом следят за наличием тяги на уровне горелки и в случае необходимости регулируют тягу так, чтобы разрежение в печи на уровне горелки составляло 20—30 Па (2—3 мм вод. ст.).

8. Розжиг периферийных горелок производят через 3—4 ч после розжига центральной горелки. Расход газа и воздуха на периферийные горелки устанавливают ~30—40% номинального.

9. Основными показателями, по которым ведется розжиг печи и регулирование горелочных устройств, являются химический состав и температура печных газов, анализ и замер которых в этот период должны вестись систематически, не реже чем через 30 мин. По составу печных газов судят о полноте сгорания газа и коэффициенте расхода воздуха, а по температуре — о нагреве карбонатного сырья.

Так, повышенное содержание окиси углерода (выше 1,5%) и водорода (более 0,4—0,5%) свидетельствует о недостаточной подаче воздуха к горелочным устройствам, а повышенное количество кислорода (более 3%, если газ отбирается непосредственно у слоя шихты) — об избытке воздуха, поступающего в печь. В первом случае следует отрегулировать работу горелочных устройств — уменьшить количество сжигаемого газа либо увеличить количество подаваемого на горение воздуха, а во втором — уменьшить количество подсасываемого в печь воздуха путем снижения количества отсасываемых газов.

Загрузку известняка в начальный период производят при температуре печных газов 150—200 °С (при условии, что в головке печи не подсасывается холодный воздух). В связи с тем что горелочные устройства установлены на высоте 3,5—4 м от выгрузочного устройства, в первые часы работы этого устройства из печи будет выгружаться необожженный известняк, который следует направлять на повторный обжиг.

После появления на выгрузочных каретках обожженной извести (примерно через 16—20 ч после розжига печи) расходы газа и воздуха постепенно увеличиваются до номинальных, одновременно повышается отбор печных газов.

Если розжиг печи, оснащенной балочной многослойной горелкой, можно производить без предварительного прогрева материала, то розжиг печи с осевой горелкой производят так же, как и печи на твердом топливе. В печь загружают дрова, а сверху подают известняк. Дрова поджигают и только после 2—3 ч горения начинают розжиг горелок с соблюдением всех изложенных выше правил. Вначале разжигают периферийные горелки, а затем осевую горелку (керн). Порядок розжига двухпроводной осевой горелки следующий: вначале подают в горелку воздух или рециркулируемые газы (минимальный расход), а затем газ. Газовая смесь загорается от горящих дров, затем постепенно увеличиваются подача газообразного топлива и воздуха (или рециркулируемых газов).

Следует помнить, что визуальное наблюдение за горением газа в центральном участке печи невозможно, поэтому при розжиге должна быть полная уверенность в том, что дрова в печи горят. После прогрева материала до температуры диссоциации раскаленный кусковой слой является надежной гарантией воспламенения газовоздушной смеси. Ввиду того что масса нагретого материала остывает медленно, розжиг центральной горелки происходит легко даже после нескольких часов простоя печи. Однако розжиг временно выключенной печи следует начинать, как и холодной печи, с периферийных горелок.

При наличии двух ярусов горелок розжиг начинают с верхнего яруса, а затем, после прогрева материала, разжигают нижний ярус горелок.

Взрывы или «хлопки» в нагретой печи могут наблюдаться при проскоке несгоревшего газа и воздуха в свободный объем над слоем материала, поэтому в период розжига необходимо систематически

производить полный анализ отходящих газов, включая анализ на водород и предельные углеводороды.

Загрузка сырья и выгрузка извести. При работе на газообразном топливе также важно обеспечить непрерывное движение материала, что предупреждает подвисание его в шахте. Поэтому выгрузка извести должна производиться непрерывно, а загрузка — равномерно. Остановка движения материала периодически наблюдается в местах стыковки горелочных устройств со стенкой шахты, поэтому необходимо время от времени следить через растопочные лючки за осадкой материала. В случае если в печи произошло зависание материала, следует выключить подачу газа и охладить подвисший свод. При охлаждении он самопроизвольно разрушается. Охлаждение такого свода длится не более 30 мин.

Загрузку производят либо по температуре отходящих газов, либо по показанию уровнемера, поддерживая постоянный уровень засыпки. В одном случае отбор извести ведут так, чтобы поддерживать постоянный уровень засыпки, в другом — отбор извести изменяют, чтобы поддерживать постоянную температуру отходящих газов.

Температура отходящих газов при работе на газообразном топливе всегда будет выше температуры отходящих газов при обжиге того же сырья на твердом топливе (причины рассмотрены в гл. V).

Остановка печи. Подготовка печи к остановке начинается с прекращения загрузки сырья и уменьшения расхода газа и воздуха. По мере снижения уровня засыпки уменьшается расход газа и воздуха. При этом температура отходящих газов не должна превышать 200 °С. Стремление полностью обжечь последнюю порцию известики может привести к чрезмерному росту температуры отходящих газов и порче металлических конструкций системы загрузки, поэтому газ следует отключать, не ожидая окончания обжига известики. После выключения подачи газа в горелки и коллектор открывают кран на свечу и ставят заглушку на подводящем газопроводе после запорного устройства.

Если печь оборудована подовой горелкой, то вначале прекращают подачу газообразного топлива в центральную горелку, затем прекращают подачу в нее воздуха (или рециркулируемых газов), далее выключают периферийные горелки верхнего и нижнего ярусов. Через 10—15 мин после выключения горелок можно прекращать принудительный отбор газов (или принудительную подачу воздуха в печь). При этом печь ставят на естественную тягу: открывают трубу в атмосферу и доступ воздуха в выгрузочные люки. Отключение вентиляторов во избежание утечки газа лучше производить после установки заглушки на газоходе.

КОНТРОЛЬ ПРОИЗВОДСТВА

Для обеспечения нормальной работы печи и требуемого качества получаемой продукции (извести и печеного газа) проводится непрерывный и периодический контроль производства.

При работе на твердом топливе непрерывно контролируются следующие параметры: температура отходящих газов и низа печи; давление дутья и разжение (давление) в верхней части печи; уровень шихты в печи.

К элементам периодического контроля относятся: состав печеного газа (содержание двуокиси углерода, кислорода, окиси углерода один раз в 1—2 ч); химический состав сырья (один раз в смену при подаче из карьера или пробы от партии), химический состав извести (один раз в смену).

Кроме того, определяется размер кусков загружаемой шихты (один раз в сутки) и проверяется правильность дозировки сырья и топлива (один раз в смену при работе на твердом топливе).

По температуре отходящих газов и воздуха в кожухе печи можно судить о равномерности загрузки шихты и выгрузки извести. Повышение температуры отходящих газов при нормальном уровне шихты указывает на недостаточный отбор извести. Если температура низа печи повышается, а температура отходящих газов ниже нормы, это означает, что из печи отбирают слишком много извести. Зона горения при этом опускается вниз, и на выгрузочное устройство попадает недостаточно охлажденная изесть, вследствие чего повышается температура низа печи. Она может также повыситься при одностороннем ходе печи и образовании «козла».

Кроме того, при работе на газообразном топливе непрерывно измеряются количество подаваемого газа и воздуха, а также температура охлаждающей воды (если горелочное устройство имеет водяное охлаждение).

Для измерения температуры отходящих газов применяют железо-константитовые, хромель-конелевые или хромель-алюмелевые термопары.

Давление в кожухе или разжение в головке печи является косвенным показателем количества подаваемого в нее воздуха. Чем выше перепад, тем больше воздуха подается в печь и тем выше ее производительность (т. е. выработка извести в единицу времени).

Очень важным показателем, характеризующим работу печи, является состав печеного газа. Чем выше концентрация CO₂ в газе, тем меньше расходуется топлива на обжиг извести и тем экономичнее работает печь. Но для полной оценки работы печи необходимо знать также концентрацию кислорода и окиси углерода в газе, а при работе на природном газе еще H₂ и CH₄. (Пример анализа работы печи по составу отходящих газов приведен выше.) Газ анализируется ручными или автоматическими газоанализаторами.

Заполнение шахты измеряется с помощью автоматического щупа или радиоактивных измерителей уровня. Химический анализ сырья и извести проводят в цеховой лаборатории. По результатам анализа корректируют расход топлива при обжиге извести. Для определения размеров кусков шихты сырье из одной или нескольких вагонеток рассеивают на ситах и полученные фракции взвешивают в специальных ящиках. Работа дозаторов сырья и топлива контролируется пу-

тем взвешивания дозируемого ими материала на контрольных весах.

Описанная система контроля дает возможность своевременно обнаружить нарушения технологического режима и устраниить их.

АВТОМАТИЗАЦИЯ ШАХТНЫХ ПЕЧЕЙ

Печи, работающие на твердом топливе. Схема автоматизации предусматривает поддержание показателей технологического режима на заданном уровне по установленной производительности печи. Производительность печи может задаваться вручную со щита автoreгулирования либо изменяться автоматически в зависимости от потребления извести в последующем технологическом процессе путем изменения количества отбираемых из печи газов. Осуществляется это ручным или автоматическим дистанционным управлением с воздействием на направляющий аппарат (на всасывающем патрубке дутьевого вентилятора) либо на заслонку (на байпасной линии отсасывающей газодувки). Стабилизация расхода воздуха (или печных газов) обеспечивается регулятором расхода, который состоит из измерительного органа (трубы Вентури или диафрагма), вторичного измерительного устройства, исполнительного механизма и регулирующего органа — направляющего аппарата или заслонки (рис. 62).

Следует отметить, что стабилизация потока воздуха (печных газов) не может производиться по показателям манометрического режима (давлению или разрежению), поскольку он не является однозначной функцией расхода. Так, при изменении гранулометрического состава шихты ее сопротивление должно измениться, что приведет к изменению расхода воздуха; регулятор расхода автоматически установит прежний расход воздуха (газов) независимо от нового значения давления (или разрежения) в печи.

Вторым автономным регулятором является регулятор загрузки (или уровня шихты в печи), который по показаниям измерителя уровня включает подачу шихты в печь. Датчиком регулятора является измерительный щуп, или изотопный уровнемер, который при понижении уровня ниже заданного значения подает сигнал на регулятор, включающий скиповый подъемник или опрокидыватель вагонеток (если шихта подается по канатной дороге). После каждой подачи шихты командный аппарат через реле времени включает привод поворотного устройства распределителя шихты, чем обеспечивается поворот его на заданный угол. Загрузка производится до тех пор, пока уровень шихты не поднимется выше заданного значения.

Подготовка шихты к загрузке также производится автоматически путем отвешивания порций карбонатного сырья и топлива в каждый скип (либо в каждую вагонетку).

Отбор извести из печи осуществляется регулятором выгрузки по показаниям температуры отходящих газов и выгружаемой извести (низа печи). Предусмотренный в современных печах отбор газов из слоя шихты стабилизирует их температуру, которая, при отсутствии

резервной высоты шахты, является однозначным показателем верхнего уровня зоны горения. О нижнем уровне зоны горения судят по температуре низа печи (или выгружаемой извести).

Если повышается температура отходящих газов — отбор извести меньше установленной производительности печи и регулятор отбора увеличивает число оборотов привода выгрузочного устройства до достижения заданного значения температуры отходящих газов. Если повышается температура низа печи (или выгружаемой извести),

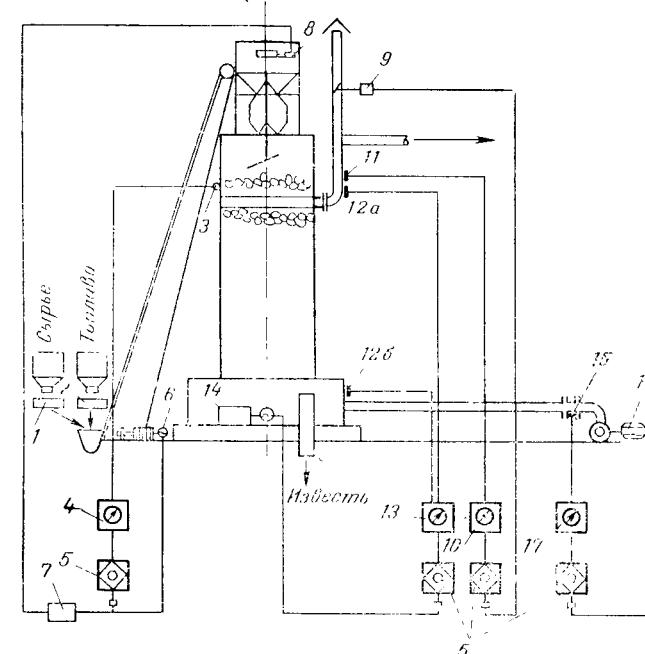


Рис. 62. Схема автоматизации шахтной печи на твердом топливе:

1, 2 — взвешивающие устройства сырья и топлива; 3 — измеритель уровня засыпки; 4 — вторичный прибор уровня извести; 5 — регулирующее устройство; 6 — привод скипового подъемника; 7 — реле времени; 8 — привод поворота распределителя шихты; 9 — привод дроссельной заслонки; 10 — вторичный прибор давления в головке печи; 11 — датчик давления; 12а — измеритель температуры отходящих газов; 12б — измеритель температуры низа печи; 13 — измеритель регистрирующий прибор; 14 — привод выгрузочного устройства; 15 — измеритель расхода воздуха; 16 — привод направляющего аппарата; 17 — измерительный прибор расхода воздуха.

регулятор отбора уменьшает выгрузку извести до достижения заданного значения. При этом уменьшается скорость опускания шихты, скорость перемещения зоны горения за счет стабилизации расхода воздуха остается прежней, в результате чего зона горения вновь поднимается на заданный уровень.

На печах, которые работают с двумя тягодутьевыми устройствами, например с принудительной подачей воздуха от вентилятора и забором печного газа газодувкой, необходим еще регулятор давления верха печи. Регулятор состоит из датчика давления (разрежения),

регулирующего устройства, исполнительного механизма и исполнительного органа.

В случае если отбор газов оказывается меньше, чем предусмотрено для заданной производительности печи, давление в головке печи возрастает и появляется необходимость сброса избыточного количества газов. Регулятор давления (разрежения) откроет заслонку на

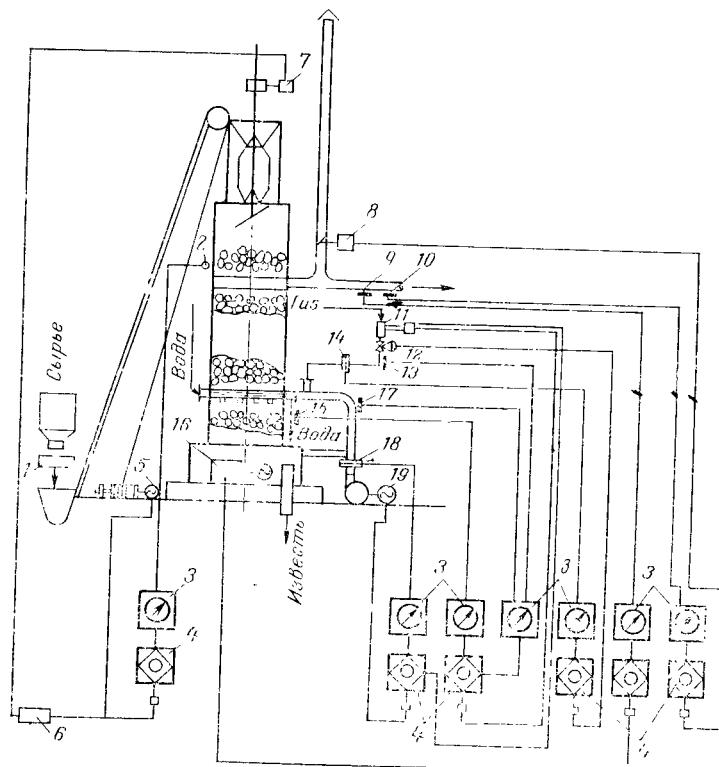


Рис. 63. Схема автоматизации шахтной печи из газообразном топливе:

1 — питатель сырья; 2 — калорифер уровня засыпки; 3 — вторичный указывающий или регистрирующий прибор; 4 — регулирующее устройство; 5 — привод склоночного подъемника; 6 — реле времени; 7 — привод поворота распределительного устройства; 8 — привод дроссельной заслонки; 9 — датчик температуры отходящих газов; 10 — датчик разрежения; 11 — клапан безопасности; 12 — регулирующий клапан расхода газа; 13 — датчик давления газа; 14 — датчик расхода газа; 15 — датчик температуры охлаждающей воды; 16 — привод выгрузочного устройства; 17 — датчик давления воздуха; 18 — датчик расхода воздуха; 19 — привод регулирующего органа

сброс газов в атмосферу (или увеличит отбор на газодувку) и установит прежнее давление в головке печи.

Печи, работающие на газообразном топливе. Производительность печи на газообразном топливе, так же как и на твердом, определяется количеством сжигаемого в единицу времени топлива, т. е. расходом топливного газа. Регулятор расхода газа стабилизирует этот поток (рис. 63).

Для стабилизации выделения тепла необходимо обеспечить полноту сжигания топливного газа, что можно достигнуть соответствующей подачей воздуха. С этой целью в схеме автоматического регулирования предусматривается регулятор соотношения газ — воздух. По аналогии с печами на твердом топливе в печах на газообразном топливе должны быть и регулятор уровня засыпки в печи, и регулятор отбора извести по температуре отходящих газов, устанавливающий соответствие между потоками газообразного топлива и обжигаемого сырья.

Кроме перечисленных регуляторов, обеспечивающих поддержание заданного технологического режима, на печи должна быть установлена автоматика безопасности. Она включает отсечку газа при падении давления как в газопроводе, так и в воздухопроводе, а при использовании многосопловых балочных горелок — и отсечку подачи топливного газа при повышении температуры охлаждающей воды сверх заданного значения.

При применении двухпроводных горелок устанавливается автоматический быстродействующий клапан безопасности, срабатывающий при падении давления газа или воздуха ниже допустимых пределов, причем его располагают возможно ближе к горелкам. Быстро действующие клапаны должны быть блокированы с сигнализаторами падения давления газа и воздуха, а также иметь ручное управление.

ВРАЩАЮЩИЕСЯ ТРУБЧАТЫЕ ПЕЧИ

ДВИЖЕНИЕ МАТЕРИАЛА И ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

Вращающиеся трубчатые печи стали применяться для обжига извести сравнительно недавно (примерно 45 лет тому назад). Отличительной особенностью их является способ транспортирования материала и в связи с этим — специфика теплообменных процессов.

Частица, находящаяся у стенки барабана, поднимается вместе с ним на высоту, которая при данной степени заполнения соответствует углу, превышающему угол естественного откоса. При этом за счет гравитационных сил происходит «скользование» поверхностного слоя материала к его основанию, т. е. частицы движутся под некоторым углом к оси печи за счет наклона поверхности слоя к горизонтальной плоскости.

Среднее продвижение частиц вдоль оси печи за одно падение по поверхности слоя материала [1] равно

$$L_m = \frac{2}{3} l_{xp} f(\varphi_n, \varphi_m, \beta_c)$$

$$f(\varphi_n, \varphi_m, \beta_c) = \cos \varphi_m \times$$

$$\times \sqrt{\frac{\sin^2 \beta_c [\cos^2 \varphi_m (\sin^2 \beta_c + 2 \sin \varphi_n \sin \varphi_m \cos \beta_c) - X - \sin \varphi_m Y]}{\sin^2 \beta_c (\sin^2 \beta_c - 2X) - Y^2}} - 1 \quad (IX, 1)$$

где l_{xp} — длина хорды на половине высоты движущегося слоя; φ_n — угол наклона оси печи; φ_m — угол наклона слоя относительно оси печи; β_c — статический угол откоса, под которым располагается материал в состоянии покоя.

Зависимости $f(\varphi_n, \varphi_m, \beta_c)$ от φ_n , φ_m и β_c приведены на рис. 64.

Средняя скорость движения материала вдоль оси

$$w_m = \frac{8 h_{mp} l_{xp} f(\varphi_n, \varphi_m, \beta_c) w_{mp}}{D^2 \left(\frac{\pi}{180} \Phi_m - \sin \Phi_m \right)} \quad (IX, 2)$$

а объемный расход материала

$$u_m = h_{mp} l_{xp} f(\varphi_n, \varphi_m, \beta_c) w_{mp}$$

где h_{mp} — высота движущегося слоя (в пересчете на неподвижное состояние); w_{mp} — средняя скорость падения частиц под действием силы тяжести; Φ_m — центральный угол, под которым видна поверхность слоя материала.

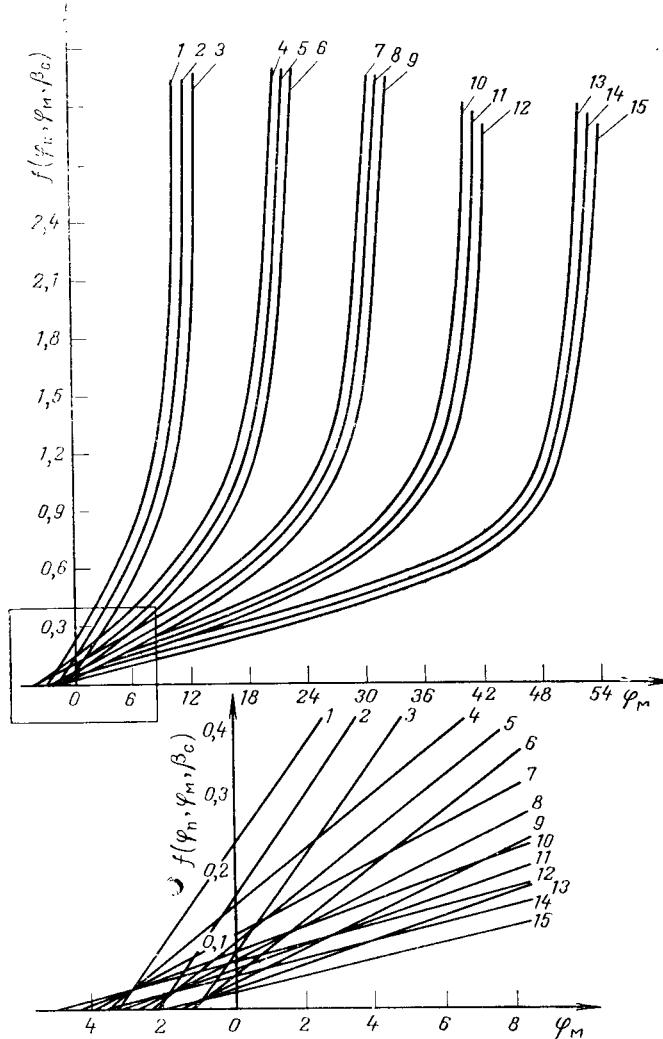


Рис. 64. Функция углов φ_n , φ_m и β_c :

$1 - \varphi_n = 3^\circ 30'$	$7 - \varphi_n = 3^\circ 30'$
$2 - \varphi_n = 2^\circ 20'$	$8 - \varphi_n = 2^\circ 20'$
$3 - \varphi_n = 1^\circ 10'$	$9 - \varphi_n = 1^\circ 10'$
$\beta_c = 15^\circ$	
$4 - \varphi_n = 3^\circ 30'$	$10 - \varphi_n = 3^\circ 30'$
$5 - \varphi_n = 2^\circ 20'$	$11 - \varphi_n = 2^\circ 20'$
$6 - \varphi_n = 1^\circ 10'$	$12 - \varphi_n = 1^\circ 10'$
$\beta_c = 20^\circ$	
$13 - \varphi_n = 3^\circ 30'$	$10 - \varphi_n = 3^\circ 30'$
$14 - \varphi_n = 2^\circ 20'$	$11 - \varphi_n = 2^\circ 20'$
$15 - \varphi_n = 1^\circ 10'$	$12 - \varphi_n = 1^\circ 10'$
$\beta_c = 45^\circ$	
$13 - \varphi_n = 3^\circ 30'$	$14 - \varphi_n = 2^\circ 20'$
$14 - \varphi_n = 2^\circ 20'$	$15 - \varphi_n = 1^\circ 10'$
$\beta_c = 55^\circ$	

Для печей с подпорными кольцами необходимо учитывать их тормозящее действие. В соответствии с данными работы [1] тормозящее действие уменьшается с приближением высоты слоя H к высоте подпорного кольца $h_{\text{под}}$. При $H > h_{\text{под}}$ подпорное кольцо не оказывает влияния на скорость движения материала.

Если приближенно принять, что поверхность слоя материала, утолщенного кольцом, горизонтальна, то длина утолщенного слоя

$$L_{\text{под}} = h_{\text{под}} / \operatorname{tg} \Phi_{\text{п}}$$

а средняя скорость движения материала на этой длине снижается:

$$\Pi_2 = \frac{2h_m}{\sqrt{h_{\text{под}}h_m + h_{\text{под}}}}$$

где $h_{\text{под}}$ — высота подпорного кольца; h_m — высота слоя материала за областью действия подпорного кольца.

Степень заполнения барабана обычно составляет $\sim 10\%$.

Особенностью движения материала во вращающейся печи является его сегрегация по размерам кусков: наиболее крупные куски располагаются на поверхности и в прилегающем к стенкам слое, а в центральном участке слоя концентрируются наиболее мелкие фракции. В результате этого при обжиге мелкие фракции обжигаются не полностью, а крупные даже дают перепал. Это явление отмечено во многих статьях [3—9]. Поэтому для обжига во вращающихся печах рекомендуют применять узкие фракции сырья, например 20—50 мм [8] или 13—35 мм и 35—60 мм, обжигаемого в двух различных печах [9].

