

Учреждение образования  
«БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ  
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

**С.В. Плышевский, М.И. Кузьменков**

# **ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ В ТЕХНОЛОГИИ СИЛИКАТНЫХ МАТЕРИАЛОВ**

*Допущено  
Министерством образования Республики Беларусь  
в качестве учебного пособия для студентов специальности  
«Химическая технология неорганических веществ, материалов и изделий»*

Минск 2006

УДК 666.04 (075.8)  
ББК 35.41 Я 73  
П 40

Рецензенты:

профессор кафедры промышленной теплоэнергетики и теплотехники  
УО «Белорусский национальный технический университет», доктор технических  
наук *А.П. Несенчук*;

зав. отделением термохимических процессов ГНУ «Институт тепло-  
и массообмена им. А.В. Лыкова» НАН Беларуси доктор технических наук  
*Г.И. Журавский*

**Плышевский, С.В.**

П 40 Тепловые процессы в технологии силикатных материалов : учеб.  
пособие для студентов специальности «Химическая технология  
неорганических веществ, материалов и изделий» / С.В. Плышевский, М.И.  
Кузьменков. – Мн. : БГТУ, 2006. – 316 с.  
ISBN 985–434–639–0

Рассмотрен во взаимосвязи комплекс теплотехнологических процессов, протекающих в тепловых установках и в подвергаемых тепловой обработке материалах и изделиях производства силикатных материалов, включающий процессы сжигания топлива, теплообмена, движения продуктов горения, утилизации теплоты. Даны основы расчетов рассматриваемых тепловых процессов. Приведены основные понятия энерготехнологии силикатных материалов и эксергетического метода анализа энерготехнологических систем.

Учебное пособие предназначено для студентов старших курсов, обучающихся по специальности 1-48 01 01 «Химическая технология неорганических веществ, материалов и изделий», а также инженерно-технических работников предприятий силикатных строительных материалов.

**УДК 666.04 (075.8)**  
**ББК 35.41 Я 73**

© Плышевский С.В., Кузьменков М.И., 2006

**ПРЕДИСЛОВИЕ**

Промышленность строительных материалов – одна из энергоемких отраслей народнохозяйственного комплекса Республики Беларусь. На ее долю приходится 2,4% потребляемой электроэнергии (18% объема электроэнергии, потребляемой всем промышленным комплексом), 3,6% всей вырабатываемой теплоты. Общее потребление топливно-энергетических ресурсов (ТЭР) с учетом котельно-печного топлива составляет 2,5 млн. т у. т., или 7,2% от их суммарного потребления в республике. Из общего потребления ТЭР до 80% их расходуется на проведение теплотехнологических процессов. В себестоимости отдельных видов силикатных материалов доля энергетических затрат достигает 75%. Наиболее энергоемкими силикатными материалами являются стекло, известь, цемент, керамические изделия.

Для управления теплотехнологическими процессами в таких высокотеплозатратных технологиях, какими являются технологии силикатных материалов, оптимизации тепловых процессов, решения задач по энергосбережению инженеру-химику-технологу необходимы специальные теплотехнические знания в области тепловых процессов.

Общие представления о теплотехнике, топливе, тепловых процессах в сушильных установках, гидродинамике, энергосбережении будущие специалисты получают до изучения данной дисциплины в курсах «Теплотехника химических производств», «Процессы и аппараты химических производств», «Энергосбережение и энергетический менеджмент». Однако сведения по указанным вопросам носят отрывочный характер, и поэтому в данном учебном пособии ставилась задача дать системное представление как о традиционных, так и о новых видах топлива (синтетических и полученных из техногенных продуктов).

Однако полученные знания не позволяют охватить во взаимосвязи весь комплекс тепловых процессов, протекающих одновременно в тепловой установке и в подвергаемом тепловому воздействию материале. Причем комплексы тепловых процессов будут определяться как типом тепловой установки, так и видом материала. *Тепловым процессом* называют закономерную совокупность стадий теплового воздействия на материал (исходное

сырье) с целью придания ему определенных заранее заданных свойств.

Тепловые процессы в тепловых установках (печах, сушилках) охватывают большой комплекс технологических процессов, объединяющих процессы сжигания топлива, аэродинамику газов, теплопередачу и утилизацию теплоты.

Для организации теплового воздействия на материал необходимо обеспечить взаимосвязь термохимических процессов, протекающих в материале, и тепловых процессов в самой установке. Эту взаимосвязь «тепловые процессы в установке – течение процессов в материале» называют *тепловой обработкой материала*.

При тепловой обработке в материалах происходят тепловые, массообменные и химические процессы, а в установке – тепловые массообменные и гидродинамические. Эти процессы могут протекать при тепловой обработке одновременно или в каком-то определенном сочетании. При некоторых видах тепловой обработки может встречаться только часть указанных процессов.

В технологии силикатных материалов различают следующие виды тепловой обработки: нагрев, сушка, дегидратация, тепловлажностная обработка, обжиг, вспучивание, спекание, плавление, варка, отжиг, закалка.

Взаимосвязь и сложность явлений в установках и материале накладывали на начальных этапах развития технологии эмпирический характер управления тепловыми процессами.

Постепенно накапливались экспериментальные данные, появлялись предпосылки для математического описания тепловых процессов.

Первые попытки анализа тепловых процессов в тепловых установках были сделаны М. В. Ломоносовым и продолжены В. Е. Грум-Гржимайло, создавшими научную теорию, объясняющую работу печей и сушилок.

Дальнейшее развитие теории тепловых установок связано с именами русских ученых Н. А. Львова, А. К. Крупского, Т. К. Дементьева и других.

Теория тепловых установок и тепловых процессов, протекающих в них, интенсивно развивалась в начале XIX ст. благодаря работам В. Е. Грум-Гржимайло, Н. Е. Скаредова, Н. Н. Доброхотова, М. И. Павлова, К. К. Блахера и др. В частности, Н. Е. Скаредов указал

пути интенсификации тепловых процессов в тепловых установках, М. И. Павлов заложил основы конструирования промышленных печей, а Н. Н. Доброхотов сформулировал правила и установил закономерности в области механики газов и теплообмена в печных конструкциях, заложил основы расчета состава генераторного газа.

Много сделали для развития теории тепловых процессов, создания и применения печей в технологии силикатных материалов немецкие специалисты Сименсы, Ф. Гофман, Г. Мендгейм, О. Бок.

Особенно обширные научные исследования, связанные с работой тепловых установок, в том числе для силикатных материалов, были проведены советскими учеными М. В. Кирпичевым, Л. С. Эйгенсоном, А. А. Гухманом, М. А. Михеевым. При исследовании тепловых процессов в печах ими впервые применена теория подобия.

Основы теории горения топлива разработаны Н. Н. Семеновым, Д. А. Франк-Каменецким, Г. Ф. Кнорре, А. С. Предводителевым.

Наука о процессах, происходящих в материалах при тепловой обработке, начала развиваться позднее.

Положения о кинетике процесса сушки были выдвинуты П. С. Коссовичем и А. В. Лебедевым только в 20-х гг. XX ст.

Представления о формах связи влаги с материалом, определяющие сушку, были сформулированы П. А. Ребиндером.

В 1918 г. Л. К. Рамзин предложил  $hd$ -диаграмму влажного воздуха и создал методику расчета сушильных установок.

Наука о сушильных процессах получила развитие в работах советских ученых А. П. Ворошилова, М. И. Лурье, М. Ф. Казанского, П. Г. Романкова, А. В. Лыкова.

Теоретические основы тепловых процессов, происходящих при обжиге, заложены П. П. Будниковым, К. А. Нохратяном, О. П. Мчедлов-Петросяном и рядом других ученых.

Основные положения теории тепловлажностной обработки бетона и автоклавных материалов заложены А. В. Волженским и П. И. Боженковым. Дальнейшее развитие представлений о процессах, происходящих при тепловлажностной обработке, связано с трудами Л. А. Малининой, А. Д. Дмитриевича, И. Б. Завседателева, М. Б. Марьямова и других ученых.

Накопленные знания о взаимосвязи тепловых процессов в тепловых установках и материалах, а также проведенные в последнее время обширные экспериментальные исследования послужили основой для создания моделей этих взаимосвязанных процессов и,

следовательно, решения конкретных задач по оптимизации тепловой обработки с привлечением ЭВМ.

При написании учебного пособия авторы ставили своей целью показать во взаимосвязи основные тепловые процессы, происходящие в тепловых установках технологии силикатных материалов и в подвергаемом тепловому воздействию материале, включая получение теплоты, перемещение теплоносителей, теплообмен, термохимические процессы в материалах, утилизацию неиспользованной теплоты.

В учебном пособии комплекс тепловых процессов при тепловой обработке предложено рассматривать с точки зрения энерготехнологии. Знание закономерностей технологических и энергетических процессов производства силикатных материалов, их взаимообусловленности позволит создавать высокоэффективные энерготехнологические системы (ЭТС), обеспечивающие экономию первичных и наиболее полное использование вторичных энергоресурсов, охрану окружающей среды.

Для оптимизации различных параметров ЭТС инженер-химик-технолог должен владеть таким современным методом термодинамического анализа, каким является эксергетический метод, уметь осуществлять с его использованием энерготехнологическое комбинирование в технологии.

# 1. ИСТОЧНИКИ И ПРОЦЕССЫ ПОЛУЧЕНИЯ ТЕПЛОТЫ

## 1.1. Виды и характеристика топлива

**1.1.1. Органическое топливо и его состав.** В тепловых установках технологии силикатных материалов используются различные теплоносители: воздух, дымовые газы, водяной пар и парогазовые смеси. В отдельных случаях теплоту генерируют электронагревателями. Нагретый воздух используется в сушильных установках, дымовые газы – в пламенных печах и в некоторых видах сушильных установок, водяной пар и парогазовые смеси являются теплоносителями в установках тепловлажностной обработки. Генерирование всех видов теплоносителей прямо или косвенно связано со сжиганием органического топлива. Топливом называются вещества, взаимодействие которых с кислородом воздуха сопровождается выделением теплоты и света.

Все известные разновидности органических топлив делятся по происхождению на естественные и искусственные, а по агрегатному состоянию – на твердые, жидкие и газообразные (табл. 1.1).

Таблица 1.1

**Общая классификация топлив**

Агрегатное состояние	Происхождение	
	естественное	искусственное
Твердое	Дрова, бурые и каменные угли, антрацит, горючие сланцы	Древесный уголь, кокс, топливные брикеты, пылевидное топливо
Жидкое	Нефть	Бензин, керосин, мазут, соляровое масло
Газообразное	Газы: природный,	Газы: генераторный,

	попутный, нефтяной	доменный, нефтяной, биогаз	коксовый, сланцевый,
--	--------------------	----------------------------	----------------------

По назначению топливо разделяется на энергетическое, промышленное и бытовое.

Промышленное топливо в том виде, в котором оно поступает на предприятие, называется рабочим топливом. Твердое и жидкое топливо характеризуется элементным составом.

Элементный состав рабочей массы твердого и жидкого топлива выражается содержанием элементов в массовых процентах и записывается в виде

$$C^P + H^P + O^P + N^P + S^P_{ор+к} + A^P + W^P = 100\% \quad (1.1)$$

Элементы  $C^P$ ,  $H^P$ ,  $S^P$  являются горючей частью топлива. Сера может содержаться в топливе в трех видах: органическая  $S_{ор}$ ; колчеданная  $S_k$ , сульфатная  $S_c$  ( $CaSO_4 + FeSO_4$ ).  $A^P$  – обозначение золы топлива. Зола представляет собой смесь негорючих минеральных соединений:  $SiO_2$ ,  $Al_2O_3$ ,  $FeO$ ,  $CaO$ ,  $MgO$ ,  $K_2O$ ,  $Na_2O$ , сульфаты и др. Зола при сжигании топлива может плавиться в результате образования различных легкоплавких эвтектик.

Зола  $A^P$  и влага топлива  $W^P$  составляют негорючую часть топлива и называются внешним балластом топлива.

$O^P$  и  $N^P$  – негорючие элементы топлива, являющиеся его внутренним балластом.

Состав топлива, представленный рабочей массой, используется при расчете процесса горения топлива.

Твердое и жидкое топливо характеризуется также сухой и условно горючей массой, состав которых можно записать в виде

$$C^c + H^c + S^c_{ор+к} + O^c + N^c + A^c = 100\%, \quad (1.2)$$

$$C^r + H^r + S^r_{ор+к} + O^r + N^r = 100\% \quad (1.3)$$

Так как не в каждом топливе есть внешний балласт, справочные данные состава топлива принято выражать на условно горючую массу, зольность – на сухую, а влажность – на рабочую.

В связи с этим возникает необходимость в пересчете состава топлива. Для этой цели пользуются коэффициентами, приведенными в табл. 1.2.

Таблица 1.2

**Коэффициенты для пересчета элементного состава  
твердого и жидкого топлива**

Заданная масса топлива	Масса топлива, на которую производят пересчет		
	горючая	сухая	рабочая
1	2	3	4
Горючая	1	$\frac{100 - A^c}{100}$	$\frac{100 - (A^p + W^p)}{100}$

Окончание табл. 1.2

1	2	3	4
Сухая	$\frac{100}{100 - A^c}$	1	$\frac{100 - W^p}{100}$
Рабочая	$\frac{100}{100 - (A^p + W^p)}$	$\frac{100}{100 - W^p}$	1

На примере пересчета содержания углерода указанными коэффициентами пользуются следующим образом:

$$C^c = C^g \frac{100 - A^c}{100}; \quad (1.4)$$

$$C^p = C^g \frac{100 - (A^p + W^p)}{100}; \quad (1.5)$$

$$C^g = C^c \frac{100}{100 - A^c}; \quad (1.6)$$

$$C^p = C^c \frac{100 - W^p}{100}; \quad (1.7)$$

$$C^g = C^p \frac{100}{100 - (A^p + W^p)}; \quad (1.8)$$

$$C^c = C^p \frac{100}{100 - W^p}. \quad (1.9)$$

Состав газообразного топлива выражается содержанием в нем отдельных газов в объемных процентах. В газообразном топливе также имеется как его горючая часть, так и негорючая, образующая его балласт. Горючая часть природного газа представлена в основном метаном  $CH_4$  и его гомологами  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$ ,  $C_4H_{10}$ ,  $C_5H_{12}$  и др. Горючая часть искусственных газов включает в основном  $CO$ ,  $H_2$ ,  $H_2S$ .

В негорючую часть газообразного топлива входят  $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ , а также  $\text{H}_2\text{O}$  в виде водяного пара. Справочные данные по газообразному топливу обычно даются на его сухой состав.

Пересчет состава газообразного топлива с сухого на влажный производится по следующим формулам:

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{100w}{804 + w}, \% , \quad (1.10)$$

$$\text{CH}_4^{\text{вл}} = \text{CH}_4^{\text{с}} \frac{100 - \text{H}_2\text{O}}{100}, \% , \quad (1.11)$$

где  $\text{CH}_4^{\text{вл}}$  – содержание метана во влажном газе, об %;  $\text{CH}_4^{\text{с}}$  – содержание метана в сухом газе, об %;  $\text{H}_2\text{O}$  – содержание влаги в газе, об %;  $w$  – влагосодержание газа,  $\text{г/м}^3$ , при нормальных условиях (н.у.) сухого газа (прил. табл. 1).

Аналогично метану производится пересчет остальных составляющих газообразного топлива.

Формулы 1.10 и 1.11 могут быть объединены в одну, имеющую вид

$$\text{CH}_4^{\text{вл}} = \text{CH}_4^{\text{с}} \cdot \frac{100}{100 + 0,124w}, \% . \quad (1.12)$$

### 1.1.2. Основные технические характеристики топлива.

Основными техническими характеристиками твердого топлива являются теплота сгорания, выход летучих, свойства кокса, температура плавления золы.

Жидкое топливо, кроме теплоты сгорания, характеризуется вязкостью и температурой вспышки.

Газообразное топливо характеризуется теплотой сгорания и температурой воспламенения.

*Теплотой сгорания* топлива называется количество теплоты, выделяющееся при полном сгорании 1 кг твердого или жидкого топлива или  $1\text{м}^3$  газообразного топлива при н. у. Различают высшую и низшую теплоты сгорания. Высшей теплотой сгорания топлива ( $Q_{\text{в}}^{\text{п}}$ ) называется количество теплоты, выделяющейся при сгорании топлива, включающее и теплоту конденсации водяных паров, образующихся при сгорании водорода ( $\text{H}^{\text{п}}$ ) и испарении влаги топлива ( $W^{\text{п}}$ ). Низшей теплотой сгорания ( $Q_{\text{н}}^{\text{п}}$ ) называется теплота сгорания топлива при условии, что вся влага топлива будет находиться в продуктах горения в парообразном состоянии.

Связь между высшей и низшей теплотами горения топлива выражается формулой

$$Q_v^p = Q_n^p + 2500w', \text{ кДж/кг (кДж/м}^3 \text{ при н. у.)}, \quad (1.13)$$

где  $w'$  – содержание водяных паров в продуктах горения топлива, кг/кг (кг/м<sup>3</sup> при н. у.); 2500 – теплота парообразования воды при н. у., кДж/кг.

Величина  $w'$  для газообразованного топлива находится по реакциям окисления его горючих составляющих, а для твердого топлива – из равенства

$$w' = \frac{9H^p + W^p}{100}, \text{ кг/кг}, \quad (1.14)$$

где  $H^p$ ,  $W^p$  – соответственно содержание водорода и физической влаги в топливе, % мас.; 9 – стехиометрический массовый коэффициент реакции окисления водорода:



Высшая теплота сгорания твердого и жидкого топлива точно определяется экспериментально методом калориметрирования. Теплоты сгорания, определенные аналитическим путем, являются приближенными, т.к. элементный состав твердого и жидкого топлива не отражает структуру органических соединений, образующих горючую массу.

Высшая теплота сгорания аналитически может быть определена по формуле Г. Ф. Кнорре

$$Q_v = \lambda C^p + \beta H^p - \tau O^p, \text{ кДж/кг}, \quad (1.16)$$

где  $C^p$ ,  $H^p$ ,  $O^p$  – содержание углерода, водорода, кислорода в рабочем топливе, % мас.;  $\lambda$ ,  $\beta$ ,  $\tau$  – коэффициенты, величины которых для различных топлив приведены в табл. 1.3.

Таблица 1.3

**Значения коэффициентов в уравнении (1.16)**

Топливо	$\alpha$	$\beta$	$\tau$
Древесина	388	1160	145
Торф	372	1120	139
Бурый уголь	364	1090	137
Каменный уголь	358	1070	134
Антрацит	352	1050	132

Мазут	372	1120	139
-------	-----	------	-----

Низшая теплота сгорания твердого и жидкого топлива может быть рассчитана по различным эмпирическим формулам, наиболее точная из которых была предложена Д. И. Менделеевым. Она имеет вид

$$Q_H^p = 340C^p + 1035H^p + 109(S_{\text{ор+к}}^p - O^p) - 25W^p, \text{кДж/кг}, \quad (1.17)$$

где 340, 1035, 109 – опытные коэффициенты, приближенно равные теплотам сгорания соответствующих элементов, деленные на 100;  $C^p, H^p, S_{\text{ор+к}}^p, O^p, W^p$  – содержание элементов в топливе, % мас.

Низшая теплота сгорания сухого газообразного топлива ( $Q_H$  или  $Q_H^c$ ) определяется как сумма теплот сгорания его горючих составляющих и рассчитывается по универсальной формуле

$$Q_H^c = 108H_2 + 127CO + 234H_2S + 358CH_4 + 590C_2H_4 + \\ + 638C_2H_6 + 913C_3H_8 + 1187C_4H_{10} + 1461C_5H_{12}, \text{кДж/м}^3 \text{ при н. у.} \quad (1.18)$$

В формуле (1.18) коэффициенты перед химическими формулами газов характеризуют соответственно величину теплот сгорания их, деленные на 100. Для расчета  $Q_H$  на места химических формул составляющих компонентов газообразного топлива подставляется их содержание в % об. Низшая и высшая теплоты сгорания природного газа могут быть определены также по углеродному числу  $n$  с помощью уравнений, предложенных Г. Ф. Кнорре:

$$Q_H^c = 27\,423,54n + 8\,373,6, \text{кДж/м}^3, \quad (1.19)$$

$$Q_B^c = 29\,307,6n + 10\,048,32, \text{кДж/м}^3. \quad (1.20)$$

Число  $n$  определяется по формуле

$$n = \frac{CH_4 + 2C_2H_6 + 3C_3H_8 + \dots + nC_nH_{2n}}{100 - (CO_2 + O_2 + N_2)}. \quad (1.21)$$

Для определения теплоты сгорания влажного газообразного топлива  $Q_H^{\text{вл}}$  проводится либо пересчет его на влажный состав с последующим использованием формулы (1.18), либо более простым путем по зависимости

$$Q_H^{\text{вл}} = Q_H^c \frac{100 - H_2O}{100}, \text{кДж/м}^3 \text{ при н. у.}, \quad (1.22)$$

где  $H_2O$  – содержание водяных паров в топливе, % об.

Для сравнения энергетической ценности различных видов топлива, учета потребности, эффективности использования

энергетических ресурсов, определения удельного расхода на тепловую обработку материалов в СНГ введено понятие условного топлива, теплота сгорания которого ( $Q_{\text{усл}}$ ) принята равной 29 300 кДж/кг. Эта величина соответствует теплоте сгорания 1 кг каменного угля.

Перевод натурального топлива в единицы условного топлива проводится с помощью теплового эквивалента (переводного коэффициента), величина которого равна отношению

$$\mathcal{E}_T = \frac{Q_n^p}{Q_{\text{усл}}}. \quad (1.23)$$

Тогда для перерасчета расхода натурального топлива ( $B_n$ ) в условное ( $B_{\text{усл}}$ ) достаточно величину  $B_n$  умножить на эквивалент ( $\mathcal{E}_T$ ).

Значения теплового эквивалента для некоторых видов топлива следующие: каменный уголь – 1; бурый уголь – 0,6; мазут – 1,4; природный газ – 1,21; коксовый газ – 0,57; доменный газ – 0,13.

Для характеристики энергоемкости тепловой обработки материалов используется 1 т условного топлива (т у. т.):

$$1 \text{ т у. т.} = 29,30 \cdot 10^9 \text{ Дж} = 7 \cdot 10^6 \text{ ккал} = 8,14 \cdot 10^3 \text{ кВт} \cdot \text{ч}. \quad (1.24)$$

В Западной Европе и других зарубежных странах используется условное топливо с теплотой сгорания 41 900 кДж/кг. Тепловой эквивалент с использованием этой величины называется нефтяным эквивалентом в отличие от применяемого в СНГ, называемым угольным эквивалентом.

Из твердого топлива при нагревании выделяются газообразные вещества, которые называются *летучими*. Содержание летучих определяют по отношению к горючей массе топлива ( $V^f$ ).

Летучие вещества представляют собой продукты разложения сложных органических соединений, содержащихся в органической массе топлива. В их состав входят  $N_2$ ,  $O_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$ ,  $C_2H_4$  и др. Определение выхода летучих проводят прокаливанием воздушно-сухого топлива массой 1 г при температуре  $850 + 10^\circ\text{C}$  в течение 7 мин без доступа воздуха. Содержание летучих в топливе оказывает большое влияние на процесс его воспламенения и полноту сгорания, а также длину факела и является важной характеристикой при выборе его для тепловых установок.

Твердый остаток, который получается после выхода летучих, называется *коксом*. В состав коксового остатка входят часть

углерода и зола. По своим механическим свойствам кокс может быть порошкообразным, слабоспекающимся, спекающимся.

По выходу летучих и характеристике коксового остатка проводят классификацию каменных углей.

Переход золы в расплавленное состояние характеризуется тремя температурными точками: температурой начала деформации ( $t_A$ ), температурой плавления ( $t_B$ ) и температурой жидкоплавкого состояния ( $t_C$ ).

*Температура плавления золы* обуславливает агрегатное состояние золы при температуре горения топлива и физическую структуру зольного остатка после удаления его из топочного пространства. Это свойство золы определяет принцип сжигания топлива. Различают 4 группы зол по температуре плавления: легкоплавкую (1160–1350); тугоплавкую (1350–1500) и огнеупорную (более 1500°C). После сжигания топлива с легкоплавкой золой получается омоноличенный конгломерат в виде пористого шлака, с среднеплавкой и тугоплавкой золой – остаток, состоящий из тонкодисперсного порошка.

*Вязкость* жидкого топлива имеет большое значение для осуществления процессов его слива, транспортирования, хранения и сжигания. Показателем вязкости является градус условной вязкости (градус Энглера) при температуре 50°C. Градус Энглера (°ВУ) – это отношение продолжительности истечения 200 см<sup>3</sup> жидкого топлива в вискозиметре Энглера при температуре испытания (50°C) к времени истечения того же объема дистиллированной воды при 20°C. В соответствии с ГОСТ 10585–75 с изменениями от 01.02.77 и 01.04.82г. определяется также кинематическая вязкость в м<sup>2</sup>/с.

*Температура вспышки* – эта такая температура, при которой смесь паров, отделившихся от поверхности жидкого топлива, с воздухом при нагревании его в стандартных условиях вспыхивает при поднесении к ней пламени, однако скорость образования паров недостаточна для продолжения горения.

*Температура воспламенения* – это температура, при которой нагреваемое в стандартных условиях топливо загорается без участия очага горения и горит не менее пяти секунд.

Для более наглядного представления о составе твердого и жидкого топлива, в частности таких его компонентов, как влажность, зольность, содержание серы, определяют их приведенные характеристики. Под

приведенной характеристикой понимают содержание данного компонента в граммах, отнесенное к одному МДж теплоты, выделяющейся при сгорании 1 кг топлива. Для расчета используются зависимости

$$W^{\text{п}} = \frac{100W^{\text{р}}}{Q_{\text{н}}^{\text{р}}}, \text{ г/МДж}, \quad (1.24)$$

$$A^{\text{п}} = \frac{100A^{\text{р}}}{Q_{\text{н}}^{\text{р}}}, \text{ г/МДж}, \quad (1.25)$$

$$S^{\text{п}} = \frac{100S_{\text{ор+к}}^{\text{р}}}{Q_{\text{н}}^{\text{р}}}, \text{ г/МДж}, \quad (1.26)$$

где  $W^{\text{п}}$ ,  $A^{\text{п}}$ ,  $S^{\text{п}}$  – приведенные характеристики топлива соответственно по влажности, содержанию золы и серы, г/МДж;  $W^{\text{р}}$ ,  $A^{\text{р}}$ ,  $S_{\text{ор+к}}^{\text{р}}$  – содержание соответственно влаги, золы и горючей серы в рабочем топливе, мас. %;  $Q_{\text{н}}^{\text{р}}$  – низшая теплота сгорания топлива, МДж/кг.

Приведенные характеристики позволяют получить оценку качества топлива. По приведенной влажности судят о дополнительных затратах на его транспортирование, сушку, помол. Влажное топливо понижает температуру горения, а продукты его сгорания с большим содержанием водяных паров вызывают коррозию металлических частей оборудования. Большая зольность топлива, о которой судят по  $A^{\text{п}}$ , также увеличивает транспортные затраты на его перевозку, затрудняет шлакоудаление. Откладываясь в дымоходах, она нарушает аэродинамический режим и снижает производительность тепловых установок. Зола быстро изнашивает металлические поверхности, эродируя и корродируя их. Высокое значение  $S^{\text{п}}$  свидетельствует о сернистости топлива, требующей определенных условий сжигания, обеспечивающих охрану труда и окружающей среды. Продукты сгорания серы с водяными парами образуют серную кислоту, которая выпадает с осадками на поверхность почвы в виде кислотных дождей.

### **1.1.3. Виды топлива, их классификация и свойства.**

*Древесное топливо.* К нему относят дрова, отходы деревообрабатывающих производств: опилки, стружку, щепу и др.;

отходы сельского хозяйства: солому, подсолнечную лузгу, льняную костру и др.; отход гидролизного производства – лигнин. Древесное топливо считают топливом местного значения.

Элементный состав древесины в среднем отвечает химической формуле клетчатки  $(C_6H_{10}O_5)_x$ , т.е. состоит из 51% C<sup>r</sup>, 6% H<sup>r</sup>, 0,7% N<sup>r</sup> и 42,3% O<sup>r</sup>.

Древесина является веществом, из которого образовались другие виды естественного твердого топлива при ее разложении в недрах земли без доступа воздуха в условиях высокой влажности. Разлагаясь, древесина постепенно беднела кислородом и обогащалась углеродом.

Дрова благодаря наименьшей степени разложению содержат до 85% летучих веществ. Будучи в сухом виде, они легко загораются и горят длинным пламенем, поэтому древесину используют при розжиге печей и топок, работающих на других труднозагорающихся топливах, например антрацитах. В составе древесины нет серы; зольность невелика, всего 1,5–2%. Зола не шлакуется. Влажность дров большая; в свежесрубленном дереве она достигает 50–100%, а в воздушно-сухом состоянии – 20–25%. Высокая влажность и небольшое содержание углерода в древесине обуславливают невысокую теплоту сгорания дров. Для воздушно-сухой древесины удельная теплота сгорания составляет 10 000–12 600 кДж/кг.

*Торф.* Он также относится к местным видам топлива. Является продуктом разложения растительности во влажных условиях без доступа воздуха. По своему составу и многим техническим свойствам торф мало отличается от древесины: так, в его горючей массе содержится немного больше углерода и меньше кислорода, что объясняется большей степенью его разложения – обуглероживания. Торф также почти не содержит серы, имеет высокую влажность и небольшую теплоту сгорания. Низшая теплота сгорания фрезерного торфа с влажностью 45–55% составляет 8400–10 500 кДж/кг. Зольность торфа ввиду засорения массы механическими примесями болотных вод выше зольности дров и составляет 5–30%. Зола торфа относится к легкошлакующей. Содержание летучих веществ в торфе меньше, чем в древесине (70–75%), вследствие большей степени разложения растительного вещества.

Торф в сухом состоянии быстро загорается и горит длинным пламенем.

В зависимости от способов добычи торф получают в виде кусков при машинно-формовочном и гидравлическом способах или в виде крошки – при фрезерном. Более экономичным и распространенным способом является фрезерный способ добычи торфа. При хранении на складах торф, особенно фрезерный, подвержен самовозгоранию.

В настоящее время широкое распространение получили торфяные брикеты, имеющие небольшую влажность (около 20%) и более высокую теплоту сгорания. Кроме того, они не самовозгораются. Природные запасы торфа в Беларуси достигают 4 000 млн. т.

*Ископаемые угли.* Следующей за торфом стадией разложения растительного вещества является образование углей. Так как процесс обуглероживания растительного вещества протекал не скачкообразно, а постепенно, то ископаемые угли характеризуются разной степенью разложения и в зависимости от этого бывают: бурые и каменные угли, а также антрациты.

*Бурые угли* относятся к самым молодым углям. Их цвет меняется от бурого до черного, они лишены блеска, имеют пористую структуру, небольшую механическую прочность. При длительном пребывании на воздухе выветриваются и рассыпаются на мелкие куски; при хранении в штабелях на складах подвержены самоокислению, в результате чего может произойти их самовозгорание. Бурые угли содержат 40–55% летучих горючих веществ, горят длинным пламенем. Ввиду пористой структуры имеют большую влажность и зольность, обуславливающие их высокий балласт, достигающий 50% и выше.

Марки бурых углей обозначают буквой Б, и в зависимости от влажности их делят на группы: Б1 – с влажностью свыше 40%, Б2 – с влажностью от 30 до 40% и Б3 – с влажностью менее 30%. Бурые угли некоторых месторождений имеют повышенную сернистость, достигающую 8%. В зависимости от содержания балласта низшая теплота их сгорания колеблется от 10 000 до 17 700 кДж/кг.

Бурые угли относятся к местным видам топлива, так как содержат много балласта, не выдерживают дальних перевозок и длительного хранения.

Природные запасы бурого угля в Беларуси составляют 151 млн. т. и пока добыча его не ведется.

*Каменные угли* характеризуются выходом летучих веществ более 12%, с низшей теплотой сгорания 20 300–30 700 кДж/кг. Большинство их них относится к спекающимся углям. Содержание балласта у них достигает 20% и более.

Содержание летучих веществ, характеристика коксового остатка положены в основу маркировки каменных углей (табл. 1.4).

Таблица 1.4

#### Маркировка каменных углей

Уголь	Марка	$V^f$ , %	Характеристика кокса
Длиннопламенный	Д	$\geq 36$	От порошкообразного до слабоспекающегося
Газовый	Г	$\geq 35$	Спекающийся
Газовый жирный	ГЖ	31–37	То же
Жирный	Ж	24–37	»
Коксовый жирный	КЖ	25–33	»
Коксовый	К	17–33	»
Отощенный спекающийся	ОС	14–27	»
Тощий	Т	9–17	От порошкообразного до слабоспекающегося
Слабоспекающийся	СС	17–37	То же

Наиболее молодые каменные угли обладают большим выходом летучих – более 33%. Это длиннопламенные, газовые угли.

По внешнему виду каменные угли в отличие от бурых имеют черный цвет, иногда с блеском, плотное строение и большую прочность.

К *антрацитам* относят ископаемые угли с выходом летучих менее 7,5%. Различают полуантрациты (ПА), переходные от тощих каменных углей к антрацитам, и антрациты (А). Низшая теплота сгорания их составляет 24 100–30 300 кДж/кг.

Для антрацитов характерны металлический блеск, слоистая структура, большая твердость. Загораются антрациты трудно, горят почти без пламени, тлея в кусках; относятся к высокосортному топливу, так как имеют небольшой балласт, высокую теплоту сгорания, устойчивы на воздухе, поэтому легко выдерживают дальние перевозки и длительное хранение на складах.

При добыче каменных углей и особенно антрацитов образуются куски разных размеров, определяющие сортность.

Согласно ГОСТ 19242–73, бурые, каменные угли и антрациты разделяют на следующие их классы (табл. 1.5).

Таблица 1.5

**Классификация ископаемых углей**

Класс	Обозначение для		Размер куска, мм
	каменного угля	антрацита	
Плитный	П	АП	100–200 (300)
Крупный	К	АК	50–100
Орех	О	АО	25–50
Мелкий	М	АМ	13–25
Семечко	С	АС	6–13
Штыб	Ш	АШ	< 6
Рядовой	Р	–	Не более 200–300
Мелкий и семечко со штыбом	МСШ	–	< 25
Семечко со штыбом	СШ	–	< 13

Полное обозначение ископаемых углей получается при приписывании к обозначению марки обозначения класса углей, например АШ – антрацит штыб, Б2Р – бурый рядовой с влажностью 30–40%, ДР – каменный уголь длиннопламенный рядовой и т.д.

*Горючие сланцы* образовались в виде слоистых отложений на дне бывших водоемов в течение длительного времени. Они являются продуктом пропитывания мергелистых, известняковых и других горных пород разложившимися простейшими организмами, обитавшими в водоемах. Для горючих сланцев характерны высокая зольность, достигающая 65% на сухую массу, повышенная сернистость – до 13% и высокое содержание летучих веществ – до 90% на горючую массу. Низшая теплота сгорания рабочей массы их невысока, всего 4600–10 300 кДж/кг. Горючие сланцы горят длинным коптящим пламенем. Их удобнее сжигать в пылевидном состоянии. Из-за низкой теплоты сгорания горючие сланцы в большом количестве идут на переработку для получения из них более ценного газообразного (сланцевого газа) и жидкого топлива, а также разнообразных химических продуктов. Сланцевую золу используют в производстве цемента и бетона как активную минеральную добавку, в качестве известкового вяжущего в производстве ячеистого бетона, в составе тампонажных

растворов в нефтедобыче, а также в сельском хозяйстве для нейтрализации кислых почв.

Горючие сланцы относят к местным видам топлива. Природные запасы их в Беларуси составляют 11 млн. т, но промышленная разработка их является экономически нецелесообразной.

*Техногенное топливо.* В настоящее время в качестве техногенного топлива в ряде зарубежных стран используются изношенные автомобильные покрышки. Их в целом виде или кусками сжигают, например, в цементных вращающихся печах. Такой метод утилизации всех изношенных автопокрышек применяется в Японии и Германии. Содержащийся в них металлокорд не является препятствием, поскольку частично заменяет в сырьевой смеси железосодержащий компонент.

Теплота сгорания автопокрышек – 33 000 кДж/кг. Одна тонна их равноценна 800–850 кг мазута М 40.

Объем накопившихся в Республике Беларусь автопокрышек составляет 400 тыс. т, и ежегодно он пополняется на 55–60 тыс. т. Следовательно, этот обременительный с экологической точки зрения техногенный отход представляется достаточно перспективным источником теплоты. Из опыта работы цементных заводов Германии, таким топливом можно покрывать 25% потребной теплоты во вращающейся печи, работающей по сухому способу.

Не менее перспективным для цементной отрасли является синтетическое топливо из отработанных технических масел и жидких органических отходов лакокрасочных и других производств, получаемое пропиткой ими мелкодисперсного (фракции до 2 мм) известняка. Это топливо затем с помощью двухканальной горелки вдувается совместно с пылеугольным топливом во вращающуюся цементную печь.

Применение техногенных топлив решает задачу программы энергосбережения и увеличения доли местного топлива в топливно-энергетическом балансе республики, а также вопросы улучшения экологии.

*Жидкое топливо.* Основным источником искусственных жидких топлив является нефть. Она представляет собой маслянистую жидкость от темно-бурого до черного цвета растительно-животного или иного происхождения, состоящую из смеси парафиновых, нафтеновых ( $C_nH_{2n+2}$ ) и ароматических ( $C_nH_{2n+6}$ ) углеводородов, находящихся в

различных соотношениях. В ней содержится также некоторое количество жидких кислородных, сернистых и азотосодержащих соединений.

Сырая нефть редко используется в качестве топлива. Для получения искусственных видов топлива ее подвергают термической переработке: фракционной перегонке или крекингу. При фракционной перегонке нефть нагревают до 300–370°C. В процессе нагрева образующиеся пары разгоняют на фракции, которые конденсируются при разной температуре: сжиженный газ (выход 1%), бензиновая ( $t_k=30-180^\circ\text{C}$ , выход 15%), керосиновая ( $t_k=120-135^\circ\text{C}$ , выход 17%), дизельная ( $t_k=180-360^\circ\text{C}$ , выход 18%). Жидкий остаток с температурой кипения 330–350°C называется *мазутом*. Выход мазута при прямой перегонке составляет 40%. При использовании глубокой перегонки (крекинга) нефти выход его не превышает 20%. Крекинг-процесс состоит в расщеплении сложных углеводородов мазутной фракции на более простые легкокипящие при повышенном давлении, температуре и при участии катализатора. При крекинге нефти увеличивается выход из нее светлых нефтепродуктов.

В Республике Беларусь природные запасы нефти составляют 58 млн. т. Ежегодная добыча ее не превышает 1,7 млн. т.

Мазут по внешнему виду представляет собой черно-бурую жидкость с зеленоватым оттенком. В зависимости от содержания предельных и непредельных углеводородов он делится на парафинистый и непарафинистый. В мазутах прямой перегонки преобладают углеводороды ароматического и нафтенового ряда, а также полициклические и парафиновые. Крекинг-мазут содержит в основном полициклические углеводороды, а также углеводороды непредельного ряда (олефины) и продукты их полимеризации или конденсации. В мазуте содержатся асфальто-смолистые вещества, представляющие сложные комплексы полициклических, гетероциклических и металлоорганических соединений.

В соответствии с ГОСТ 10585–75, мазут разделяют на следующие марки: флотский Ф5 и Ф12; топочный 40В и 40; топочный 100В и 100. В последнее время появился мазут марки 200. Цифра в марке мазута показывает значение условной вязкости (°ВУ). Флотские мазуты относятся к категории легких топлив, топочные мазуты марок 40В и 40 – к категории средних, остальные из указанных выше – к категории тяжелых. Для сжигания в технологических установках и промышленных печах в основном используется мазут марок 40В и 40.

Они состоят преимущественно либо из тяжелых крекинг-остатков, либо из смеси крекинг-остатков с мазутом, получаемом при прямой перегонке нефти. Мазут, маркированный буквой В, относится к высококачественному.

Мазут содержит в основном углерод ( $C^p=84-87,7\%$ ) и водород ( $H^p=10-11,7\%$ ). Имеет значение кинематической вязкости от 36 до 118 мм<sup>2</sup>/с. Для перекачки мазута по трубопроводам (так называемым пароспутникам) и осуществления процесса сжигания его подогревают глухим паром до 100–140°С до достижения вязкости 15–20 мм<sup>2</sup>/с. Температура застывания мазута находится в пределах (–7 – –42°С). В пределах марок топочные мазуты подразделяются на три сорта в зависимости от содержания серы: малосернистые ( $S^p \leq 0,5\%$ ), сернистые ( $S^p=0,5 \div 2\%$ ) и высокосернистые ( $S^p=2,5-3,5\%$ ). Зольность ( $A^p$ ) мазутов не должна превышать 0,14%, влажность ( $W^p$ ) – не более 1,5%. В состав золы входят соединения V, Ni, Fe и других металлов. Из-за большого содержания в золе соединений ванадия ее используют для выделения ванадия. Низшая теплота сгорания мазута указанных марок достигает 39 900–41 490 кДж/кг.

В последнее время все более актуальным становится получение жидкого топлива из угля, горючих сланцев, рапса. Причем оно получается достаточно конкурентоспособным по отношению к природному, в особенности дизельное топливо из рапса. В Беларуси успешно ведутся работы по получению жидкого топлива типа мазута М 40 из изношенных автопокрышек. Выход жидкого топлива в этом случае составляет 450–500 кг из одной тонны покрышек. Однако процесс переработки их на жидкое топливо является менее экономичным, чем сжигание их непосредственно во вращающихся цементных печах при условии соблюдения требований охраны окружающей среды. Сжигание автопокрышек позволило бы уменьшить доминанту природного газа в цементном производстве.

*Природный газ* – беззольное высококачественное топливо. Представляет собой смесь горючих и негорючих газов. Горючая часть состоит из предельных ( $C_nH_{2n+2}$ ) и непредельных ( $C_nH_{2n}$ ) углеводородов,  $H_2$ , CO и  $H_2S$ . В состав негорючей части входят  $N_2$ ,  $CO_2$  и  $H_2O$ . Природный газ чисто газовых месторождений характеризуется высоким содержанием углеводородов, в основном метана  $CH_4$  (до 99%). В состав природного газа в небольших количествах входят также этан  $C_2H_6$ , пропан  $C_3H_8$ , бутан  $C_4H_{10}$ , пентан

$C_5H_{12}$ , этилен  $C_2H_4$  и пропилен  $C_3H_6$ . Содержание балласта  $CO_2$  и  $N_2$  в природном газе может находиться в пределах 0,1–14,5% по объему, концентрация водяного пара – соответствует состоянию насыщения при температуре газа в трубопроводе. В процессе добычи природный газ осушают, очищают от механических примесей, сернистых соединений, тяжелых углеводородов. Низшая теплота сгорания сухого природного газа колеблется в пределах от 33 100 до 36 950 кДж/м<sup>3</sup> при н.у.