При движении известняка и извести в печи происходит значительное истирание кусков, в результате чего продукт измельчается. Так, неоднократно наблюдалось, что известняк, хорошо обжигаемый и не измельчающийся в шахтных печах, при обжиге во вращающейся печи превращался в порошок [3], поэтому перед выбором типа печи для обработки сырье должно быть испытано на макетах различных печей.

Измельчение извести и высокие скорости греющего газа приводят к значительному пылеуносу, который составляет 10—11% [9]. Унос происходит, когда давление газов на частицу превышает силу трения ее о поверхность слоя, в результате чего частица может перемещаться по поверхности слоя либо может быть поднята над этой поверхностью. Более крупные из поднятых частиц осаждаются по длине печи (за счет снижения скорости газа), остальные уносятся газами. Содержание пыли на входе в пылеосадительную камеру составляло 8,4 г/м³, причем в пылеосадительной камере отделялись преимущественно частички сырья, а в циклоне — обожженная известь [9].

Таким образом, скорость газов во вращающихся печах, а следовательно, и их удельная производительность ограничиваются выносом материала из печей.

Подвод тепла в печь осуществляется за счет факельного сжигания жидкого, газообразного или пылевидного топлива внутри вращающегося барабана. Передача тепла происходит непосредственным из-

лучением факела, конвекцией от газов к материалу, а также к стенке печи, свободной от материала. В свою очередь тепло от нагретой стенки передается открытой поверхности материала лучеиспусканием, закрытой поверхности материала — теплопроводностью. Во вращающихся печах материал проходит зоны подсушки, нагрева и диссоциации. Зона охлаждения отсутствует. Движение газов и материала осуществляется по принципу противотока.

Тепло в основном передается лучеиспусканем на поверхность слоя материала при температуре газов выше 900—1000 °С. При более низких температурах теплообмен происходит неинтенсивно, поэтому зоны подсушки и подогрева стремятся вынести за пределы вращающейся печи путем установки специальных подогревателей. Аналогично решают вопрос и с охлаждением полученного продукта. При этом следует иметь в виду, что подогрев воздуха, идущего на горение, приводит к повышению температуры факела, что, в свою очередь, повышает температуру поверхности кусков извести или, другими словами, способствует образованию перепала извести.

Именно поэтому в работе [3] отмечается, что в отношении получения извести без пережога вращающаяся печь не оправдала возлагавшихся на нее надежд. В этом заключается одно из существеннейших отличий применения вращающейся печи для получения извести от применения ее для получения цементного клинкера, где высокая температура факела не только не вредна, но даже необходима для завершения основного технологического процесса.

Математическое описание теплообмена во вращающейся среде еще не разработано в достаточной мере, поэтому предложен [10] метод расчета на основе опытных зависимостей.

Уравнение теплового баланса для бесконечно малого участка вращающейся печи dl в общем случае (при горении топлива и выделении газов и пыли) представлено [10] в виде

$$\pm dQ_1 = dQ_m - dQ_t + dQ_c + dQ_{\text{п}} \pm Q_1 \pm Q_2 = \\ = 3600 \cdot 0,785 D^2 (1 - \varphi) w_r \rho_r c_r dt_r \quad (\text{IX}, 3)$$

где dQ_2 — количество тепла, отдаваемое или получаемое запыленными газами на участке dl ; dQ_m — приведенное количество тепла, получаемое или отдаваемое материалом; dQ_t — количество тепла от горения топлива; dQ_c — приведенное количество тепла, отдаваемое газам и пыли, выделяющимися из материала; $dQ_{\text{п}}$ — количество тепла, теряемое в окружающую среду; Q_1 , Q_2 — тепловые потоки, проходящие через торцевые сечения участка dl ; D — внутренний диаметр печи; φ — коэффициент заполнения печи материалом; w_r — скорость газов; ρ — плотность газов; c_r — теплоемкость газов; t_r — температура газов.

Температурные поля как газов, так и материала по поперечному сечению печи неравномерны. Максимальная температура материала наблюдается в поверхностном слое, непосредственно подвергающемся облучению, наименьшая — в срединном участке слоя. При отборе проб газов на различном удалении от поверхности материала (по диаметру печи) обнаружено [5] существенное различие в их составе. Проба газа, отобранная на значительном расстоянии от поверхности

материала, имела состав: 21% CO₂, 2% O₂, 4% CO; проба, отобранная у поверхности материала, содержала: 32,2% CO₂, 1,2% O₂, 3,4% CO. Различие в содержании CO₂ указывает на то, что газовый поток, движущийся по печи, неоднороден по своему составу, а следовательно, неодинакова и температура этих слоев газа. Разность температур газового потока достигает 150—200 °C.

Однако более подробный анализ связи фактических полей температур газового потока, материала и футеровки с их средними температурами показал, что определяющей в процессе теплообмена является только степень неравномерности температуры материала.

Е. И. Ходоров [10] предлагает учитывать эту неравномерность с помощью коэффициента K . Тогда количество тепла, получаемое материалом на участке dl , приближенно можно представить в следующем виде:

$$\begin{aligned} dQ_m &= K(\alpha_l + \alpha_k)(l_x + l_d)dl(t_i - t_m) = \\ &= K \left(A_0 \frac{t_g^4 - t_m^4}{T_g - T_m} + B \frac{\lambda w_g}{\nu} \right) (l_x + l_d) \times \\ &\quad \times dl(t_i - t_m) = 3600 \cdot 0,785 D^2 q \omega_m \rho_m c_m dt_m \end{aligned} \quad (IX,4)$$

где α_l , α_k — приведенные коэффициенты теплоотдачи лученспусканием и конвекцией; l_x , l_d — длины хорды и дуги сегмента, занятого материалом в поперечном сечении печи; λ , ν — теплопроводность и кинематическая вязкость газов; A — коэффициент излучения абсолютно черного тела; A_0 — опытный коэффициент, зависящий от φ и приведенной степени черноты печного пространства ε ; B — опытный коэффициент; w_g — скорость материала; ρ_m — насыщая плотность материала; c_m — теплосъемкость материала; t_m — температура материала.

Потери тепла с газом и пылью, выделяющимися из материала, а также в окружающую среду выражаются общизвестными уравнениями. Приход тепла (от горения того или иного топлива) следует определять по соответствующим специальным методикам.

Тепловой поток, проходящий через первое торцовое сечение, можно найти из теплового баланса части печи, предшествующей участку dl , считая по ходу газов. Тепловой поток, проходящий через второе торцовое сечение, следует рассматривать как опытную функцию процесса теплообмена на участке dl . Уравнение теплового баланса (IX,3) определяет изменение температуры газов, а уравнение теплообмена (IX,4) — изменение температуры материала на участке dl .

Расчет теплообмена во вращающейся печи должен быть позонным. Это позволяет наиболее полно учитывать различные условия работы каждой зоны.

Диаметр зон, а также наклон и скорость вращения печи определяют по допустимой скорости газов и оптимальному коэффициенту заполнения материалом.

Последовательный позонный расчет теплообмена рекомендуется начинать от горячего конца печи, так как температура, достигаемая в зоне горения, определяет температурный уровень всего процесса. Тогда для каждой зоны в уравнениях (IX,3) и (IX,4) оказываются заданными начальная энтальпия (и температура) газового потока и общее количество тепла, получаемого или отдаваемого материалом (его начальная и конечная температуры); известны конечная энтальпия (температура) газового потока и поверхность (длина) зоны. Из расчета теплообмена находят общую длину печи, а также кривые изменения температуры газового потока и материала по длине печи. Длина и температура реакционной зоны при выбранной скорости движения материала должны обеспечить необходимую длительность пребывания материала в реакционной зоне.

Для определения коэффициентов A и B в уравнении (IX,4) и критериальной зависимости, описывающей торцовый тепловой поток, были использованы [10] результаты опытов на промышленных печах. Для отдельных зон вращаю-

щихся печей критерий φ представляет собой относительно постоянную величину. Критерий φ учтен в уравнении (IX,4) величиной $(l_x + l_d)$. Как показывают расчеты, его влиянием на коэффициент A без существенной ошибки можно пренебречь.

На рис. 65 приведена зависимость коэффициента A от начальной температуры газового потока. Значения A увеличиваются с уменьшением температуры газового потока от максимума к холодному и горячemu концам печи, так как в этих направлениях растут концентрация твердых частиц и коэффициенты излучения углекислоты и водяного пара, которые содержатся в газовом потоке.

Экспериментальные данные свидетельствуют о том, что в начале зоны горения температура газового потока быстро растет, так как тепловыделение значительно превышает теплоотдачу. Затем достигается равновесие между тепловыделением и теплоотдачей, определяющее максимум на кривой изменения температуры газового потока по длине печи. Далее происходит понижение температуры газового потока, которое вызвано уменьшением тепловыделения по сравнению с теплоотдачей. Максимум температуры материала по длине печи (рис. 66) наблюдается в сечении, где температура газового потока примерно равна температуре материала (кривые изменения температур газов и материала пересекаются).

Вблизи максимума температуры газов значение торцового лучистого потока Q_e приближается к минимуму и меняет знак. Нулевое значение торцового лучистого потока имело бы место при отсутствии отдачи тепла, т. е. при $t_m = t_i$.

Е. И. Ходоров показал, что в смежную зону излучается тем меньше тепла, чем меньше степень тепловой форсировки печи и больше отношение водяных эквивалентов материала и газов, т. е. чем меньше удельный расход тепла. Этот вывод

имеет весьма существенное значение для выяснения зависимости теплообмена во вращающейся печи от режима ее работы. Уменьшение степени тепловой форсировки сокращает потери высокопотенциального тепла излучением в область относительно низких температур.

Для вращающихся печей характерны очень высокие потери тепла в окружающую среду. Так, на каждый дюйм затраченного «высокотемпературного» тепла (при $t > 850$ °C) во вращающихся цементных печах потери в окружающую среду составляют 0,37—0,47 Дж, в то время как в шахтных печах они составляют всего 0,02—0,03 Дж [10]. Столь значительные потери тепла в окружающую среду вызваны главным образом увеличением поверхности печи в зоне обжига на единицу продукта и худшей теплоизоляцией вращающихся печей.

Нужно сказать, что в тепловом расчете вращающихся печей даже цементной промышленности, где эти печи являются основным видом обжиговых агрегатов, привлекается еще много экспериментальных зависимостей. Что же касается вращающихся печей для обжига известняков, которые не являются основным оборудованием в производстве CaO, то тут оказывается, что разработка расчета теплообмена значительно отстает от расчета печей цементной промышленности.

Достаточно сказать, что даже степень черноты сырьевой смеси в производстве цемента остается еще не установленной, ввиду того что она меняется при физико-химических превращениях, зависит от гранулометрического состава частиц и температуры материала. Учитывая это, а также трудность определения запыленности газового потока по длине печей, влияющей на степень его черноты, Е. И. Ходоров [1] рекомендует принимать степень черноты газов $\varepsilon_2 = 1$ и выбирать эффективные значения ε_m такими, чтобы результаты расчетов совпадали с опытными данными.

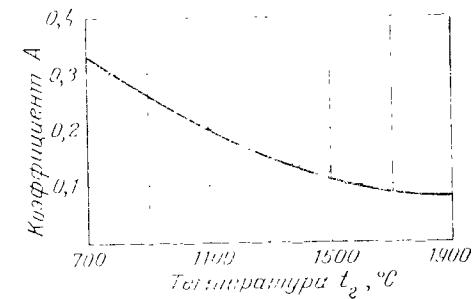


Рис. 65. Зависимость коэффициента A от начальной температуры газового потока (по Е. И. Ходорову).

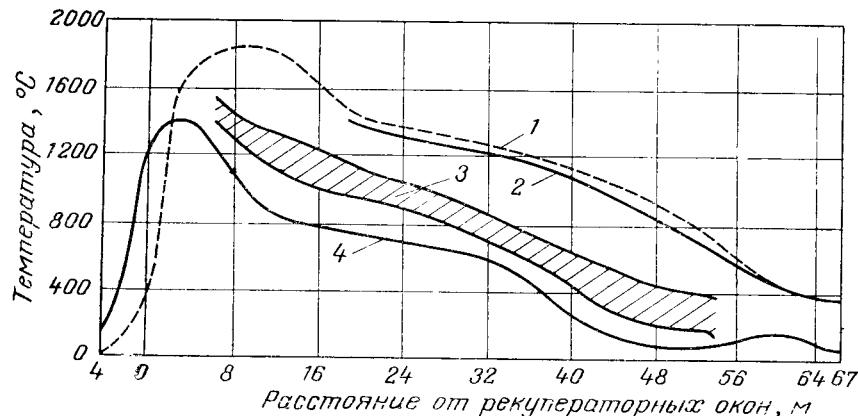


Рис. 66. Температура газов, обжигаемого материала и поверхности футеровки вращающихся печей (по данным Гиги):
1 — температура газа (вычислительная); 2 — температура газа (замеренная); 3 — область температур поверхности футеровки; 4 — температура материала.

РАСЧЕТ ПРЕДЕЛЬНО МИНИМАЛЬНОГО РАСХОДА ТЕПЛА И КОЭФФИЦИЕНТА ТЕПЛОИСПОЛЬЗОВАНИЯ

Методика расчета предельно минимального расхода тепла для вращающихся печей остается такой же, как и для шахтных. Полагаем, что вращающиеся трубчатые печи оснащены выносным (запечным) подогревателем сырья и холодильником извести, обеспечивающим практически завершенный теплообмен.

Вследствие того что вращающаяся печь заменяет фактически только зону обжига шахтной печи, а зоны подогрева и охлаждения должны быть сохранены, потери в окружающую среду у такого агрегата существенно возрастают и достигают нескольких сот кДж/кг. Для расчетов принимаем минимальные потери тепла, которые оцениваем в 75·4,19 кДж/кг.

Особенности теплообмена во вращающейся печи не позволяют охладить газы в зоне обжига до температуры диссоциации материала, поэтому принимаем минимальный перепад температур, равный $t_r - t_{дис} = 50^{\circ}\text{C}$, а концентрацию CO_2 в газе близкой к фактической — 20%.

Потери тепла с выгружаемой известью примем минимальными, как и для шахтной печи, что позволяет сопоставлять данные для различных типов печей. Несмотря на то что надежного конструктивного решения холодильника еще нет, создание его принципиально возможно.

Показатели температурного режима и статьи расхода тепла в зонах обжига и подогрева приведены в табл. 21.

Расход высокотемпературного тепла в зоне обжига для всех рассмотренных видов топлива остается неизменным, а вынос тепла в зону подогрева существенно изменяется. Вследствие этого возрастают по-

Таблица 21. Показатели температурного режима и статьи расхода тепла в зонах обжига и подогрева вращающихся печей

Показатель	Твердое топливо	Природный газ	Мазут
Температура, °С материала на входе	880	880	880
газов	930	930	930
Расход тепла, ккал/кг (4,19 кДж/кг) на разложение CaCO_3	700	700	700
в окружающую среду	75	75	75
с выгружаемой известью	9	9	9
при перегрев CO_2 от диссоциации	12	12	12
суммарный	796	796	796
То же, в зоне подогрева на нагрев материала	472	472	472
на разложение MgCO_3	6	6	6
с отходящими газами	196	285	231
Относительный вынос тепла дымовыми газами	0,694	0,716	0,649
Вынос тепла газами, ккал/кг (4,19 кДж/кг) дымовыми газами	481	570	516
суммарный	674	763	709

Таблица 22. Статьи расхода тепла и коэффициенты теплоиспользования вращающихся печей

Показатель	Твердое топливо	Природный газ	Мазут
Расход тепла, ккал/кг (4,19 кДж/кг) на разложение CaCO_3	759	759	759
на разложение MgCO_3	6	6	6
в окружающую среду	75	75	75
с выгружаемой известью	9	9	9
с отходящими газами	196	285	231
предельно минимальный	1045	1134	1080
Предельный коэффициент теплоиспользования	0,726	0,669	0,703
Предельная концентрация CO_2 в газе, %	11,4	34,5	38,3
Фактический расход на лучших печах, ккал/кг (4,19 кДж/кг)	—	—	1270
Расход электроэнергии, кВт·ч/т	—	—	46
Коэффициент теплового совершенства	—	—	0,850

тери тепла с отходящими газами. Статьи расхода тепла и другие показатели работы печи на различном топливе приведены в табл. 22.

Предельные коэффициенты теплоиспользования вращающихся печей существенно ниже, чем шахтных. Различны они и для разных видов топлива. Отсюда становится понятным, почему тепловой к.п.д. печи, работающей на твердом топливе, оказывается на практике выше, чем при работе на газообразном топливе. И это вовсе не аномалия.

лия, как считает в своей книге Р. С. Бойnton (Химия и технология известий. М., изд-во лит-ры по строительству, 1972, с. 106), а вполне закономерное явление.

КОНСТРУКЦИЯ И ЭКСПЛУАТАЦИЯ ВРАЩАЮЩИХСЯ ТРУБЧАТЫХ ПЕЧЕЙ

Вращающаяся печь представляет собой стальной цилиндрический сварной барабан, установленный на роликовых опорах с наклоном 3—4%. Изнутри барабан футерован огнеупорным кирпичом и теплоизолирующим слоем. На корпусе вращающейся печи 5

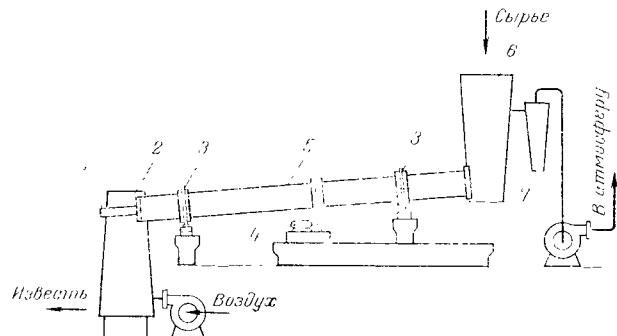


Рис. 67. Вращающаяся трубчатая печь:
1 — горелочное устройство; 2 — хододильник известки; 3 — бандажи;
4 — привод печи; 5 — корпус печи; 6 — бункер сырья; 7 — пылевлаивающая установка.

(рис. 67) закреплены специальные бандажи 3, опирающиеся на ролики. Для придания барабану большей прочности на нем имеются ребра жесткости. Подшипники опорных роликов охлаждаются водой, они снабжены маслуказателем и сигнализирующим термометром.

Привод печи 4 состоит из электродвигателя, редуктора, подвесной и венцовой шестерен. Скорость вращения корпуса 0,5—1,2 об/мин. Современные печи снабжены также вспомогательным приводом, которым пользуются при ремонтах, пусках и остановках печи.

Печь футеруется фасонным шамотным (либо в зоне пологрева — шамотным, а в зоне обжига — хромомагнезитовым) кирпичом. Суммарная масса огнеупоров, расходуемых на футеровку, составляет около 160 т для малых печей и более 600 т для печей длиной 150 м. По сравнению с футеровкой шахтных печей футеровка вращающейся печи работает в более тяжелых условиях: печь находится в непрерывном вращении, подвергается истиранию персмещающимся по ней материалом и постоянным колебаниям температуры [11]. Поэтому длительность ее эксплуатации составляет всего около одного года.

Шамотный кирпич укладывается на специальных растворах с зазором 2,5 мм. Это вызвано тем обстоятельством, что расширение огнеупорной кладки не компенсируется соответствующим расширением металлического кожуха печи, благодаря чему образуются сжимающие напряжения, способные разрушить неправильно уложенную футеровку. Обычно раствор, применяемый для укладки футеровки, состоит из наполнителя (порошка из отходов применяемого огнеупора), вяжущего вещества — силикатного или глиноземистого цемента и растворимого стекла.

Хромомагнезит укладываются без раствора, вставляя между кирпичами гофрированные или плоские пластины толщиной 1,5—2,5 мм из мягкой стали. Во время работы печи эти пластины свариваются с огнеупором и обеспечивают необходимую прочность кладки.

Сырье подается в печь из бункера 6, установленного у ее верхнего торца, из которого отбираются топочные газы. У нижнего торца происходит выгрузка готового продукта, здесь же устанавливается горелочное устройство 1 для сжигания топлива. Для повышения использования тепла печи снабжают внутренними или наружными теплообменниками.

В качестве внутренних теплообменников применяют либо подвешенные цепи в хвостовой части печи, либо прикрепляют к футеровке металлические элементы, являющиеся экранирующим теплообменником. При вращении печи цепи и экранирующие элементы нагреваются омывающими газами, а затем отдают это тепло покрывающему их материалу. Эффективность таких теплообменников сравнительно невелика. Их недостатком является измельчение материала цепями и «замазывание» металлических поверхностей налипающей пылью.

В качестве наружных теплообменников было предложено много разнообразных конструкций, которые, однако, при промышленных испытаниях оказались малоэффективными. В промышленности пользуются конвейерные решетки. В последнее время появилась конструкция шахтного подогревателя, но она еще не получила широкого применения. При обжиге пылевидного материала применяют циклонные теплообменники.

Недостатками названных теплообменников являются: цепью решетки — неравномерность гидравлического сопротивления слоя материала по площади решетки, а отсюда и неравномерное распределение теплоносителя; шахтных подогревателей — занос пылью газовых камер и распределительных решеток; циклонных теплообменников — значительный расход электроэнергии. В настоящее время весьма интенсивно ведутся работы по созданию более совершенных конструкций выносных (запечных) теплообменников.

Аналогичным образом обстоит дело и с холодильником извести. Применяемые в промышленности барабанные холодильники малоэффективны в тепловом отношении. Конструкции, применяемые в цементной промышленности, оказываются неприемлемыми для охлаждения извести из-за резкого повышения пылеуноса, вызванного раз-

личием физико-механических свойств извести и клинкера. Эти теплообменники достаточно подробно описаны в работах [1, 12].

Пуск печи. Новую вращающуюся печь или печь после капитального ремонта перед пуском сушат так же, как и шахтные печи. Для этого в печи со стороны, где устанавливается горелочное устройство, выкладывают дрова (на $\frac{3}{4}$ диаметра печи) и поджигают. Огонь в костре поддерживают таким, чтобы температура газов в первый день сушки поднялась примерно до 120°C . В последующие 2—4 дня ее постепенно повышают с тем, чтобы к концу сушки она достигла 500°C . Сушку ведут при естественной тяге. В это же время тщательно проверяют готовность к пуску всего технологического оборудования.

После окончания сушки печь охлаждают и осматривают футеровку. Появившиеся в ней дефекты устраняют. Весь тракт подачи сырья, вплоть до печи, заполняют материалом, после чего приступают к розжигу.

Вначале включают отсасывающий дымосос и вентилятор дутьевого воздуха в горелку и в течение 10—15 мин вентилируют объем печи и весь тракт печных газов. Затем продувают внутренней газопровод с выбросом на свечу (при закрытых кранах на горелочное устройство).

После продувки устанавливают минимальное разжение в головке печи 20—30 Па (2—3 мм вод. ст.) и закрепляют зажженный запальник у обреза горелки. Постепенно открывая рабочую задвижку, подают газ в горелку так, чтобы он горел небольшим факелом (10—15% номинального расхода). Затем начинают плавно подавать воздух в горелку и увеличивать расход газа. Если газ в горелке не загорелся или произошел отрыв пламени, немедленно прекращают подачу газа, запальник убирают, а печь вентилируют в течение 10—15 мин. После этого вновь приступают к розжигу горелки.

Для розжига печи на жидкое топливо на расстоянии 3 м от обреза горелки раскладывают костер из дров. После того как дрова хорошо разгорятся, в форсунку подают небольшое количество воздуха и мазута. При достижении устойчивого горения постепенно увеличивают расход воздуха и мазута. После нагревания футеровки до 500—600 $^{\circ}\text{C}$ печь начинают вращать, для чего включают вспомогательный привод.

При нагреве футеровки до 700—800 $^{\circ}\text{C}$ приступают к подаче сырья в печь, поддерживая температуру отходящих газов в пределах 400—500 $^{\circ}\text{C}$. После поступления материала в зону обжига постепенно увеличивают подачу топлива и воздуха в горелку, а сырья в печь, увеличивают скорость ее вращения, доводя производительность печи до заданного значения.

Остановка печи. Вначале снижают подачу топлива, воздуха и сырья, переводят печь на малое число оборотов. Через некоторое время подачу топлива и воздуха в горелку прекращают полностью, прекращают также и подачу сырья. Печь переводят на естественную тягу. После освобождения печи от материала ее останавливают.

Таблица 23. Характеристика вращающихся трубчатых печей различных заводов и эксплуатационные показатели их работы

Показатель	Печи					
	I	II	III	IV	V	VI
Размеры						
диаметр, м .	62,6	75,0	75,0	75,1	65,6	65,3
диаметр, м .	2,7	3,6	3,6	2,5	2,7	2,7
уклон, град .	2,3	3,5	3,5	—	4	2,3
Подогреватель известняка .	Тепка	Нет	Нет	Тепка	Тепка	Нет
Холодильник известки .	12 рекуператоров и течка	Барabanный	Барabanный	10 рекуператоров	12 рекуператоров	12 рекуператоров
Скорость вращения, об/мин .	0,65—1,3	0,65—1,3	0,6—1,3	0,6—1,3	0,7—1,7	0,5—2,8
Производительность, т/сут .	215	360	360	200	240	180
Содержание CaO(общ.) в известии, % .	91—95	88—90	88—90	93—96	93—96	93
Топливо .	Природный газ	Природный газ	Природный газ	Природный газ	Природный газ	Природный газ + феррогаз
Тип горелки .	Труба в трубе	Труба в трубе	Труба в трубе	Однотройковая	Труба в трубе	—
Расход условного топлива [на 1 т CaO(общ.)], кг .	330	370	402	320	212	332
Удельный расход тепла [на 1 кг CaO(общ.)] .	2 310	2 590	2 810	2 240	1 690	2 320
в ккал .	9 679	10 850	11 77	9 390	7 080	9 720
в кДж .						

Для предотвращения прогиба барабана в процессе охлаждения печь периодически вращают.

Контроль производства. Схемой контроля предусматривается измерение расхода природного газа, температуры материала и газов на границе зон обжига и подогрева, температуры газов перед пылевосадительной камерой и перед дымососом, разрежения в головке печи, перед пыльной камерой и перед дымососом. Проводится анализ отходящих газов (на CO_2 и O_2).

Показатели работы печей. Эксплуатационные показатели работы вращающихся трубчатых печей на некоторых отечественных заводах приведены в табл. 23.

Расход топлива указан на 1 кг CaO (общ.), в который входит не только CaO (своб.), полученный разложением, но и содержащаяся в недопале, поэтому фактический расход тепла на 1 кг CaO (своб.) будет еще выше. Отсутствие единой базы расчета расходных коэффициентов затрудняет сопоставление показателей, полученных в различных отраслях промышленности. Например, на предприятиях химической промышленности расчет ведут на 1 кг извести, содержащей 85% CaO (своб.); на предприятиях промышленности строительных материалов — на 1 кг натуральной извести, содержание CaO в которой может меняться в очень широких пределах; в металлургии — на 1 кг CaO (общ.). Ввиду того что содержание остаточного CO_2 часто не приводится, пересчитать такие данные на CaO , полученный разложением, не удается.

За рубежом расчет часто ведут на 1 кг $\text{CaO} + \text{MgO}$. Вследствие меньшего термодинамического эффекта реакции диссоциации MgCO_3 и использования на разложение, по сути дела, отбросного тепла показатели удельного расхода топлива получаются заниженными.

В качестве примера рассмотрим тепловой баланс высокоеффективной вращающейся трубчатой печи [6]. Длина печи 36 м, внутренний диаметр 2,4 м, производительность 240 т/сут. Печь оборудована неподвижным секционным холодильником, верхние секции которого являются томильной камерой. В камере за счет тепла (физического) выгружаемой извести разлагается до 10% CaCO_3 . Эта особенность холодильника позволила существенно сократить длину печи.

Статья расхода тепла	Расход тепла		Тепловой эффект реакции, ккал (4,19 кДж)
	ккал (1,19 кДж)	%	
На разложение	680,0	60	760,0
С отходящими газами	181,5	16	203,0
С водяным паром при горении H_2	56,7	5	63,5
С химическим недожогом	34,0	3	38,0
С выгружаемой известью и радиацией холо-			
дильника	56,7	5	63,5
Прочие потери (в окружающую среду и не-			
учтенные потери)	124,7	11	139,5
Итого	1133,6	100	1267,5

Печь имеет относительно невысокую пиковую температуру — 1370 °С, тогда как в обычных печах она достигает 1650 °С. Это обстоятельство предупреждает кольцеобразование. Печь снабжена порогами из огнеупора на наиболее нагретой части, что увеличивает поверхность теплообмена примерно в три раза.

Статьи расхода тепла во вращающейся трубчатой печи (в расчете на 1 кг извести с высоким содержанием CaO) приводятся в таблице на стр. 176.

По этим данным удельный расход тепла составляет 1134·4,19 кДж, что является очень хорошим показателем. Но сопоставляя эти данные с другими целями по следующим причинам. Во-первых, здесь не указан расход тепла на разложение MgCO_3 и не приводится содержание MgO в извести. Во-вторых, на получение 1 кг CaO необходимо затратить 760·4,19, а не 680·4,19 кДж, как приводится в балансе. Если допустить, что MgCO_3 в извести отсутствовал (чего в действительности никогда не бывает) и пересчитать расход тепла, положив в основу тепловой эффект реакции (760·4,19 кДж) — последняя колонка в таблице, то удельный расход тепла увеличивается уже до 1268·4,19 кДж. К этой величине, естественно, необходимо прибавить еще и расход тепла на разложение MgCO_3 . Только тогда будет получено значение удельного расхода тепла, сопоставимое с показателями для других печей, рассчитанных тоже на 1 кг CaO . Нужно отметить, что и расход тепла $\sim 1300 \cdot 4,19$ кДж является очень хорошим показателем для печей этого типа.

ПЕЧИ КИПЯЩЕГО СЛОЯ

(Дементьев В. М., Нехлебаев Ю. П.)

КРАТКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МЕТОДА ПСЕВДООЖИЖЕНИЯ

Псевдоожиженный, или кипящий, слой представляет собой совокупность частиц мелкозернистого материала, стесненно витающих в восходящем газовом или жидкоком потоке. Такая двухфазная система образуется, например, в вертикальном сосуде (рис. 68) с перфорированной перегородкой, в который насыпан материал и снизу вверх вводится поток газа или жидкости.

При скоростях потока, величина которых меньше ω_0 (рис. 68), слой остается неподвижным. Его сопротивление продвижению потока увеличивается с повышением скорости, подчиняясь степенному закону:

$$\Delta P_{\text{сл}} = A\omega^{2-n_1}$$

где n_1 — показатель режима движения, численная величина которого определяется критерием Рейнольдса.

Когда скорость потока становится равной ω_0 , равновесие плотного слоя нарушается. Частицы материала приобретают подвижность, а высота и порозность слоя увеличиваются по сравнению с неподвижным. В этом случае считается, что двухфазная система находится в псевдоожиженном состоянии. Скорость потока, соответствующая переходу в данное состояние, называется скоростью начала псевдоожижения.

Сопротивление псевдоожиженного слоя численно равно весу материала, приходящегося на единицу площади решетки:

$$\Delta P_{\text{сл}} = G_{\text{сл}}/F = (1 - \varepsilon) h \gamma_t \quad (X, 1)$$

где $G_{\text{сл}}$ — вес слоя, находящегося в сосуде, N ; F — площадь сосуда, m^2 ; ε — порозность слоя, т. е. отношение объема пустот к объему слоя; γ_t — кажущийся удельный вес материала, $N \cdot m^3$; h — высота слоя, m .

Увеличение скорости потока не приводит к росту сопротивления слоя, но вызывает дальнейшее изменение его высоты и порозности. Их значения изменяются таким образом, чтобы произведение $(1 - \varepsilon) h$ осталось постоянным. Когда скорость потока станет равной ω_{y_0} , и превысит ее, слой будет вынесен из сосуда. Скорость, при которой наступает унос частиц слоя, называется скоростью уноса.

Количественная характеристика псевдоожиженного состояния определяется числом псевдоожижения, представляющим собой отношение текущей скорости к скорости начала псевдоожижения. Мак-

имальное значение данного числа, определяющее пределы существования псевдоожиженного слоя по скорости, зависит от режима движения ожигающей среды. По данным работы [1], в ламинарном режиме максимальное число псевдоожижения равно 77,7, а в турбулентном — 8,56.

Псевдоожиженный слой используется более чем в семидесяти технологических процессах. Широкое его применение обусловлено следующими факторами:

1. Твердая фаза слоя интенсивно перемешивается, что приводит к выравниванию температур и концентраций во всем объеме слоя. Благодаря этому устраняется опасность местных перегревов, поступающий в слой материал обрабатывается при постоянной температуре грюющей среды.

2. Вследствие большой удельной поверхности материала, а также сравнительно больших значений коэффициентов тепло- и массообмена в слое сокращается время обработки материала и растет удельная нагрузка процесса.

3. Подвижность псевдоожиженного слоя позволяет организовать непрерывную загрузку и выгрузку материала, являющихся необходимым условием работы непрерывнодействующего агрегата.

4. Аппараты с кипящим слоем имеют сравнительно простое конструктивное оформление, допускают возможность полной механизации и автоматизации технологического процесса.

К недостаткам обработки материала в псевдоожиженном слое относятся:

интенсивное перемешивание материала, делающее невозможным организацию противотока фаз. Для устранения этого недостатка необходимо секционировать аппарат, т. е. сооружать несколько кипящих слоев, последовательно соединенных по газу и материалу;

неравномерность времени пребывания твердого материала в псевдоожиженном слое, приводящая к ухудшению степени обработки материала;

истирание материала, возникающее вследствие интенсивного взаимодействия частиц между собой.

Перечисленные недостатки не являются определяющими в вопросе применения метода, но разработанные способы их устранения усложняют агрегат.

ОСОБЕННОСТИ СЖИГАНИЯ ТОПЛИВА В КИПЯЩЕМ СЛОЕ МАТЕРИАЛА

В кипящем слое возможно сжигание газообразного, жидкого и твердого топлив. При сжигании топлива каждого вида предъявляются специфические требования к организации процесса горения.

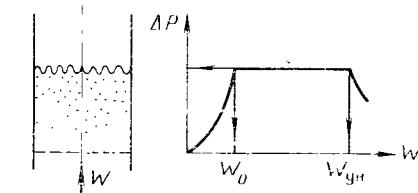


Рис. 68. Схема псевдоожиженной системы.

Особенности сжигания газообразного топлива. В кипящем слое радиальное перемешивание оживающей среды незначительно. Поэтому при организации горения газо- и воздухопроводы должны быть выполнены таким образом, чтобы топливо и воздух равномерно распределялись по площади решетки. Это требование может быть осуществлено двумя способами.

1. Воздух, необходимый для горения, подводится через решетку. Газообразное топливо подается соплами, установленными с боку печи. Способ предложен и опробован в полупромышленной печи обжига известняка [2]. При его использовании горение протекает следующим образом. В кипящем слое формируются две отчетливо различимые зоны (рис. 69, а), разграниченные уровнями OO (уровень решетки), A_1A_1 (уровень, где начинается процесс смешения газа и воздуха), BB (завершение процесса горения). На участке $OO - A_1A_1$ формируется прирешеточная зона слоя и происходит нагрев воздуха. Зажигание топлива наступит выше уровня A_1A_1 , где концентрация горючего достигнет стехиометрического или близкого к нему соотношения. Выше уровня зажигания идет процесс горения с одновременным поглощением тепла частицами слоя. Процесс горения заканчивается на уровне BB . Выше лежит зона чистого теплообмена оживающей среды — материал кипящего слоя. Как следует из приведенного механизма, расположение зоны горения по высоте, при прочих равных условиях, определяется удалением газовых сопел 1 от решетки и интенсивностью вертикального перемешивания оживающей среды. Интенсивность перемешивания является одним из главных факторов, определяющих протяженность зоны по высоте и величину максимальной температуры, достигаемой в ней.

Способ может быть рекомендован к применению в печах, сечение зоны обжига которых представляет собой прямоугольник или эллипс. Очевидно, ширина печи не должна превышать удвоенной длины газового факела, образующегося в слое при истечении газа из

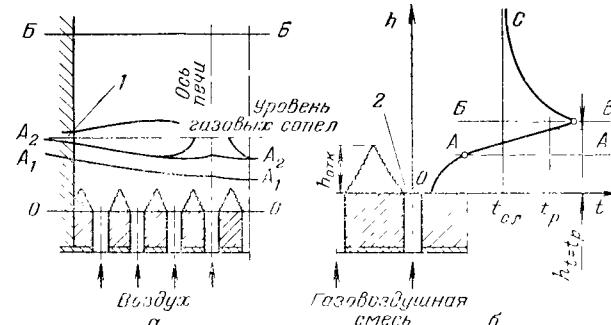


Рис. 69. К механизму горения газообразного топлива в слое ($A_2 - A_2$ — нижняя граница газового факела в слое).

чимые зоны (рис. 69, а), разграниченные уровнями OO (уровень решетки), A_1A_1 (уровень, где начинается процесс смешения газа и воздуха), BB (завершение процесса горения). На участке $OO - A_1A_1$ формируется прирешеточная зона слоя и происходит нагрев воздуха. Зажигание топлива наступит выше уровня A_1A_1 , где концентрация горючего достигнет стехиометрического или близкого к нему соотношения. Выше уровня зажигания идет процесс горения с одновременным поглощением тепла частицами слоя. Процесс горения заканчивается на уровне BB . Выше лежит зона чистого теплообмена оживающей среды — материал кипящего слоя. Как следует из приведенного механизма, расположение зоны горения по высоте, при прочих равных условиях, определяется удалением газовых сопел 1 от решетки и интенсивностью вертикального перемешивания оживающей среды. Интенсивность перемешивания является одним из главных факторов, определяющих протяженность зоны по высоте и величину максимальной температуры, достигаемой в ней.

сопла. По опытным данным, для известняка с размером кусков 3—10 мм эта длина не превышает 1 м.

2. Газообразное топливо вводится в кипящий слой горелочными устройствами. При этом способе каждое отверстие решетки должно являться выходным сечением горелочного устройства. Впервые способ предложен [3] применительно к трехзонной известково-обжигательной печи кипящего слоя. Протекание процесса горения при использовании этого способа будет зависеть от полноты предварительного перемешивания газа и воздуха на выходе из горелки.

При подаче в слой газовоздушной смеси молекулярного перемешивания горение газа протекает следующим образом. Выходящая из горелки 2 (рис. 69, б) газовоздушная смесь интенсивно подогревается частицами слоя. Дополнительное повышение температуры смеси будет происходить за счет сгорания газа в пограничном слое, окружающем частицы. Когда приход тепла в этом слое превысит его расход в окружающую среду, произойдет зажигание газовоздушной смеси (уровень AA , рис. 69, б). Высота этого уровня над срезом горелок определяется интенсивностью теплообмена частицы — оживающей среды и кинетикой реакции. Выше уровня AA происходит горение газа с одновременным поглощением тепла частицами слоя. Процесс горения заканчивается на уровне BB . Выше него находится зона теплообмена оживающей среды — частицы слоя.

Описываемый способ характерен вынесением процесса перемешивания топлива и воздуха за пределы слоя. Это обстоятельство существенно ускоряет процесс выгорания, вследствие чего сокращается высота зоны подготовки к горению и зоны горения и, следовательно, повышается максимальная температура, развивающаяся при горении.

Способ позволяет организовать процесс горения при минимально возможных высотах слоя. Однако при его применении следует учитывать то обстоятельство, что зона повышенной температуры располагается в непосредственной близости у решетки. Конструкция горелочных устройств, применяемых при использовании этого способа, описана в работе [20].

При подаче в кипящий слой частично перемешанной смеси на скорость горения значительное влияние оказывают параллельно идущие процессы смешения. Это выражается в увеличении высоты слоя, на которой происходит подготовка к горению и само горение. Реализация этого способа осуществляется с помощью горелки, представленной на рис. 70. Изменение степени перемешивания достигается путем изменения заглубления газовой трубки, а также числа и расположения газовыпусканых отверстий в ней.

Вторым требованием при организации горения газообразного топлива в слое является обязательное расположение зоны горения в области развитого кипящего слоя. Это способствует интенсивному отводу тепла от зоны и предотвращает образование спека частиц материала или их расплавление. Исходя из этого высота, на которой температура горящего газа достигнет температуры размягчения ма-

териала или превысит ее, должна превышать высоту откосов, лежащих между отверстиями решетки, т. е.

$$h_{t=t_p} \geq h_{\text{отк}} \quad (\text{X},2)$$

где t_p — температура размягчения материала, °С; $h_{\text{отк}}$ — высота откосов.

Графическое изображение этого требования представлено на рис. 69, б.

Особенности сжигания жидкого топлива. Организация процесса горения жидкого топлива, в частности мазутов, должна производиться с учетом механизма горения, который в настоящее время представляется следующим образом.

Мазут, введенный в слой тем или другим способом, попадает на частицы обрабатываемого материала и вследствие их интенсивного перемешивания разносится по всему объему слоя. В процессе переноса происходит выделение и сжигание в объеме между частицами летучих и выгорание коксового остатка на самой частице. В связи с этим равномерное распределение топлива по площади решетки теряет свой смысл, и для промышленных известково-обжигательных печей получил распространение метод ввода топлива сбоку при равномерном распределении воздуха по площади решетки.

Конструкция форсунок, подающих мазут в слой, может быть весьма разнообразной. В промышленной известково-обжигательной печи диаметром 7035 мм [4—8] мазутные форсунки представляют собой трубки из нержавеющей стали диаметром 12,5 мм, установленные на высоте 305 мм от верхнего среза колпачков зоны обжига. Подача топлива осуществляется индивидуальным для каждой горелки шестеренчатым насосом. Распыл производится сжатым воздухом давлением 68,6 кПа. На полупромышленной печи кипящего слоя [9], предназначеннай для магнетизирующего обжига руд, применена форсунка Шухова. Общим требованием при применении того или иного типа форсунок является создание условий, обеспечивающих одинаковый расход мазута по всем форсункам.

Рис. 70. Конструкция горелочного устройства с регулируемой степенью перемешивания газа и воздуха (размеры даны для случая обжига известняка фракции 3—10 мм, $d_{\text{ср}} = 6,05$ мм):
1 — воздушная труба; 2 — направляющая труба; 3 — газовая трубка; 4 — гибкий шланг;
5 — газовый коллектор.

Промышленный опыт сжигания твердого топлива отсутствует. Однако эксперименты по обжigu мела фракции 0,5—5 мм с использованием антрацитового штыба размером 0,8—2 мм показывают [10] принципиальную возможность применения этого вида топлива для получения извести удовлетворительного качества.

ТЕПЛОВОЙ РЕЖИМ ИЗВЕСТКОВО-ОБЖИГАТЕЛЬНЫХ ПЕЧЕЙ КИПЯЩЕГО СЛОЯ

Проблема подвода тепла к реагирующей частице известняка и его отвода от раскаленной частицы извести является решающей в организации процесса обжига известняка с малым размером кусков. Теплообмен между ожигающим агентом, являющимся греющей средой в процессе обжига или отнимающей тепло в процессе охлаждения, и частицами твердого материала описывается уравнением

$$Q = \alpha F_u \Delta t \quad (\text{X},3)$$

где α — коэффициент теплоотдачи от ожигающего агента к твердой частице (или наоборот), кДж/(м²· ч·К); F_u — поверхность теплообмена, равная поверхности частиц в слое, м²; Δt — разность температур ожигающего агента и твердых частиц, К.

При сжигании топлива в выносной топке и подаче в кипящий слой продуктов сгорания температура твердых частиц постоянна по всей его высоте. Этот факт подтвержден многочисленными прямыми измерениями температуры частиц по объему слоя после прекращения загрузки материала и отключения дутья.

Температура ожигающей среды практически постоянна по всей высоте слоя и только возле решетки наблюдается зона значительных градиентов температуры. На этом участке, называемом зоной стабилизации, температура ожигающей среды изменяется от величины, соответствующей температуре входа в слой, до своего постоянного значения, приблизительно равного температуре частиц. Ход температурной кривой в зоне стабилизации описывается следующими зависимостями, полученными из уравнения теплового баланса элементарного объема слоя.

Для случая охлаждения ожигающей среды (подача в слой продуктов сгорания)

$$T = T_u + (T_{o,c} - T_u) \exp \left[- \frac{\alpha F_{ud}}{(cG)_{o,c}} h \right] \quad (\text{X},4)$$

где T_u — температура частиц, К; $T_{o,c}$ — температура ожигающей среды на входе в слой, К; F_{ud} — удельная поверхность частиц, м²/м³; $c_{o,c}$ — теплосемкость ожигающей среды, кДж/(кг·К); $G_{o,c}$ — удельный массовый расход ожигающей среды, кг/(ч·м²); h — текущая высота, отсчитываемая от решетки, м.

Для случая подогрева ожигающей среды (подача воздуха в кипящий слой горячей извести)

$$T = T_u - (T_u - T_{o,c}) \exp \left[- \frac{\alpha F_{ud} h}{(cG)_{o,c}} \right] \quad (\text{X},5)$$

Разность температур, необходимую для расчета теплообмена, можно записать в виде

$$\Delta t = \frac{t_0 - t_B}{\ln \frac{t_0 - t_u}{t_u - t_B}} \quad (\text{X},6)$$

где t_0 — температура ожигающей среды на входе в слой, °C; t_b — температура ожигающей среды на выходе из зоны стабилизации, K; t_q — температура частиц, K.

При сжигании топлива непосредственно в кипящем слое вертикальное распределение температуры ожигающей среды не подчиняется уравнениям (X,4), (X,5) и зависит от вида топлива и типа применяемого горелочного устройства. Расчет температурного напора в этом случае производится по участкам I, II, III кривой (рис. 71) с использованием формулы (X,6). Расчетное значение искомой величины находят из выражения

$$\Delta t = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} (\Delta t h)_i}{h_{\text{сп}}} \quad (X,7)$$

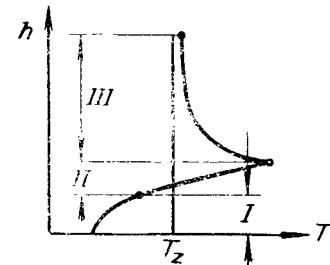


Рис. 71. К определению величины расчетного температурного напора для случая сжигания подготовленной газовоздушной смеси в слое:

I — зона подогрева смеси, распределение температуры в зоне подчиняется уравнению (X,5); II — зона горения, распределение температуры в слое линейное; III — зона охлаждения продуктов сгорания, распределение температуры в зоне подчиняется уравнению (X,4).

При вычислении поверхности частиц неправильной формы вместо величины диаметра следует использовать его приведенное значение, определяемое как

$$d_{\text{пр}} = \varphi_1 d$$

где φ_1 — фактор формы,ходимый экспериментально.

Величина коэффициента теплообмена определяется толщиной пограничного слоя, окружающего частицу, и физической природой газа, образующего данный пограничный слой. Теоретические зависимости для расчета коэффициентов теплообмена отсутствуют. Многочисленные экспериментальные данные представлялись в виде зависимости

$$Nu = f(Re)$$

Эти зависимости приведены в монографиях [1], [11] и др.

Вследствие развитой поверхности теплообмен в слое заканчивается на малой высоте. Ниже приведены относительные высоты h/d , на которых практически завершается теплообмен (недогрев ожигаю-

щей среды до температуры частиц составляет 5%), для случая подогрева воздуха в слое частиц при 300 °C:

a , ккал/(м ² ·ч·°C) [1,163 Вт/(м·К)]	Диаметр частиц, мм	
	1	6
30	60	80
60	50	70
120	16	25

В подавляющем большинстве эксплуатируемых аппаратов высота слоя значительно превышает высоту зоны стабилизации. Вследствие этого теплообмен не лимитирует ведение технологического процесса. Технологические параметры кипящего слоя (температура ожигающей среды и материала) определяются балансными условиями (т. е. уравнениями теплового и материального балансов). В тех редких случаях, когда высота слоя меньше зоны стабилизации, параметры слоя будут определяться как балансными условиями, так и количеством переданного тепла, определяемым по уравнению (X,3).

Анализ зависимости (X,3) показывает, что лимитирующим условием в процессе теплообмена является низкая разность температур между обрабатываемым материалом и ожигающей средой. Ее повышение позволяет увеличить количество тепла, поглощаемого слоем, а следовательно, и степень утилизации тепла газа (или материала). Для увеличения разности необходимо уменьшать перемешивание материала, являющееся основной причиной снижения температурного напора. С этой целью кипящий слой делят на секции горизонтальными сетками или вертикальными перегородками, имеющими отверстия для перетока материала.

Радикальным средством интенсификации является секционирование агрегата путем устройства ряда кипящих слоев, через которые последовательно проходит обрабатываемый материал и движущийся противоточно ожигающий агент. Совокупность таких слоев образует многозонный агрегат кипящего слоя. При достаточном числе слоев указанный агрегат работает в режиме противотока и по своим теплотехническим показателям соответствует шахтным печам.

Принципиальное конструктивное оформление описанных способов представлено на рис. 72. Для процесса обжига известняка интерес представляют два последних способа, поскольку установка горизонтальных решетчатых перегородок в высокотемпературном слое больших размеров затруднена.

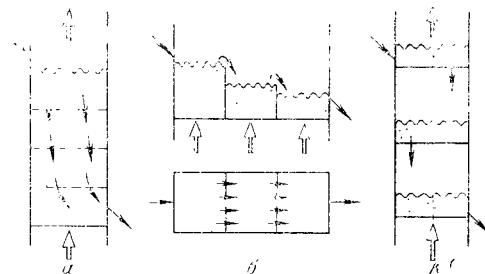


Рис. 72. Принципиальное конструктивное оформление способов, уменьшающих перемешивание материала:
а — установка горизонтальных решеток;
б — установка вертикальных перегородок;
в — сооружение многоzonного агрегата.

КОНСТРУКЦИЯ ИЗВЕСТКОВО-ОБЖИГАТЕЛЬНЫХ ПЕЧЕЙ

Известково-обжигательная печь кипящего слоя простейшей конструкции (рис. 73, а) представляет собой вертикальный цилиндр, футерованный изнутри огнеупорным кирпичом и разделенный решетчатыми перегородками на зоны, которые соединены между собой переточными устройствами. В одну из зон вводится топливо. Воздух, необходимый для горения, подается под решетку нижней зоны.

В печи взаимное расположение зон не сказывается на качестве готового продукта, но оказывает влияние на эффективность работы печи. В связи с этим появилось значительное число вариантов печей.

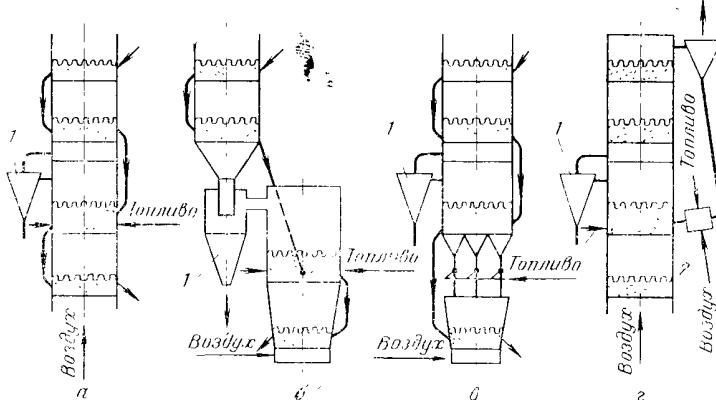


Рис. 73. Некоторые варианты (а — г) технологических схем известково-обжигательных печей кипящего слоя:
1 — технологический циклон; 2 — устройство для ввода пыли известняка в зону обжига.