Кроме чисто газовых месторождений, имеются месторождения природного газа, сопутствующие залежам нефти. Газы, получаемые из таких скважин, называются попутными, или нефтяными газами. Они содержат больше тяжелых углеводородов. Теплота сгорания их в связи с этим может достигать 63 560 кДж/м<sup>3</sup> при н.у.

*Искусственные газы* могут быть получены специально путем термической обработки естественных твердых видов топлива либо являются побочными продуктами различных производств. К первым относится генераторный газ, ко вторым – доменный, коксовый и нефтяные газы.

Генераторный газ является основным представителем искусственного газообразного топлива. Процесс его получения из твердого топлива называется газификацией. Осуществляют его в специальных аппаратах – газогенераторах. Сущность процесса газификации состоит в неполном сжигании твердого топлива при недостатке воздуха. Процесс газификации может протекать также в угольных пластах, залегающих в недрах земли. Этот способ газификации является перспективным для сильно забалластированных углей, а также трудноизвлекаемых. Генераторный газ может быть получен нескольких видов: воздушный, водяной и паровоздушный (смешанный). Воздушный получается при продувании сухого воздуха через слой углерода, водяной – при комбинированной схеме его получения. В первом случае основной горючей составляющей генераторного газа является CO, во втором – CO и  $H_2$  и в третьем – CO,  $H_2$ ,  $CH_4$  и другие углеводороды. Наибольшую низшую теплоту сгорания из них имеет водяной генераторный газ (10 300 кДж/м<sup>3</sup>), наименьшую – воздушный (4600 кДж/м<sup>3</sup>). Генераторные газы в большинстве стран практически полностью вытеснены природным, однако сейчас снова возрождается интерес к их получению и использованию.

Доменный газ получается на металлургических заводах при доменном процессе. Горючая часть его включает CO,  $H_2$ ,  $CH_4$  и  $H_2S$ .

Он имеет низшую теплоту сгорания до 4900 кДж/м<sup>3</sup>. Используется на том же производстве в чистом виде или в смеси с коксовым газом.

Коксовый газ образуется при коксовании углей. Имеет более сложный состав. Горючая часть его содержит преимущественно H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>. Поэтому низшая теплота сгорания его более высокая и находится в пределах 16 500–20 600 кДж/м<sup>3</sup> при н.у. Газ переработки нефти получается в процессе крекинга и пиролиза. При этом наряду с жидкими продуктами из нефти выделяется большое количество горючих газов, теплота сгорания которых составляет 46 000–50 000 кДж/м<sup>3</sup> при н.у.

В последнее время в мире промышленное применение получает биогаз – продукт анаэробной ферментации (сбраживания) органических отходов (навоза, растительных остатков, мусора, сточных вод и т.д.). Горючая часть биогаза состоит в основном из CH<sub>4</sub>, CO с небольшим количеством H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>. Низшая теплота сгорания биогаза находится в пределах 22 400–26 100 кДж/м<sup>3</sup> при н.у. Анаэробное сбраживание различных отходов, кроме того, позволяет решить чрезвычайно острую проблему загрязнения окружающей среды. Потенциально возможное получение

в Беларуси товарного биогаза от всех источников оцениваются в 160 тыс. т у.т. в год.

Сравнительные усредненные характеристики твердого, жидкого и газообразного топлива приведены в табл. 1.6–1.8. Как видно из табл. 1.6, с возрастом твердого топлива в нем увеличивается содержание углерода, водорода, летучих веществ. Увеличивается также теплота сгорания. Температура плавления золы может изменяться в широких пределах – 1170–1500°С. Поскольку горючие сланцы имеют иное происхождение, они не подчиняются указанной зависимости.

Таблица 1.6

**Усредненные характеристики твердого топлива**

Вид топлива	Состав топлива, % мас.							V <sup>r</sup> , % мас.	Q <sub>H</sub> <sup>p</sup> , кДж/кг	Температура плавления золы, °С
	C <sup>r</sup>	H <sup>r</sup>	S <sup>r</sup> <sub>ор+к</sub>	N <sup>r</sup>	O <sup>r</sup>	A <sup>c</sup>	W <sup>p</sup>			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Древесина	48–52	6–7	–	0,1–0,6	43–45	1,5–2,0	30–40	70–85	10 000–12 600	–
Торф	48–65	4,7–7	1,2–2,5	0,6–3,8	30–40	5–30	40–55	70–75	8400–10 500	1270

Бурый уголь	65–75	4,3–6,3	0,3–5,9	0,6–1,7	18,1–23,9	12–35	17–39	44–48	10 000–17 700	1240–1500
Каменный уголь	75–90,5	4,2–6,3	0,4–6,8	1,3–2,7	2,1–16,5	9,5–45	4–13	12–45,7	20 300–30 700	1170–1500
Антрацит*	91–94	1,8–3,5	1,9–2,1	0,8–1,3	1,3–2,6	6,0–20,5	4,0–7,5	3,5–7,5	24 100–30 300	1200–1290
Горючие сланцы	60–90	6,7–11,8	1,8–5,7	0,3–18,1	11,3–18,1	(44,4 – 58,9) + (8,3 – 17,4)**	11–14	80–90	4600–10 300	1170–1460

\* В этот вид топлива включен и полуантрацит (ПА).

\*\* Первое слагаемое – зола, второе – CO<sub>2</sub> из карбонатов.

Таблица 1.7

**Усредненный состав и технические характеристики  
выпускаемого мазута**

Показатели	Марки мазута					
	Флотские		Топочные			
	Ф5	Ф12	40	40В	100	100В
1	2	3	4	5	6	7
Состав, % мас: малосернистый S <sup>Г</sup>	–	0,3–0,5	0,3–0,5	0,5	0,5	0,5
C <sup>Г</sup>	87,2–87,7					
H <sup>Г</sup>	10,5–11,7					
N <sup>Г</sup>	0,3–1,0					
O <sup>Г</sup>	0,3–1,0					
A <sup>с</sup>	0,03–0,05	0,03–0,10	0,03–0,12	0,03–0,04	0,03–0,14	0,03–0,05
W <sup>р</sup>	0–0,2	0–0,2	0,2–1,5	0–0,3	0,2–1,5	0–0,3
сернистый S <sup>Г</sup>	0,5–1,5	–	0,5–2,0	0,5–2,0	0,5–2,0	0,5–2,0

Окончание табл. 1.7

1	2	3	4	5	6	7
C <sup>Г</sup>	84,0–84,9					
H <sup>Г</sup>	10,0–10,6					
N <sup>Г</sup>	0,2–0,3					
O <sup>Г</sup>	0,2–0,3					
A <sup>с</sup>	0,03–0,05	0,06–0,10	0,03–0,12	0,03–0,04	0,03–0,14	0,03–0,05
W <sup>р</sup>	0–0,2	0–0,2	0,2–1,5	0–0,3	0,2–1,5	0–0,3
Содержание механических примесей, % мас.	0,03–0,10	0,12	0,8	0,07	1,5	0,20
Вязкость: условная, °ВУ/	4/36,2	12/89,0	–	–	–	–
	–	–	–/59,0	6/43,8	–/118,0	10/73,9

кинематическая, мм <sup>2</sup> /с при 50°С при 80°С							
Температура вспышки, °С: в открытом тигле в закрытом тигле	– 80	– 90	90 –	90 –	110 –	110 –	
Температура застывания, °С	–7	–8	25	10	42	25	
Теплота сгорания, $Q_H^p$ , кДж/кг	41 300– 41 450	41 490– 41 400	40 650– 40 130	40 740– 40 600	40 460– 39 900	40 540– 40 400	

Таблица 1.8

## Усредненные характеристики газообразного топлива

Наименование газа	Состав газа, % об.											Теплота сгорания $Q_H^c$ , кДж/м <sup>3</sup>
	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Природный	76,7– 98,9	0,1– 4,5	0,1– 1,7	0,01– 0,80	0– 0,65	0,1– 14,5	0,1– 0,4	–	0,1– 0,6	–	–	33 100– 36 950
Попутный (нефтяной)	51,1– 85,0	2,8– 17,2	0– 17,0	0,3– 15,0	0– 4,0	0– 30,0	0,3– 11,0	–	0,2– 1,1	–	–	33 500– 63 500
Генераторный: воздушный	0,5	–	–	–	–	65,0	0,5	33,0	–	1,0	0,2	4 600
паровоздушный из каменных углей	0,5– 2,8	–	–	–	–	51,9– 52,6	5,0– 5,5	26,5– 27,5	0,1– 0,2	13,5	0,2	5 150– 5 860

Окончание табл. 1.8

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
паровоздушный из бурых углей	2,2	–	–	–	–	49,4	5,0	30,0	0,2	13,0	0,2	6 070
паровоздушный из торфа	3,5	–	–	–	–	45,2	8,0	28,0	0,1	15,0	0,2	6 500
паровоздушный из древесины	3,5	–	–	–	–	46,8	6,5	29,0	–	14,0	0,2	6 500
Водяной из антрацита	0,5	–	–	–	–	6,3	6,0	38,5	0,5	48,0	0,2	10 300
Доменный	0,3– 1,6	–	–	–	–	51,4– 58,5	10,5– 12,0	27,0– 28,0	0– 0,3	2,7–8 ,0	–	3 900–4 900

Коксовый	24,4– 25,0	–	–	–	–	7,7– 7,8	2,3	6,8	0,4	57,0– 57,5	0,8	16 500– 20 600
Переработки нефти	41,0	43,0				0,2	0,5	0,8	–	14,0	–	46 000– 50 000
Подземной газификации	1,8	–	–	–	–	57,6– 63,6	9,5– 10,3	10,0– 18,4	0,6	11,1– 14,1	0,2	3 600–4 350
Биогаз	55– 70	–	–	–	–	–	27– 44	–	3,0	1,0	–	22 400– 26 100

Более полная характеристика твердого и газообразного топлива различных месторождений стран СНГ и Республики Беларусь приведена в прил., табл. 2–4.

**1.1.4. Выбор топлива для тепловой обработки.** При применении того или иного источника теплоты, топлива для осуществления тепловых процессов в технологии силикатных материалов и изделий следует руководствоваться следующими технико-экономическими факторами:

- видом и объемом выпускаемых материалов и изделий;
- конструкцией тепловой установки;
- структурой баланса котельно-печного топлива и принятой в Республике Беларусь государственной программой энергопотребления;
- теплотехническими характеристиками топлива;
- стоимостью топлива;
- требованиями охраны окружающей среды.

Наиболее требовательными к источникам теплоты являются процессы получения тонкой и технической керамики, варки стекла и тепловой обработки стеклоизделий. Для этой цели могут использоваться природный газ, электрическая энергия, а также жидкое топливо. Для тепловой обработки других видов силикатных материалов практически могут быть использованы все виды органического топлива. Применение их в первую очередь будет определяться конструкцией тепловой установки.

Твердое топливо наименее пригодно для современных печей. Но применение его может быть актуальным при возвращении к обжигу извести, шамота и других материалов в высокоэкономичных шахтных печах, обжигу керамического кирпича в кольцевых печах. Шахтные печи при пересыпном способе обжига требуют сортированного топлива с высокой механической и термической стойкостью, малым (до 5%) выходом летучих, с малой зольностью (каменные угли марки

СС, Т, антрациты). Шахтные печи с полугазовыми топками работают на топливе с большим выходом летучих. Для кольцевых печей нежелательно многозольное топливо с легкоплавкой золой. В этих печах можно использовать местное топливо (фрезерный торф, опилки и т.д.).

Твердое топливо в пылевидном состоянии (каменные угли марки Г, Т, антрациты, их смеси, бурые угли, горючие сланцы) имеют ограниченное применение и используются главным образом во вращающихся печах, в топках промышленных котельных для получения пара.

В республике в перспективе, согласно Государственной программе, доля каменного угля в структуре топливного баланса должна возрасти за счет природного газа, что потребует более широкого его использования в ряде тепловых установок.

Более «удобным» топливом для тепловой обработки силикатных материалов является жидкое и газообразное топливо. Жидкое топливо имеет преимущество перед твердым топливом благодаря более высокой теплоте сгорания, почти отсутствию золы и влаги, высокого пирометрического эффекта процесса горения. При применении жидкого топлива снижаются затраты на устройство топливных складов и на оборудование по его транспортировке. Но более рациональным является использование природного газа. Он отвечает всем требованиям технологии: имеет высокую теплоту сгорания; не содержит балласта, серы; сжигание его может быть полным; регулирование тепловых режимов является легким и удобным, не требует дорогих устройств для сжигания. Однако сжигание природного газа в промышленных тепловых установках считается расточительным и для менее ответственных процессов он должен быть заменен на другие виды топлива.

При выборе топлива для тепловой обработки необходимо исходить из структуры топливно-энергетического баланса в Беларуси. Так, в последние годы доля природного газа составляла примерно 67, мазута 15, каменного угля 1, торфа и торфобрикетов 3, древесины 7, остальных видов топлива, включая нефтяной газ, отходы производств и вторичные энергоресурсы (ВЭР) – 7%. Из указанного топлива 83% импортируется. Потребляется в республике около 20 млн. т у.т., или 16,8 млрд. м<sup>3</sup> природного газа, 4,5 млн. т у.т. мазута.

Из приведенных данных видно, что основным топливом, применяемым в республике, является газообразное (природный газ) и

жидкое (мазут). Поэтому все предприятия технологии силикатных материалов в настоящее время ориентированы на потребление этих видов топлива. В обозримой перспективе на развитие топливной базы нашей страны будет оказывать влияние рост цен на все виды топливно-энергетических ресурсов при опережающем росте стоимости высококачественного газомазутного топлива.

В связи с этим к 2020 году прогнозируется следующая структура топливного баланса Республики Беларусь с учетом возможного строительства АЭС и потенциального развития и использования местных топливно-энергетических ресурсов: при общем потреблении котельно-печного топлива 32,8 млн. т у.т. доля природного газа составит 58,5; ядерного топлива 15,2; дров 10,7; мазута и торфа по 4,3; угля 0,6 и прочих видов топлива – 6,4%.

Для снижения энергоемкости ВВП стоит задача к 2012 г. увеличить до 25% (6,75 млн. т у.т.) потребление местных видов топлива (торфа, дров), отходов производства (лигнина, древесной щепы, опилок, биогаза и др.), получения электроэнергии за счет возобновляемых видов энергии (воды, ветра, солнца), что обеспечит повышение энергетической безопасности страны.

В республике существует огромный потенциал энергосбережения ТЭР. Реализация этого потенциала является приоритетом энергетической и экономической политики нашего государства. Энергосбережение сейчас занимает место, по значению равное техническому перевооружению и развитию топливных отраслей, и рассматривается как крупный потенциальный источник, способный обеспечить до 50% потребности Беларуси в энергоресурсах. Эффективность использования энергоресурсов является фактором, определяющим производство конкурентоспособной продукции.

Из направлений политики энергосбережения основными для производства силикатных материалов является совершенствование технологических процессов, в частности:

- в производстве цемента и извести – это переход на сухой способ производства, совершенствование процессов сжигания топлива, использование в качестве топлива отходов производства, утилизация ВЭР, применение газотурбинных установок (ГТУ) и газопоршневых агрегатов (ГПА);

- в производстве стекла и изделий из него – это переход на электрическую варку, применение кислородного дутья,

совершенствование процессов сжигания топлива, утилизация ВЭР, в т.ч. с применением ГТУ и ГПА, проведение эффективной теплоизоляции стекловаренных печей;

– в производстве керамического кирпича и изделий из керамики – это совершенствование режимов сушки, обжига и конструкции тепловых агрегатов, использование местных видов топлива и отходов производства, интенсификация процесса обжига, улучшение теплоизоляции тепловых установок, утилизация ВЭР, в т. ч. с использованием тепловых насосов, применение импульсного процесса сжигания жидкого топлива;

– в производстве изделий автоклавного твердения – сокращение продолжительности запаривания, осуществление вакуумирования, перепуска пара, установка аккумуляторов пара, использование теплоты конденсата пара, а также пара без предварительного дросселирования.

Сжигание органического топлива в тепловых установках производства силикатных материалов связано с загрязнением атмосферы продуктами сгорания, содержащими пыль,  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ , углеводороды. Если содержание в дымовых газах пыли,  $\text{SO}_2$  обусловлено составом топлива, а содержание  $\text{NO}_x$ ,  $\text{CO}$ , углеводородов – условиями сжигания, то образование  $\text{CO}_2$  присуще всем видам органического топлива. Выделяющийся при горении топлива  $\text{CO}_2$  повышает его концентрацию в атмосфере и способствует образованию парникового эффекта. Единственный способ уменьшения выбросов  $\text{CO}_2$  и других вредных компонентов в окружающую среду – снижение потребления топлива за счет энергосбережения или применение возобновляемых видов энергии.

Оценкой выбора источников для генерации энергии по воздействию на окружающую среду может служить метод, разработанный Европейской ассоциацией производителей возобновляемой энергии. С помощью его установлен в штрафных экологических баллах количественный ущерб окружающей среде, наносимый при выработке электроэнергии от различных источников: бурого угля – 1735, мазута – 1398, каменного угля – 1356, атомного топлива – 672, солнечных фотоэлементов – 461, природного газа – менее 267, ветра – 65, малых ГЭС – 5.

## **1.2. Физико-химические основы горения топлива**

**1.2.1. Скорость процесса горения.** Горение – сложный физико-химический процесс взаимодействия топлива с окислителем, сопровождающийся интенсивным выделением теплоты и быстрым подъемом температуры. Горение называется гомогенным, если топливо и окислитель находятся в одинаковом фазовом состоянии, и гетерогенным, если они находятся в разных фазовых состояниях. Горение газообразного топлива – это гомогенный процесс, твердого и жидкого топлива – гетерогенный процесс.

Горение как химический процесс подчиняется фундаментальным законам: сохранения массы, простых кратных отношений, действующих масс. Эти законы дают ответ на вопросы о соотношении вступающих в реакцию соединений и составе получающихся продуктов реакции, о направлении и глубине протекания реакций.

Скорость химического взаимодействия, как известно, зависит от концентрации реагирующих веществ в единицу времени, температуры и давления. Зависимость ее от концентрации реагирующих веществ может быть записана как

$$w = \frac{dC}{d\tau}. \quad (1.27)$$

В соответствии с законом действующих масс, скорость реакции в каждый момент времени пропорциональна произведению концентрации реагирующих веществ. Скорость реакции первого порядка может быть определена по уравнению

$$w = \frac{dC}{d\tau} = -kC, \\ \text{или } \ln \frac{C}{C_0} = -k\tau, \quad (1.28)$$

где  $k$  – константа скорости реакции.

После интегрирования уравнения (1.28) получают кинетическое уравнение вида

$$C = C_0 e^{-k\tau}, \quad (1.29)$$

где  $C_0$  – начальная концентрация вещества;  $C$  – концентрация вещества через время  $\tau$ .

Если выразить уменьшение концентрации реагирующего вещества за время  $\tau$  через  $a=C_0 - C$  и подставить в уравнение (1.29), то получим другую тождественную форму кинетического уравнения:

$$\lambda = 1 - e^{-k\tau}, \quad (1.30)$$

где  $\lambda=a/C_0$  – доля прореагировавшего вещества, или глубина процесса.

Для реакций иного порядка кинетическое уравнение имеет вид

$$\lambda = 1 - e^{-k\tau^n}, \quad (1.31)$$

где  $n$  – порядок реакции, равный сумме показателей степеней при концентрациях веществ в уравнении скорости реакции, которая в зависимости от температуры выражается уравнением Аррениуса

$$k = k_0 e^{-E/(R_\mu T)}, \quad (1.32)$$

где  $k_0$  – экспериментальная постоянная;  $R_\mu$ – универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К);  $T$ – термодинамическая температура, К;  $E$  – энергия активации, кДж/кмоль;  $e$  – основание натурального логарифма (2,718).

Уравнение Аррениуса показывает, какое число молекул ( $k$ ) прореагировало при общем числе их столкновений ( $k_0$ ) в одном м<sup>3</sup> в одну секунду. Множитель  $e^{-E/(R_\mu T)}$  характеризует долю активных столкновений. Энергия активации ( $E$ ) представляет собой запас энергии одной молекулы, минимально необходимый для того, чтобы она прореагировала. Для большинства реакций она равна 85 000–170 000 кДж/кмоль.

Все реакции горения топлива являются обратимыми. Повышение температуры с 700 до 1700°С вызывает рост скорости горения примерно в 150 раз.

Реакции окисления горючих составляющих топлива характеризуются сильной экзотермичностью, обуславливающей рост температуры.

Однако каждая обратимая реакция протекает до наступления равновесного состояния, зависящего от температуры, давления и соотношения реагирующих веществ.