отличающихся от представленного на рис. 73, а ходом материала, продуктов сгорания и пылевых потоков. Некоторые из этих схем показаны на рис. 73.

Сооружение печи по наиболее простой схеме а (рис. 73) целесообразно при обжиге легко истирающихся материалов, так как в этом случае унос готового продукта не засорен пылью известняка, выносимой из верхней зоны подогрева. Очистка продуктов сгорания от пыли извести после зоны обжига позволяет предотвратить забивание отверстий решеток зон подогрева. Исходя из этого все известково-обжигательные печи должны сооружаться с технологическим циклоном.

Сооружение печи по схеме б (рис. 73) также имеет целью выделение из горячих продуктов сгорания, покидающих зону обжига, мелкозернистого готового продукта. Одновременно предупреждается возможность залегания и накопления пыли под решеткой зоны подогрева. Кроме того, существенно упрощается процесс удаления материала из зон подогрева при остановке печи.

С целью более равномерного распределения воздуха и газообразного топлива по площади решетки зоны обжига печь может сооружаться по схеме в (рис. 73). В этом случае имеется возможность регулирования и перераспределения потока ожигающей среды по площади решетки не только при пуске печи, но и во время ее эксплуатации.

На схеме г (рис. 73) показана печь, в зоне обжига которой обрабатывается материал, унесенный из верхней зоны подогрева и уловленный санитарно-техническими очистительными установками. Ввод материала в зону может осуществляться устройством, в которое одновременно с известняком вводится топливо, необходимое для его обжига.

Общий вид работающей трехзонной известково-обжигательной печи представлен на рис. 74. Последовательность освоения, конструкция и результаты работы печи описаны в работах [14—17]. Печь установлена на одной из агломерационных фабрик металлургической промышленности и включена в технологический поток агломерационных машин следующим образом. Поступающий на агломерационную фабрику известняк подается в бункера 1 дробильно-сортировочного отделения (рис. 75) и оттуда системой транспортеров — в молотковые дробилки 2. Далее известняк подвергается рассеву на виброгрохотах 3, в которых установлена сетка с ячейками 3×3 мм. Продукт класса 3 mm , поступающий в агломерационную шихту, является полезным продуктом дробильно-сортировочного отделения.

Материал класса $<3 \text{ mm}$ проходит дополнительный рассев на грохотах 4, 5 с целью выделения из него фракции $3\text{--}10 \text{ mm}$. Несмотря на двухстадийный отсев фракции $0\text{--}3 \text{ mm}$, некоторое ее количество (иногда до 20%) поступает в бункер печи. Такое положение объясняется увлажнением известняка при дроблении и перегрузкой грохотов.

Из бункера 6 известняк шнеком подается в печь. Продукты сгорания направляются на очистку в санитарно-технические очистительные установки, а горячая известь из гидрозатвора выгружается на виброконвейер. Последний подает ее непосредственно в смесительный барабан аглолент. Здесь в процессе перемешивания компонентов

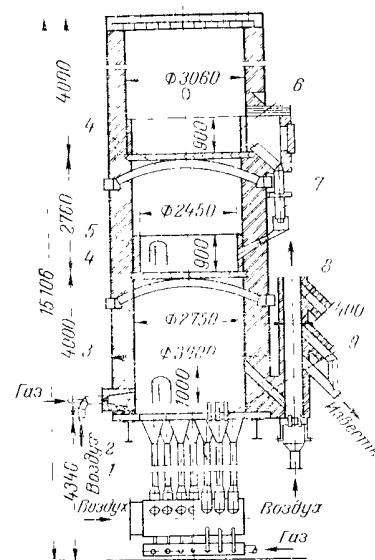


Рис. 74. Конструкция трехзонной известково-обжигательной печи:

1 — воздуховод; 2 — решетка горелка; 3 — зона обжига; 4 — решетка; 5 — зона подогрева II; 6 — зона подогрева I; 7 — переточное устройство; 8 — гидрозатвор; 9 — горелка.

шихты происходит гашение извести. Образующееся известковое тесто идет на окомкование шихты.

Печь не имеет промежуточного бункера для извести, что приводит к остановкам, связанным с остановками смесительного барабана. Это обстоятельство ухудшает технико-экономические показатели работы печи за счет увеличения расхода топлива на обжиг и потерь материала при его истирании.

Технологическая схема печи проста. В одном корпусе, разделенном решетчатыми перегородками, находятся зона обжига и две зоны

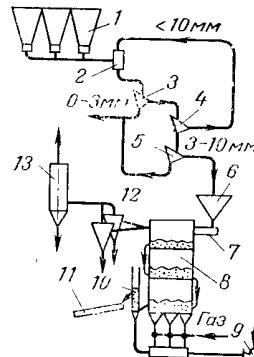


Рис. 75. Схема включения печи в технологический поток аглолент:
1 — приемные бункера известикия;
2 — молотковая дробилка;
3—5 — виброгрохоты;
6 — расходный бункер печи;
7 — печь;
8 — шнек;
9 — нагнетатель;
10 — гидрозатвор;
11 — вибрационный конвейер;
12 — циклоны;
13 — скруббер.

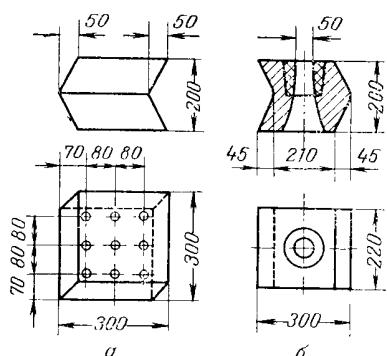


Рис. 76. Шамотный кирпич (55% шамот, 35% каолин, 10% часовярская глина) оgneупорной решетки зоны подогрева:
а — вариант выполнения с девятью отверстиями; б — то же, с одним отверстием в центре, которое профишируется сменным стаканом.

подогрева известняка. Выбор такой схемы определяется спецификой агломерационного производства, требующего предварительного подогрева шихты перед спеканием. Печь сооружена без зоны охлаждения с тем, чтобы для подогрева использовать не только тепло гашения извести, но и ее физическое тепло.

Собственно печь представляет собой цилиндр, футерованный изнутри шамотным кирпичом КМ-13 и разделенный решетками на три зоны. Решетка зоны обжига металлическая. Каждое ее отверстие является выходным сечением горелочного устройства.

Решетки зон подогрева сборные. Они изготовлены из шамотного кирпича (рис. 76), боковые грани которого имеют в разрезе треугольные выступы и такой же формы впадины. Кирпич укладывают на арки, перекрывающие сечение печи, с шагом, равным ширине кирпича. Аксонометрия такой решетки, кирпич которой имеет одно отверстие, профицируемое сменным стаканом, представлена на рис. 77.

Горелочные устройства печи (см. рис. 70) состоят из трубы с наружным диаметром 50 мм и высотой 250 мм, в которую введена газо-

вая труба диаметром 14 мм. Несколько горелочных устройств объединены одним воздухопроводом и одним газовым коллектором, на которых установлены измерительные и регулирующие устройства.

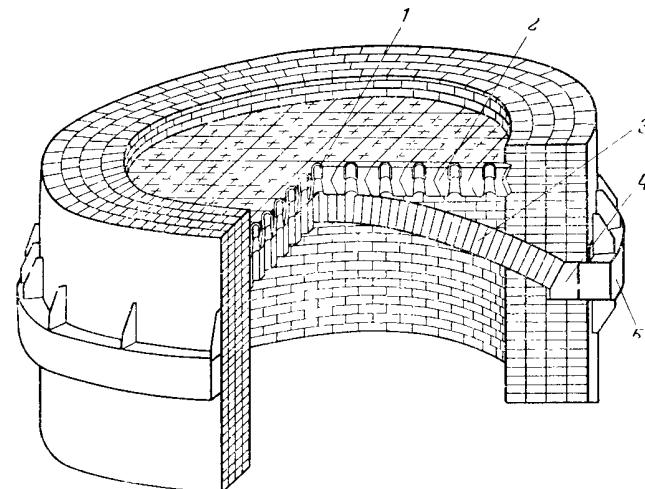


Рис. 77. Конструкция оgneупорной решетки:
1 — стакан; 2 — шамотный кирпич; 3 — арка; 4 — пятачный кирпич;
5 — опорный пояс.

Загрузка материала осуществляется шнековым питателем, число оборотов которого плавно регулируется. Материал передается из зо-

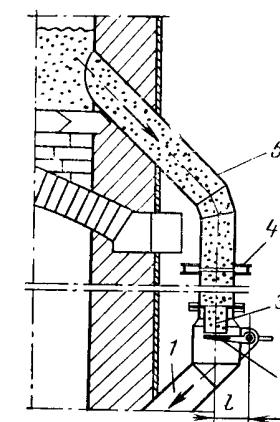


Рис. 78. Конструкция переточного устройства с плотным слоем:
1 — сливная труба; 2 — клапан;
3 — отверстие для истечения;
4 — линзовый компенсатор;
5 — труба.

ны в зону переточными устройствами с плотным слоем (рис. 78). Выгрузка из печи производится с помощью дополнительного кипящего слоя, так называемого гидрозатвора. Сюда на оживление подается холодный воздух, вследствие чего температура выдаваемой извести

понижается приблизительно на 100 °С по сравнению с ее температурой на выходе из зоны обжига.

Очистка продуктов сгорания осуществляется в двух параллельно установленных циклонах, диаметр цилиндрической части которых равен 2,5 м, и в прутковом скруббере ВТИ того же диаметра. В нем прутки на входе удалены, а по оси установлены три эвольвентные форсунки, факел которых обращен против потока газа. Общий расход воды на форсунки составляет 60—80 м³/ч.

В печах обжигается известняк Еленовского месторождения. Основные физико-химические свойства этого материала приведены ниже:

Гранулометрический состав фракции, (в мм), %	
0—1,25	1,86
1,25—3,0	6,84
3—5	33,0
5—8	36,8
8—10	17,86
10—12	4,64
Средний диаметр, подсчитанный по формуле	
$d_{ср} = \sum_{i=1}^n [вес. \%]_i d_i \cdot \frac{1}{100}$, мм	5,76
Изотность, кг/м ³	
кажущаяся	2500
насыщая	1500
Порозность	0,1
Химический состав (на сухую форму), %	
CaO	53,5
CO ₂	42,55
SiO ₂	1,61
MgO	0,60
Fe ₂ O ₃ +Al ₂ O ₃	0,51
прочие	1,2

Для отопления печи используется природный газ следующего химического состава (в %):

CH ₄	91,63	C ₅ H ₁₂	0,13
C ₂ H ₆	3,4	H ₂	0,95
C ₃ H ₈	1,26	CO ₂	2,04
C ₄ H ₁₀	0,59		

Пуск печи осуществляется следующим образом. Горелками для розжига температуру в зоне обжига поднимают до 700 °С. Дальнейшее ее повышение производят горелками, установленными на решетке. В конце прогрева температура в зоне обжига должна составлять 950 °С при расходе воздуха на нечь 20 000 м³/ч.

Важным этапом пуска является организация кипящих слоев в зонах. Для этого шнековый питатель запускают на минимальные обороты или осуществляют порционную загрузку материала таким образом, чтобы температура кипящего слоя зоны* подогрева I не па-

* Здесь и ниже нумерация зон подогрева производится по ходу материала.

дала ниже 500 °С. После набора слоя требуемой высоты включается в работу переточное устройство, подающее материал из зоны подогрева I в зону II. После набора слоя в этой зоне включается в работу переточное устройство из зоны подогрева II в зону обжига и набирается слой в зоне. Одновременно увеличивают расход газа так, чтобы температура в зоне обжига не превышала 950 °С. После набора слоя в зоне печь готова к работе. Затем включается выгрузочное устройство, увеличивается производительность переточных устройств и в зону подогрева I подается требуемое количество известняка.

Печь работает следующим образом. Природный газ и воздух, выходящие из газогорелочных устройств, образуют газовоздушную смесь, которая сгорает в кипящем слое. Продукты сгорания вместе с двуокисью углерода, выделяющейся при обжиге, захватывают частицы извести, образующиеся вследствие истирания. Через решетку зоны подогрева II эта пылегазовая смесь поступает в кипящий слой. В нем происходит охлаждение поступающих продуктов сгорания и пыли: одновременное разложение углекислого магния. В продукты сгорания уходит дополнительное количество двуокиси углерода. Пылевыделение в зоне отсутствует. Далее продукты сгорания направляются в зону подогрева I. Здесь происходит их дальнейшее охлаждение. К продуктам сгорания добавляются пары воды, образующиеся от испарения влаги, которая содержится в известняке. Из зоны продукты сгорания уносят частицы известняка, скорость витания которых меньше скорости движения газа в зоне. После зоны продукты сгорания проходят очистку и сбрасываются в атмосферу.

Материал, подлежащий обжигу, движется навстречу газу. Поступающий в зону подогрева I известняк проходит кипящий слой, через переточное устройство подается в зону подогрева II и далее направляется в зону обжига.

Рабочему режиму печи при нормальном ходе процесса обжига соответствуют определенные расходы воздуха, газа, сопротивление слоев, решеток, горелочных устройств, а также температуры кипящих слоев и надслоевых пространств по зонам. Контроль этих параметров осуществляется по приборам, установленным на пульте управления печью (рис. 79). Ведение технологического процесса вручную, вследствие его быстродействия, затруднительно. Поэтому на печи автоматическими системами регулирования стабилизируются расход воздуха и температура кипящего слоя зоны обжига.

Показатели работы печи представлены ниже:

Показатель	При 2 зонах	При 3 зонах
Производительность, т/сут		
в натуре	194,4	195,6
на 1 т CaO	132,0	144,0
Удельная производительность, т/м ² в сутки	22,2	24,2
Удельный расход тепла		
ккал/кг CaO	2050	1530
кДж/кг CaO	8600	6410
Удельный расход известняка, г/т CaO	—	2,07

Температура, °С		
в зоне обжига	950	950
во II зоне подогрева	800	800
в I зоне подогрева	—	600
Сопротивление печи, Па	2300·9,81	2700·9,81
Удельный расход электроэнергии, кВт·ч/т CaO	—	49,4
Простой на ремонт, % (к календарному времени)	8,7	9,9
Остаточное содержание CO ₂ в извести, %	8,41	3,1

Материальный баланс печи, работающей с одной и двумя зонами подогрева (в кг известняка 1 кг получаемой извести), приведен ниже:

Печь		
	однозонная	двухзонная
Загружено в печь		
кг	2,29	2,67
%	100	100
Выгружено из гидрозатвора		
кг	2,21	2,01
%	73,4	75,3
Уловлено из уходящих газов гидрозатвора		
кг	0,0032	—
%	0,107	—
Унесено уходящими газами гидрозатвора		
кг	0,0019	—
%	0,63	—
Унесено уходящими газами печи		
кг	0,0254	0,0167
%	0,815	0,625
Уловлено из уходящих газов печи санитарно-техническими устройствами		
кг	0,786	0,627
%	26,21	23,4
Небаланс, %	—0,625	—0,675

Как можно видеть, количество материала, унесенного из печи, в пересчете на известняк составляет $\sim 25\%$. В уносе 50% приходится на известняк размером 0—3 мм. Это объясняется несовершенством рассева исходного материала и высокими скоростями охлаждающей среды в зоне подогрева I, выбираемыми по условию охлаждения материала, состоящего из частиц 3—10 мм.

Тепловой баланс печи, работающей с одной и двумя зонами подогрева, представлен в табл. 24.

К основным статьям расхода относятся затраты тепла на диссоциацию, с продуктами горения и с готовым продуктом. Повышенные затраты тепла на диссоциацию вызваны его расходом на разложение известняка, истирающегося в зоне обжига и не входящего в готовый продукт, выдаваемый печью. Потери тепла с уходящими газами велики даже для трехзонной печи ($\sim 31\%$). Тепловой баланс наглядно подтверждает необходимость установки зоны охлаждения, что приведет к снижению потерь тепла не только с готовым продуктом, но и с уходящими газами.

Качественные показатели извести при рабочем режиме и исходном сырье, физико-химические характеристики которого описаны

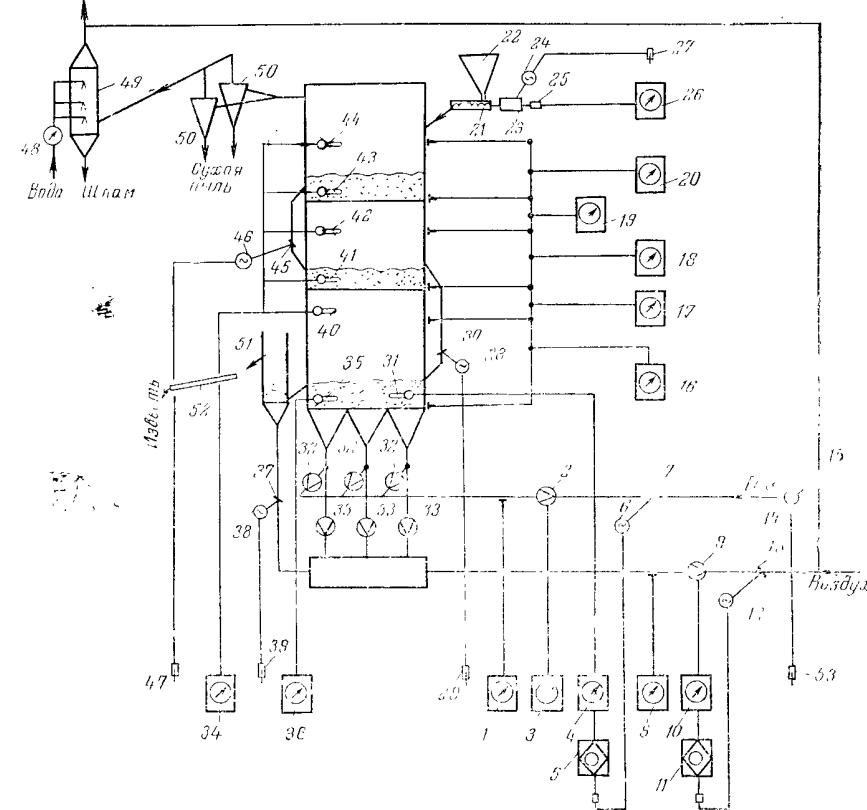


Рис. 79. Принципиальная схема КIII и автоматики печи кипящего слоя:

1 — вторичный прибор (давление природного газа); 2, 9, 32, 33 — измерительные диафрагмы; 3 — вторичный прибор (расход природного газа); 4—7, 31 — система регулирования температуры кипящего слоя зоны обжига; 5 — потенциометр; 6, 12, 14, 28, 38, 45 — электрические исполнительные механизмы; 7, 13, 15, 30, 37, 45 — регулирующие органы (дробили, клапаны); 8 — вторичный прибор (давление воздуха); 9—13 — система стабилизации расхода воздуха; 10 — вторичный регистрирующий прибор; 11 — электронный регулятор; 16 — вторичный регистрирующий прибор (перепад давления кипящего слоя зоны обжига); 17 — то же (перепад давления на решетке зоны II); 18 — то же (перепад давления кипящего слоя зоны I); 19 — то же (перепад давления на решетке зоны I); 20 — то же (перепад давления кипящего слоя зоны I); 21 — шпек; 22 — бункер для известняка; 23, 24 — привод с регулируемым числом оборотов; 25 — тахогенератор; 26 — регистрирующий прибор (число оборотов пинкового питателя); 27, 29, 39, 47, 53 — органы ручного управления исполнительными механизмами; 31, 35, 40—44 — термопары; 34, 36 — потенциометры; 48 — пружинный манометр; 49 — скруббер; 50 — сухие циклоны; 51 — гидроэлеватор; 52 — виброподъемник.

Таблица 24. Тепловой баланс известково-обжигательной печи кипящего слоя*

Статия	Печь с одной зоной подогрева		Печь с двумя зонами подогрева	
	ккал/кг (4,19 кДж/кг)	%	ккал/кг (4,19 кДж/кг)	%
Приход тепла				
С химическим теплом природного газа	3850	97,4	1910	97,5
С физическим теплом воздуха	74,2	1,9	35,1	1,8
С физическим теплом известника	17,3	0,45	11,8	0,64
С физическим теплом природного газа	1,95	0,05	1,22	0,06
Итого	3943,45	100	1958,12	100
Расход тепла				
На диссоциацию ($\text{CaCO}_3 + \text{MgCO}_3$)	985	24,90	922	47,1
С продуктами сгорания (включая CO_2 от разложения карбонатов)	2230	56,60	615	31,3
С готовым продуктом	221	5,66	222	11,3
С пылью извести и известняка	263	6,66	61,9	3,2
На нагрев, испарение влаги и перегрев паров до температуры слоя	10,72	0,27	45,2	2,3
Потери с химическим недожогом	121	3,06	59,6	3,1
Потери в окружающую среду (по различии)	112,73	2,85	32,42	1,7
Итого	3943,45	100	1958,12	100

* На кг выгруженного продукта.

на стр. 190, приведены в табл. 25. Там же указаны предельные значения показателей, зафиксированные во время опытов при изменении температуры обжига и производительности печи.

Себестоимость готового продукта, выдаваемого печью (в ценах до 1.1.1970 г.), представлена в табл. 26.

Таблица 25. Качественные показатели извести, полученной в печи кипящего слоя

Показатель	Значение показателя при рабочем режиме печи	Пределы изменения показателя
Степень обжига, %	95,6	70—99,7
Активность извести, %	86,8	70—95,5
Выход известкового теста, л/кг	2,18	0,6—3,3
Выход непогасившихся зерен, г/кг	28,5	6,8—81,5
Время гашения, с	20,8	15—690

Таблица 26. Себестоимость готового продукта печи кипящего слоя (содержание CaO в извести 79%)

Статья расхода	Общий объем	На 1 т извести	Цена, руб.	Сумма, руб/т
Известняк (с учетом возврата в шихту пыли циклона), т	98 179	1,78	2,45	4,361
Природный газ, м ³	964·10 ⁶	174	0,0173	2,99
Электроэнергия, кВт·ч	274·10 ⁶	49,4	0,0121	0,597
Вода техническая, м ³	25 850	0,467	0,0088	0,0038
Вода оборотная, м ³	692 000	12,5	0,0064	0,0675
Сжатый воздух, м ³	85 800	1,55	0,0186	0,288
Основная и дополнительная зарплата, руб.	15 552	0,2804	—	0,2904
Текущий ремонт и содержание основных средств, руб.	27 400	0,495	—	0,495
Амортизация, руб.	30 772	0,554	—	0,554
Грузопортные расходы, руб.	1 350	0,0251	—	0,0251
Общезаводские расходы, руб.	10 770	0,194	—	0,194
Итого	—	—	—	9,59

Основные расходы по переделу приходятся на топливную и энергетическую составляющие. Завышение топливной составляющей вызвано отсутствием зоны охлаждения. Для печи, имеющей зону охлаждения, удельный расход природного газа в этих условиях составит 150 м³/т. Завышение энергетической составляющей объясняется несоответствием аэродинамических характеристик установленного нагнетателя и печи, приводящим к увеличению расхода электроэнергии на 10 кВт·ч/т продукта. Таким образом, стоимость передела в четырехзонной печи уменьшится на 0,531 руб/т.

МЕТОДИКА РАСЧЕТА ИЗВЕСТКОВО-ОБЖИГАТЕЛЬНОЙ ПЕЧИ КИПЯЩЕГО СЛОЯ

Исходными данными для расчета являются производительность печи, характеристики исходного сырья и топлива.

В результате расчетов находят расходные коэффициенты по сырью и топливу, температуру кипящих слоев по зонам печи, а также величины диаметров зон и их высоту.

Необходимые результаты получают следующим образом.

Материальный баланс

При составлении баланса известково-обжигательной печи необходимо учитывать следующие ее особенности.

При расчете переточных устройств, передающих материал из одной зоны печи в другую, и разгрузочного устройства необходимо знать расход обрабатываемого материала по всем зонам. Это определяет составление баланса не только в целом по печи, но и по каждой зоне в отдельности.

При расчете сечения зон и решеток необходимо первоначально определить расходы ожигающей среды на входе в зону и на выходе из слоя. В соответствии с этим материальный баланс по ожигающему агенту должен составляться как в целом по печи, так и по каждой зоне в отдельности.

При расчете материального баланса печи кипящего слоя появляется новая статья, отсутствующая в расчетах шахтных и вращающихся печей: пылевые потоки по зонам, образованные истиранием извести в зонах охлаждения и обжига. Необходимость их определения диктуется не только требованием расчета пылеочистительных устройств, установленных после печи, но и необходимостью определения количества материала, уловленного технологическим циклоном, установленным по тракту газового потока от зоны обжига ко второй зоне подогрева.

Метод составления материального баланса приводится применительно к четырехзонной известково-обжигательной печи, имеющей две зоны подогрева известняка, зоны обжига и охлаждения готового продукта. Увеличение количества утилизационных зон принципиально не изменяет методов расчета.

Определение величин материальных потоков производится в кг известняка на кг готового продукта.

Зона подогрева I

Приход известняка в зону K (в кг/кг CaO), в том числе:

сухого

$$K(1 - H_2O) \quad (X, 9)$$

влажного

$$K \cdot H_2O \quad (X, 10)$$

Расход известняка:

Из зоны уносится пыль известняка

$$K(1 - H_2O) \eta \quad (X, 11)$$

В нижележащую зону передается

$$K_I^{\text{вых}} = K(1 - H_2O)(1 - \eta) \quad (X, 12)$$

где H_2O — доля влаги в исходном известняке; η — доля уноса известняка из зернистой зоны печи.

Зона подогрева II

Приход материала в зону равен его расходу из зоны подогрева I. В зоне разлагается углекислый магний. Его количество:

$$K_I^{\text{вых}} \cdot MgCO_3 \quad (X, 13)$$

Количество углекислого газа, выделяющегося в продукты сгорания при разложении углекислого магния:

$$0,524K_I^{\text{вых}} MgCO_3 \quad (X, 14)$$

Количество образующейся окиси магния:

$$0,476K_I^{\text{вых}} MgCO_3 \quad (X, 15)$$

Количество материала, передаваемого в нижележащую зону:

$$K_{II}^{\text{вых}} = K_I^{\text{вых}} (1 - MgCO_3) + 0,476K_I^{\text{вых}} MgCO_3 = K_I^{\text{вых}} (1 - 0,524MgCO_3) \quad (X, 16)$$

Зона обжига

Приход материала в зону равен его расходу из зоны подогрева II.

В зоне разлагается известняк. Его количество:

$$K_{II}^{\text{вых}} \cdot CaCO_3 \quad (X, 17)$$

Если степень обжига известняка σ , то суммарное количество разложившегося известняка равно

$$K_{II}^{\text{вых}} CaCO_3 \sigma \quad (X, 18)$$

Количество неразложившегося известняка:

$$K_I^{\text{вых}} CaCO_3 (1 - \sigma) \quad (X, 19)$$

Количество углекислого газа, выделившегося в продукты сгорания при разложении известняка:

$$0,44K_I^{\text{вых}} CaCO_3 \sigma \quad (X, 20)$$

Количество материала, оставшегося в зоне после обжига:

$$\begin{aligned} K_{\text{обж}}^3 &= K_I^{\text{вых}} (1 - 0,524MgCO_3) - 0,44K_I^{\text{вых}} CaCO_3 \sigma = \\ &= K_I^{\text{вых}} [(1 - 0,524MgCO_3) - 0,44CaCO_3 \sigma] \end{aligned} \quad (X, 21)$$

Количество материала, передаваемого в зону охлаждения:

$$K_{\text{обж}}^{\text{вых}} = K_{\text{обж}}^3 - K_{\text{обж}}^{\text{ист}} \quad (X, 22)$$

Удельное количество извести, истершейся в зоне обжига, определяется из соотношения

$$K_{\text{обж}}^{\text{ист}} = G_{\text{ист}} / G_{\text{п}} \quad (X, 23)$$

где $G_{\text{ист}}$ — количество готового продукта, истершегося в зоне обжига, кг/ч.

Зона охлаждения

Приход материала в зону равен его расходу из зоны обжига. Количество материала на выходе из зоны меньше прихода на величину истирания, т. е.

$$K_{\text{охл}}^{\text{вых}} = K_{\text{обж}}^{\text{вых}} - K_{\text{охл}}^{\text{ист}} \quad (X, 24)$$

Удельное количество материала, истершегося в зоне, определяется так же, как и для зоны обжига.

Выше определено количество газообразных продуктов, выделившихся по зонам в результате обжига материала (X, 10), (X, 14), (X, 20). К ним следует добавить воздух, входящий под решетку зоны охлаждения и идущий на горение в зону обжига. В эту же зону вводится топливо.

Пыль материала выделяется в трех зонах. В зонах охлаждения и обжига образуется пыль, химический состав которой идентичен химическому составу выдаваемого готового продукта. С продуктами сгорания эта пыль в количестве

$$K_{\text{обж}}^{\text{ист}} + K_{\text{охл}}^{\text{ист}} \quad (X, 25)$$

поступает в технологический циклон, где улавливается:

$$(K_{\text{обж}}^{\text{ист}} + K_{\text{охл}}^{\text{ист}}) 0 \quad (X, 26)$$

Пыль в количестве

$$(K_{\text{обж}}^{\text{ист}} + K_{\text{окл}}^{\text{ист}})(1 - \theta) \quad (\text{X}, 27)$$

поступает в зоны подогрева и теряется для процесса. Эта пыль вместе с пылью известняка, уносимой из зоны подогрева I, направляется на улавливание в санитарно-технические устройства.

При известных потоках материала и пыли баланс печи по готовому продукту можно записать

$$[K_{\text{окл}}^{\text{вых}} + (K_{\text{обж}}^{\text{ист}} + K_{\text{окл}}^{\text{ист}})\theta] \cdot \text{CaO} = 1 \quad (\text{X}, 28)$$

где CaO — содержание окиси кальция в готовом продукте; θ — к. п. д. технологического циклона.

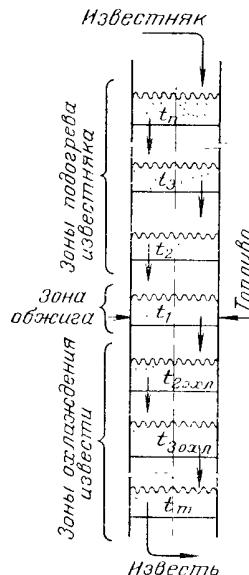


Рис. 80. Принципиальная схема многозонной печи кипящего слоя.

гательной печи, схема которой представлена на рис. 80, записывается в общем виде уравнение теплового баланса.

Для n -ной зоны подогрева

$$V_r = K \frac{c'_{\text{CaCO}_3}}{(Vc)_{\text{пр.ср}} \eta_{\text{oc}}} \cdot \frac{t_n - t_{n+1}}{t_{n-1} - t_n} - K \frac{\text{CO}_2 \sigma c_{\text{CO}_2}}{(Vc)_{\text{пр.ср}} \eta_{\text{oc}}} \quad (\text{X}, 29)$$

где V_r — удельный расход природного газа, $\text{м}^3/\text{кг CaO}$; $(Vc)_{\text{пр.ср}}$ — выход продуктов сгорания при сжигании 1 м^3 газа, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $c_{\text{пр.ср}}$ — теплоемкость продуктов сгорания, $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; η_{oc} — коэффициент потерь в окружающую среду; CO_2 — доля двуокиси углерода в исходном известняке; c_{CO_2} — теплоемкость известняка, $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.

Для зоны обжига

$$V_r = K \frac{[c'_{\text{CaCO}_3}(t_1 - t_2) + Q_{\text{CaCO}_3}(1 - H_2O)(1 - \eta) \text{CaCO}_3 \sigma]}{[(Q_h^p - (Vc)_{\text{пр.ср}} t_1 + (Vc)_{\text{возд}} t_{\text{2 охл}}) \eta_{\text{oc}}]} \quad (\text{X}, 30)$$

где Q_{CaCO_3} — теплота разложения карбоната кальция, $\text{кДж}/\text{кг}$;

CaCO_3 — доля карбоната кальция в исходном известняке; Q_h^p — теплота сгорания топлива, $\text{кДж}/\text{м}^3$; $V_{\text{возд}}$ — количество воздуха, идущего на сжигание 1 м^3 топлива, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $c_{\text{возд}}$ — теплоемкость воздуха, $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$.

Для m -ной зоны охлаждения

$$V_r = \frac{c_{\text{CaCO}_3}}{(Vc)_{\text{возд}}} \eta_{\text{oc}} \frac{t_{m-1} - t_m}{t_m - t_{m+1}} \quad (\text{X}, 31)$$

где c_{CaO} — теплоемкость извести, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$

$$c'_{\text{CaCO}_3} = \frac{c_{\text{CaCO}_3} [(t_n - t_{n+1}) + (1 - H_2O)(t_1 - t_n)] + H_2O \cdot g_n + MgCO_3 \cdot QMgCO_3}{t_n - t_{n+1}}$$

где c_{CaCO_3} — теплоемкость известняка, $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; g_n — теплота парообразования, $\text{кДж}/\text{кг}$; $MgCO_3$ — доля карбоната магния в исходном известняке; $QMgCO_3$ — теплота разложения углекислого магния, $\text{кДж}/\text{кг}$.

Путем преобразований, приведенных в [12], уравнение (X,29) представляется в виде

$$cx_n^{n+1} - (c - 1)x_n^n + 1 = 0 \quad (\text{X}, 32)$$

где

$$c = \frac{t_2 - t_1}{t_1 - t_2} \quad x_n = \frac{t_{n-1} - t_n}{t_n - t_{\text{нач}}}$$

где $t_{\text{нач}}$ — температура известняка на входе в печь, $^{\circ}\text{C}$.

При $n \geq 2$ уравнение (X,32) не имеет аналитического решения. Поэтому оно было просчитано методом последовательных приближений на машине «Проминь-2». Результаты расчетов приведены в виде номограммы на рис. 81. С помощью номограммы по известным величинам t_1 и t_2 для определенного n можно найти x_n и по (X,29) определить V_r как:

$$V_r = K \frac{c_{\text{CaCO}_3}}{(Vc)_{\text{пр.ср}} \eta_{\text{oc}}} \cdot \frac{1}{x_n} - K \frac{\text{CO}_2 \sigma c_{\text{CO}_2}}{(Vc)_{\text{пр.ср}} \eta_{\text{oc}}} \quad (\text{X}, 33)$$

Подобная операция проводится над уравнением (X, 31).

Таким образом, для задаваемых величин t_2 и $t_{\text{2 охл}}$ определяются удельные расходы газа:

$$(V_r)_n = f_n(t_2) \quad (\text{X}, 34)$$

$$(V_r)_m = f_m(t_2 \text{ охл}) \quad (\text{X}, 35)$$

Аналогично для зоны обжига

$$(V_r)_I = f_I(t_2, t_{\text{2 охл}}) \quad (\text{X}, 36)$$

Для данной печи при определенных n и t имеет место равенство

$$(V_r)_n = (V_r)_m = (V_r)_l$$

Тогда уравнения (X,34) — (X,36) можно считать системой трех уравнений с тремя неизвестными: V_r , t_2 , $t_{2\text{окл}}$. Графическое решение этой системы следующее. Два квадранта с осями V_r — t_2 и V_r — $t_{2\text{окл}}$ совмещаются осью V_r (рис. 82). В правом квадранте наносится кривая 1 по уравнению (X,30) при $t_{2\text{окл}} = 0$; в левом — кривая 2 по тому же уравнению при $t_2 = 0$. Очевидно, обе кривые должны исходить из точки a , где $t_2 = t_{2\text{окл}} = 0$. Затем в правом квадранте наносится

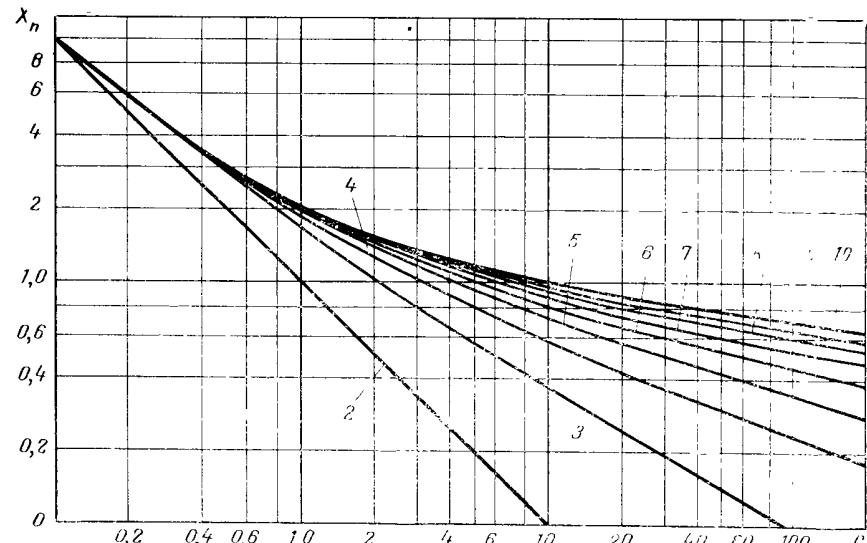


Рис. 81. Номограмма приближенного решения уравнения $cx_n^{n+1} - (c-1)x_n^n + 1 = 0$. Цифры на кривых — число зон охлаждения (подогрева).

кривая 3 по уравнению (X,29), соответствующая данному числу зон подогрева, а в левом — кривая 4 по уравнению (X,31), соответствующая данному числу зон охлаждения. Дальнейшее совместное графическое решение осуществляется следующим образом. Точка пересечения кривых 2 и 4 (точка C) принимается за начальную. Поправка на температуру подогрева воздуха $t_{2\text{окл}}^{\text{нач}}$ в уравнении (X,30) для правого квадранта вносится следующим образом. Из точки C параллельно оси абсцисс проводится прямая до пересечения с осью ординат. Образующаяся точка пересечения a' соединяется с d . Прямая a' — d характеризует работу зоны обжига при температуре подогрева воздуха $t_{2\text{окл}}^{\text{нач}}$. Дополнительный ввод тепла в зону обжига приведет к изменению температуры подогрева. Ее значение определится точкой пересечения прямой a' — d и кривой 3 (точка b'). Изменение температуры подогрева известняка вызовет изменение в работе зоны

обжига и охлаждения, что выразится в изменении температуры подогрева воздуха и расхода топлива. Графически этот процесс представлен на рис. 82 прямыми b' — h , h — c' , c' — a'' . Влияние на работу

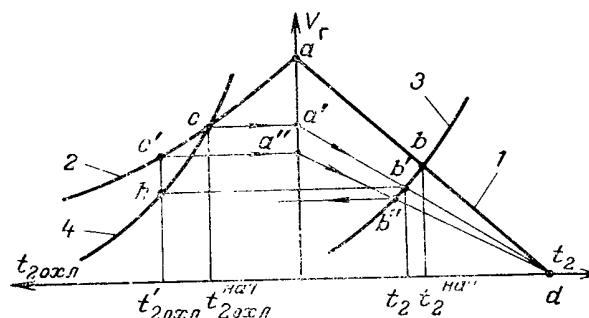


Рис. 82. К графическому решению уравнений (X,33) — (X,35).

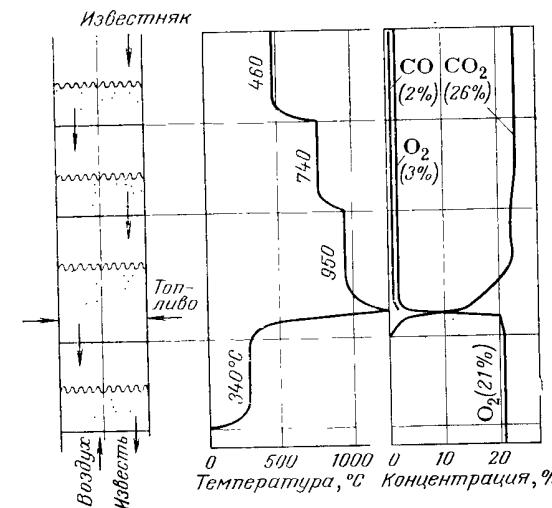


Рис. 83. Распределение температуры и состава газов по зонам четырехзонной печи кипящего слоя.

зоны обжига температуры подогрева при $t_{2\text{окл}}' > t_{2\text{окл}}^{\text{нач}}$ производится описанным выше способом.

Такой трех-, иногда и четырехкратный «обход» позволяет определить с достаточной точностью окончательное положение точек b и h , соответствующее искомым значениям t_2 , $t_{2\text{окл}}$, V_r .

По этим данным из уравнения (X, 29) находят температуру последней зоны подогрева или любой предыдущей зоны. Такой расчет

целесообразно выполнить до последней зоны. Несовпадение полученного значения t_2 и найденного графически укажет на ошибку в построении или в расчетах. При отсутствии ошибок совпадение получается полное, что подтверждает правильность расчетов и построений.

Аналогичным образом при использовании уравнения (Х.31) определяют температуры в зонах охлаждения. На этом тепловом расчете печи считается заключенным.

На рис. 83 представлены найденные на основе теплового расчета распределение температур по зонам, концентрации кислорода, углекислого газа и оксида углерода для четырехзонной известково-обжигательной печи. В качестве топлива в этой печи используется природный газ (36 500 кДж/м³, или 8711 ккал/м³); содержание CaCO₃ и MgCO₃ в обжигаемом известняке — соответственно 91 и 6%.

Методика пригодна для расчета печей, обжигающих известняк, влажность которого не превышает 2%, а содержание углекислого магния 6%. Для достижения максимальной производительности печи при ее минимальном сечении необходимо принимать приблизительно равным его максимальному значению. Однако другие ограничения, например необходимость сохранения определенной порозности слоя, его высоты и т. д., могут изменять эту рекомендацию.

Для достижения максимальной производительности печи при ее минимальном сечении необходимо принимать приблизительно равным его максимальному значению. Однако другие ограничения, например необходимость сохранения определенной порозности слоя, его высоты и т. д., могут изменять эту рекомендацию.

Расчет профиля печи

Определение сечения печи по зонам производится по формуле

$$F = \frac{V_{o.c}}{3600 m_1 w_0} \quad (X.37)$$

где $V_{o.c}$ — расход ожигающей среды, м³/ч; m_1 — число псевдоожижения.

При изменении расхода ожигающей среды по высоте зоны (например, выделение углекислого газа) расчет ее сечения должен производиться для всех горизонтов, где происходит это изменение.

Высота зоны определяется из уравнения

$$h_z = h_{c.z} + h_{c.3} \quad (X.38)$$

где $h_{c.z}$ — высота сепарационной зоны, определяемая по рекомендациям работы [1]. Для случая ожигания известняка с кусками размером 3—10 мм высота сепарационной зоны должна составлять, по опытным данным, не менее 3 м.

Расчет горелочных устройств

Для рассчитываемой печи принимается горелочное устройство, представленное на рис. 70.

Основным геометрическим размером устройства является диаметр выходного отверстия воздушной трубы, определяемый по формуле

$$F_1 = \frac{V_{\text{возд}}^r}{3600 w_{\text{возд}}^r} \quad (X.39)$$

где $V_{\text{возд}}^r$ — расход воздуха через горелку, м³/ч; $w_{\text{возд}}^r$ — скорость выхода воздуха из отверстия воздушной трубы, м³/с. Ее величина должна превышать скорость витания частиц максимального размера не менее чем в 1,5 раза.

Сечение газопроводящей трубы 2 (см. рис. 70) выбирают, исходя из условий пропускания требуемого объема газообразного топлива. Количество отверстий для выхода газа и их диаметр определяются нужной степенью перемешивания газа и воздуха на выходе из горелки. При необходимости получения полного смешения определение указанных величин можно производить по методике работы [18].

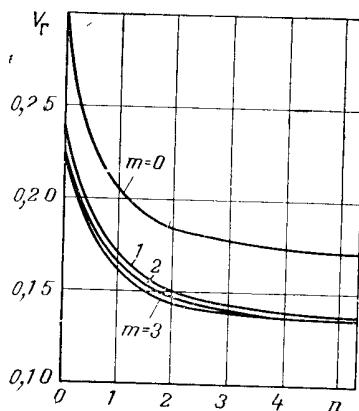


Рис. 84. Зависимость удельного расхода топлива (в м³ природного газа калорийностью 8500×4.19 кДж/м³) от числа зон подогрева (n).

нию расхода топлива при установке зон охлаждения приходится на первую зону. Сооружение второй и последующих зон практически не приводит к экономии топлива и, следовательно, не может считаться эффективным. Изменение расхода топлива с увеличением числа зон подогрева происходит более значительно, чем в случае установки зон охлаждения. Снижение расходов топлива наблюдается при работе двух и даже трех зон подогрева. Однако расчет показывает, что основная экономия в расходе топлива (на 87,5% возможного при $n = 5$) достигается при $n = 2$.

Таким образом, для промышленного внедрения можно рекомендовать печь, имеющую зону обжига, две зоны подогрева известняка и одну зону охлаждения извести.

Для рекомендуемой печи снижение расходов топлива, без увеличения расхода электроэнергии на дутье, возможно путем секционирования зон подогрева и охлаждения. В этом случае каждая зона будет работать как теплообменник с перекрестным током, что приве-

Для других случаев (частичное смешение на выходе) количество отверстий и их число необходимо определять опытным путем.

При вертикальном выходе газовой струи сечение выхода выбирается также в зависимости от условий пропускания требуемого количества газа. Скорость выхода газовой струи не должна превышать 200 м/с.

Шаг между воздушными трубами горелок определяется из уравнения

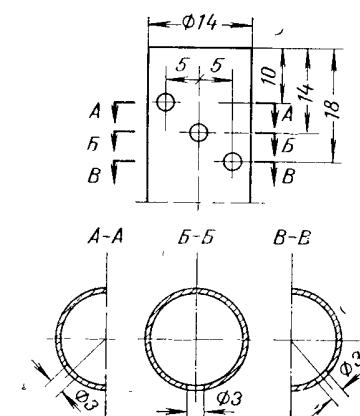


Рис. 85. Размещение отверстий в выходном конце газовой трубы.

Определяется температура в этих точках и их высота над горелкой. Затем рассчитывается распределение температуры между ними на основании определенных законов ее изменения. В настоящее время имеются эмпирические зависимости для расчета температурной кривой применительно к сжиганию природного газа в виде смеси молекулярного перемешивания в слое известняка с кусками размером 3—10 мм горелочными устройствами с кольцевыми щелями и с вертикальными отверстиями [20, 21]. Ниже приведены эмпирические зависимости для расчета вертикального распределения температуры ожигающей среды в слое для горелочного устройства, конструкция которого представлена на рис. 70 и 85:

Точка или область
(рис. 69, б)

Зависимость для расчета температуры в точке или
характера ее изменения между точками

Точка О

Определяется температурой компонентов горения перед печью с учетом их подогрева в горелочном устройстве

Точка А

$$T_A = T_{\text{сл}} (1,04 - 38,7 \cdot 10^{-3} Re_A)$$

$$\text{где } Re_A = \frac{\omega_{\text{возд}}^r d_{\text{ср}}}{\nu}$$

Точка Б

Точка С

Область О—А

Область АБ

Область БС

$$T_B = T_{\text{сл}} (1,24 - 2,66 \cdot 10^{-3} h_r / d_{\text{ср}})$$

Температура в точке С является температурой слоя и считается заданной

$$T = T_{\text{сл}} - (T_{\text{сл}} - T_0) \exp \left[- \frac{\alpha F_{\text{уд}}}{(cQ)_{\text{o.c}}} h \right]$$

Распределение температуры между точками А и Б линейное

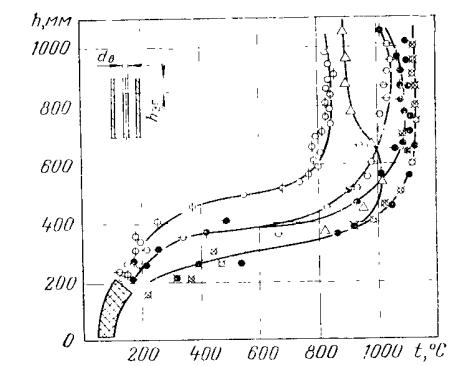
$$T = T_{\text{сл}} + (T_B - T_{\text{сл}}) \exp \left[- \frac{\alpha F_{\text{уд}}}{(cG)_{\text{o.c}}} h \right]$$

Примечание. $T_{\text{сл}}$ — температура слоя, К; h_r — высота зоны горения, м; $d_{\text{ср}}$ — средний диаметр куска материала, м.

При применении горелочного устройства, в котором струя газа истекает из трубы вертикально вверх, необходимо пользоваться данными, представленными на рис. 86.

Рис. 86. Распределение температур ожигающей среды в слое при сжигании газа горелочными устройствами с вертикальным выходом струи (α — коэффициент избытка воздуха):

Обозна- чение	Расходы, м ³ /ч		a	$d_{\text{в}}$, мм	$h_{\text{зг}}$, мм
	воздуха	газа			
○	303	22,6	1,3	9	80
○	301	21,6	1,19	9	0
○	310	21,6	1,23	9	0
○	311	21,6	1,23	9	0
●	330	25,3	1,17	9	0
●	300	24,6	1,20	7,5	60
●	332	27,5	1,185	9	0
●	334	18,9	1,73	9	0
△	249	18,9	1,29	9	0



После расчета температурной кривой определяется уровень, на котором температура ожигающей среды достигает температуры размягчения материала. Высота этого уровня считается равной высоте откосов и используется для расчета шага между горелками.

Расчет переточного устройства

К установке на печи рекомендуется переточное устройство с плотным слоем, конструкция которого представлена на рис. 78. Скорость истечения материала из отверстия устройства при полностью открытом клапане 2 (см. рис. 78) определяется из зависимости [23]

$$\left[\frac{u}{u_0} \right]_{\text{отв}}^2 = 1 - \left(\frac{w_{\text{отв}}^n}{w_{\text{кр}}} \right)^{2-n_2} \quad (\text{X}, 41)$$

где $u_{\text{отв}}$ — скорость истечения зернистого материала из отверстия переточного устройства, м/с; $(u_0)_{\text{отв}}$ — то же, при отсутствии противотока газа, м/с; $w_{\text{отв}}^n$ — скорость газа в отверстии, м/с; $w_{\text{кр}}$ — то же, при зависании материала, м/с.

где $c_{\text{CaCO}_3}^{t_1}$, $c_{\text{H}_2\text{O}}^{t_1}$, $c_{\text{CaO}}^{t_2}$, $c_{\text{пр.ср}}^{t_2}$ — соответственно теплоемкости известняка, воды, извести и продуктов сгорания, кДж/(кг·К). Верхний индекс обозначает температуру, при которой определена теплоемкость; t_1 , t_2 — соответственно температура кипящих слоев зон подогрева II и I, °C; K_{CO_2} — удельное количество CO_2 , образующейся при разложении известняка, кг/кг. $g_{\text{окр}}$ — удельное количество тепла, теряемое в окружающую среду, кДж/кг.