В общем виде обратимую реакцию горения углеводородов можно представить следующим образом:



Скорости прямой и обратной реакции в соответствии с законом действующих масс будут иметь вид

$$w_1 = k_1 C_A^\alpha C_B^\beta, \quad (1.34)$$

$$w_2 = k_2 C_C^\gamma C_D^\delta. \quad (1.35)$$

Увеличение скорости реакций горения при изменении температуры от  $T_1$  до  $T_2$  может быть выражено зависимостью

$$\frac{w_1}{w_2} = e^{-\frac{E}{R_\mu} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)}. \quad (1.36)$$

Значение отношения скоростей при  $T_1$  и  $T_2 = T_1 + 10$  называется температурным коэффициентом скорости реакции и равно 2–4, если реакция лежит в кинетической области. При высоких температурах этот коэффициент приближается к единице, поскольку скорость реакции будет лимитироваться диффузией.

При протекании обратной реакции суммарная ее скорость будет равна разности  $w_1$  и  $w_2$ . Константу равновесия  $k_c$  определяют по отношению констант скорости прямой и обратной реакции  $k_1$  и  $k_2$ :

$$k_c = \frac{k_1}{k_2} = \frac{C_C^\gamma \cdot C_D^\delta}{C_A^\alpha \cdot C_B^\beta}. \quad (1.37)$$

Зависимость константы равновесия от температуры выражается уравнением

$$d(\ln k) / dT = -\Delta H / (R_\mu T^2), \quad (1.38)$$

где  $\Delta H$  – энтальпия реакции, кДж/кмоль, равная разности энергий активации прямой и обратной реакций.

Из зависимости (1.37) видно, что умеренные температуры способствуют протеканию прямых экзотермических реакций, а высокие температуры – развитию обратных эндотермических реакций. Так, например, при атмосферном давлении диссоциация таких продуктов горения, как  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ , становится заметной при 1500 и 1470°C соответственно. При 1500°C диссоциация  $\text{CO}_2$  составляет 0,8%, при температуре 2000°C – 4%. Диссоциация водяного пара достигает 4% при температуре 2230°C.

Следует отметить, что влияние температуры на константу равновесия не столь велико, как на константу скорости. Причем влияние температуры на скорость реакций значительно сильнее влияния концентрации реагирующих веществ. Поэтому, несмотря на уменьшение концентрации реагирующих веществ при горении, скорость реакций горения увеличивается и достигает максимума после выгорания 80–90% горючих веществ.

Влияние давления на скорость реакции выражается зависимостью

$$w \approx p^{n-1}, \quad (1.39)$$

где  $p$  – давление,  $n$  – порядок реакции.

Однако, обладая высокими потенциальными возможностями по скорости протекания, процесс горения в действительности имеет ограниченную скорость. Ограничения на протекание химических реакций горения накладывают различные физические явления: перенос теплоты, диффузионный перенос реагирующих масс и др. Эти физические процессы развиваются по присущим им закономерностям, имеют свои скорости, которые в ряде случаев являются определяющими. Иначе говоря, если скорость химической реакции велика по сравнению со скоростью переноса теплоты или скоростью диффузии масс, то результирующая скорость процесса будет определяться именно скоростью переноса теплоты или скоростью диффузии окислителя как наиболее медленных процессов. Таким образом, химический процесс, составляющий основу горения, оказывается подчиненным закономерностям протекания физических процессов и ими регулируется.

В общем случае время горения топлива складывается из времени протекания физических  $\tau_{\phi}$  и химических  $\tau_x$  процессов, т.е.

$$\tau_r = \tau_{\phi} + \tau_x. \quad (1.40)$$

Время протекания физических  $\tau_{\phi}$  процессов, в свою очередь, состоит из времени, необходимого для смешивания топлива с окислителем  $\tau_c$ , и времени  $\tau_{\pi}$ , в течение которого топливо подогревается до температуры воспламенения, т.е.

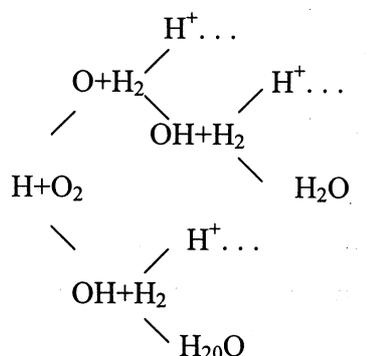
$$\tau_{\phi} = \tau_c + \tau_{\pi}. \quad (1.41)$$

Время горения  $\tau_r$  будет определяться в основном скоростью наиболее медленного процесса.

**1.2.2. Горение газообразного топлива.** Горение газообразного топлива является гомогенным и протекает обычно мгновенно, что объясняется как влиянием температуры, так и цепным характером протекания реакций согласно теории цепных реакций Н. Н. Семенова. Механизм цепных реакций отличается от механизма, определяемого законом действующих масс. Эти реакции протекают через промежуточные стадии с более низким порядком реакций и меньшей энергией активации. При протекании таких реакций активными

промежуточными продуктами или активными центрами чаще всего являются свободные атомы или радикалы.

Примером такой цепной реакции является реакция горения водорода, развитие которой может происходить по следующей схеме:



Из схемы видно, что вступление в реакцию одного атома водорода с кислородом вызывает появление трех активных атомов  $\text{H}^+$  с увеличивающимся разветвлением цепи. Реакции с разветвляющимися цепями обладают некоторым периодом разгона, который носит название периода индукции. В этот период происходит накопление активных центров без заметного увеличения энтальпии реакции.

Индукционный период зависит от температуры и уменьшается с ее повышением. По истечении индукционного периода реакция саморазгоняется, повышается энтальпия и температура, которая приводит к самовоспламенению и быстрому расходованию реагирующих веществ, т.е. сгоранию.

Аналогично по механизму цепных реакций с разветвленными цепями проходит горение  $\text{CO}$  и углеводородов, но скорость горения углеводородов меньшая, чем у  $\text{H}_2$  и  $\text{CO}$ .

Процесс горения газообразного топлива состоит из стадий: образования горючей смеси, подогрева смеси до температуры воспламенения и непосредственно горения газов.

Минимальная температура, при которой газ в смеси с окислителем при нагреве всего объема смеси воспламеняется, называется температурой воспламенения или самовоспламенения. Процесс воспламенения, когда горючая смесь воспламеняется в одной точке объема от внешнего высокотемпературного источника зажигания с последующим самопроизвольным распространением возникшего фронта пламени по всему объему, называется зажиганием.

Температура воспламенения (зажигания) не является постоянной физико-химической характеристикой, а зависит для любого газа от условия подвода и отвода теплоты в каждом конкретном случае, концентрации горючего в смеси, давления и других факторов. Знание температуры воспламенения (зажигания) является важным для осуществления безопасного процесса горения, т.к. концентрационные границы зажигания и взрываемости газов совпадают (табл. 1.9).

Таблица 1.9

**Температура и концентрационные границы зажигания и взрываемости компонентов газообразного топлива**

Компонент	Температура воспламенения, °С	Концентрационные границы (% об.) газовоздушной смеси при 20°С и 0,1 МПа		
		Зажигания		Взрываемости
		нижняя	верхняя	
Водород (H <sub>2</sub> )	410–630	4,0	74,2	4–66
Оксид углерода (СО)	610–660	12,6	74,2	12–75
Метан (СН <sub>4</sub> )	630–790	5,0	15,0	5–15
Этан (С <sub>2</sub> Н <sub>6</sub> )	470–630	3,1	12,5	3–12
Пропан ((С <sub>3</sub> Н <sub>8</sub> )	500–590	2,4	9,5	2–10
Бутан (С <sub>4</sub> Н <sub>10</sub> )	430–570	1,9	8,4	2–8
Пентан (С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub> )	285	1,4	7,8	1,5–8
Этилен (С <sub>2</sub> Н <sub>4</sub> )	540–550	2,75	28,6	3–32

При росте концентрации горючих газов в смеси температура воспламенения сначала понижается. Это объясняется относительным уменьшением количества газов, не участвующих в реакции, и расходом теплоты на их нагрев. Когда же количество горючего превысит некоторый предел и содержание окислителя окажется недостаточным для его полного окисления, скорость реакции замедлится и температура повысится. Увеличение давления смеси горючих и окислителя выше атмосферного повышает температуру воспламенения, границы зажигания практически не изменяются. С понижением давления происходит сужение границ зажигания, и при некотором минимальном давлении зажигание данного горючего становится невозможным.

При горении газообразного топлива возможны два предельных случая. Если, согласно выражению (1.39),  $\tau_{\phi} \gg \tau_x$ , то  $\tau_r \approx \tau_x$  и тогда горение называют диффузионным. В этом случае процесс горения лимитируется временем смесеобразования и подогрева. Если  $\tau_x \gg \tau_{\phi}$ , то  $\tau_r \approx \tau_x$  и тогда горение называют кинетическим, т.е. оно будет лимитироваться временем самой химической реакции. Процесс горения может объединять оба указанных случая. Тогда область горения, определяемую временем  $\tau_{\phi}$ , называют диффузионной стадией горения, времени  $\tau_x$  – кинетической стадией горения. Между этими двумя характерными областями горения находится промежуточная область, когда скорости диффузии и протекания реакции характеризуются соизмеримыми величинами, т.е. процесс лежит в переходной области.

**1.2.3. Горение твердого топлива.** Горение твердого топлива представляет собой сложный физико-химический процесс, состоящий из ряда последовательных и параллельных стадий: тепловой подготовки, включающей подсушку, выделение летучих и образование кокса; горение летучих и кокса с образованием дымовых газов и золы.

Влага из топлива испаряется при нагревании до  $100^{\circ}\text{C}$ , а температура начала выхода летучих зависит от возраста топлива. Наибольшее их количество выделяется при  $200\text{--}400^{\circ}\text{C}$ , а завершается при  $1000\text{--}1100^{\circ}\text{C}$ . Температура воспламенения зависит от содержания летучих. Она возрастает у топлива с меньшим их выходом (табл. 1.10).

Процесс горения твердого топлива включает горение летучих веществ и углерода кокса, т.е. его можно отнести к гомогенно-гетерогенному. Горение летучих оказывает двойное влияние. С одной стороны, от пламени горящих летучих быстрее прогревается кокс, а с другой – летучие, образуя вокруг частицы топлива горящую оболочку, перехватывают окислитель, и, вследствие этого, горение кокса затормаживается или вообще не наблюдается до их выгорания. По мере уменьшения выхода летучих количество окислителя, достигающего поверхности частиц топлива, увеличивается, и кокс начинает выгорать быстрее.

Таблица 1.10

**Температура воспламенения твердого топлива**

Топливо	Выход летучих в расчете на горючую массу, $V^t$ , % мас.	Температура воспламенения, °С
Горючие сланцы	90	200–250
Древесина	85	250–300
Торф	70–75	225–250
Бурый уголь	40–55	250–450
Каменный уголь	9–37	400–700
Кокс	1,5–6	600–700
Антрацит	4–5	500–700

При горении топлива с низким выходом летучих (табл. 1.10), когда горение летучих заканчивается быстро, время горения частиц топлива определяется в основном временем горения кокса. Для топлива, богатого летучими, время выхода летучих и их горения становится соизмеримым со временем горения коксового остатка.

Горение углерода коксового остатка в общем виде может быть описано химическими реакциями:



Скорость горения частицы топлива определяется количеством веществ, сгорающих на единице площади ее поверхности в единицу времени,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ . Эта скорость возрастает с увеличением реакционной способности твердого топлива, температуры, концентрации окислителя и скорости его подвода, а также с уменьшением размера частиц топлива. Скорость горения частицы зависит от интенсивности химической реакции горючего с окислителем и от скорости подвода (диффузии) окислителя. Результирующая скорость горения на разных стадиях процесса горения твердого топлива будет определяться скоростью наиболее медленного процесса.

Горение твердого топлива обычно протекает в трех областях – кинетической, промежуточной и диффузионной.

Примерно до  $900^\circ\text{C}$ , когда выгорают летучие и углерод с поверхности частиц топлива, горение проходит в кинетической области. Скорость горения при этом определяется только скоростью химических реакций. Скорость их при дальнейшем росте температуры будет возрастать, пока не станет равной скорости подвода окислителя.

Горение при этом будет проходить в промежуточной области. Подведенный к топливу окислитель будет целиком расходоваться на горение. При очень высоких температурах скорость химической реакции настолько возрастает, что процесс горения в целом начинает определяться скоростью подвода (диффузии) окислителя к поверхности горения, т.е. скорость диффузии становится лимитирующей. Горение переходит в диффузионную область. Скорость диффузионного горения уже не будет зависеть от температуры, а может возрастать только при увеличении относительной скорости потока окислителя и уменьшении размера частиц. При горении частиц высокозольного топлива на их поверхности образуется зольный слой, который может оплавиться, если температура в зоне горения превысит температуру плавления золы. Это затрудняет доступ окислителя внутрь частицы, и для полного горения требуется механическое разрушение покровного зольного слоя.

При пористой структуре коксового остатка процесс горения протекает как на поверхности, так и в объеме частицы.

Скорость выгорания углерода из твердого топлива определяется уравнением

$$dC / d\tau = k_p C S_v, \quad (1.47)$$

где  $k_p$  – результирующая константа скорости реакции;  $C$  – концентрация окислителя;  $S_v$  – относительная поверхность топлива в единице объема, занятого горящим топливом.

**1.2.4. Горение жидкого топлива.** Горение жидкого топлива, в частности мазута, также сопровождается физическими и химическими процессами, разделить которые по времени и по последовательности практически невозможно. Поэтому в настоящее время не существует достаточно строгой теории горения жидкого топлива.

Физическими стадиями процесса горения являются нагревание и испарение топлива, образование горючей смеси, химическими – воспламенение горючей смеси и ее горение.

При нагревании жидкого топлива происходит его кипение и испарение. При наличии окислителя пары образуют горючую смесь, которая при определенной температуре топлива воспламеняется (вспыхивает).

Существует нижний и верхний пределы вспышки жидкого топлива. Нижний предел соответствует температуре жидкого топлива, при которой пары над ним в смеси с воздухом способны загораться от внешнего источника зажигания. Верхнему пределу соответствует температура жидкого топлива, при которой оно воспламеняется и горит вслед за вспышкой паров. Для мазута нижний предел вспышки составляет 80–125°C, верхний – примерно 500°C. Температура кипения – около 300°C. Для ускорения процесса горения жидкого топлива его подвергают распылению.

Капля жидкого топлива, попавшая в нагретый объем, температура которого выше температуры самовоспламенения, начинает прогреваться и частично испаряться. Время прогрева капли значительно меньше времени испарения. Пары топлива смешиваются с воздухом, образуется паровоздушная смесь. Воспламенение происходит в тот момент, когда концентрация паров смеси достигнет величины, превышающей ее значение на нижнем концентрационном пределе воспламенения. Горение затем поддерживается самопроизвольно за счет теплоты, получаемой каплей от сжигания горючей смеси. Начиная с момента воспламенения, скорость процесса испарения возрастает, т. к. температура горения горючей паровоздушной смеси значительно превышает начальную температуру объема, куда вводится распыленное топливо. Результирующая скорость и время горения будут определяться интенсивностью процесса горения паровоздушной смеси или процесса испарения топлива. Скорость и время горения будут определяться скоростью и временем более медленного из указанных процессов. Испарение капли относится к наиболее длительному процессу, поэтому стремятся осуществить более тонкое однородное распыление жидкого топлива.

Картина горения отдельной капли мазута несколько другая. В ходе прогрева идет выкипание легких фракций, вязкость оставшихся фракций возрастает. Под действием образующихся внутри капли паров происходит взрыв и распад капли. Возгонка капли приводит к образованию коксового остатка. Коксовая частица, образованная в результате пиролиза, горит по законам твердого топлива.

Роль лучистого теплообмена при прогреве капли обычно незначительна. Интенсивность тепло- и массообмена зависит не только от размера капель, но и от турбулентности потока.

Время выгорания капли жидкого топлива определяют по формуле

$$\tau = \delta_0^2 / k, \quad (1.48)$$

где  $\tau$  – время выгорания, с;  $\delta_0$  – начальный диаметр капли, м;  $k$  – коэффициент горения, м<sup>2</sup>/ч, вычисляемый по формуле

$$k = (4/\rho_{\text{ж}}) \text{Nu} \Phi(t_{\text{г}}, t_{\text{кип}}), \quad (1.49)$$

где  $\rho_{\text{ж}}$  – плотность топлива, кг/м<sup>3</sup>; Nu – критерий Нуссельта для теплоотдачи от потока газов к капле, принимаемый обычно равным 2;  $\Phi(t_{\text{г}}, t_{\text{кип}})$  кг/м·ч – функция, значение которой рассчитывают по формуле

$$\Phi(t_{\text{г}}, t_{\text{кип}}) = \frac{\lambda}{c_{p_{\text{п}}}} \cdot \ln \frac{r/c_{p_{\text{п}}} + (t_{\text{г}} - t_{\text{кип}})}{r/c_{p_{\text{п}}}}, \quad (1.50)$$

где  $\lambda$  – теплопроводность дымовых газов, Вт/(м·К);  $c_{p_{\text{п}}}$  – теплоемкость паров топлива, кДж/(кг·К);  $r$  – теплота парообразования топлива, кДж/кг;  $t_{\text{г}}$  – температура газов в зоне горения капли, °С;  $t_{\text{кип}}$  – температура кипения жидкого топлива, °С.

### 1.3. Основы расчета процесса горения

Расчет процесса горения топлива производится при проектировании тепловых установок как одного из первых его этапов. Целью расчета является определение расхода воздуха на горение выбранного топлива, количества образующихся продуктов горения (дымовых газов), их состава и температуры горения. При необходимости для топлива с низкой теплотой сгорания (древесина, торф, искусственные газы и др.) определяется необходимая температура подогрева воздуха, подаваемого на горение.

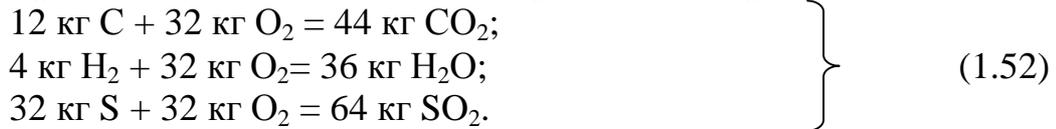
По результатам расчета процесса горения выполняются последующие этапы проектирования тепловых установок (гидравлические и теплообменные расчеты, подбор и расчет топливосжигающих устройств, подбор вентиляторов и дымососов, расчет теплоизоляции и т.д.).

Расчеты необходимого количества воздуха и образующихся дымовых газов ведутся на 1 кг твердого и жидкого топлива, а для газообразного топлива – на 1 м<sup>3</sup>. Причем объемы участвующих в процессе горения газообразных веществ принимаются при нормальных условиях.

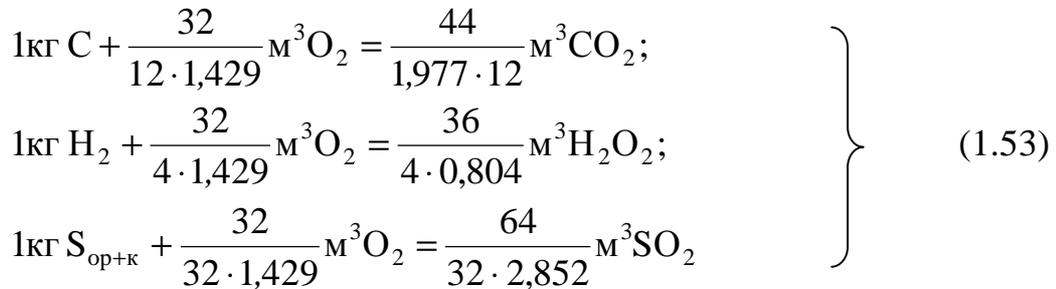
**1.3.1. Расход воздуха на полное горение топлива.** Расход воздуха на горение определяется по количеству кислорода, необходимого для окисления горючих элементов твердого и жидкого топлива или горючих газов газообразного топлива. Расход кислорода устанавливается по стехиометрическим уравнениям горения. Для жидкого и твердого топлива при полном горении они имеют вид



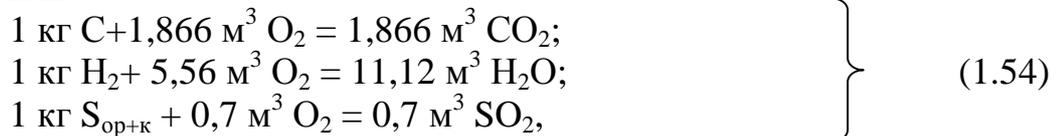
При подстановке атомных и молярных масс в уравнениях получим



Стехиометрический объем кислорода на окисление 1 кг каждого горючего элемента топлива находят по результатам следующих расчетов:



или



где величины 1,429; 1,977; 0,804; 2,885 – плотности соответственно газов  $O_2$ ,  $CO_2$  и  $SO_2$  в  $\text{кг}/\text{м}^3$  при нормальных условиях.

Теоретический необходимый объем кислорода на горение определяется как сумма затрат его на горение горючих элементов, содержащихся в 1 кг топлива ( $C^p$ ,  $H^p$ ,  $S_{op+k}^p$ ) за вычетом кислорода топлива.