После подстановки известных величин уравнение (X.47) примет вид

$$2,232c_{\text{CaCO}_3}^{t_3} t_3 + 11,85V_1 c_{\text{пр.ср}}^{t_3} t_3 + 0,8385c_{\text{CO}_2}^{t_3} t_3 + 0,042c_{\text{CaO}}^{t_3} t_3 - 11,85V_1 c_{\text{пр.ср}}^{t_2} t_2 - 0,8385c_{\text{CO}_2}^{t_2} t_2 - 0,042c_{\text{CaO}}^{t_2} t_2 + 50,5 + g_{\text{окр}} = 0 \quad (\text{X.48})$$

Зона подогрева II

$$\begin{aligned} K_1^{вых} c_{\text{CaCO}_3}^{t_3} t_3 + (K_{\text{обж}}^{ист} + K_{\text{окл}}^{ист}) (1 - \theta) c_{\text{CaO}}^{930} \cdot 930 + \\ + V_1 V_{\text{пр.ср}} c_{\text{пр.ср}}^{930} \cdot 930 + 0,44K_1^{вых} \text{CaCO}_3 \sigma c_{\text{CO}_2}^{930} \cdot 930 = \\ = K_{II}^{вых} c_{\text{CaCO}_3}^{t_2} t_2 + (K_{\text{обж}}^{ист} + K_{\text{окл}}^{ист}) (1 - \theta) c_{\text{CaO}}^{t_2} t_2 + V_1 V_{\text{пр.ср}} c_{\text{пр.ср}}^{t_2} t_2 + \\ + K_{\text{CO}_2} c_{\text{CO}_2}^{t_2} t_2 + K_1^{вых} \text{MgCO}_3 Q_{\text{MgCO}_3} + g_{\text{окр}} \quad (\text{X.49}) \end{aligned}$$

После подстановки известных величин уравнение (X.49) примет вид

$$1,955c_{\text{CaCO}_3}^{t_2} t_2 + 0,042c_{\text{CaO}}^{t_2} t_2 + 11,85V_1 c_{\text{пр.ср}}^{t_2} t_2 + \\ + 0,838c_{\text{CO}_2}^{t_2} t_2 - 2,02c_{\text{CaCO}_3}^{t_3} t_3 = 188,2 \quad (\text{X.50})$$

Зона обжига

$$\begin{aligned} K_1^{вых} c_{\text{CaCO}_3}^{t_2} t_2 + K_{\text{окл}}^{ист} c_{\text{CaO}}^{t_{oxl}} t_{oxl} + V_{\text{воз}} c_{\text{воз}}^{t_{oxl}} \times \\ \times t_{oxl} + V_1 V_{\text{г}} t_{\text{г}} + V_1 Q_{\text{п}}^{\text{р}} - K_{\text{обж}}^{ист} c_{\text{CaO}}^{950} \cdot 950 + \\ + (K_{\text{обж}}^{ист} + K_{\text{окл}}^{ист}) c_{\text{CaO}}^{950} \cdot 950 + V_1 V_{\text{пр.ср}} c_{\text{пр.ср}}^{950} \cdot 950 + \\ + 0,44K_1^{вых} \text{CaCO}_3 \sigma c_{\text{CO}_2}^{950} \cdot 950 + K_1^{вых} \text{CaCO}_3 \sigma Q_{\text{CaCO}_3} + g_{\text{окр}} \quad (\text{X.51}) \end{aligned}$$

После подстановки известных величин уравнение (X.51) примет вид

$$1,95c_{\text{CaCO}_3}^{t_3} t_3 + 0,0093c_{\text{CaO}}^{t_{oxl}} t_{oxl} + 10,8V_1 c_{\text{воз}}^{t_{oxl}} \times \\ \times t_{oxl} + 4576V_{\text{г}} - 1195,6 + g_{\text{окр}} = 0 \quad (\text{X.52})$$

Зона охлаждения

$$\begin{aligned} K_{\text{обж}}^{ист} c_{\text{CaO}}^{950} \cdot 950 + V_{\text{воз}} c_{\text{воз}}^{950} \cdot 950 = K_{\text{окл}}^{ист} c_{\text{CaO}}^{t_{oxl}} \times \\ \times t_{oxl} + K_{\text{окл}}^{ист} c_{\text{CaO}}^{t_{oxl}} t_{oxl} + V_{\text{воз}} c_{\text{воз}}^{t_{oxl}} t_{oxl} + g_{\text{окл}} \quad (\text{X.53}) \end{aligned}$$

После подстановки известных величин уравнение (X.53) примет вид

$$1,069c_{\text{CaO}}^{t_{oxl}} t_{oxl} + 10,8V_1 c_{\text{воз}}^{t_{oxl}} t_{oxl} - 168V_{\text{г}} - 233 + g_{\text{окр}} = 0 \quad (\text{X.54})$$

Удельные потери тепла по зонам печи принимаются следующими: зона подогрева I и II — 15 кДж/кг, зона обжига — 33,5 и зона охлаждения — 6,65 кДж/кг. Теплопотери на горячем циклоне учитываются снижением температуры газов после зоны обжига на 20 °C.

Решение методом последовательных приближений системы уравнений (X.48), (X.50), (X.52), (X.54) дает следующие значения неизвестных величин: $t_{oxl} = 340$ °C; $t_2 = 740$ °C; $t_3 = 460$ °C; $V_{\text{г}} = 0,150$ м³/кг.

Проверка решения на уравнении (X.52) дает погрешность 3,94%.

Решение задачи теплового баланса графо-аналитическим методом производится следующим образом.

Уравнение (X.30) после подстановки в него известных величин примет вид

$$V_{\text{г}} = 2,19 \frac{c_{\text{CaCO}_3} (950 - t_2) + 159}{4460 + 3,38t_{oxl}} \quad (\text{X.55})$$

По этому уравнению рассчитывается величина удельного расхода газа (при $t_{oxl} = 0$) в зависимости от изменения температуры подогрева t_2 . Результат

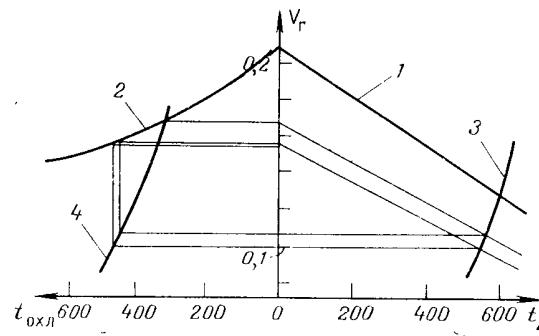


Рис. 89. Графическое решение уравнений теплового баланса.

расчетов представлен кривой 1 (рис. 89). Кривая 2 показывает величины удельных расходов газа в зависимости от изменения температуры охлаждения при отсутствии зон подогрева.

Следующим этапом расчета является определение удельного расхода газа при изменении температуры зоны подогрева, проводимое по формуле (X.29), которая после подстановки в нее известных величин записывается следующим образом:

$$\begin{aligned} V_1 &= 2,19 \frac{c_{\text{CaCO}_3}}{11,85 \cdot 0,368 \cdot 0,95} \cdot \frac{1}{x_n} = \frac{0,435 \cdot 0,96 \cdot 0,3}{11,85 \cdot 0,368 \cdot 0,95} = \\ &= 0,53 \frac{c_{\text{CaCO}_3}}{x_n} = 0,029 \end{aligned}$$

Задаваясь рядом значений температуры подогрева t_2 , по nomogramme рис. 81 находят величины x_n и, используя записанное уравнение, находят соответствующие им значения удельных расходов газа. Результаты расчетов графически представлены кривой 3 (рис. 89); изменение $V_{\text{г}}$, определенное по формуле (X.31), — кривой 4.

Совместное графическое решение уравнений дает величину $V_{\text{г}} = 0,153$ м³/кг.

Расчет профиля печи

Расчет сечения зон печи производится по формуле (X.37).

Расходы по зонам печи (в м³/ч) на входе в слой и выходе из него взяты из расчетов материального и теплового балансов и представлены в табл. 27. Там же приведен пересчет расходов на фактические условия.

Таблица 27. Определение фактического расхода охлаждающей среды по зонам печи

Зона	$V_{o.c.}^*$, м ³ /ч	t , °C	$P_{изб.134-1}$, Па	$V_{o.c.}$, м ³ /ч
Охлаждения				
на входе в слой	27 000	50	314	21 200
на выходе из слоя	27 000	340	292	44 400
Обжига				
на входе в слой	27 000	340	230	50 600
на выходе из слоя	36 240	950	168	135 100
Подогрева II				
на входе в слой	36 240	930	132	139 500
на выходе из слоя	36 790	740	90	122 500
Подогрева I				
на входе в слой	36 790	740	48	130 000
на выходе из слоя	37 850	460	0	103 500

* При $p=760 \cdot 13,6 \cdot 9,81$ Па; $t=0$ °C.

Таблица 28. Определение критерия Δr по зонам печи

Зона	$v \cdot 10^{-10}$	$\frac{d_{cp}^3}{v^2}$	$9,81 \frac{d^3}{v^2}$	ρ_F , кг/м ³	$\frac{\rho_T}{\rho_F}$	$\Delta r \cdot 10^{-3}$
Охлаждения						
на входе в слой	2,56	741	7 250	1,52	1 640	11 900
на выходе из слоя	26	74	725	0,786	3 180	2 300
Обжига						
на входе в слой	26	74	725	0,74	3 380	2 450
на выходе из слоя	164	7,19	70,5	0,367	6 810	480
Подогрева II						
на входе в слой	151	7,55	74	0,357	7 000	518
на выходе из слоя	144	3,2	129,5	0,411	6 080	790
Подогрева I						
на входе в слой	144	3,2	129,5	0,387	6 450	835
на выходе из слоя	49	38,7	380	0,5	5 000	1 900

Таблица 29. Определение скорости закипания

Зона	$V \sqrt{\Delta r}$	$5,22 V \sqrt{\Delta r}$	$5,22 V \sqrt{\Delta r} + 1400$	Re_0	w_0	$w = m_1 w_0$
Охлаждения						
на входе в слой	3 450	18 000	19 400	613	1,7	2,38
на выходе из слоя	1 520	7 940	9 340	246	2,14	3,0
Обжига						
на входе в слой	1 570	8 200	9 600	255	2,25	3,15
на выходе из слоя	694	3 620	5 020	95,4	2,69	3,77
Подогрева II						
на входе в слой	720	3 760	5 160	102	2,8	3,92
на выходе из слоя	890	4 640	6 040	131	2,73	3,82
Подогрева I						
на входе в слой	915	4 760	6 160	135	2,81	3,93
на выходе из слоя	1 380	7 200	8 600	220	2,66	3,72

В расчет принимается число псевдоожижения $m_1 = 1,4$. Скорость охлаждения определяется по формуле О. М. Тодеса [11]:

$$Re = \frac{\Delta r}{1400 + 5,22 \sqrt{\Delta r}} \quad (X, 56)$$

Расчет критерия Архимеда приведен в табл. 28; определение скоростей закипания по зонам — в табл. 29.



Рис. 90. Расчетный профиль печи и размещение горелочных устройств по решетке зоны обжига (крестиками отмечены центры воздухоподводов).

На основе табл. 27, 29 в табл. 30 приведены результаты расчетов площадей зон. Там же указывается принятый диаметр зоны.

Таблица 30. Определение площадей зон печи

Зона	$V_{o.c.}$, м ³ /ч	$\frac{V_{o.c.}}{3600}$	F_2 , м ²	D , м	Принятый диаметр зоны
Охлаждения					
на входе в слой	21 200	588	2,46	1,77	1,8
на выходе из слоя	44 400	123	4,1	2,28	2,3
Обжига					
на входе в слой	50 600	140	4,45	2,38	2,3
на выходе из слоя	135 100	375	9,95	3,57	3,6
Подогрева II					
на входе в слой	139 500	387	9,86	3,56	3,4
на выходе из слоя	122 500	340	8,9	3,36	3,4
Подогрева I					
на входе в слой	130 000	361	9,2	3,42	3,1
на выходе из слоя	103 500	288	7,75	3,14	3,1

Профиль печи, выполненный на основании расчетов, показан на рис. 90. Размеры зон по высоте рассчитаны исходя из опыта работы промышленной печи. Высота воздухоподводов принята из конструктивных соображений.

Отклонение от расчетных диаметров имеется в зоне обжига и связано с размещением горелочных устройств (рис. 90).

Расчет горелочного устройства

Принципиальная конструкция газогорелочных устройств представлена на рис. 70. Принимается, что на один воздухоподвод приходится 9 горелок. Поскольку на него приходится $0,915 \times 0,915 \text{ м}^2$ площади решетки, шаг между горелками составит 305 мм.

Сечение выходного отверстия горелки:

$$F = \frac{27000 \cdot 613 \cdot 760}{12 \cdot 9 \cdot 273 \cdot 1059} \cdot \frac{1}{3600 \cdot 50} = 0,00223 \text{ м}^2$$

где 12 — число воздухоподводов на печь; 9 — число горелок на один воздухоподвод; $\frac{613}{273}$ — поправка на температуру; $\frac{760}{1059}$ — поправка на давление; 50 — принятая скорость выхода воздуха, м/с.

Диаметр выходного отверстия горелки:

$$d_{\text{вых}} = \sqrt{\frac{0,00223}{0,785}} = 0,0534 \text{ м}$$

Принимаем $d_{\text{вых}} = 55,0$ мм.

Сечение выходного отверстия газовой трубы:

$$F = \frac{2500 \cdot 350 \cdot 760}{108 \cdot 273 \cdot 1059} \cdot \frac{1}{3600 \cdot 120} = 0,0000495 \text{ м}^2$$

где 108 — число горелок в печи; $\frac{350}{273}$ — поправка на температуру; $\frac{760}{1059}$ — поправка на давление; 120 — принятая скорость выхода газа, м/с.

Диаметр выходного отверстия газовой трубы:

$$d_{\text{вых}} = \sqrt{\frac{0,0000495}{0,785}} = 0,00705 \text{ м}$$

Принимаем $d_{\text{вых}} = 7$ мм.

Конструкция выходной части горелки представлена на рис. 91. Для получения частичного смешения на выходе газовая трубка заглублена на 60 мм.

Максимальный размер частиц в слое составляет 12 мм. Скорость витания их определяется из формулы

$$Re_{\text{вит}} = \frac{\Delta r}{18 + 0,61 \sqrt{\Delta r}} = \frac{21800000}{18 + 0,61 \sqrt{21800000}} = 7600$$

$$\omega_{\text{вит}} = \frac{Re_{\text{вит}} \nu}{d_{\text{max}}} = \frac{7600 \cdot 51 \cdot 10^{-6}}{12 \cdot 10^{-3}} = 32,3 \text{ м/с}$$

Скорость выхода воздуха из отверстия горелки приблизительно в 1,5 раза превышает скорость витания частицы максимального размера, что обеспечивает отсутствие провала материала.

Температура ожигающей среды по высоте слоя при применении горелок данной конструкции представлена на рис. 92. Кривая температуры построена с использованием графика на рис. 86 и формулы (Х,57) в предположении, что лимитирующим условием в процессе зажигания является подогрев смеси. Из гра-

фика следует, что для завершения горения и теплообмена достаточна высота слоя 1 м. Максимальная температура в слое не превышает 1080 °C.

В предположении, что угол откоса материала, лежащего между горелками, 37°, т. е. равен углу естественного откоса, определяют их высоту, оказавшуюся равной 94 мм. На этой высоте (см. рис. 94) температура ожигающей среды составляет 850 °C, что значительно ниже температуры спекания (превышающей 1200 °C) известняка данного химического состава.

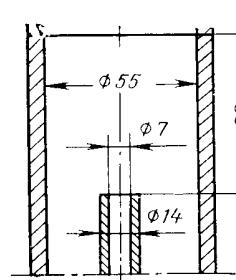


Рис. 91. Конструкция выходной части горелки.

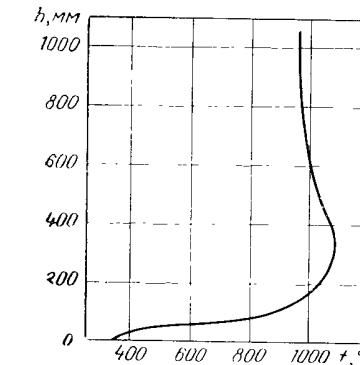


Рис. 92. Распределение температуры ожигающей среды по высоте слоя.

Расчет живого сечения решеток зон подогрева

Зона подогрева II. Определяется комплекс

$$Z = \frac{(d_{\text{отв}})^{0,05} D_{\text{ш}}^{0,1}}{d_{\text{ср}}^{0,6}} \left(\frac{\gamma_r}{\gamma_{r'} \gamma} \right)^{0,2} \frac{\omega^{1,5}}{1 - m_1^{-2}} \cdot \frac{\Delta P_{\text{ср}}}{\Delta P_p} = \\ = \frac{0,045^{0,05} \cdot 3,4^{0,1}}{0,00576^{0,6}} \left(\frac{2500}{0,44 \cdot 120 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,2} \cdot \frac{3,82^{1,5}}{1 - 1,4^{-2}} \cdot 0,8 = 9120$$

По графику на рис. 87 определяют величину $1/f_p^{0,4}$, которая оказывается равной 0,675. Откуда $f_p = 2,76\%$.

Число отверстий в решетке равно числу кирпичей, которое составляет

$$\frac{0,785 \cdot 3,4^2}{0,25 \cdot 0,25} = 144 \text{ шт.}$$

Диаметр отверстий при известном их числе и живом сечении равен

$$d_{\text{отв}} = \sqrt{\frac{2,76 \cdot 3,4^2}{144 \cdot 100}} = 0,047 \text{ м}$$

Совпадение величин диаметров, принятых при расчете и полученных по формуле (Х,57), удовлетворительное и не требует повторного приближения.

Зона подогрева I

$$Z = \frac{0,045^{0,05} \cdot 3,4^{0,1}}{0,00576^{0,6}} \left(\frac{2500}{70 \cdot 10^6 \cdot 0,5} \right)^{0,2} \cdot \frac{3,72^{1,5}}{1 - 1,4^{-2}} \cdot 0,8 = 6200$$

По графику на рис. 87 $1/f_p^{0.4} = 0,69$, откуда $f_p = 2,54\%$.

Число отверстий в решетке:

$$\frac{0,785 \cdot 3,1^2}{0,25 \cdot 0,25} = 122 \text{ шт.}$$

Диаметр отверстий в решетке:

$$d_{\text{отв}} = \sqrt{\frac{2,54 \cdot 3,12}{122 \cdot 100}} = 0,0448 \text{ м}$$

Принимается $d_{\text{отв}} = 45 \text{ мм}$.

Расчет гидравлического сопротивления печи

Для определения сопротивления кипящего слоя по зонам необходимо знать порозность слоев. Она определяется по формуле

$$\epsilon = \left(\frac{18Re + 0,36Re^2}{Ar} \right)^{0,21}$$

Результаты расчета представлены в табл. 31.

Таблица 31. Расчет порозности слоя

Зона	w	v	Re	Re^2	$0,36Re^2$	$\frac{18Re + 0,36Re^2}{Ar}$	ϵ
Охлаждения	3	$51 \cdot 10^{-6}$	340	$11,5 \cdot 10^4$	41 400	47 520	0,0206
Обжига	3,77	$168 \cdot 10^{-6}$	133,5	$1,78 \cdot 10^4$	6 400	8 800	0,0183
Подогрева II	3,82	$120 \cdot 10^{-6}$	183	$3,34 \cdot 10^4$	12 000	15 290	0,0193
Подогрева I	3,72	$70 \cdot 10^{-6}$	307	$9,04 \cdot 10^4$	32 500	38 020	0,0200

Зона охлаждения. Конструкция колпачка, устанавливаемого на решетке зоны охлаждения, может быть выбрана по рекомендациям [25].

Сопротивление такого колпачка определяется по зависимости

$$\Delta P_p = \frac{w_{\text{отв}}^2}{2g} \gamma_f = 14,75 f_p^{0,32} Re^{-0,07} \frac{w_{\text{отв}}^2}{2g} \gamma_f = \\ = 14,75 \cdot 2^{0,32} \left(\frac{15 \cdot 0,050}{16 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,07} \frac{15^2}{2g} \cdot 1,52 \cdot 9,81 = 290 \cdot 9,81 \text{ Па}$$

где 15 м/с — скорость выхода воздуха из отверстий колпачков.

Для обеспечения равномерного псевдоожижения принимается, что сопротивление решетки численно равно сопротивлению кипящего слоя. Его высота в этом случае составит

$$2850 = 0,9 (1 - 0,44) 1500 h_{\text{сл}} \cdot 9,81$$

откуда $h_{\text{сл}} = 0,383 \text{ м}$.

Зона обжига. Конструкция воздухоподвода к решетке зоны обжига и установка горелок на ней представлены на рис. 93. Определение сопротивления системы по участкам дано в табл. 32.

Сопротивление кипящего слоя равно

$$\Delta P_{\text{сл}} = 0,9 (1 - 0,43) 1500 \cdot 1 \cdot 9,81 = 770 \cdot 9,81 \text{ Па}$$

Таблица 32. Определение сопротивления воздуховодов зоны обжига

Участок	$\Sigma \xi_M$	$\xi_{\text{тр}}$	$l_{\text{тр}}/d_{\text{тр}}$	$w, \text{ м/с}$	$\Delta P, \text{ Па}$
Конфузор	0,24	—	—	2,62	0,0652 \cdot 9,81
Измерительное сопло*	—	—	—	—	163 \cdot 9,81
Прямой участок	—	0,025	4,5	32,1	45,5 \cdot 9,81
Дроссель с углом открытия 10°	0,45	—	—	32,1	182 \cdot 9,81
Диффузор	0,77	—	—	32,1	31,1 \cdot 9,81
Горелка					
вход	0,5	—	—	47,8	45 \cdot 9,81
трение	—	0,0426	4,55	47,8	17,2 \cdot 9,81
выход	1,0	—	—	47,8	22,9 \cdot 9,81
Итого	—	—	—	—	342,96 \cdot 9,81

* Принимается.

Для устойчивого псевдоожижения в зоне необходимо выдерживать равенство сопротивления слоя и решетки. Сопротивление слоя превышает сопротивление решетки на величину

$$(7550 - 3400) = 422 \cdot 9,81 \text{ Па}$$

которая должна быть компенсирована путем прикрытия дросселя на воздухоподводе.

Зона подогрева II. Согласно графику на рис. 88, коэффициент сопротивления решетки составляет 1000. Ее сопротивление

$$\Delta P_p = 1000 \cdot \frac{3,92^2}{2g} \cdot 0,357 \cdot 9,81 = 277 \cdot 9,81 \text{ Па}$$

Сопротивление слоя равно

$$\Delta P_{\text{сл}} = 0,8 \Delta P_p = 0,8 \cdot 2720 = 221 \cdot 9,81 \text{ Па}$$

Отсюда $h_{\text{сл}} \approx 0,18 \text{ м}$.

Зона подогрева I. Согласно графику на рис. 88, коэффициент сопротивления решетки составляет 1160. Ее сопротивление

$$\Delta P_p = 1160 \cdot \frac{3,93^2}{2g} \cdot 0,387 \cdot 9,81 = 340 \cdot 9,81 \text{ Па}$$

Сопротивление слоя равно

$$\Delta P_{\text{сл}} = 0,8 \Delta P_p = 0,8 \cdot 3440 = 280 \cdot 9,81 \text{ Па}$$

Отсюда $h_{\text{сл}} \approx 0,278 \text{ м}$.

В целях предотвращения пробивания слоя струей ожигающей среды, истекающей из отверстий решетки, высота слоя на решетках должна быть не менее полуметра. В этом случае сопротивление слоя зоны подогрева II составит $\sim 6000 \text{ Па}$; зоны подогрева I $\sim 5000 \text{ Па}$.

Расчет переточных устройств

Исходные данные для расчета переточных устройств приведены ниже:

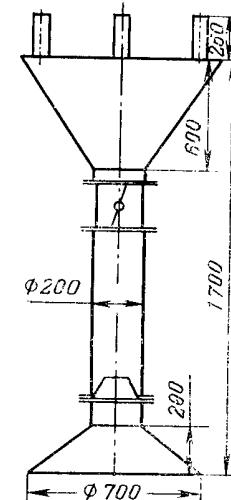


Рис. 93. Принципиальная конструкция воздухоподвода к решетке зоны обжига.

Показатели	Переточные устройства		
	зона I → → зона II	зона II → → зона обжига	зона обжига → зона охлаждения
Расход материала, кг/ч			
действительный	36 800	32 600	17 800
расчетный	55 000	48 800	26 700
Сопротивление системы, Н/м ²	5 000	6 000	7 750
Температура, °C			
газа, фильтрующегося через устройство (средняя) . . .	600	845	645
газа на входе в устройство . . .	740	950	340
Плотность газа, кг/м ³			
на входе в устройство . . .	0,400	0,362	0,760
соответствующая средней температуре . . .	0,446	0,393	0,485
Расчетная высота плотного слоя в устройстве, м	2,5	4,5	2,7
Диаметр отверстия на выходе, мм	200	200	200

Рассчитываются два устройства: одно — для передачи известняка из зоны подогрева I в зону подогрева II (производительность 55 000 кг/ч, высота плотного слоя 2,5 м), другое — для передачи известняка из зоны обжига в зону охлаждения (производительность 26 700 кг/ч, высота плотного слоя 2,7 м).