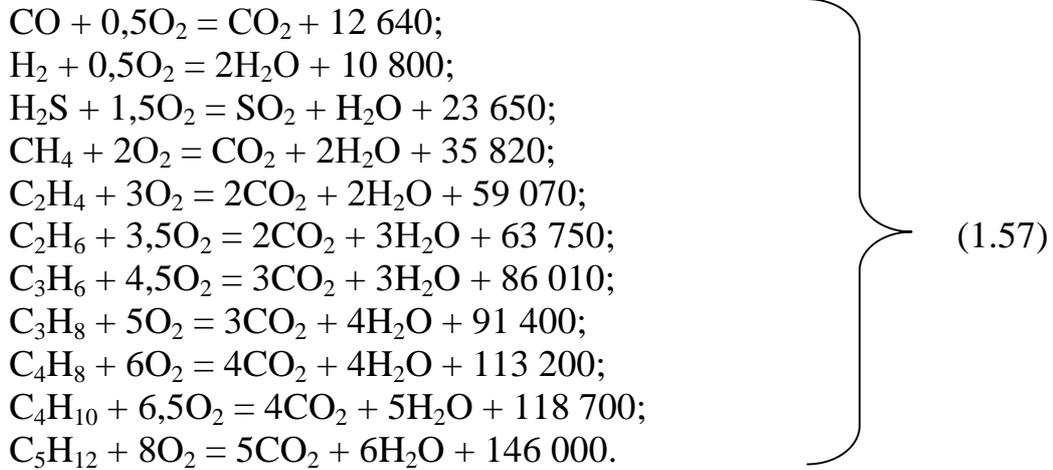
$$V_{O_2}^o = 1,866 \frac{C^p}{100} + 5,56 \frac{H^p}{100} + 0,7 \frac{S_{op+k}^p}{100} - \frac{O^p}{100 \cdot \rho_{O_2}}, \text{ м}^3/\text{кг} \quad (1.55)$$

или

$$V_{O_2}^o = 0,01(1,866C^p + 5,56H^p + 0,7S_{op+k}^p - 0,7O^p), \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (1.56)$$

где  $\rho_{O_2}$  – плотность кислорода, равная 1,429 кг/м<sup>3</sup>.

Для газообразного топлива полное горение горючих газов описывается следующими уравнениями:



Числа в конце химических уравнений (1.57) характеризуют тепловой эффект (энтальпию) реакций окисления горючего газа в кДж/м<sup>3</sup>.

Для сгорания 1 м<sup>3</sup> любого газообразного топлива теоретический необходимый объем кислорода рассчитывается по следующей универсальной формуле:

$$V_{O_2}^0 = [0,010,5CO + 0,5H_2 + 1,5H_2S + \sum \left( m + \frac{n}{4} \right) C_m H_n - O_2], \text{ м}^3/\text{м}^3,
 \tag{1.58}$$

где CO, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, C<sub>m</sub>H<sub>n</sub> – содержание соответствующих горючих газов, % об.; *m*, *n* – числа атомов соответственно С и Н в химической формуле углеводородов; O<sub>2</sub> – содержание кислорода в газообразном топливе, % об.; 0,5; 1,5;  $\left( m + \frac{n}{4} \right)$  – соответственно коэффициенты, принятые из уравнений (1.57).

Теоретически необходимый объем воздуха на горение (*L*<sub>0</sub>) рассчитывают по зависимости

$$L_0 = V_{O_2}^0 / 0,21 = 4,76V_{O_2}^0, \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ (м}^3/\text{кг)},
 \tag{1.59}$$

где 0,21 – объемная доля кислорода в воздухе.

При сжигании топлива с использованием воздуха, обогащенного кислородом  $V_{O_2}^{об}$ , потребность его определяют как

$$L_0 = 4,76(V_{O_2}^0 - V_{O_2}^{об}), \text{ м.} \quad (1.60)$$

Окончательную формулу расчета теоретически необходимого расхода воздуха на горение получают с использованием выражений 1.54 и 1.58, для твердого и жидкого топлива

$$L_0 = 0,0889C^p + 0,265H^p + 0,0333(S_{ор+к}^p - O^p), \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (1.61)$$

для сухого газообразного топлива

$$L_0 = 0,0476[0,5CO + 0,5H_2 + 1,5H_2S + \sum \left( m + \frac{n}{4} \right) C_m H_n - O_2], \text{ м}^3/\text{м}^3. \quad (1.62)$$

Теоретический расход атмосферного воздуха ( $L'_0$ ) при его влагосодержании  $d$  (г/кг сух. возд.) составит

$$L'_0 = (1 + 0,0016d)L_0, \text{ м}^3/\text{м}^3, \quad (1.63)$$

где 0,0016 – переводной коэффициент массового количества влаги в атмосфере в объемное, полученный из зависимости  $(0,001 \cdot \rho_{\text{возд}} / \rho_{\text{вод пар}})$ .

Влагосодержание воздуха ( $d$ ) определяют по диаграмме Рамзина по исходным данным для воздуха – температуре и относительной влажности (рис. 1.1).

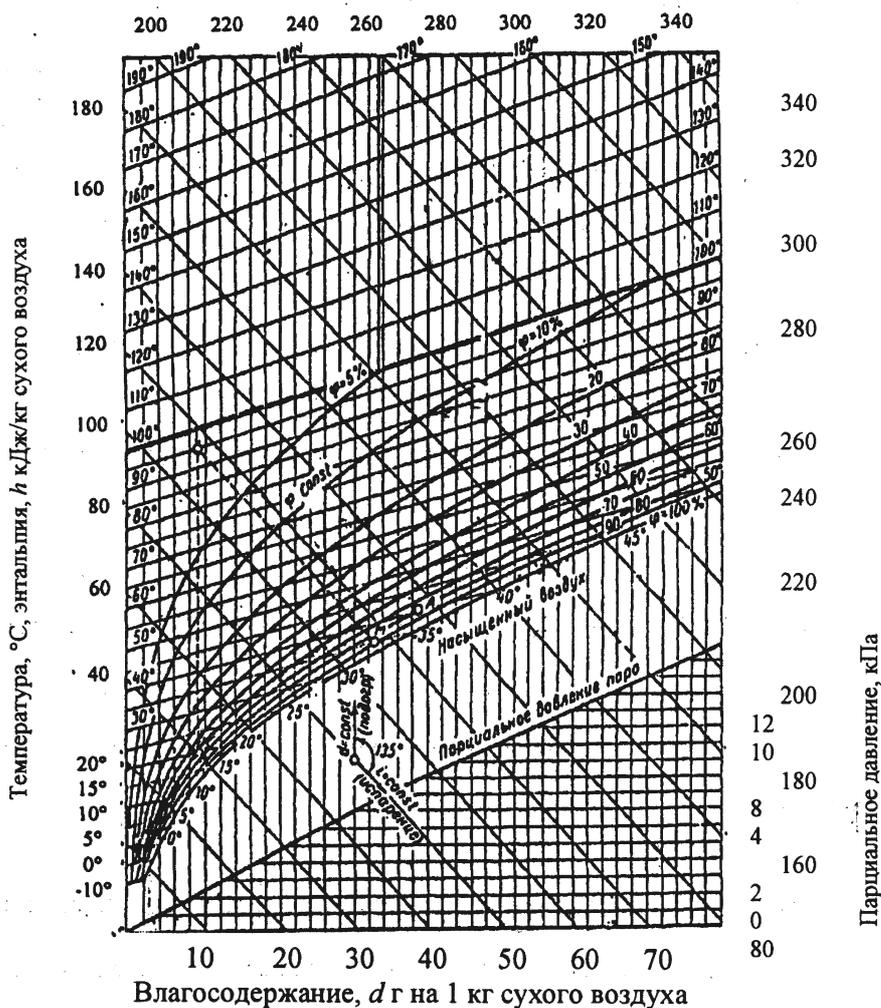


Рис. 1.1.  $h$ - $d$ -диаграмма влажного воздуха (до  $190^{\circ}\text{C}$ ) при барометрическом давлении воздуха  $99,4 \text{ кПа}$

Поскольку теоретическое количество воздуха обычно не обеспечивает полное сгорание топлива, поэтому воздух берут в избытке. Отношение действительного расхода ( $L_d$ ) воздуха к теоретическому принято называть коэффициентом избытка воздуха ( $\alpha$ ).

$$\alpha = L_d / L_0, \quad (1.64)$$

откуда для сухого воздуха

$$L_d = L_\alpha = \alpha \cdot L_0, \text{ м}^3/\text{кг} (\text{м}^3/\text{м}^3), \quad (1.65)$$

для влажного (атмосферного) воздуха

$$L'_\alpha = \alpha \cdot L'_0 = (1 + 0,0016d)L_0, \text{ м}^3/\text{кг} (\text{м}^3/\text{м}^3). \quad (1.66)$$

Коэффициент избытка воздуха принимают на основе практических данных. Контроль его ведут по результатам химического анализа продуктов горения топлива. Упрощенная формула для расчета  $\alpha$ :

при неполном горении

$$\alpha = \frac{1}{1 - \frac{79}{21} \cdot \frac{O_2 - 0,5CO}{N_2}}, \quad (1.67)$$

при полном горении

$$\alpha = \frac{1}{1 - \frac{79}{21} \cdot \frac{O_2}{N_2}}, \quad (1.68)$$

где  $O_2$ ,  $CO$ ,  $N_2$  – содержание кислорода, оксида углерода и азота в продуктах горения, % об; 79, 21 – соответственно содержание азота и кислорода в воздухе, % об.

Коэффициент избытка воздуха в зависимости от вида топлива и способа его сжигания может приниматься в пределах 1,01–1,5 и более. Так, например, для газа и мазута он составляет 1,01–1,2, пылевидного топлива – 1,2–1,25.

Избыточное количество воздуха, подаваемого для полного сжигания топлива, может быть определено по зависимости

$$L_{изб} = \Delta L = L_\alpha - L_0 = (\alpha - 1)L_0, \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ (м}^3/\text{кг)}. \quad (1.69)$$

**1.3.2. Расчет объема продуктов горения и их состава.** При полном горении топлива продукты горения содержат  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $SO_2$ ,  $N_2$ , а также  $O_2$ .

Общий объем продуктов горения (топочных или дымовых газов) определяют:

при  $\alpha = 1$

$$\text{как } V_0 = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{H_2O}, \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3); \quad (1.70)$$

при  $\alpha > 1$

$$\text{как } V_\alpha = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{H_2O} + V_{O_2}, \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3). \quad (1.71)$$

Если известно  $V_0$ , то

$$V_\alpha = V_0 + (\alpha - 1), \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3). \quad (1.72)$$

С изменением  $\alpha$  в продуктах горения будет изменяться содержание  $V_{N_2}, V_{O_2}, V_{H_2O}$ , т.е. тех компонентов, которые

присутствуют в воздухе. Объемы  $\text{CO}_2$  и  $\text{SO}_2$  при этом остаются постоянными. Объемное содержание трехатомных газов в продуктах горения при расчетах объединяют и обозначают в виде  $V_{\text{RO}_2}$ .

Объемы составляющих продуктов горения твердого и жидкого топлива определяют по формулам, составленным на основе уравнений реакций окисления их горючих элементов (1.54):

$$V_{\text{CO}_2} = 0,01866C^P, \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (1.73)$$

$$V_{\text{SO}_2} = 0,007S_{\text{ор+к}}^P, \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (1.74)$$

$$V_{\text{RO}_2} = 0,01866C^P + 0,007S_{\text{ор+к}}^P, \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (1.75)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,1112H^P + 0,0124(W^P + 100w_{\text{пар}}) + 0,0016dL_\alpha, \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (1.76)$$

$$V_{\text{N}_2} = 0,79L_\alpha + 0,008N^P, \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (1.77)$$

$$V_{\text{O}_2} = 0,21(\alpha - 1)L_0, \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (1.78)$$

В формулах 1.73–1.78 величины  $C^P, S_{\text{ор+к}}^P, H^P, W^P, N^P$  подставляются в % мас.; величина  $100 w_{\text{пар}}$  подставляется лишь в случае, когда для распыления жидкого топлива используется пар, кг/кг топлива; величины 0,0124 и 0,008 – коэффициенты соответственно пересчета масс влаги топлива и пара распыления, а также азота топлива в объемные единицы. Некоторую особенность расчета объема  $\text{CO}_2$ , образующегося при горении, имеют горючие сланцы. При их сгорании в продукты горения попадает  $\text{CO}_2$  из карбонатной части топлива в результате ее диссоциации.

Поэтому в формулу (1.73) расчета  $V_{\text{CO}_2}$  вводится поправка

$$V_{\text{CO}_2} = 0,01866C^P + \frac{\beta \cdot \text{CO}_2}{\rho_{\text{CO}_2} \cdot 100}, \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (1.79)$$

где  $\text{CO}_2$  – содержание углерода в горючих сланцах (в карбонатной части), % мас.;  $\beta$  – степень разложения карбонатов (принимается равной 1 при сжигании сланцев в пылевидном состоянии или 0,7 при сжигании в кусковом виде);  $\rho_{\text{CO}_2}$  – плотность  $\text{CO}_2$ , кг/м<sup>3</sup>.

Объем продуктов горения газообразного топлива определяют по формулам:

$$V_{\text{CO}_2} = 0,01(\text{CO}_2 + \text{CO} + \sum mC_m H_n), \text{ м}^3/\text{м}^3; \quad (1.80)$$

$$V_{\text{SO}_2} = 0,01\text{H}_2\text{S}, \text{ м}^3/\text{м}^3; \quad (1.81)$$

$$V_{\text{RO}_2} = 0,01(\text{CO}_2 + \text{CO} + \text{H}_2\text{S} + \sum mC_m H_n), \text{ м}^3/\text{м}^3; \quad (1.82)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,01 \left( \text{H}_2 + \text{H}_2\text{S} + \sum \frac{n}{2} C_m \text{H}_n + \text{H}_2\text{O} + 0,16dL_\alpha \right), \text{м}^3/\text{м}^3; \quad (1.83)$$

$$V_{\text{N}_2} = 0,79L_\alpha + 0,01\text{N}_2, \text{м}^3/\text{м}^3; \quad (1.84)$$

$$V_{\text{O}_2} = 0,21(\alpha - 1)L_0, \text{м}^3/\text{м}^3. \quad (1.85)$$

При проведении расчетов в формулы 1.80–1.85 вместо химических формул газов подставляют их величины из состава топлива в % об.

Общий объем продуктов горения  $V_0$  при  $\alpha=1$  или  $V_\alpha$  при  $\alpha>1$  определяют как сумму составляющих продуктов горения ( $\sum V_i$ ).

$$V_\alpha = L_\alpha + \Delta V, \text{м}^3/\text{кг} (\text{м}^3/\text{м}^3), \quad (1.86)$$

где  $\Delta V = V_0 - L_0 = V_\alpha - L_\alpha$ , т.е.  $\Delta V$  представляет величину, не зависящую от  $\alpha$ .

Расчет состава продуктов горения производят по найденным значениям  $V_i$  и  $\sum V_i = V_\alpha$ , например,

$$\left. \begin{aligned} \text{CO}_2 &= \frac{V_{\text{CO}_2}}{V_\alpha} \cdot 100, \% \text{ об.} \\ \text{H}_2\text{O} &= \frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_\alpha} \cdot 100, \% \text{ об., и т.д.} \end{aligned} \right\} \quad (1.87)$$

Кроме состава образующихся продуктов горения, при расчете тепловых процессов и аэродинамики газов возникает необходимость в определении их физических и теплотехнических характеристик, в частности теплоемкости, теплопроводности, плотности, удельного объема, кажущейся молекулярной массы, газовой постоянной, влагосодержания, парциального давления компонентов и др.

Определяют их по аддитивным зависимостям и формулам, известным из курса теплотехники для смесей газов.

Влагосодержание  $d$  продуктов горения, необходимое при расчетах процессов сушки, определяют либо по объему составляющих продуктов горения

$$d = \frac{\rho_{\text{H}_2\text{O}} V_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 1000}{\rho_{\text{CO}_2} V_{\text{CO}_2} + \rho_{\text{N}_2} V_{\text{N}_2} + \rho_{\text{O}_2} V_{\text{O}_2} + \rho_{\text{SO}_2} \cdot V_{\text{SO}_2}}, \text{г/кг сух. газ.}, \quad (1.88)$$

либо по процентному составу их

$$d = \frac{\rho_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \text{H}_2\text{O} \cdot 1000}{\rho_{\text{CO}_2} \cdot \text{CO}_2 + \rho_{\text{N}_2} \cdot \text{N}_2 + \rho_{\text{O}_2} \cdot \text{O}_2 + \rho_{\text{SO}_2} \cdot \text{SO}_2}, \text{ г/кг сух. газ.}, \quad (1.89)$$

где  $\rho_{\text{H}_2\text{O}}, \rho_{\text{CO}_2}, \rho_{\text{N}_2}, \rho_{\text{O}_2}, \rho_{\text{SO}_2}$  – плотности составляющих газов продуктов горения, кг/м<sup>3</sup>;  $V_{\text{H}_2\text{O}}, V_{\text{CO}_2}, V_{\text{N}_2}, V_{\text{O}_2}, V_{\text{SO}_2}$  – объемы газов в продуктах горения при сжигании 1 кг или 1 м<sup>3</sup> топлива при н.у.;  $\text{H}_2\text{O}, \text{CO}_2, \text{N}_2, \text{O}_2, \text{SO}_2$  – содержание газов в продуктах горения, % об.

Общее количество образующихся дымовых газов при сжигании  $V$  (кг/ч или м<sup>3</sup>/ч) топлива определяют из выражения

$$V_{\text{дым}} = V \cdot V_{\alpha}, \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (1.90)$$

При движении дымовых газов по дымоходам, рабочему пространству тепловых установок объем их увеличивается за счет подсоса воздуха через неплотности под действием разрежения. Тогда

$$V_{\text{дым}} = V[V_0 + (\alpha_{\text{общ}} - 1)L_0], \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (1.91)$$

где  $\alpha_{\text{общ}}$  – общий коэффициент избытка воздуха на рассматриваемом участке, полученный по анализу дымовых газов.

В технологических тепловых установках при определении общего объема дымовых газов надо учитывать количество газов, образующихся при испарении влаги из сырья и материалов, изделий, разложении компонентов сырья и т.д.

**1.3.3. Материальный баланс процесса горения.** Составляется для проверки правильности предыдущих расчетов на 100 м<sup>3</sup> газообразного топлива или на 100 кг твердого или жидкого топлива по зависимости  $G_{\text{T}} + G_{\text{B}} = G_{\text{п.г}} + G_{\text{зол}}$  (табл. 1.11, 1.12).

В табл. 1.11 в формулах для расчета массовых количеств компонентов газообразного топлива, участвующих в горении, подставляются их величины в % об., а плотности газов – при н.у. Плотности газов определяют из выражения

$$\rho_i = \frac{\mu_i}{22,4}, \text{ кг/м}^3, \quad (1.92)$$

где  $\mu_i$  – молярная масса компонента газообразного топлива, кг/кмоль; 22,4 – объем киломоля газа при н.у., м<sup>3</sup>/кмоль.

После составления материального баланса процесса горения топлива рассчитывается невязка баланса по формуле.

$$\text{Невязка} = \frac{G_1 - G_2}{G_1} \cdot 100, \%, \quad (1.93)$$

которая допускается не более 0,5%.

Таблица 1.11

**Материальный баланс процесса горения газообразного топлива**

Приход	кг	%	Расход	кг	%
1. Природный газ, в т.ч.	$100 \sum r_i \cdot \rho_i$		1. Продукты горения, в т.ч.	$100 \cdot \sum V_i \cdot \rho_i$	
CH <sub>4</sub>	$CH_4 \cdot \rho_{CH_4}$		CO <sub>2</sub>	$100 V_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2}$	
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	$C_3H_6 \cdot \rho_{C_3H_6}$		H <sub>2</sub> O	$100 V_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O}$	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	$C_3H_8 \cdot \rho_{C_3H_8}$		N <sub>2</sub>	$100 V_{N_2} \cdot \rho_{N_2}$	
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	$C_4H_{10} \cdot \rho_{C_4H_{10}}$		O <sub>2</sub>	$100 V_{O_2} \cdot \rho_{O_2}$	
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	$C_5H_{12} \cdot \rho_{C_5H_{12}}$				
CO <sub>2</sub>	$CO_2 \cdot \rho_{CO_2}$				
N <sub>2</sub>	$N_2 \cdot \rho_{CO_2}$				
H <sub>2</sub> O	$H_2O \cdot \rho_{H_2O}$				
2. Воздух, в т.ч.	$100 L'_\alpha \cdot \rho_{\text{возд.вл}}$				
O <sub>2</sub>	$21 L'_\alpha \cdot \rho_{O_2}$				
N <sub>2</sub>	$79 L'_\alpha \cdot \rho_{N_2}$				
H <sub>2</sub> O	$0,16 d \cdot L'_\alpha \cdot \rho_{H_2O}$				
Итого	$G_1$	100	Итого	$G_2$	100

Таблица 1.12

**Материальный баланс процесса горения твердого (жидкого) топлива**

Приход	кг	%	Расход	кг	%
1. Твердое (жидкое топливо)	100		1. Зола (шлак)	$A^c$	
2. Воздух, в т.ч.	$100 L'_\alpha \cdot \rho_{\text{возд.вл}}$		2. П...	$100 \cdot \sum V_i \cdot \rho_i$	

$O_2$	$21L_\alpha \cdot \rho_{O_2}$		Продукты горения, в т.ч.		
$N_2$	$79L_\alpha \cdot \rho_{N_2}$		$CO_2$	$100V_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2}$	
$H_2O$	$0,16d \cdot L_\alpha \cdot \rho_{H_2O}$		$SO_2$	$100V_{SO_2} \cdot \rho_{SO_2}$	
			$H_2O$	$100V_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O}$	
			$N_2$	$100V_{N_2} \cdot \rho_{N_2}$	
			$O_2$	$100V_{O_2} \cdot \rho_{O_2}$	
Итого	$G_1$	100	Итого	$G_2$	100

**1.3.4. Температуры горения топлива.** Различают следующие температуры горения: калориметрическую (адиабатическую), теоретическую и действительную (пирометрическую).