Сопротивление движущегося плотного слоя находят по формуле (X.42). График $\Delta P = f(\omega)$ для рассчитываемых переточных устройств представлен на рис. 94. По графику определяют скорость движения газа в трубе переточного устройства: 0,47 м/с для первого и 0,6 м/с для второго устройства. Принимая отношение $F_{tr}/F_{otv} = 1,15$, получают следующие скорости движения газа в отверстии переточных устройств: 0,54 м/с для первого и 0,69 м/с для второго устройства. Определяют числа Архимеда для условий входа противоточного газа:

$$\Lambda_I = 9,81 \cdot \frac{(5,76 \cdot 10^{-3})^3}{(93 \cdot 10^{-6})^2} \cdot \frac{2500}{0,4} = 1330000$$

$$\Lambda_{II} = 9,81 \cdot \frac{(5,76 \cdot 10^{-3})^3}{(110 \cdot 10^{-6})^2} \cdot \frac{1500}{0,76} = 287000$$

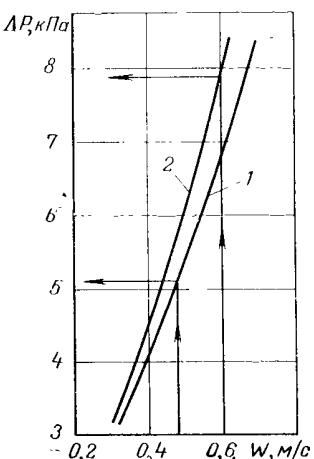


Рис. 94. К расчету скорости движения газа в трубе переточного устройства для известняка (1) и известки (2).

По формуле

$$Re_{kp} = 0,16 \Lambda^{0,63}$$

находят критические скорости зависания, оказавшиеся равными 18,7 и 8,2 м/с соответственно для первого и второго устройств. По формуле (X.41) определяют u_1 , равные для рассчитываемого случая $u_1 = 0,99 u_0$ и $u_{II} = 0,96 u_0$. Поскольку для диаметра выходного отверстия 200 мм масса истекающего материала в свободных условиях составляет 110 000 кг/ч, ясно, что переточные устройства обеспечат передачу требуемого количества материала приблизительно с тройным запасом.

Расчет предельно минимального расхода тепла

Основное отличие печей КС от печей других типов (с точки зрения определения предельно минимального расхода тепла) заключается в специфике температурного режима. Температура по камерам изменяется скачкообразно, причем перепад температур между камерой обжига и последней камерой подогрева составляет ~150 °C. В результате в камеру обжига может поступать недогретый материал, а температура отходящих газов обычно превышает температуру диссоциации CaCO₃. Оба эти фактора приводят к увеличению расхода тепла в зоне обжига, однако, вследствие более высокого значения водяного эквивалента у газового потока, потери тепла с газами превышают расход тепла на догрев материала. Именно поэтому следует стремиться работать с более низкой температурой в зоне обжига.

Другой отличительной особенностью печей КС является наличие горячего циклона, в котором отделяется пылевидная окись кальция из газового потока (10–12% от общего производства). Потери тепла с горячей пылью достигают заметной величины: при температуре 950 °C и 10%-ном уносе они составляют 23·4,19 кДж/кг CaO.

Ввиду того что печь КС оборудуется наружным переточным устройством для материала и горячим циклоном, потери в окружающую среду у нее будут выше, чем у шахтной печи. Оценим минимально достижимые потери в 20·4,19 кДж/кг CaO против 15·4,19 кДж/кг CaO у шахтных.

Потери тепла с выгружаемой из печи известью примем минимальными, как для шахтных и вращающихся трубчатых печей. Несмотря на то что в настоящее время еще нет надежных конструктивных решений для камеры охлаждения печи КС, обеспечивающих соответствующее охлаждение известки, создание их принципиально возможно, и это должно быть учтено.

Показатели температурного режима процесса и статьи расхода тепла в зоне обжига приведены в табл. 33, а показатели зоны подогрева — в табл. 34. Таким образом определены минимально достижимые потери тепла с отходящими газами, минуя расчет числа камер подогрева, что очень удобно для печей КС.

Сопоставим тепловой баланс работающей печи (см. табл. 34) с результатами расчета по предложенной методике.

Суммарный расход тепла в зоне обжига

$$(759 + 35 + 69 + 30) 4,19 = 893 \cdot 4,19 \text{ кДж/кг}$$

где 35 ккал — потери тепла в окружающую среду в зоне обжига и охлаждения, а остальные 36 теряются в трех камерах подогрева и могут быть приplusованы к потерям тепла с отходящими газами.

Вынос тепла дымовыми газами в зону подогрева составит:

$$893 \cdot 0,68 \cdot 4,19 = 607 \cdot 4,19 \text{ кДж/кг}$$

Потери тепла с отходящими газами будут равны: 376·4,19 кДж/кг.

Таблица 33. Показатели температурного режима и статьи расхода тепла в зоне обжига печей кипящего слоя

Показатель	Твердое топливо	Мазут	Природный газ
Temperatura, °C			
диссоциации	886	885	884
материала на входе	800	800	800
газов	950	950	950
Расход тепла в зоне обжига, ккал/кг (4,19 кДж/кг)			
на разложение CaCO_3	700	700	700
в окружающую среду	20	20	20
с выгружаемой известью	9	9	9
с пылью из циклона	23	23	23
на перегрев CO_2	18	18	18
на нагрев известняка	51	51	51
суммарный	821	821	821
Суммарный вынос тепла газами, ккал/кг (4,19 кДж/кг)	712	756	810
Расход тепла в зоне подогрева, ккал/кг (4,19 кДж/кг)			
на нагрев материала	423	423	423
на разложение MgCO_3	6	6	6
с отходящими газами	283	327	381
Относительный вынос тепла газами . . .	0,626	0,680	0,746

Таблица 34. Статьи расхода тепла и коэффициенты теплоиспользования печей кипящего слоя при работе на различном топливе

Статьи	Твердое топливо	Мазут	Природный газ
Расход, ккал/кг (4,19 кДж/кг)			
на разложение CaCO_3	759	739	739
на разложение MgCO_3	6	6	6
в окружающую среду	20	20	20
с выгружаемой известью	9	9	9
с пылью из циклона	23	23	23
с отходящими газами	283	327	381
предельно минимальный	1100	1145	1198
Предельный коэффициент теплоиспользования	0,690	0,664	0,634
Предельная концентрация CO_2 в газе, %	40,7	37,3	33,6
Фактический расход на лучших печах, ккал/кг (4,19 кДж/кг)	—	1270	—
Расход электроэнергии, кВт·ч/т	—	52	—
Коэффициент теплового совершенства	—	0,902	—

Фактически теряется с отходящими газами и пылью из холодного циклона $340 \cdot 4,19$ кДж, разница $(376 - 340) \cdot 4,19 = 36 \cdot 4,19$ кДж представляет потери части тепла отходящих газов в окружающую среду в камерах подогрева. Таким образом, мы видим полное совпадение расчетных значений с фактическим тепловым балансом.

В заключение следует отметить, что по потенциальным возможностям использования тепла печи КС уступают шахтным и вращающимся трубчатым, однако существующие конструктивные решения позволяют при работе на жидкотопливном иметь примерно такие же расходы тепла, как и для других типов печей.

ПРОМЫШЛЕННАЯ ПЕЧЬ КС НА ЖИДКОМ ТОПЛИВЕ

Печи кипящего слоя, использующие для отопления жидкое топливо, освоены в США. Сооружению промышленной печи предшествовало исследование процесса обжига известняка в кипящем слое и поиск оптимальных вариантов основных конструктивных элементов печи на трехзонном агрегате диаметром 1525 мм, высотой 7910 мм и пятизонном, имеющем производительность 100 т/сут известки.

Промышленная печь производительностью 220 т/сут была сооружена в 1961 г. в Бруксвилле, штат Флорида [4—7]. Общий вид печи представлен на рис. 95. Агрегат имеет высоту 30,2 м и различный диаметр зон: охлаждения — 2,743 м, обжига — 7,035 м, подогрева — 4,572 м. Значительное расширение зоны обжига связано, по всей видимости, с необходимостью уменьшения пылеуноса готового продукта из этой зоны.

Решетки печи в зонах подогрева состоят из 330 блоков (размером 220×220 мм) с одним отверстием в центре. Вероятно, опыт, приобретенный во время эксплуатации печи производительностью 100 т/сут, позволил принципиально по-иному подойти к созданию конструкции решетки, давшей возможность резко увеличить ее площадь. Несмотря на редкую перфорацию решеток, высоты кипящих слоев в зонах подогрева весьма малы (254, 381, 580 мм соответственно для первой по ходу материала и последующих зон). Отсутствие данных о форме и размере отверстий не позволяет проанализировать достоверность приводимых сведений.

Решетка зоны обжига оборудована колпачками с боковым выходом воздуха. Переточные устройства (за исключением устройства, подающего материал в зону обжига) внутренние. Выходная часть трубы устройства прикрывается коническим клапаном, управление которым осуществляется тягой, проходящей через решетки выше расположенных зон.

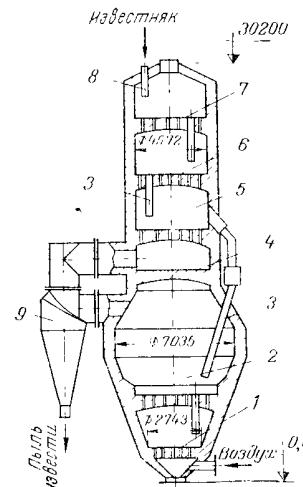


Рис. 95. Печь КС на жидкотопливном топливе:

1 — зона охлаждения; 2 — зона обжига; 3 — переточное устройство; 4 — глухая перегородка; 5—7 — зоны подогрева; 8 — загрузка известняка; 9 — циклон.

Горелочные устройства представляют собой трубы из нержавеющей стали диаметром 12,5 мм, установленные на высоте 305 мм от решетки зоны обжига. В качестве топлива используется масло «Бункер С» калорийностью 10 900·4,19 кДж/кг. Подача топлива в каждую трубку осуществляется индивидуальным насосом шестеренчатого типа. Распыл масла производится сжатым воздухом под избыточным давлением $7 \cdot 10^4$ Па (0,7 кгс/см²). Организация горения жидкого топлива в слое потребовала уменьшения площади поперечного сечения в месте установки форсунок приблизительно в 1,5 раза.

Особенностью печи является установка между зонами обжига и подогрева «горячего» циклона, позволяющего улавливать пыль извести, образующуюся в зоне обжига от истирания продукта.

Обжигу подвергается известняк — ракушечник флоридского месторождения следующего химического состава: 98,00% CaCO₃, 0,78% MgCO₃, 1,22% R₂O₃.

Система подготовки материала к обжигу обеспечивает выделение фракции 0,2—3,36 мм. Перед поступлением в печь материал подвергается сушке в аппарате кипящего слоя, работающем на жидком топливе. Готовый продукт, выдаваемый из зоны охлаждения, имеет при (потери при прокаливании), равное 0,4%. Активность извести — 92,3% (при общем содержании окиси кальция 94,1%). Пыль извести, улавливаемая «горячим» циклоном (примерно 25 т/сут), охлаждается в шнеке с водоохлаждаемыми стенками и используется как готовый продукт. Потери при прокаливании этого продукта равны 0,42%.

Очистка продуктов сгорания, покидающих печь, осуществляется в сухом циклоне «Дакота» и мокром скруббере «Пибоди».

Печь снабжена контрольно-измерительной аппаратурой и системами регулирования подачи воздуха, топлива, материала, обеспечивающими нормальное ведение процесса обжига.

Показатели работы описанной печи (в пересчете на 100%-ный обжиг) приводятся ниже:

Производительность печи, т/сут		
общая	188	
по пыли горячего циклона	21	
Удельная нагрузка зоны обжига, т/(м ² ·сут)	4,8	
Удельный расход топлива, кг/т		
натурального	115	
условного	178	
Удельный расход тепла, кДж/кг	1274·4,19	
Удельный расход электроэнергии, кВт·ч/т	36	
Сопротивление печи, Па	4600·9,81	
Температура по зонам, °С		
подогрева I	538	
подогрева II	704	
подогрева III	843	
обжига	983	
охлаждения	343	

Тепловой баланс печи показан в табл. 35.

Отличное качество выдаваемой извести и удовлетворительные технико-экономические показатели работы печи позволили начать внед-

Таблица 35. Тепловой баланс печи (в пересчете на 1 кг CaO)

Статьи	Численное значение	
	ккал/кг (4,19 кДж/кг)	%
Приход тепла		
С топливом (химическое и физическое тепло)	1251	98,2
С физическим теплом воздуха	23	1,8
Итого	1274	100
Расход тепла		
С уходящими газами	309	24,4
С пылью горячего циклона	30	2,4
С известью из зоны охлаждения	69	5,4
На диссоциацию	764	60,4
Потери в окружающую среду	71	5,6
С пылью холодного циклона	31	1,8
Итого	1274	100

рение таких агрегатов в промышленность. По имеющимся данным, производительность печей кипящего слоя для обжига известняка составляет 6000 т/сут.

ГЛАВА XI

ОЧИСТКА И ОХЛАЖДЕНИЕ ПЕЧНОГО ГАЗА

Выбор схемы очистки печного газа и аппаратуры для нее зависит от типа применяемых печей. Унос пыли из различных печей колеблется в очень широких пределах. Так, в газе после шахтных печей содержится примерно 1 г/м³ пыли, после печей КС — 120 г/м³, а после вращающихся печей — до 100 г/м³. Если печной газ используется для технологических нужд (производства соды, сахара, сухого льда), он должен быть не только тщательно очищен, но и охлажден. Полнота очистки газа определяется конструкцией применяемых газодувок или компрессоров, которыми печной газ подается в производство. Так, мокрые поршневые компрессоры не требуют тонкой очистки газов, а сухие турбокомпрессоры, которые повсеместно заменяют малопроизводительные поршневые, требуют очень тонкой очистки газов.

Помимо пыли, которая откладывается на корпусе и роторе турбокомпрессоров, в состав газа обычно входят смолистые вещества, содержащиеся в антраците и в самом известняке. Содержание смолистых веществ в известняках различных месторождений неодинаково, в известняках некоторых крупных месторождений оно достигает 0,1%. Даже при таком казалось бы незначительном содержании смол печь производительностью 200 т/сут отгоняет более 400 кг/сут, а если на заводе эксплуатируется 10 или 20 таких печей, то количество смолы, которое нужно осадить из газа, составляет внушительную цифру.

Схемы очистки печного газа бывают двух- или многоступенчатыми. На первой ступени происходит грубая очистка от наиболее крупных частиц, более мелкие частицы отделяются на последующих стадиях.

Для грубой очистки газов применяют циклоны, скруберы, иногда — пылеосадительные камеры. Для более тонкой очистки используются трубы Вентури, электрофильтры, рукавные фильтры и опилочные или ватные фильтры.

Действие циклона основано на использовании центробежной силы, возникающей вследствие тангенциального ввода загрязненного газа с повышенной скоростью и последующего его движения по спирали. Пыль, отброшенная центробежной силой к стенке циклона, выводится через нижнее отверстие в сборник пыли, а очищенный по-

ток газа выходит из центральной трубы циклона. Улавливанию пыли в циклонах способствует коагуляция (укрупнение) частиц.

Широко распространены в промышленности циклоны типа НИИОгаз (рис. 96), которые различаются только размерами (диаметр от 100 до 800 мм) и углом наклона между винтообразной крышкой и входным патрубком (11, 15 или 24°). Циклоны этого типа обозначаются соответственно ЦН-11, ЦН-15 и ЦН-24.

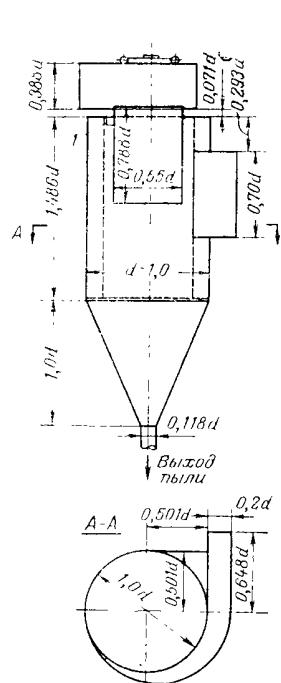


Рис. 96. Циклон.

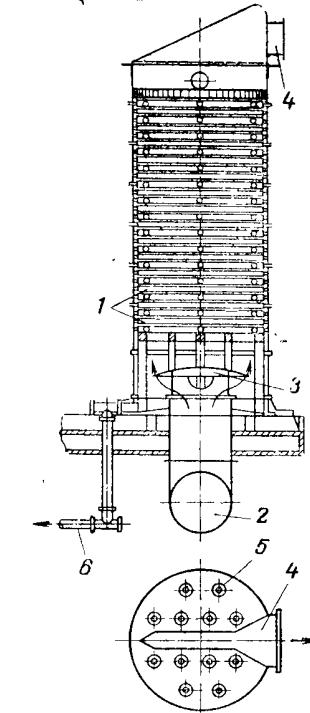


Рис. 97. Промыватель газа с насадкой.
1 — деревянная хордовая насадка; 2 — газопроводящая труба; 3 — распределительный колокол для газа; 4 — газоотводящий штуцер; 5 — брызгалка; 6 — труба для отвода загрязненной воды из промывателя.

Циклоны довольно эффективно выводят из газового потока частицы размером от 5 мк и более.

Промыватель газа с насадкой представляет собой аппарат, собранный из отдельных чугунных царг, имеющих внутри хордовую насадку из деревянных решеток. Для увеличения поверхности насадки решетки выполнены из тонких деревянных планок толщиной 12,5 мм, на нижнем ребре каждой планки имеются вырезы для дробления струек воды. Распределение воды по поперечному сечению аппарата производится с помощью брызгалок — трубок 5 (рис. 97), которые установлены в верхней части промывателя.

Газ подается снизу по газоходу 2 под распределительный колокол 3 и движется навстречу орошающей воде, при этом крупные частицы пыли из газа удаляются. В промывной воде растворяется небольшое количество углекислого газа. Концентрация CO_2 уменьшается на 0,5—0,8%. В промывателе конденсируются также пары воды, унесенные газом из печи при подсушке карбонатного сырья. Газ отводится через газоотводящий штуцер 4, а промывные воды — по трубопроводу 6.

В промывателе газа с водяной завесой (рис. 98) насадка заменена улиткообразными форсунками, распыляющими воду по всему попе-

Рис. 98. Промыватель газа с водяной завесой:

1 — корпус аппарата; 2 — ввод газа; 3 — улиткообразные форсунки; 4 — слой колец Рашига; 5 — штуцер выхода газа.

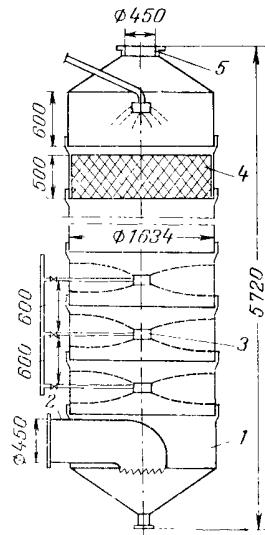
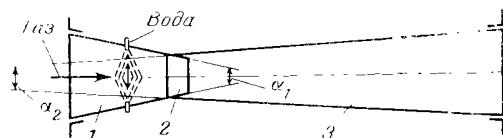


Рис. 99. Скоростной турбулентный пылеуловитель (труба Вентури):

1 — конфузор; 2 — горловина; 3 — диффузор.



речному сечению. При движении через аппарат газ встречает несколько водяных завес. При этом частицы пыли покрываются капельками воды, укрупняются и выводятся из аппарата вместе с промывной водой. Газ очищается и охлаждается. Скорость газа в аппарате — около 1,5 м/с.

Форсунки, устанавливаемые в промывателе, обеспечивают тонкое распыление воды и надежны в работе. В таком аппарате общий расход воды на очистку снижается при одновременном уменьшении гидравлического сопротивления. В качестве сепарирующего устройства используется слой колец Рашига.

Скоростной турбулентный пылеуловитель — труба Вентури (рис. 99) состоит из конфузора, горловины и диффузора. В поток газа подается жидкость, которая за счет большой скорости газа в суженной части аппарата (горловине) дробится на мелкие капли. Благодаря высокой турбулентности газового потока происходит коагуляция частичек пыли, которые уже могут быть отделены от газового потока в обычном циклоне. Скорость газа в горловине 70—120 м/с,

расход жидкости 0,3—1,0 л/м³. Чем больше скорость газа и расход воды, тем выше коэффициент очистки и тем большее гидравлическое сопротивление; при сопротивлении выше 500 мм вод. ст. этот аппарат может служить для весьма эффективного улавливания высокодисперсных частиц пыли. Достоинством скоростного турбулентного пылеуловителя является его малый размер, недостатком — значительные затраты энергии на подачу газа.

Электрофильтры, применяемые для тонкой очистки газов известьково-обжигательных печей, представляют собой цилиндрические аппараты, в которых нижняя часть является промывателем скрубберного типа, а верхняя — собственно электрофильтром (рис. 100). Скрубберная часть состоит из двух рядов деревянных насадок 2 и 3, орошаемых сверху водой специальным брызгалным устройством 4. Ввод газа осуществляется через штуцер 1.

Электрофильтр состоит из осадительной камеры и аппаратуры, питающей его постоянным током высокого напряжения. В камере установлены трубы — осадительные электроды 9. По оси каждой трубы натянут проволочный, так называемый коронирующий, электрод 8. Все они закреплены в специальных рамках 6 и 7. Коронирующие электроды соединены с отрицательным полюсом источника высокого напряжения, осадительные электроды заземлены. Вокруг коронирующих электродов при подключении к ним электрического тока создается электрическое поле, в котором происходит ионизация газа. Вокруг коронирующих электродов образуется «корона» ионизированного газа. При движении запыленного газа через электрическое поле пылинки приобретают отрицательный заряд и движутся к положительно заряженным осадительным электродам, на которых и оседают.

Очистка электродов производится с помощью стряхивающих устройств и промывки водой через каждые два часа работы. Для того чтобы в систему не поступал загрязненный газ, электрофильтры промываются поочередно. На время промывки они обесточиваются, заслонка на выходе газа закрывается, после чего включается подача воды на брызгалки. Промывка аппарата продолжается 10 мин. Во время остановок электрофильтра, хотя бы и кратковременных, его необходимо промывать, чтобы предотвратить образование несмыываемой корки. Смытая пыль попадает в бункер, откуда через гидравлический затвор 10 удаляется из электрофильтра.

Температура газа, поступающего в электрофильтр, не должна превышать 30 °С. Внутренняя поверхность корпуса электрофильтра 5 для предупреждения коррозии покрывается специальным лаком или перхлорвиниловой смолой.

Скорость газа в аппарате не должна превышать 1 м/с. При этом обеспечивается остаточное содержание пыли в газе не более 0,01 г/м³.

Электрофильтры питаются током от специальных подстанций, оборудованных повышающе-выпрямительными агрегатами. К электродам подводится выпрямленный ток напряжением 50 000—60 000 В.

Работа аппарата контролируется по напряжению тока питания

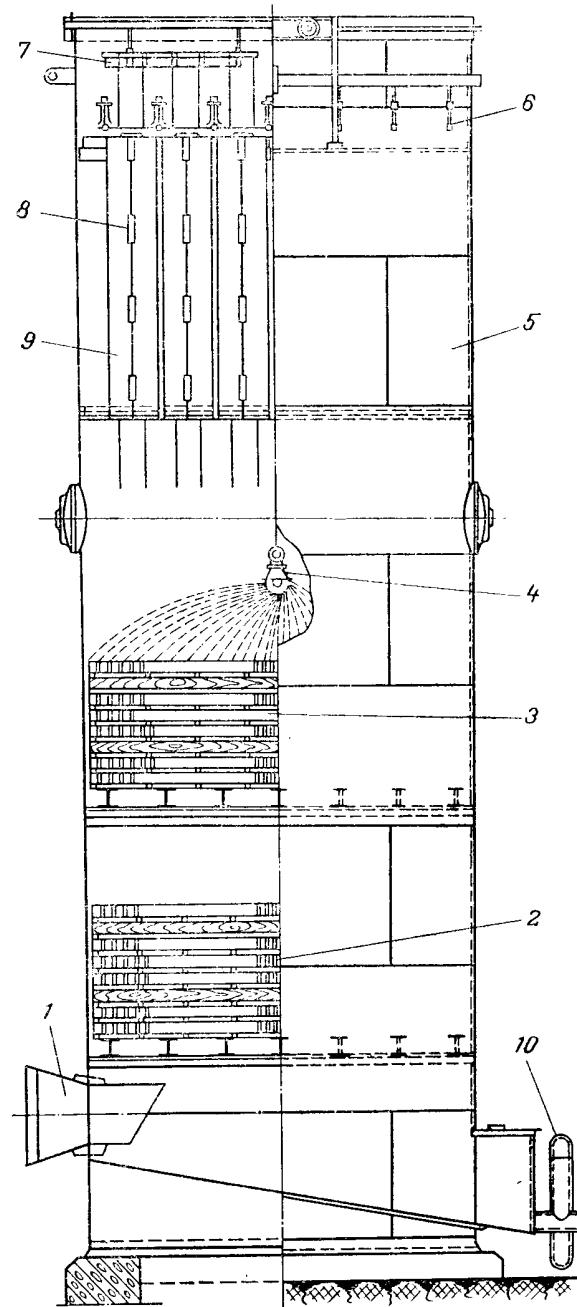


Рис. 100. Электрофильтр типа СМС-4 для очистки газа:

1 — штуцер для входа газа; 2 — нижний ярус насадки; 3 — верхний ярус насадки; 4 — брызгательное устройство; 5 — корпус электрофильтра; 6 — нижняя рама коронирующих электродов; 7 — верхняя рама коронирующих электродов; 8 — коронирующие электроды; 9 — осадительные электроды; 10 — гидравлический затвор.

на низковольтной линии и силе тока на высоковольтной линии. Перед промывкой электрофильтра напряжение тока питания понижается на 20—30 В. Если при неизменном напряжении тока питания наблюдается падение силы тока на высоковольтной стороне, это также указывает на необходимость промывки электрофильтра.

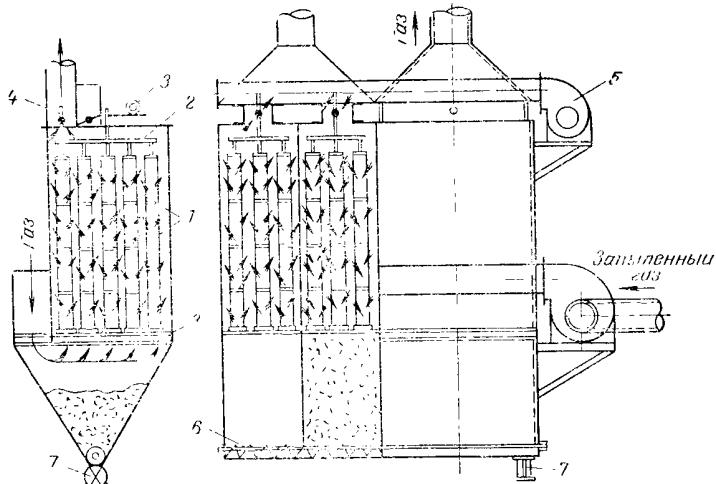


Рис. 101. Многосекционный рукавный фильтр:
1 — фильтрующие рукава; 2 — рама; 3 — механизм встряхивания рукавов; 4 — клапан переключения хода газа; 5 — вентилятор; 6 — шnek; 7 — затвор для выгрузки пыли.

Пуск и остановку электрофильтра и его обслуживание производят в соответствии со специальной инструкцией. Доступ к электродам для осмотра или ремонта разрешается только после полного выключения тока и заземления электродов. Работа по замене или ремонту электродов должна производиться в шланговых (изолирующих) противогазах, так как в осадительных камерах могут находиться вредные газы.

Рукавный фильтр (рис. 101) состоит из ряда подвешенных в камере тканевых рукавов, заглушенных сверху. Запыленный газ поступает в нижнюю часть аппарата и проходит через ткань рукавов. На поверхности ткани и в ее порах осаждается пыль. По мере увеличения толщины слоя пыли возрастает его сопротивление, поэтому осевшую на ткани пыль периодически удаляют механическим встряхиванием рукавов с помощью автоматического устройства или путем одновременного механического встряхивания и обратной продувки рукавов очищенным газом или воздухом. Обычно фильтр состоит из нескольких однотипных параллельно работающих секций.

Производительность рукавных фильтров определяется удельной нагрузкой ткани [$\text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{мин})$] и величиной поверхности фильтрации. Размеры осажденных частиц пыли в порах ткани и на ее поверхности часто во много раз меньше среднего диаметра пор фильтро-

вальной ткани. Это объясняется тем, что осаждение частиц в основном происходит в результате их столкновения с элементами ткани под действием сил инерции, электрических зарядов и других факторов. Однако пока фильтр частично не забит пылью, он мало эффективен для очистки от мелких частиц. Рукавный фильтр с рукавами из эластичной стеклоткани, предназначенный для работы при 260—250 °С, применяется в основном для улавливания высокодисперсной пыли.

Волокнистый фильтр представляет собой слой более или менее однородно распределенных волокон. Это фильтры объемного действия, так как они рассчитаны на улавливание и накапливание частиц преимущественно по всей глубине слоя. Волокнистые фильтры используют при концентрации дисперсной твердой фазы 0,5—5 мг/м³. При таких концентрациях основная доля частиц обычно имеет размеры менее 5—10 мкм, значительное число составляют субмикронные частицы.

Наиболее трудноотделимыми примесями в газе являются соли щелочных металлов (К, Na) и смолистые вещества. Если для отделения смол необходима промывка газа холодной водой, то соли натрия и калия удаляют промывкой теплой водой.

Орошение газоходов после извеcково-обжигательных печей водой приводит к охлаждению газов и отделению от них смол, которые выводятся вместе со шламом, поэтому рекомендуется применять орошение газоходов, что улучшает отделение смолистых веществ.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Анализ себестоимости извести показывает, что основные затраты (~70%) приходятся на сырье и топливо, 15—20% составляют амортизационные отчисления и затраты на ремонт оборудования, все остальные расходы не превышают 10—15% себестоимости. Отсюда видно, что для снижения себестоимости необходимо сокращать расходы сырья и топлива и снижать капитальные вложения при строительстве новых печей. Говоря об экономии сырья, мы прежде всего имеем в виду наиболее полное использование добываемого полезного ископаемого в результате правильного выбора типа печи. Вопрос же экономного расходования топлива остается важнейшим для всех типов печей.

Наименьший расход топлива достигается в шахтных печах. Затем, по потенциальным возможностям, следуют вращающиеся трубчатые печи и, наконец, печи КС. Однако отсутствие освоенных конструкций подогревателей и хододильников для вращающихся печей ставит эти печи на последнее место — после печей КС.

Самые низкие капитальные вложения требуются на строительство шахтных печей. Однако иногда высказывается мнение, что, поскольку производительность шахтной печи ограничена (подразумевается — до 200 т/сут), удельные капитальные вложения на создание, например, мощных вращающихся печей могут быть снижены до уровня, соответствующего аналогичным шахтным печам. Но в промышленности уже давно эксплуатируются шахтные печи производительностью 600 т/сут (внутренний диаметр шахты 8 м, высота 35 м), и в настоящее время стоит вопрос о создании печи производительностью 900 т/сут. Таким образом, тезис о малой производительности шахтных печей не имеет под собой достаточных оснований.

Мнение о том, что в шахтных печах нельзя получать высококачественный продукт стабильного состава, также несостоятельно. Получение такого продукта зависит главным образом от соблюдения технологической дисциплины, а не от типа печи. Достаточно напомнить, что особо качественную известь для производства гипохлорита кальция получают именно в шахтных печах — содержание CaO (своб.) более 95%.

Для всех описанных типов печей характерно использование сырья с предельным соотношением размеров кусков 1 : 3 (40—120, 10—30, 3—10 мм). Увеличение диапазона размеров применяемых для обжига частиц всегда ведет к ухудшению качественных показателей: либо снижается равномерность обжига сырья (появление недопала), либо возрастает пылеунос. Применение фракционированной шихты приводит лишь к снижению степени использования горной массы, которая зависит не только от типа печи, сколько от свойств сырья. Так, прочные известняки могут перерабатываться в любом из описанных типов печей примерно на 70%, рыхлые породы — только на 50—55%. Для более полного использования сырья приходится применять несколько типов печей. Весьма эффективно, например, соче-

тание шахтных печей с вращающимися печами или печами КС. Так, кооперация содового завода, оснащенного шахтными печами, с цементным производством позволяет полностью использовать добывшую горную массу.

Естественно, применение печей различных типов на одном заводе создает некоторые эксплуатационные неудобства (снабжение запасными частями, различными огнеупорами и т. п.), но экономически оно выгодно и на это следует идти.

Качество получаемой извести обычно характеризуется ее составом и реакционной способностью (активностью). Состав извести определяется содержанием примесей в исходном сырье и золы в топливе, а также степенью обжига (содержанием остаточной CO_2). При обжиге на газообразном и жидким топливе присадка золы к извести отсутствует, поэтому о составе можно судить по степени обжига. Использование перечисленных типов печей позволяет поддерживать различную степень обжига, в зависимости от специфических требований потребителя.

Что касается активности извести, то она в значительной степени зависит от характера теплообменного процесса в зоне обжига. При использовании газообразного топлива в шахтных печах и печах КС получают известь, характеризуемую очень малым временем гашения. Применение такой извести, например, в производстве силикатных изделий автоклавного твердения вызывает затруднение. Для снижения реакционной активности необходима более длительная выдержка CaO в зоне высоких температур, что приводит к ее рекристаллизации. Поэтому приходится снижать производительность шахтной печи с тем, чтобы диссоциация CaCO_3 завершалась до подхода к горизонту установки горелочных устройств. Тогда образующееся тепло будет расходоваться на нагрев дымовых газов и перегрев CaO , а процесс диссоциации будет происходить в вышележащих слоях и реакционная активность извести понизится.

В шахтных печах на твердом топливе, а также во вращающихся печах, где существенную роль играет процесс теплопередачи излучением, возможно получение извести пониженной реакционной активности. Более строгая регламентация соотношения размеров кусков сырья и топлива для шахтных печей, а для вращающихся — более узкий фракционный состав сырья, а также изменение производительности печей обоих типов и некоторое снижение степени обжига сырья дают возможность повысить реакционную способность получаемой извести.

Машины ОПР и агломерационные решетки не могут конкурировать с перечисленными выше печами, поскольку они практически не используют тепло выходящих потоков. Использование этих агрегатов может быть оправдано только в случае, если физические особенности сырья не позволяют обрабатывать его в печах других типов.

Следует подчеркнуть, что выбор типа печи должен диктоваться в первую очередь свойствами карбонатного сырья и поведением его при обжиге в печи того или иного типа. Только после этого должны

анализироваться экономические соображения. Использование карбонатного шлама, для примера, возможно в настоящее время только во вращающихся печах, поэтому нет никакой необходимости давать экономическую оценку применения других типов печей.

Максимальный экономический эффект может быть достигнут не в результате противопоставления одного типа печей другому, а при разумном сочетании их, что приведет к более полному использованию сырья.

В настоящее время наименее изученными являются вращающиеся трубчатые печи. Малое заполнение барабана печи обжигаемым материалом вынуждает использовать в значительной мере теплопередачу излучением, что не может быть признано лучшим вариантом. По-видимому, более перспективны вращающиеся печи со слоевым режимом теплопередачи, над созданием которых сейчас работают. До сих пор еще отсутствуют надежные конструкции эффективных подогревателей и холодильников для вращающихся трубчатых печей, что резко ограничивает область их экономичного применения.

Важной задачей является отработка конструкции шахтных печей на жидком топливе. Необходимо продолжить работы по совершенствованию горелочных устройств для сжигания газообразного топлива. Снижение потерь от химического недожога — основное направление по повышению экономичности этого типа печей.

В отношении печей КС предстоит освоить работу на твердом и жидком видах топлива, искать пути снижения расхода тепла и уменьшения истирания материала в кипящем слое.

57. Т е Пан Г о. В кн.: Производство кальцинированной соды. М., Госхимиздат, 1948, с. 423.
58. В г и м б а у г х, Chem. Eng. Progr., 1948, v. 44, № 12, p. 881.
59. W u n g e g J. L., Tonind. Ztg., 1957, Bd. 81, № 19—20, S. 332—335.
60. Т а б у н щ и к о в Н. П., Т и м о ш е н к о В. В. «Труды ВИСП», 1954, т. 7, с. 44—50.

К главе III

1. П р е д в о д и т е л е в А. С. (отв. ред.). В кн.: Горение углерода. М.—Л., изд-во АН СССР, 1949, с. 408.
2. Л а в р о в Н. В. В кн.: Физико-химические основы горения и газификации топлива. М., Металлургиздат, 1957, с. 288.
3. К а н т о р о в и ч Б. В. В кн.: Введение в теорию горения и газификации твердого топлива. М., Металлургиздат, 1961, с. 355.
4. Ч у х а н о в З. Ф. Изв. АН СССР. ОТН, 1953, № 4, с. 562.
5. Ч у х а н о в З. Ф. В кн.: Некоторые проблемы топлива и энергетики. М., изд-во АН СССР, 1961, с. 479.
6. Х и т р и н Л. Н. Изв. АН СССР. ОТН, 1953, № 4, с. 543.
7. С е м е ч к о в а А. Ф., Франк-Каменецкий Д. В. ЖФХ, 1940, т. 19, с. 291.
8. Ч у х а н о в З. Ф. В кн.: Сб. трудов 3-й Всесоюзн. конф. по газификации твердого топлива. М., Гостоптехиздат, 1957.
9. К а н т о р о в и ч Б. В., К ульков а Н. В., Т емкин М. И. ЖФХ, 1956, т. 30, вып. 2, с. 348.
11. О р е и б а х М. С. В кн.: Кинетика горения ископаемых топлив. Новосибирск, изд-во СО АН СССР, 1963, с. 24.
12. О р е и б а х М. С. В кн.: Кинетика горения ископаемых топлив. Новосибирск, изд-во СО АН СССР, 1963, с. 17.
13. Е л и ч и н В. И. В кн.: Кинетика горения ископаемых топлив. Новосибирск, изд-во СО АН СССР, 1963, с. 160.
14. Я в о р с к и й И. А. В кн.: Кинетика горения ископаемых топлив. Новосибирск, изд-во СО АН СССР, 1963, с. 160.
15. Т а б у н щ и к о в Н. П. Хим. пром., 1956, № 3, с. 32—40.
16. В кн.: Производство кальцинированной соды. Под ред. М. Б. Зеликина. Госхимиздат, 1959, гл. III, с. 422.
17. С т р у п и к о в М. Ф. Исследование процессов горения натурального топлива. М., Госэнергоиздат, 1948.
18. А р о н о в С. Г. ЖПХ, 1952, т. 25, № 9, с. 927.
19. Т а б у н щ и к о в Н. П. ЖПХ, 1960, т. 33, № 5.
20. Т а б у н щ и к о в Н. П. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 21.
21. Т а б у н щ и к о в Н. П. Хим. пром. 1957, № 5.
22. Т а б у н щ и к о в Н. П. «Труды НИОхим», 1958, т. 11, с. 242.
23. W u n g e g J., Chem. Ing. Techn., 1958, № 1, S. 19.
24. W i c k e E., Zement-Kalk-Gips, 1956, № 4, S. 140.
25. С е м е н о в Н. Н. В кн.: О некоторых проблемах химической кинетики и реакционной способности. М., изд-во АН СССР, 1958, с. 350.
26. Л и н ч е в с к и й В. П. В кн.: Топливо и его сжигание. М., Металлургиздат, 1947, с. 376.
27. М и х е е в В. П. В кн.: Перевод промышленных печей и котельных установок на природный газ. Харьков. обл. изд-во, 1958, с. 204—207.
28. Ч и ч и б а и н А. Е. В кн.: Основные начала органической химии. М., Госхимиздат, 1963, с. 910.
29. З е л ь д о в и ч Я. Б., В о е в о д с к и й В. В. Тепловой взрыв и распределение пламени в газах. М., изд. Москов. механ. ин-та, 1947.
30. Н а л б а н д я н А. Б., В о е в о д с к и й В. В. В кн.: Механизм окисления и горения водорода. М., изд-во АН СССР, 1949, с. 180.
31. В и г к е S. P., Schumap T. E. W., Ind. Eng. Chem., 1928, v. 20, p. 998.

32. Л ы с и н Б. С., К о з и н с к и й Н. Ф. Изв. Киев. политехн. ин-та, 1954, т. 14, с. 13—24.
33. Н о г б е р г Heden Jernkontorets, 1954, v. 138, № 10, p. 655—664.
34. Ф и л ь ш и н В. Е. Сахарная пром-сть, 1967, № 4, с. 46.
35. Ф и л ь ш и н В. Е. Сахарная пром-сть, 1965, № 8, с. 32.
36. Ф и л ь ш и н В. Е. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 192.
37. Ф и л ь ш и н В. Е. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 201.
38. Ф и л ь ш и н В. Е. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 213.
39. Г а в р и л о в М. К. «Цемент», 1944, № 5—6, с. 10.

К главе IV

1. Ф е д о р о в Н. М. В кн.: Современные проблемы сушильной техники. М., Госэнергоиздат, 1941, с. 64—91.
2. А г р о с к и н И. И., П и к а л о в Ф. И. В кн.: Гидравлика. М.-Л., Госэнергоиздат, 1944, с. 332.
3. В е л и к а н о в М. А. Изв. АН СССР. ОТН, 1945, № 7—8, с. 638—647.
4. Ф е д о р о в И. М. В кн.: Современные проблемы сушильной техники. Госэнергоиздат, 1941.
5. Ж а в о р о н к о в Н. М. В кн.: Гидравлические основы скрубберного процесса и тепlopредаща в скрубберах. М., «Сов. наука», 1944, с. 332.
6. Ж а в о р о н к о в Н. М., А э р о в М. Э., У м н и к Н. Н. ЖФХ, т. 23, с. 342, 1949.
7. А э р о в М. Э., Т о д е с О. М. В кн.: Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. М., «Химия», 1968, с. 510.
8. Т а б у н щ и к о в Н. П. В кн.: Труды Всесоюзн. науч.-исслед. ин-та, соцовой пром-сти, 1955, т. 8, с. 4—15.
9. Т а б у н щ и к о в Н. П. ЖПХ, 1956, т. 29, № 1, с. 32.
10. Т а б у н щ и к о в Н. П. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 5.
11. А э р о в М. Э., У м н и к Н. Н. ЖПХ, 1950, т. 23, № 10, с. 1009.
12. А р а в и н В. И., И у м е р о в С. Н. Теория движения жидкостей и газов в недеформируемой пористой среде. М., Госиздат тех.-теорет. лит-ры, 1953, с. 616.
13. Т а б у н щ и к о в Н. П. «Труды НИОхим», 1958, т. 11, с. 56.
14. Т а б у н щ и к о в Н. П., П а н о в В. И. «Труды ВИСП», 1956, т. 9, с. 52.
15. Т а б у н щ и к о в Н. П. Автореф. докт. дисс. Москов. ин-та стали и сплавов, 1971, с. 64.
16. Т а б у н щ и к о в Н. П. ЖПХ, 1957, т. 30, № 5, с. 710.

К главе V

1. К и т а е в Б. И., Я р о ш е н к о Ю. Г., Л а з а р е в Б. Л. В кн.: Теплообмен в доменной печи. М., «Металлургия», 1966, с. 355.
2. Г л и н к о в М. А. В кн.: Основы общей теории печей М., Металлургиздат, 1962, с. 575.
3. И в а н ц о в Г. П. Нагрев металла. Свердловск — Москва, Металлургиздат, 1948, с. 192.
4. Т и м о ф е е в В. И. Изв. ВТИ, 1949, № 2, с. 12—17.
5. А э р о в М. Э., У м н и к Н. Н. ЖТФ, 1956, т. 26, вып. 6, с. 1233.
6. Г у с е в И. В., Н и к и т и н а Н. И., А э р о в М. Э. ЖТФ, 1956, т. 26, вып. 9, с. 2005.
7. К р у г л о в С. А., С к о б л о А. Н. Хим. и технол. топлив и масел, 1958, № 3, с. 23.

8. Чернягин А. И., Китаев Б. И. «Труды УПИ». Сб. 73, 1958, с. 105—123.
9. Пиор Л. С., Зализняк Д. Ф., Маевский Е. Р. Труды ин-та использования газа АН УССР, 1958, № 5, с. 77—88.
10. Пиор Л. С. Труды ИИГ АН УССР, 1958, № 5, с. 88—108.
11. Китаев Б. И. В кн.: Теплообмен в шахтных печах. М., Металлургиздат, 1949, с. 48.
12. Furgas, Ind. Eng. Chem., 1931, v. 23, № 5, p. 534.
13. Wihgert J., Goffmann, Zement — Kalk — Gips, 1965, № 8.

К главе VI

Хват И. Б., Баранова Р. И., Табушиков Н. П. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 157—191.

К главе VII

1. Стригунов Ф. И. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 118.
2. Залкинд И. Я., Троянкин Ю. В. В кн.: Огнеупоры и шлаки в металлургии. М., Металлургиздат, 1963, с. 288.
3. Баранова Р. И. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 83.
4. Стригунов Ф. И. В кн.: Исследование шахтных известково-обжигательных печей. М., «Химия», 1964, с. 126, 137.
5. Табушиков Н. П. Стройт. материалы, 1967, № 7, с. 8.
6. Schöpke, Zement-Kalk-Gips, 1958, Bd. 11, № 8, S. 345.
7. Mescleter E., Rock Prod., 1959, v. 62, № 10, p. 81.
8. Trauffert W. E., Pit a. Quargt., 1959, v. 51, № 11, p. 122.
9. Eigen H., Tonind. Ztd., 1959, v. 83, № 2, p. 25.
10. Azbe V., Rock Prod., 1960, № 4, p. 110.
11. Bukowski A., Chemik Wkladka, 1965, № 1 (16), № 8/9.
12. Табушиков Н. П. Стройт. материалы, 1959, № 9, с. 17.
13. Табушиков Н. П., Фильшин В. Е. Хим. пром., 1969, № 9, с. 47.

К главе IX

1. Ходоров Е. И. Печи цементной промышленности. Л., 1968, с. 456.
2. Saemal W. S., Chem. Eng. Progr., 1951, v. 47, № 10.
3. Cliff W. R., Pit a. Quargt., 1941, v. 33, № 12.
4. Понаподупло Ю. Г. ЖХП, 1945, т. 18, № 7.
5. Azbe V. T., Rock Prod., 1946, v. 49, № 2.
6. Cement and Lime, 1951, v. 24, № 1.
7. Gibbs R., Rock Prod., 1943, v. 46, № 2.
8. Лиль А. А. «Цемент», 1956, № 3, с. 24.
9. Ильин Н. Стройт. материалы, 1958, № 2.
10. Ходоров Е. И. «Цемент», 1961, № 6, с. 25—28.
11. Соколов А. С. В кн.: Способы повышения стойкости футеровки вращающихся печей цементной промышленности. М., Промстройиздат, 1951, с. 103.
12. Монастырев А. В. В кн.: Производство извести. М., «Высшая школа», 1971, с. 272.

К главе X

1. Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б. В кн.: Основы техники псевдоожижения. М., «Химия», 1967, с. 664.
2. Тищенко А. Т. Сахарная пром-сть. 1961, № 4, с. 18.
3. Жуков А. И., Кулаков В. О., Дементьев В. М. и др. авт. свид. СССР 131364, Бюлл. изобр. и тов. знаков, 1960, № 17.
4. Lindsay G. C., Rock Prod. 1962, v. 4, p. 83.

5. Trauffer W. E., Pit a. Quargt., 1962, v. 54, № 5.
6. Chem. Eng. News, 1963, v. 41, p. 12.

7. Schaefer M., Blaßdt M. W., Chem. Eng. Progr., 1963, v. 59, № 11, p. 95.
8. Schaefer M., Blaßdt M. W., Zement-Kalk-Gips, 1964, № 11, S. 515.
9. Тациенко Н. А. и др. В кн.: Высокотемпературные эндотермические процессы в кипящем слое. Труды ДонНИИЧермет. Вып. 7. М., «Металлургия», 1968.
10. Михайлов Ф. К., Цофир И. И. «Труды НИОХим», 1957, т. 10, с. 101.
11. Аэрэв М. Э., Тодес О. М. В кн.: Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. Л., «Химия», 1968, с. 510.
12. Дементьев В. М. ИФЖ, 1969, т. 17, № 2, с. 280—284.
13. Дементьев В. М. и др. ИФЖ, 1969, т. 17, № 2, с. 280—284.
14. Дементьев В. М., Нехлебаев Ю. П., Шклляр М. С. Стройт. материалы, 1969, № 7, с. 27.
15. Дементьев В. М., Нехлебаев Ю. П. Техинформация «Промышленность стекловых материалов, извести, гипса и других вяжущих». Вып. 7. М., ЦНИИЭстром, 1965.
16. Нехлебаев Ю. П., Пузовский Е. В. В кн.: Высокотемпературные эндотермические процессы в кипящем слое. Труды ДонНИИЧермет. Вып. 7. М., «Металлургия», 1968.
17. Дементьев В. М., Нехлебаев Ю. П. ИФЖ, 1968, т. 14, № 5, с. 921.
18. Иванов Ю. В. В кн.: Основы расчета и проектирования газовых горелок. М., Госгортехиздат, 1963, с. 360.
19. Нехлебаев Ю. П., Дементьев В. М., Бондаренко Л. Т. В кн.: Применение кипящего слоя в металлургической промышленности. Труды ДонНИИЧермет. Вып. 21. Донецк, 1970, с. 88.
20. Дементьев В. М., Нехлебаев Ю. П., Бондаренко Л. Т., Бойко А. В. В кн.: Применение кипящего слоя в металлургической промышленности. Труды ДонНИИЧермет. Вып. 21. Донецк, 1970, с. 97.
21. Нехлебаев Ю. П. Диссертация. М., МИХМ, 1970.
22. Нехлебаев Ю. П., Дементьев В. М. и др. ИФЖ, 1968, т. 14, № 3, с. 423.
23. Нехлебаев Ю. П., Дементьев В. М., Чабан М. С. В кн.: Применение кипящего слоя в металлургической промышленности. Труды ДонНИИЧермет. Вып. 21. Донецк, 1970, с. 65.
24. Баскаков А. П., Козин В. Е. Хим. пром., 1965, № 6, с. 48.
25. Козин В. Е., Баскаков А. П. Изв. вузов. Химия и хим. технол. 1966, № 1, с. 137.

К главе XI

1. Ужов В. Н., Мягков Б. И. В кн.: Очистка промышленных газов фильтрами. М., «Химия», 1970, с. 319.
2. В кн.: Производство кальцинированной соды. Колл. авт. под ред. М. Б. Зелина. М., Госхимиздат, 1959, с. 422.