Калориметрической температурой горения называют такую температуру горения, которую приняли бы продукты горения, если бы вся выделяющаяся при горении теплота пошла только на их нагрев.

В отличие от калориметрической теоретическая температура устанавливается с учетом поглощения теплоты на диссоциацию  $H_2O$  и  $CO_2$  при температуре выше  $1600^\circ C$ . При температурах, не превышающих этот предел, большой разницы между калориметрической и теоретической температурой нет.

Действительной температурой называется такая температура, которую примут продукты сгорания, образовавшиеся при сжигании топлива, в тепловой установке (топке, печи), т.е. с учетом потерь теплоты в окружающую среду, механического, химического недожога, потерь теплоты с очаговыми остатками.

Калориметрическая и теоретическая температуры рассчитываются достаточно точно, действительная находится приближенно, т.к. не представляется возможным учесть все факторы, влияющие на процесс сжигания топлива. Калориметрическая и теоретическая температуры горения определяются с помощью  $H_t$ -диаграммы, построенной для данного топлива, или по тепловому балансу процесса горения. Если калориметрическая температура горения превышает  $1600^\circ C$ , то при расчете теоретической температуры горения учитывается теплота, затрачиваемая на термическую диссоциацию  $CO_2$  и  $H_2O$ . Если она не будет превышать

1600°C, то расход теплоты на реакции диссоциации будет незначительным и в расчетах не учитывается.

Для построения Нt-диаграммы рассчитывается энтальпия продуктов горения 1 кг твердого (жидкого) топлива или 1 м<sup>3</sup> газообразного топлива при заданной температуре:

$$H_{п.г} = V_{\alpha} \cdot c'_{pm,п.г} \cdot t_{п.г}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.94)$$

где  $V_{\alpha}$  – объем продуктов горения от сжигания 1 кг или 1 м<sup>3</sup> топлива при заданном  $\alpha$ ;  $c'_{pm,п.г}$  – средняя объемная изобарная теплоемкость продуктов горения при  $t_{п.г}$ , кДж/(м<sup>3</sup>·К) (прил., табл. 6);  $t_{п.г}$  – заданная температура продуктов горения, °С.

Энтальпия продуктов горения может быть определена как сумма энтальпий газов ( $h_i$ ) (прил., табл. 7), входящих в состав продуктов горения.

$$H_{п.г} = V_{\alpha} \sum h_i, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.95)$$

$$h_i = c'_{pm,п.г} \cdot t_{п.г}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.96)$$

где  $c'_{pm,п.г}$  – средняя объемная изобарная теплоемкость индивидуального газа, входящего в состав продуктов горения, при  $t_{п.г}$ , кДж/(м<sup>3</sup>·К).

Обычно для построения линии  $H = f(t)$  в Нt-диаграмме достаточно принять 3–5 значений температур и произвести вычисление энтальпий.

Исходные и расчетные данные заносятся в таблицу (табл. 1.13).

Таблица 1.13

**Расчет энтальпий продуктов горения ( $\alpha > 1$ )**

$t_{п.г}, ^\circ\text{C}$	$V_{\text{RO}_2}$	$c'_{pm,\text{RO}_2}$	$H_{\text{RO}_2}$	$V_{\text{N}_2}$	$c'_{pm,\text{N}_2}$	$H_{\text{N}_2}$	$V_{\text{H}_2\text{O}}$
$t_1$ (100)	} +	+	+	} +	+	+	} +
$t_2$ (500)		+	+		+	+	
$t_3$ (1000)		+	+		+	+	
$t_4$ (1500)		+	+		+	+	
$t_5$ (2000)		+	+		+	+	

Окончание табл. 1.13

$t_{п.г}, ^\circ\text{C}$	$c'_{pm,\text{H}_2\text{O}}$	$H_{\text{H}_2\text{O}}$	$V_{\text{O}_2}$	$c'_{pm,\text{O}_2}$	$H_{\text{O}_2}$	$H_{t_{п.г}}$
$t_1$	+	+	} +	+	+	$H_1$
$t_2$	+	+		+	+	$H_2$
$t_3$	+	+		+	+	$H_3$

$t_4$	+	+		+	+	$H_4$
$t_5$	+	+		+	+	$H_5$

+ Места подстановки исходных данных и результатов вычислений

В табл. 1.13  $V_{RO_2} = V_{CO_2} + V_{SO_2}$ ;  $c'_{pm,RO_2}$  принимается равной теплоемкости  $CO_2$ , т.к.  $c'_{pm,CO_2} \approx c'_{pm,SO_2}$ .

По заданным значениям  $t_{п.г}$  и рассчитанным величинам  $H_{t_i,п.г}$ , строится Нt-диаграмма (рис. 1.2).

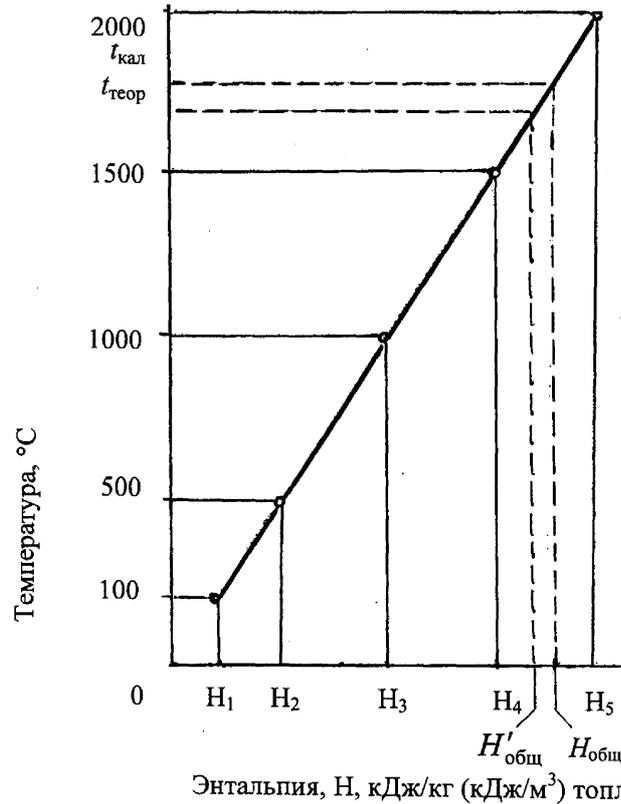


Рис. 1.2. Нt-диаграмма продуктов горения топлива

В построенной Нt-диаграмме находят calorimetric temperature of fuel combustion, determining the enthalpy of the combustion process by formulas:

для твердого и жидкого топлива

$$H_{общ} = Q_H^p + c_T t_T + L_\alpha c'_{pm,в} \cdot t_B, \text{ кДж/кг}; \quad (1.97)$$

для газообразного топлива

$$H_{общ} = Q_H + c'_{pm,г} \cdot t_T + L_\alpha c'_{pm,в} \cdot t_B, \text{ кДж/м}^3 \quad (1.98)$$

где  $Q_n^p$ ,  $Q_n$  – низшая теплота сгорания соответственно твердого (жидкого) и газообразного топлива, кДж/кг и кДж/м<sup>3</sup>;  $c_t, c'_{pm,г}$  – теплоемкость твердого (жидкого) или газообразного топлива при температуре  $t_t, t_g$  (прил., табл. 6, 8), кДж/(кг · К), кДж/(м<sup>3</sup> · К);  $t_t, t_g$  – температура соответственно твердого (жидкого), газообразного топлива, подаваемого на сжигание, °С;  $L_\alpha$  – действительный расход сухого воздуха на горение, м<sup>3</sup>/кг и м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $c'_{pm,в}$  – средняя объемная изобарная теплоемкость сухого воздуха при температуре  $t_v$ , поступающего на горение, кДж/(м<sup>3</sup> · К).

Величину  $H_{общ}$  откладывают на оси абсцисс Нt-диаграммы и по ней устанавливают калориметрическую температуру  $t_{кал}$ , как это показано на рис. 1.2.

Если  $t_{кал}$  будет меньше 1600°С, то теоретическая температура горения принимается равной калориметрической. Если  $t_{кал}$  будет больше 1600°С, то для нахождения теоретической температуры горения следует учесть энтальпии реакций диссоциации CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>O.



Тогда

$$H'_{общ} = H_{общ} - H_{дис}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.100)$$

$$H_{дис} = \Delta H_{дис}^{CO_2} + \Delta H_{дис}^{H_2O}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.101)$$

$$\Delta H_{дис}^{CO_2} = aV_{CO_2} \cdot \Delta h_{CO}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.102)$$

$$\Delta H_{дис}^{H_2O} = bV_{H_2O} \cdot \Delta h_{H_2}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.103)$$

где  $a$  и  $b$  – коэффициенты степени диссоциации соответственно CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>O;  $V_{CO_2}, V_{H_2O}$  – объемы CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>O соответственно в продуктах горения до диссоциации, м<sup>3</sup>/кг (м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>);  $\Delta h_{CO}, \Delta h_{H_2}$  – энтальпии реакций образования соответственно CO и H<sub>2</sub>, кДж/м<sup>3</sup>.

Для определения коэффициентов  $a$  и  $b$  рассчитывают константы равновесия реакций (1.98 и 1.99), значения которых зависят от парциальных давлений газов и температуры:

$$K_a = \frac{p_{CO_2}^2}{p_{CO}^2 \cdot p_{O_2}}; \quad (1.104)$$

$$K_b = \frac{p_{\text{H}_2\text{O}}^2}{p_{\text{H}_2}^2 \cdot p_{\text{O}_2}}. \quad (1.105)$$

В результате диссоциации  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$  изменяются состав и объем отдельных составляющих продуктов горения.

Объемы их рассчитываются с использованием следующих формул:

$$V'_{\text{CO}_2} = (1 - a)V_{\text{CO}_2}, \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3); \quad (1.106)$$

$$V_{\text{CO}} = aV_{\text{CO}_2}, \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3); \quad (1.107)$$

$$V'_{\text{H}_2\text{O}} = (1 - b)V_{\text{H}_2\text{O}}, \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3); \quad (1.108)$$

$$V_{\text{H}_2} = bV_{\text{H}_2\text{O}}, \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3); \quad (1.109)$$

$$V'_{\text{O}_2} = V_{\text{O}_2} + 0,5(aV_{\text{CO}_2} + bV_{\text{H}_2\text{O}}), \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3). \quad (1.110)$$

Как видно, в составе продуктов горения изменяются объемы  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  и  $\text{O}_2$ , неизменным остается объем  $\text{N}_2$ , появляются новые составляющие продуктов горения  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$ .

Общий объем продуктов горения будет

$$V'_\alpha = V_\alpha + 0,5(aV_{\text{CO}_2} + bV_{\text{H}_2\text{O}}), \text{ м}^3/\text{кг (м}^3/\text{м}^3). \quad (1.111)$$

При изменившемся составе продуктов горения парциальные давления продуктов горения при общем их давлении  $p_{\text{общ}}$  определяются по зависимостям:

$$p_{\text{CO}_2} = \frac{(1 - a)V_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{общ}}}{V_\alpha + 0,5(aV_{\text{CO}_2} + bV_{\text{H}_2\text{O}})}, \text{ Па}; \quad (1.112)$$

$$p_{\text{CO}} = \frac{aV_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{общ}}}{V_\alpha + 0,5(aV_{\text{CO}_2} + bV_{\text{H}_2\text{O}})}, \text{ Па}; \quad (1.113)$$

$$p_{\text{O}_2} = \frac{V_{\text{O}_2} + 0,5(aV_{\text{CO}_2} + bV_{\text{H}_2\text{O}}) \cdot p_{\text{общ}}}{V_\alpha + 0,5(aV_{\text{CO}_2} + bV_{\text{H}_2\text{O}})}, \text{ Па}; \quad (1.114)$$

$$p_{\text{H}_2} = \frac{bV_{\text{H}_2\text{O}} \cdot p_{\text{общ}}}{V_\alpha + 0,5(aV_{\text{CO}_2} + bV_{\text{H}_2\text{O}})}, \text{ Па}. \quad (1.115)$$

Подставляя значения парциальных давлений составляющих продуктов горения в уравнения константы равновесия (1.103), (1.104) реакций, получим

$$K_a = \frac{(1 - a)^2}{a^2} \cdot \frac{1 + 0,5(ap_{\text{CO}_2} + bp_{\text{H}_2\text{O}})}{p_{\text{O}_2} + 0,5(ap_{\text{CO}_2} + bp_{\text{H}_2})}; \quad (1.115)$$

$$K_b = \frac{(1-b)^2}{b^2} \cdot \frac{1 + 0,5(ap_{\text{CO}_2} + bp_{\text{H}_2\text{O}})}{p_{\text{O}_2} + 0,5(ap_{\text{CO}_2} + bp_{\text{H}_2\text{O}})} \quad (1.116)$$

С использованием расчетных значений констант равновесия для реакций диссоциации  $\text{CO}_2$  (1.99) и  $\text{H}_2\text{O}$  (1.100) по формулам (116, 117) находят коэффициенты диссоциации  $a$  и  $b$  для продуктов горения природного газа при давлении 101,325 кПа в зависимости от температуры и коэффициента избытка воздуха. Графики определения указанных коэффициентов представлены на рис. 1.3.

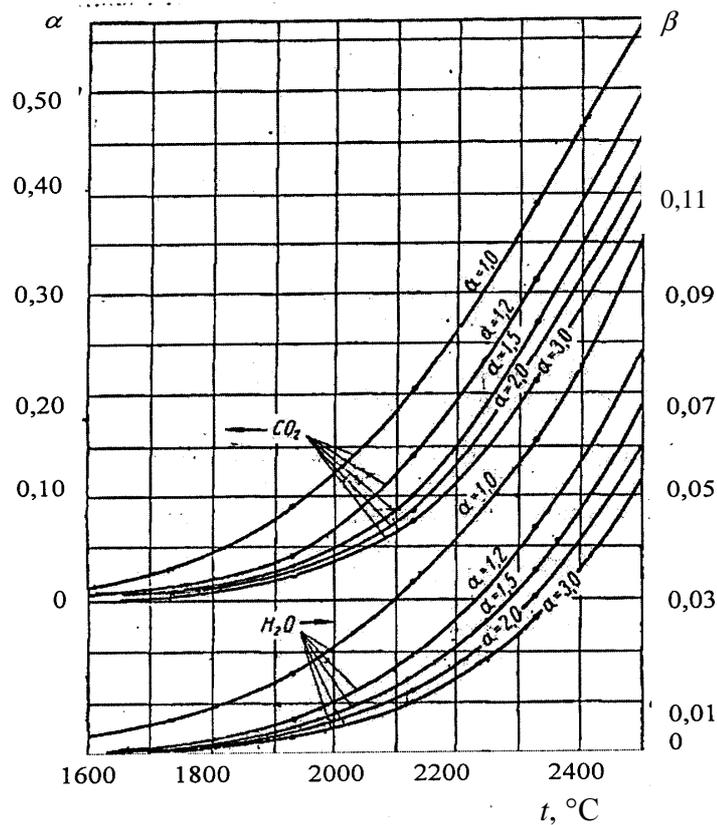


Рис. 1.3. Зависимость коэффициентов степени диссоциации  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$  от температуры при давлении 101,325 кПа

По ним могут приближенно определяться значения коэффициентов  $a$  и  $b$  и для продуктов горения не только природного газа, но и других видов топлива. Энтальпии реакций диссоциации  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$  с образованием  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$  могут быть приняты из табл. 1.14.

Таблица 1.14

### Энтальпии образования CO и H<sub>2</sub> при диссоциации CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>O

Энтальпия диссоциации, кДж/м <sup>3</sup>	Температура, °C					
	298	1000	1500	2000	2500	3000
$\Delta h_{CO}$	16410	12650	12520	12310	12350	12480
$\Delta h_{H_2}$	10800	11180	11260	11180	10930	10300

Как видно, аналитический расчет теоретической температуры горения представляет довольно сложную задачу, т. к. коэффициенты диссоциации  $a$  и  $b$ , объем продуктов горения  $V'_\alpha$  и теплота диссоциации зависят от температуры горения, которая является искомой величиной в расчете. Поэтому для упрощения задачи определения теоретической температуры горения пользуются  $ht$ -диаграммой для продуктов горения топлива с учетом диссоциации. Рассчитанная по изложенной выше методике  $ht$ -диаграмма для продуктов горения природного газа приведена на рис. 1.4.

Пунктирные линии на диаграмме (рис. 1.4) соответствуют calorиметрической температуре газов (без учета диссоциации), сплошные – теоретической температуре (с учетом диссоциации) при разных значениях коэффициента расхода воздуха: 1,0; 1,2; 1,5; 2,0 и 3,0. Так как представленная на рис. 1.4  $ht$ -диаграмма относится к продуктам горения природного газа, то для продуктов горения других видов топлива она дает приближенные значения. Для таких топлив, как бурые угли, торф и смешанный коксодоменный газ при  $Q_H < 8400$  кДж/м<sup>3</sup>, она дает завышенные значения теоретических температур примерно на 50° в интервале 1600–2000°. Сравнительно небольшие завышения теоретических температур (на 10–20°) диаграмма (рис. 1.4) дает для мазута, генераторного газа, каменных углей, антрацита, кокса и для смешанного коксодоменного газа при значении  $Q_H < (8400–12\ 600)$  кДж/м<sup>3</sup> (кДж/кг). Без особых погрешностей приведенная  $ht$ -диаграмма пригодна для всех природных газов, коксового газа и смеси коксодоменного газа при  $Q_H > 12\ 600$  кДж/м<sup>3</sup>. При больших значениях коэффициента избытка воздуха сходимость теоретических температур для всех видов топлива, найденных по  $ht$ -диаграмме (рис. 1.4), увеличивается.

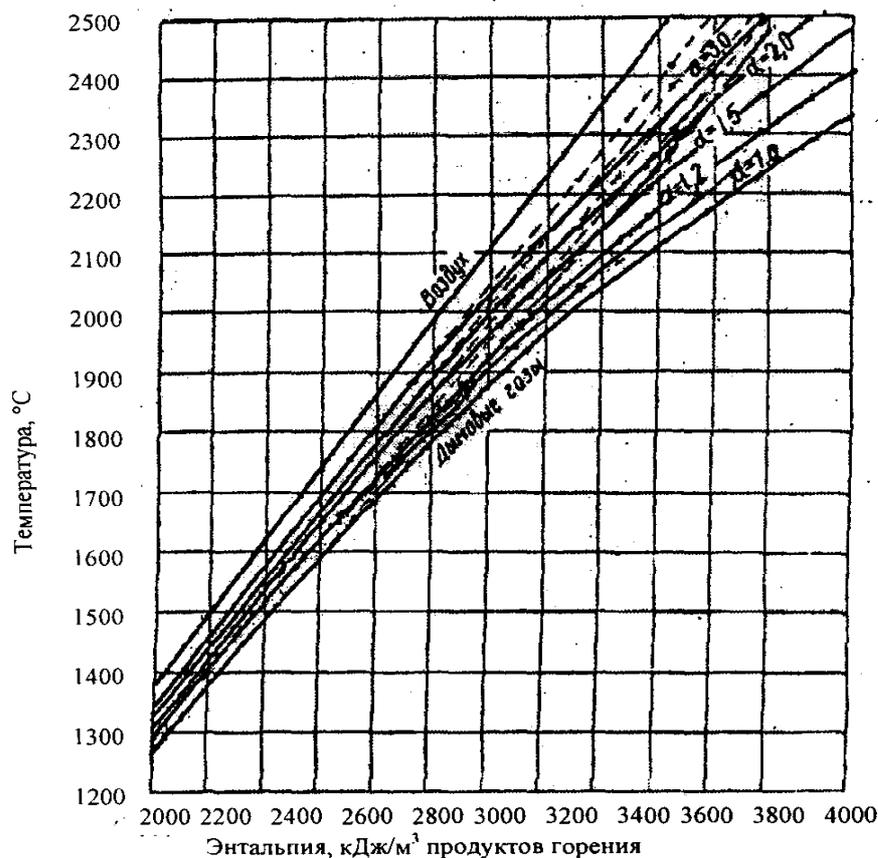


Рис. 1.4 Диаграмма ht – для определения температур горения топлив

Для того чтобы определить теоретическую температуру горения по ht-диаграмме, надо найти общую энтальпию по формулам (1.97), (1.98) и отнести ее к  $1\text{ м}^3$  продуктов горения:

$$i_{\text{общ}} = \frac{H_{\text{общ}}}{V_{\alpha}}, \text{ кДж/м}^3. \quad (1.117)$$

Для расчета calorimetric and theoretical combustion temperatures by the heat balance of the combustion process, the heat balance equations are used, in which the chemical and physical heat of the fuel and the enthalpy of the air entering the combustion, in the right – the enthalpy of the combustion products.

Для твердого и жидкого топлива уравнения имеют вид

$$Q_{\text{н}}^{\text{р}} + c_{\text{т}} t_{\text{т}} + L_{\alpha} \cdot c'_{\text{рм,в}} \cdot t_{\text{в}} = V_{\alpha} \cdot c'_{\text{рм,п.г}} \cdot t_{\text{кал}}, \quad (1.118)$$

$$Q_H^p + c_T t_T + L_\alpha \cdot c'_{pm,v} \cdot t_v = V_\alpha \cdot c'_{pm,п.г} \cdot t_{теор} + Q_{дис}, \quad (1.119)$$

для газообразного топлива

$$Q_H + c'_{pm,г} \cdot t_г + L_\alpha \cdot c'_{pm,v} \cdot t_v = V_\alpha \cdot c'_{pm,п.г} \cdot t_{кал}, \quad (1.120)$$

$$Q_H + c'_{pm,г} \cdot t_г + L_\alpha \cdot c'_{pm,v} \cdot t_b = V_\alpha \cdot c'_{pm,п.г} \cdot t_{теор} + Q_{дис}, \quad (1.121)$$

где  $c_T$  – удельная теплоемкость рабочей массы твердого и жидкого топлива, кДж/(кг · К), которая определяется по формуле

$$c_T = \frac{100 - W^p}{100} c_T^c + \frac{W^p}{100} c_{вод.}^c, \text{ кДж/(кг · К)}. \quad (1.122)$$

$c_T^c, c_{вод.}^c$  – удельная теплоемкость соответственно сухой массы топлива и воды;  $c'_{pm,п.г}$  – средняя объемная изобарная теплоемкость продуктов горения, которая определяется по формуле

$$c'_{pm,п.г} = \sum r_i \cdot c'_{pm,i}, \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{К)}, \quad (1.123)$$

где  $r_i$  – объемная доля каждой составляющей продуктов горения;  $c'_{pm,i}$  – средняя объемная изобарная теплоемкость индивидуальных газов, находящихся в продуктах горения, кДж/(м<sup>3</sup> · К).

Калориметрическую и теоретическую температуру находят, решая уравнения (1.119–1.121) относительно  $t_{кал}$  и  $t_{теор}$ . Поскольку левая часть уравнений представляет собой  $H_{общ}$ , то

$$t_{кал} = \frac{H_{общ}}{V_\alpha c'_{pm,п.г}}, \text{ } ^\circ\text{C}, \quad (1.124)$$

$$t_{теор} = \frac{H'_{общ}}{V_\alpha c'_{pm,п.г}}, \text{ } ^\circ\text{C}, \quad (1.125)$$

где  $H'_{общ} = H_{общ} - Q_{дис}$

Если для горения используют топливо и воздух при температуре окружающей среды, то физическая теплота (энтальпия) топлива и энтальпия воздуха, ввиду небольших их значений, могут не учитываться. В расчетах можно использовать только  $Q_H^p$  или  $Q_H$ .

Поскольку в формулах (1.124), (1.125) неизвестными являются две величины – искомая температура и теплоемкость продуктов горения, которая также зависит от температуры, то поступают следующим образом.

Предварительно принимают ориентирующую температуру горения в пределах 1600–1900°С. Большее значение температуры принимают для топлива с более высокой теплотворной способностью.

Для принятой температуры находят с помощью таблицы теплоемкостей (прил., табл. б)  $c'_{pm,п.г}$  и подставляют ее в формулы (1.124) и (1.125). Находят  $t_{кал}^{ориен}$  и  $t_{тер}^{ориен}$ , которые являются приближенными. Затем выбирают два значения температур  $t_1$  и  $t_2$ , удовлетворяющие следующим условиям:  $t_2 - t_1 = 100^\circ\text{C}$ ,  $t_1 < t_{кал(теор)}^{ориен} < t_2$ . Разность  $t_2 - t_1$ , можно принять и другую, например 50, 200°С, что не принципиально.

С использованием принятых температур  $t_1$  и  $t_2$  рассчитывают энтальпии  $H_{t_1}$  и  $H_{t_2}$  продуктов горения:

$$H_{t_1} = V_\alpha \cdot c_{pm,п.г}^{t_1} \cdot t_1, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.126)$$

$$H_{t_2} = V_\alpha \cdot c_{pm,п.г}^{t_2} \cdot t_2, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.127)$$

где  $c_{pm,п.г}^{t_1}, c_{pm,п.г}^{t_2}$  – средняя объемная изобарная теплоемкость продуктов горения, кДж/(м<sup>3</sup> · К), рассчитанная соответственно при температуре  $t_1$  и  $t_2$ .

После этого составляется пропорция

$$\begin{aligned} (H_{t_2} - H_{t_1}) - 100^\circ\text{C} \\ (H_{общ} - H_{t_1}) - \Delta t^\circ\text{C}, \end{aligned} \quad (1.128)$$

которая решается относительно  $\Delta t$ .

$$\Delta t = \frac{(H_{общ} - H_{t_1}) \cdot 100}{(H_{t_2} - H_{t_1})}, \text{ }^\circ\text{C}. \quad (1.129)$$

Фактическая калориметрическая температура горения будет равна  $t_{кал} = t_1 + \Delta t$ . (1.130)

Аналогично поступают при расчете теоретической температуры горения. Как было показано выше, если калориметрическая температура будет меньше 1600°С, то  $t_{теор} = t_{кал}$ , если  $t_{кал}$  будет больше 1600°С, следует рассчитывать  $Q_{дис}$ . Так как при температурах до 2200°С диссоциирует небольшая часть  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ , а продукты диссоциации в общем объеме продуктов горения составляют еще меньшую часть, то для упрощения расчета теоретической температуры горения принимают энтальпию продуктов горения постоянной. Это

допущение учтено в формуле (1.125), в знаменатель которой подставляются значение  $V_\alpha$  и теплоемкость продуктов горения без учета диссоциации.

Действительную температуру горения определяют с учетом потерь теплоты ( $t_d$ ) за счет теплообмена с окружающей средой.

Для определения  $t_d$  находят энтальпию ( $H''_{\text{общ}}$ ):

$$H''_{\text{общ}} = \eta_{\text{п}} \cdot H'_{\text{общ}}, \text{ кДж/кг(кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.131)$$

где  $\eta_{\text{п}}$  – пирометрический коэффициент процесса горения, учитывающий потери теплоты;  $H'_{\text{общ}}$  – энтальпия продуктов горения при теоретической температуре горения, кДж/кг (кДж/м<sup>3</sup>).

Пирометрический коэффициент устанавливается экспериментально и для топочных устройств принимается равным 0,6–0,9.

По энтальпии  $H''_{\text{общ}}$  рассчитывают  $t_d$ :

$$t_d = \frac{H''_{\text{общ}}}{V_\alpha \cdot c'_{\text{пт,п.г}}}, \text{ }^\circ\text{C}. \quad (1.132)$$

Расчет  $t_d$  с применением формулы (1.132) производится по такой же методике, так же, как расчет калориметрической температуры.

При использовании ht-диаграммы (рис. 1.4)  $t_d$  находят по величине  $(\eta_{\text{п}} \cdot H'_{\text{общ}})/V_\alpha$  (пунктирная линия) или  $\eta_{\text{п}} \cdot H'_{\text{общ}}/V_\alpha$  (сплошная линия). По самостоятельно построенной Ht-диаграмме (рис. 1.2)  $t_d$  определяют только по  $H''_{\text{общ}}$

При известных значениях  $t_{\text{кал}}$  и  $t_{\text{теор}}$   $t_d$  можно вычислить как

$$t_d = \eta_{\text{п}} \cdot t_{\text{теор}}, \text{ }^\circ\text{C}. \quad (1.133)$$

Примерные значения  $\eta_{\text{п}}$  при сжигании топлива в установках (печах) технологии силикатных материалов могут быть приняты из табл. 1.15.

Таблица 1.15

**Приближенные значения пирометрического  
коэффициента процесса горения**

Тип печи	Вид топлива	$\eta_{\text{п}}$
Камерные периодические	Газообразное	0,73–0,78
	Твердое	0,66–0,70
Туннельные	Газ, мазут	0,78–0,83

Шахтные	Газообразное Твердое	0,67–0,73 0,52–0,62
Вращающиеся	Газообразное Пылевидное Мазут	0,70–0,75

На практике для быстрого приближенного расчета процесса полного горения топлива могут быть использованы зависимости для определения расхода воздуха, продуктов горения и температуры горения топлива, приведенные в прил., табл. 9.

**1.3.5. Расчет продуктов горения и температуры при неполном горении топлива.** Неполное горение топлива наблюдается в топках печей и сушилок со слоевым сжиганием твердого топлива, в шахтных пересыпных печах, при сжигании запрессованного топлива в изделиях, создании восстановительной среды в стекловаренных печах и некоторых печах для обжига керамики, при газификации топлив.

Восстановительную среду создают, снижая коэффициент избытка воздуха от 1,0 до 0,85. При этом она может характеризоваться наличием в дымовых газах 2–5% CO, 0,5–2,0% H<sub>2</sub> и иногда 0,1–0,3% CH<sub>4</sub>.

Различают механическую ( $q_m$ ) и химическую ( $q_x$ ) неполноту горения. Механическая неполнота горения связана с провалом топлива через щели колосниковой решетки топki вместе со шлаком, уносом частиц топлива с продуктами горения. Химическая неполнота горения вызывается дефицитом кислорода воздуха и сопровождается появлением в продуктах горения указанных выше газов. Химическая неполнота в тепловых установках силикатной технологии может колебаться в пределах 5–30%. Механический недожог топлива можно рассматривать как потерю углерода. Поэтому расчет процесса горения топлива производят по вышеуказанным формулам с подставлением в них фактически сгоревшего углерода (в процентах):

$$C_{\text{оп}}^{\text{p}} = C^{\text{p}} - \frac{q_m \cdot Q_{\text{H}}^{\text{p}}}{32600}, \quad (1.134)$$

где  $C^{\text{p}}$  – содержание углерода в твердом топливе, % мас.;  $q_m$  – механическая неполнота горения топлива, %;  $Q_{\text{H}}^{\text{p}}$  – низшая теплота горения топлива, кДж/кг; 32 600 – тепловой эффект окисления (горения) углерода по реакции (1.43), кДж/кг.

Если химическая неполнота горения сводится к появлению небольшого количества СО в продуктах горения (до 3%), а процесс горения направлен на достижение полного горения, то расчеты ведутся по вышеприведенным формулам как для полного горения.

При большем содержании СО в продуктах горения, которое устанавливается газовым анализом, или если процесс горения ведут при коэффициенте избытка воздуха значительно меньше 1, то производится расчет нового состава продуктов горения и теоретической температуры горения. Выход и состав продуктов неполного горения, а также теоретическая температура горения могут быть определены графическим или аналитическим методами. Графический метод более трудоемок и требует предварительного построения графиков равновесного состава продуктов неполного горения и их теоретической температуры.

Менее трудоемким является аналитический метод.

Химическую неполноту горения твердого и жидкого топлива ( $q_x$ ) можно определить (в процентах) по формуле

$$q_x = \frac{12\,640 \cdot V_{\text{CO}} + 10\,800 \cdot V_{\text{H}_2} + 35\,820 \cdot V_{\text{CH}_4}}{Q_{\text{H}}^{\text{p}}} \cdot 100, \quad (1.135)$$

где 12 640, 10 800, 35 820 – энтальпии реакций окисления соответственно СО, Н<sub>2</sub> и СН<sub>4</sub>, кДж/м<sup>3</sup>;  $V_{\text{CO}}, V_{\text{H}_2}, V_{\text{CH}_4}$  – объемы, м<sup>3</sup>, образовавшихся газов в продуктах горения 1 кг топлива.

Если относительная величина Н<sub>2</sub> и СН<sub>4</sub> по сравнению с величиной СО невелика, то всю химическую неполноту горения в расчетах можно отнести на оксид углерода, несколько увеличивая его содержание в продуктах горения. Тогда содержание СО в продуктах горения при заданной  $q_x$  будет равным (в процентах)

$$\text{CO} = \frac{q_x \cdot Q_{\text{H}}^{\text{p}}}{12\,640 \cdot V_{\text{с.п.г}}}, \quad (1.136)$$

где  $V_{\text{с.п.г}}$  – объем сухих продуктов горения, равный разности  $V_{\text{п.г}} - V_{\text{H}_2\text{O}}$ , м<sup>3</sup>/кг.

При этом степень неполноты горения углерода будет

$$x = \frac{q_x \cdot Q_{\text{H}}^{\text{p}}}{12\,640 \cdot C^{\text{p}}}. \quad (1.137)$$

Тогда известные расчетные формулы определения теоретического расхода сухого воздуха и образовавшихся продуктов горения примут вид

$$L_0 = 0,0889(1-x)C^p + 0,044xC^p + 0,265H^p + 0,0333(S_{\text{ор+к}}^p - O^p); \quad (1.138)$$

$$L_{\text{RO}_2} = 0,01866(1-x)C^p + 0,007S_{\text{ор+к}}^p, \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (1.139)$$

$$L_{\text{N}_2} = 0,79L_0 + 0,008N^p, \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (1.140)$$

$$L_{\text{CO}} = 0,01866xC^p, \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (1.141)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,1112H^p + 0,0124W^p, \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (1.142)$$

Объем сухих продуктов горения  $V_{\text{с.п.г}}$  определяется по уравнению  $V_{\text{с.п.г}} = V_{\text{RO}_2} + V_{\text{CO}} + V_{\text{O}_2} + V_{\text{N}_2} = 100\%$ . (1.143)

Уравнение состава влажных продуктов горения  $V_{\text{п.г}}$  имеет вид  $V_{\text{п.г}} = V_{\text{RO}_2} + V_{\text{CO}} + V_{\text{O}_2} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} = 100\%$  (144)

Тогда составы продуктов горения (в процентах) определяются по зависимостям, аналогичным (1.87):

$$\text{RO}_2 = \frac{V_{\text{RO}_2}}{V_{\text{с.п.г}}} \cdot 100, \quad (1.145)$$

или

$$\text{RO}_2 = \frac{V_{\text{RO}_2}}{V_{\text{п.г}}} \cdot 100. \quad (1.146)$$

Содержание CO в сухих продуктах горения при неполном горении топлива может быть установлено с помощью топливной характеристики, обозначаемой буквой  $\beta$ , если известно по данным газового анализа содержание в них  $\text{RO}_2$  и  $\text{O}_2$ .

При этом исходят из следующих положений:

а) при полном горении чистого углерода и  $\alpha = 1$  содержание  $\text{CO}_2^{\text{макс}} = \text{RO}_2^{\text{макс}} = 21\%$ ;

б) при полном горении топлива, в котором, кроме углерода, содержатся водород и сера, концентрация  $\text{RO}_2^{\text{макс}}$  в сухих продуктах горения (в процентах) всегда меньше 21%, и находят ее из выражения

$$\text{RO}_2^{\text{макс}} = \frac{21}{1+\beta}, \quad (1.147)$$

где  $\beta$  – топливная характеристика, которая для каждого вида топлива определенного состава имеет постоянную величину.

Определяют  $\beta$  расчетным путем по формуле

$$\beta = 2,35 \frac{H^P - 0,126O^P - 0,038N^P}{C^P + 0,375S_{ор+к}^P}. \quad (1.148)$$

Значения постоянных величин  $RO_2^{\text{макс}}$  и  $\beta$  для некоторых видов топлива приведены в табл. 1.16.

Таблица 1.16

Значения  $RO_2^{\text{макс}}$  и  $\beta$  для некоторых видов топлива

Величина	Топливо				
	Мазут	Торф	Донецкий уголь АР	Кузнецкий уголь ОС	Подмосковный Б2Р
$RO_2^{\text{макс}}$	16,1	19,5	20,2	19	19,4
$\beta$	0,301	0,077	0,04	0,107	0,084

При увеличении  $\alpha$  сверх 1 в сухих продуктах горения будет появляться свободный  $O_2$  и  $RO_2$ , будет становиться меньше величина  $RO_2^{\text{макс}}$ .

Тогда  $RO_2$  можно приближенно определить по эмпирической формуле (в процентах)

$$RO_2 = \frac{RO_2^{\text{макс}}}{\alpha}, \quad (1.149)$$

На основании вышеприведенных рассуждений выведены уравнения

$$\text{для полного горения} \\ RO_2 + O_2 = 21 - \beta RO_2, \quad (1.150)$$

$$\text{для неполного горения} \\ 21 - \beta RO_2 = RO_2 + O_2 + (0,605 + \beta)CO. \quad (1.151)$$

О неполноте горения топлива судят по отсутствию равенства в уравнении (1.150). Разность между его правой и левой частью обозначают через  $z$ , которую называют характеристикой неполноты горения.

Из равенства (1.151) при известных  $RO_2$  и  $O_2$  в сухих продуктах горения и вычисленном значении  $\beta$  для данного топлива определяют количество  $CO$  (в процентах):

$$CO = \frac{(21 - \beta RO_2) - (RO_2 + O_2)}{0,605 + \beta}. \quad (1.152)$$

Количество сухих продуктов горения при неполном горении топлива может быть определено также по формуле

$$V_{с.п.г} = \frac{V_{RO_2} + V_{CO}}{RO_2 + CO}, \text{ м}^3/\text{кг} \quad (1.153)$$

или

$$V_{с.п.г} = 1,87 \frac{C^p + 0,375S_{ор+к}^p}{RO_2 + CO}, \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (1.154)$$

При неполном горении газообразного топлива уравнение состава сухих продуктов горения записывается в следующем виде:

$$RO_2 + O_2 + N_2 + CO + CH_4 + H_2 = 100\%$$

или

$$V_{с.п.г} = V_{RO_2} + V_{CO} + V_{O_2} + V_{N_2} + V_{CH_4} + V_{H_2}. \quad (1.155)$$

Обычно содержание  $CH_4$  и  $H_2$  в продуктах горения газообразного топлива бывает небольшим. Основную часть составляет  $CO$ . Поэтому достаточно знать содержание в них  $RO_2$  и  $O_2$ .

Затем также расчетным путем определяется значение топливной характеристики газообразного топлива  $\beta$ :

$$\beta = \frac{0,79(2CH_4 + 3,5C_2H_4 + 5C_3H_8 + 0,5CO + 1,5H_2) + 0,21N_2}{CO_2 + CH_4 + C_2H_6 + 3C_3H_8} - 0,79, \quad (1.156)$$

где  $CH_4$ ,  $C_2H_4$ ,  $C_3H_8$ ,  $CO$ ,  $H_2$ ,  $N_2$ ,  $CO_2$ ,  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$  – компоненты газообразного топлива, % об.

Объем сухих продуктов горения рассчитывается по формуле

$$V_{с.п.г} = \frac{CO_2 + CH_4 + 2C_2H_4 + 3C_3H_8}{RO_2 + CO}, \text{ м}^3/\text{м}^3, \quad (1.157)$$

где  $RO_2$ ,  $CO$  – содержание диоксида и оксида углерода в сухих продуктах горения, установленное анализом газа, % об.

Для искусственного газообразного топлива, в котором может содержаться большое количество  $CO_2$ , топливная характеристика может приобретать отрицательное значение.

Коэффициент избытка воздуха при неполном горении как для твердого, жидкого, так и газообразного топлива определяют по ранее приведенной формуле (1.66).

Если газовый анализ продуктов горения проводится хроматографическим или масспектрометрическим методом, позволяющим определить все присутствующие в них газы, то для определения коэффициента избытка воздуха  $\alpha$  применяют формулу

$$\alpha = \frac{1}{1 - \frac{79}{21} \cdot \frac{O_2 - 0,5CO - 0,5H_2 - 2CH_4}{100 - (RO_2 + O_2 + CO + H_2 + CH_4)}}. \quad (1.158)$$

Теоретическую температуру при неполном горении твердого и жидкого топлива рассчитывают по уравнению теплового баланса, аналогичному (1.119):

$$Q_H^p \cdot \eta' + c_T t_T + L_\alpha \cdot c'_{pm,v} \cdot t_v = V_{\alpha п.г} \cdot c'_{pm,п.г} \cdot t_{теор}, \quad (1.159)$$

где  $\eta'$  – коэффициент тепловыделения топлива;  $V_{\alpha п.г}$  – объем влажных продуктов неполного горения, м<sup>3</sup>/кг.

Коэффициент тепловыделения рассчитывают по формуле

$$\eta' = \frac{100 - (q_m + q_x)}{100}, \quad (1.160)$$

где  $q_m, q_x$  – потери теплоты, связанные соответственно с механической и химической неполнотой горения топлива, %.

При известном содержании CO в продуктах горения формула (1.159) примет вид

для твердого и жидкого топлива

$$Q_H^p + c_T t_T + L_\alpha \cdot c'_{pm,v} \cdot t_v = V_{\alpha п.г} c'_{pm,п.г} \cdot t_{теор} + 12\,640 V_{CO}, \quad (1.161)$$

для газообразного топлива

$$Q_H + c'_{pm,г.т} t_{г.т} + L_\alpha \cdot c'_{pm,v} \cdot t_v = V_{\alpha п.г} c'_{pm,п.г} \cdot t_{теор} + 12\,640 V_{CO}, \quad (1.162)$$

где  $V_{\alpha п.г}$  – объем влажных продуктов неполного горения газообразного топлива, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $V_{CO}$  – содержание CO в продуктах горения, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>; 12 640 – тепловой эффект реакции окисления CO, кДж/м<sup>3</sup>.

Если расчетная температура горения превысит 1600°С, то в уравнениях (1.161), (1.162) следует учесть также потери теплоты на диссоциацию H<sub>2</sub>O и CO<sub>2</sub> в продуктах горения. Все расчеты по определению теоретической температуры методически производятся по аналогии с подобными расчетами для полного горения топлива.

**1.3.6. Определение минимальной температуры подогрева воздуха.** Подогрев воздуха производится в случае применения для тепловой обработки топлива с низкой теплотой сгорания, которая не позволяет достичь требуемой температуры тепловой обработки. Подогрев воздуха отработанными дымовыми газами решает также вопросы повышения теплового КПД тепловой установки и экономии топлива.

Необходимость подогрева воздуха устанавливается следующим образом. По заданной температуре тепловой обработки материала или изделий,  $t_{\text{проц}}$ , находят действительную (пирометрическую) температуру, которую должны иметь продукты горения:

$$t_{\text{д}} = t_{\text{проц}} + \Delta t_{\text{н}}, \text{ } ^\circ\text{C} \quad (1.163)$$

где  $t_{\text{проц}}$  – температура теплотехнологического процесса,  $^\circ\text{C}$ ;  $\Delta t_{\text{н}}$  – температурный напор,  $^\circ\text{C}$ .

Температурный напор обеспечивает заданный температурный режим и зависит от скорости нагрева и абсолютного значения  $t_{\text{проц}}$ .

По найденной величине действительной температуры рассчитывают калориметрическую температуру, которую должно обеспечивать применяемое топливо:

$$t'_{\text{кал}} = \frac{t_{\text{д}}}{\eta_{\text{п}}}, \text{ } ^\circ\text{C}, \quad (1.164)$$

где  $\eta_{\text{п}}$  – пирометрический коэффициент.

Пирометрический коэффициент может быть принят как по данным табл. 1.15, так и табл. 1.17.

Из указанных в табл. 1.15, 1.17 пределов  $\eta_{\text{п}}$  большее значение принимается в случае обеспечения интенсивного тепловыделения, меньшее – для увеличения скорости нагрева материала.

Таблица 1.17

**Рекомендуемые значения  $\Delta t_{\text{н}}$  в зависимости от  $t_{\text{проц}}$  и  $\eta_{\text{п}}$  в зависимости от  $t_{\text{д}}$**

Температура процесса, $^\circ\text{C}$	$\Delta t_{\text{н}}, \text{ } ^\circ\text{C}$	Действительная температура горения топлива, $^\circ\text{C}$	$\eta_{\text{п}}$
700–1100	100–200	менее 1100	0,65–0,70
1100–1400	50–100	1100 ÷ 1400	0,70–0,73

1400–1600	30–50	1400 ÷ 1500	0,73–0,75
более 1600	10–30	1500 ÷ 1700	0,75–0,78

Если  $t'_{\text{кал}}$  будет меньше или равным калориметрической температуре,  $t_{\text{кал}}$ , топлива, то подогрев воздуха не требуется. Если  $t'_{\text{кал}}$  будет больше  $t_{\text{кал}}$ , то воздух следует подогревать для обеспечения заданного технологического режима.

Далее находят энтальпию продуктов полного горения при  $t'_{\text{кал}}$ :

$$H'_{\text{п.г}} = V_{\alpha} \cdot c'_{\text{рп,п.г}} \cdot t'_{\text{кал}}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.165)$$

где  $c'_{\text{рп,п.г}}$  – средняя объемная изобарная теплоемкость продуктов горения при  $t'_{\text{кал}}$ .

Необходимая энтальпия воздуха, с которой он должен подаваться на горение определяется по разности

$$H_{\text{возд}} = H'_{\text{п.г}} - H_{\text{общ}}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}; \quad (1.166)$$

или

$$H_{\text{возд}} = H'_{\text{п.г}} - Q_{\text{н}}^{\text{р}}, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.167)$$

где  $H_{\text{общ}}$  – энтальпия топлива, определяемая по формулам (1.96), (1.97).

Ориентировочная температура подогрева воздуха составит

$$t'_{\text{возд}} = \frac{H_{\text{возд}}}{c'_{\text{рп0}} \cdot L_{\alpha}}, \text{ }^{\circ}\text{C}, \quad (1.168)$$

где  $c'_{\text{рп0}}$  – средняя объемная изобарная теплоемкость, кДж/(м<sup>3</sup> · К), воздуха при 0°С.

Для уточнения минимальной температуры подогрева воздуха пользуются методом интерполяции, использованном выше при расчете температур горения топлива. Выбирают два значения температуры  $t_1$  и  $t_2$ , удовлетворяющие условиям  $t_2 - t_1 = 100^{\circ}$ ,  $t_1 < t'_{\text{возд}} < t_2$ .

Находят затем энтальпии воздуха  $H_{t_1}^{\text{возд}}$  и  $H_{t_2}^{\text{возд}}$  при  $t_1$  и  $t_2$ .

$$H_{t_1}^{\text{возд}} = L_{\alpha} c'_{\text{рп,t}_1} \cdot t_1, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (1.169)$$

$$H_{t_2}^{\text{возд}} = L_{\alpha} c'_{\text{рп,t}_2} \cdot t_2, \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}. \quad (1.170)$$

Составляется пропорция

$$\left( H_{\text{возд}} - H_{t_1}^{\text{возд}} \right) - \Delta t; \left( H_{t_2}^{\text{возд}} - H_{t_1}^{\text{возд}} \right) - 100^{\circ}, \quad (1.171)$$

по которой находят  $\Delta t$ :

$$\Delta t = \frac{(H_{\text{возд}} - H_{t_1}^{\text{возд}}) \cdot 100}{H_{t_2}^{\text{возд}} - H_{t_1}^{\text{возд}}}, \text{ } ^\circ\text{C}. \quad (1.172)$$

Необходимая минимальная температура подогрева воздуха составит

$$t_{\text{возд}}^{\text{мин}} = t_1 + \Delta t. \quad (1.173)$$

**1.3.7. Особенности расчета процесса полного горения бинарных топлив.** Сжигание топлива в топочных устройствах или камерах сгорания тепловых установок может осуществляться также в виде смеси двух и более видов топлив. Сжигание смешанных топлив проводится с целью получения необходимой теплоты сгорания, достижения требуемой температуры технологического процесса, интенсификации теплообмена, а также получения топлива с заданными свойствами по зольности, содержанию летучих, светимости факела и т.п. Чаще на практике используется смесь бинарных топлив.

В качестве смешанных топлив теоретически могут быть смеси любых топлив: твердых; газообразных; жидких; твердого и жидкого; твердого (пылевидного) и газообразного; жидкого и газообразного топлив.

Методика расчета процесса горения бинарных топлив будет зависеть от исходных данных.

Если требуется получить топливо с заданной теплотой сгорания, то по ней определяют вначале в смеси доли этих топлив из равенств для смеси твердых, жидких, твердого и жидкого топлива

$$Q_{\text{н, см}}^{\text{п}} = aQ_{\text{н1}}^{\text{п}} + (1 - a)Q_{\text{н2}}^{\text{п}}, \quad (1.174)$$

для смеси газообразных топлив

$$Q_{\text{н см}} = aQ_{\text{н1}} + (1 - a)Q_{\text{н2}}, \quad (1.175)$$

где  $a$  – массовая доля первого топлива в равенстве (1.174) или объемная доля его в равенстве (1.175);  $(1-a)$  – массовая (1.174) или объемная (1.175) доля второго топлива.

Зная доли топлив и заданное количество одного из них, можем определить количество второго топлива по зависимости

$$a = \frac{B_1}{B_1 + B_2}; \quad a = \frac{V_1}{V_1 + V_2}, \quad (1.176)$$

где  $B_1$  и  $B_2$  – масса соответственно первого и второго топлива в бинарной смеси топлив;  $V_1$  и  $V_2$  – объемы соответственно первого и второго топлива в бинарной смеси газообразных топлив.

Дальше производят расчет параметров (характеристик) процесса горения: расхода воздуха ( $L_\alpha$ ), объемов образующихся продуктов горения ( $V_{i,\alpha}$ ;  $V_\alpha$ ), состава продуктов горения, температуры горения ( $t_{\text{кал}}$ ,  $t_{\text{теор}}$ ,  $t_{\text{д}}$ ). Расчет их может производиться двумя способами.

Первый заключается в определении среднего состава указанных четырех видов бинарного топлива по найденному их долевному составу по формулам для смесей твердых, жидких, жидкого и твердого топлив:

$$C_{\text{см}}^{\text{p}} = aC_1^{\text{p}} + (1-a)C_2^{\text{p}}; \quad H_{\text{см}}^{\text{p}} = aH_1^{\text{p}} + (1-a)H_2^{\text{p}} \text{ и т.д.}, \quad (1.177)$$

для смеси газообразных топлив

$$\begin{aligned} \text{CH}_4^{\text{см}} &= a\text{CH}_4^1 + (1-a)\text{CH}_4^2; \\ \text{CO}^{\text{см}} &= a\text{CO}^1 + (1-a)\text{CO}^2 \text{ и т.д.}, \end{aligned} \quad (1.178)$$

где  $C_1^{\text{p}}, C_2^{\text{p}}, H_1^{\text{p}}, H_2^{\text{p}}$  и т.д. – содержание соответствующих элементов в первом и втором твердом или жидком топливе, %;  $\text{CH}_4^1, \text{CH}_4^2, \text{CO}^1, \text{CO}^2$  – содержание соответствующих газов в первом и втором топливе, % об.

По найденным средним составам топлива производятся дальнейшие расчеты процесса горения по вышеприведенной методике для одинарного топлива.

Второй способ состоит в том, что отдельно ведутся расчеты горения первого и второго топлива, а затем определяются параметры процесса горения смешанного топлива по формуле

$$P_{\text{см}} = aP_1 + (1-a)P_2, \quad (1.179)$$

где  $P_1, P_2, P_{\text{см}}$  – параметры процесса горения ( $L_\alpha, V_{i,\alpha}, V_\alpha$  и т.д.) первого, второго топлив и их смеси.

Для расчета бинарных смесей газообразного и жидкого или газообразного и твердого топлив следует знать расход жидкого или твердого топлива,  $g$  кг/м<sup>3</sup>. Для определения характеристик полученного смешанного топлива и процесса горения пользуются формулами

$$Q_{\text{н,см}} = Q_{\text{н,г}} + gQ_{\text{н,жт}}^{\text{p}}, \text{ кДж/м}^3, \quad (1.180)$$

$$P_{\text{см}} = P_{\text{г}} + gP_{\text{ж}}, \quad (1.181)$$

где  $Q_{\text{н,г}}, Q_{\text{н,жт}}^{\text{p}}, Q_{\text{н,см}}$ , – теплоты сгорания топлив соответственно смешанного (кДж/м<sup>3</sup>), газообразного (кДж/м<sup>3</sup>) и жидкого (кДж/кг);  $P_{\text{г}}$ ,

$P_{ж}$ ,  $P_{см}$  – один из параметров процесса горения ( $L_{\alpha}, V_{i,\alpha}, V_{\alpha}, t_{кал}$  и т.д.) соответственно смешанного газообразного, жидкого или твердого топлив в соответствующих единицах измерения.

Для нахождения параметров процесса горения по формуле (1.181) предварительно должны быть рассчитаны отдельно процессы горения газообразного и жидкого или твердого топлив.

Если будут заданы другие характеристики бинарного топлива, то расчет процесса горения их ведется с использованием комбинаций различных формул, рекомендованных выше для расчета характеристик топлива и его процесса горения. Иногда при получении бинарного топлива ставят цель получить его с определенной температурой горения ( $t_{кал}$ ). Решение этой задачи заключается в определении массовых или объемных долей двух топлив, входящих в смесь по заданной температуре  $t_{кал}$ . Для этого на основе уравнения теплового баланса процесса горения составляется следующая зависимость:

$$h_{общ}^{см} = \frac{aH_{общ1} + (1-a)H_{общ2}}{aV_{\alpha,1} + (1-a)V_{\alpha,2}}, \text{ кДж/м}^3. \quad (1.182)$$

Естественно, что для определения энтальпии продуктов горения  $h_{общ}^{см}$  бинарного топлива, в данном случае смеси жидких, твердых, жидкого и твердого, газообразных топлив, следует произвести расчеты их процессов горения.

После подстановки всех значений в формулу (1.182) и нахождения  $h_{общ}^{см}$  по  $ht$ -диаграмме (рис. 1.4) определяют  $t_{кал}$  (пунктирная линия) и  $t_{теор}$  (сплошная линия).

Аналогично находят температуры горения и для бинарных смесей гетерогенных топлив. Формула (1.182) при этом принимает вид

$$h_{общ}^{см} = \frac{H_{общ}^{\Gamma} + gH_{общ}^{жт}}{V_{\alpha}^{\Gamma} + gV_{\alpha}^{жт}}, \text{ кДж/м}^3. \quad (1.183)$$

#### 1.4. Сжигание топлива в технологии силикатных материалов

В настоящее время в силикатной промышленности, как правило, топливо сжигается непосредственно в тепловых установках и лишь в

некоторых случаях этот процесс осуществляют в обособленных и выносных топках.

#### **1.4.1. Способы сжигания топлива и топочные устройства.**

Твердое топливо сжигается в кусках в пылевидном состоянии. В кусковом виде оно может сжигаться впересыпку с обжигаемым материалом или в слое, причем как в плотном, так и «кипящем» слое. При сжигании в плотном слое может производиться как полное, так и неполное горение. Неполное горение топлива осуществляется в установках, работающих в полугазовом или генераторном режимах. Однако последние в настоящее время практически не применяются.

Твердое топливо в пылевидном состоянии подвергают факельному, вихревому или циклонному сжиганию, а также сжиганию в массе обжигаемого материала или изделий.

Сжигание жидкого и газообразного топлива производится только факельным способом. Кусковое и пылевидное твердое топливо может сжигаться совместно. Такой способ сжигания называется факельно-слоевым или аэрофонтанным.

Совместному факельному комбинированному сжиганию подвергается жидкое и пылевидное топливо, жидкое и газообразное топливо, пылевидное и газообразное топливо. Смесь жидкого и пылевидного топлива известно как коллоидальное топливо. Получают его совместным помолом смеси, состоящей из 40% каменного угля и 60% мазута.

Обособленные топочные устройства применяют преимущественно в котельных и сушильных установках (распылительные, камерные, туннельные и др.).

Выносные топочные устройства обычно являются конструктивным элементом тепловых установок (сушильный барабан, камерная печь, гипсоварочный котел и др.).

Сжигание топлива в рабочем пространстве тепловых установок характерно для шахтных, вращающихся, туннельных, кольцевых, ваннных стекловаренных и других печей, а также в последнее время – сушильных барабанов.

В топочных устройствах, как уже отмечалось, топливо сжигается с целью получения продуктов сгорания (дымовых газов) с высокой температурой и энтальпией.

Топки в зависимости от вида и свойств сжигаемого в них топлива подразделяются на слоевые, «кипящего» слоя и камерные.

В слоевых топках масса топлива сжигается в слое на колосниковой решетке.

В камерных топках топливо сжигается в любом агрегатном состоянии факельным способом. Для сжигания твердое топливо предварительно размалывается до пылевидного состояния.

В топках «кипящего» слоя, которые считают промежуточными по конструкции между слоевыми и камерными топками, топливо сжигается в слое, разрыхленном потоком воздуха, подаваемом под слой с определенной скоростью.

В камерных топках и в рабочем пространстве печей (зона обжига) топливо сжигается с помощью топливосжигающих устройств – горелок, форсунок.

**1.4.2. Сжигание твердого топлива в слоевых топках.** Для сжигания твердого кускового топлива используются слоевые топки различных конструкций (табл. 1.18).

Многие из указанных в табл. 1.18 топок утратили свое практическое значение из-за перевода предприятий отрасли на газообразное или жидкое топливо. Однако в связи с постепенным увеличением в топливном балансе республики местных видов топлива (древесных отходов, в виде щепы, опилок, а также торфа и др.) они вновь становятся востребованными после определенной модернизации.

Таблица 1.18

**Классификация слоевых топок**

Признак	Основные типы топок
С ручным обслуживанием	С плоской неподвижной горизонтальной колосниковой решеткой. С качающимися колосниками. С поворотными колосниками.
Полумеханические	С наклонными колосниками. Со ступенчатыми колосниками. С забрасывателем топлива на неподвижный слой топлива
Механические	С шурующей планкой. С забрасывателем топлива на подвижный слой топлива.

Слоевые топки, независимо от конструкции, имеют колосниковую решетку, топочную камеру, золоборник, подколосниковое пространство и гарнитуру (дверцы, гляделки и т.п.).

Топки с ручным обслуживанием в промышленных установках сейчас не применяют из-за их ограниченной тепловой мощности и использования тяжелого физического труда при обслуживании.

Обслуживание слоевых топок включает операции: подачу топлива в топку, шурование (перемешивание) топлива на колосниковой решетке, шлакоудаление. Ручной труд частично или полностью исключен в полумеханических и механических топках.

В полумеханических топках механизированы операции шуровки или подачи топлива. Они имеют большую равномерность и экономичность топочного режима по сравнению с ручными топками. Могут быть использованы для сжигания дров, кускового торфа, древесных отходов, опилок, бурого и каменного угля. Углы наклона плоских колосниковых решеток принимаются в соответствии с углами естественного откоса топлива: для дров, опилок, торфа – 30–40°; бурых углей 30–33°; неспекающихся каменных углей 40–45°; спекающихся 45–50°. Углы наклона ступенчатых колосниковых решеток принимаются для торфа 30°, опилок 40°, бурых углей 32–35°.

Механические топки могут использоваться для сжигания всех видов твердого топлива в сушильных установках, гипсоварочных котлах и других тепловых установках. Они обеспечивают высокую тепловую мощность и теплотехнические показатели топочного режима.

Принципиальные схемы некоторых слоевых топок приведены на рис. 1.5.

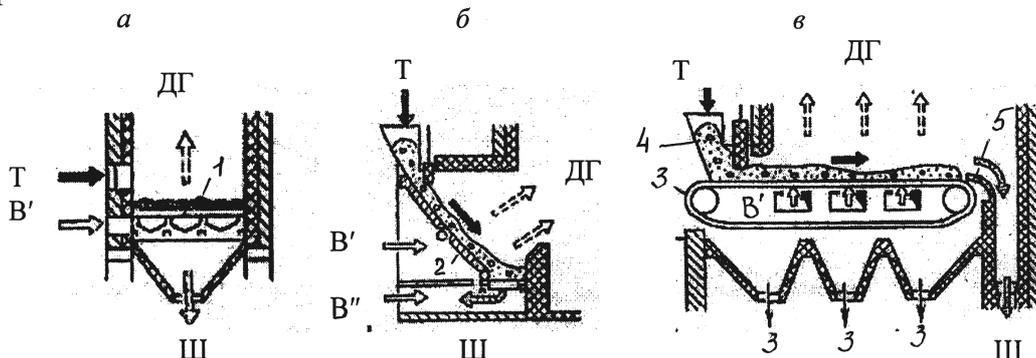


Рис. 1.5. Принципиальные схемы слоевых топок:

*a* – с ручным обслуживанием, плоской неподвижной горизонтальной колосниковой решеткой (1); *b* – полумеханическая с плоской наклонной неподвижной колосниковой решеткой (2); *в* – механическая с непрерывно движущейся цепной решеткой (3); шибером (4) и шлакоснимателем (5).

Т – топливо; В' – первичный воздух; В'' – вторичный воздух; ДГ – дымовые газы; Ш – шлак; З – зола

Горящий слой твердого топлива на колосниковой решетке условно можно разделить на зоны: надслойное пламя, свежее топливо, горящий кокс и непосредственно на колосниковой решетке – шлак (рис. 1.6).

В верхней части слоя топливо подсушивается, прогревается, выделяются летучие, сгорающие в топочной камере. На процесс подготовки топлива затрачивается часть теплоты, выделяющейся при горении. Образующийся после выхода летучих кокс постепенно опускается, сгорает, а шлак стекает вниз, охлаждается, гранулируется. Часть его проваливается в щели между колосниками, часть скапливается на решетке. Шлак защищает колосниковую решетку от перегрева, способствует равномерному распределению воздуха по слою, затем удаляется при шуровании, перемещении колосников и движении цепной решетки.

Нижняя часть горящего слоя топлива называется окислительной зоной (содержит избыток  $O_2$  воздуха). Ее высота обычно составляет 2-3 диаметра кусков топлива. В выходящих из нее газах содержится не только  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $N_2$ ,  $O_2$ , но и горючие газы  $CO$  и  $H_2$ . Если высота слоя, соответствующего окислительной зоне, будет большей, то за ней будет следовать восстановительная зона, в которой идет восстановление  $CO_2$  и  $H_2O$ , а также углерода топлива до  $CO$  и  $H_2$ .

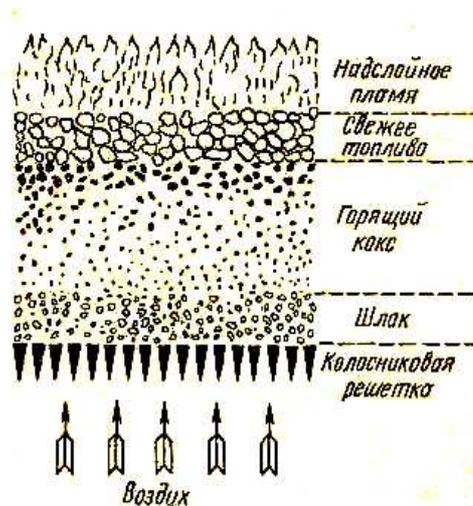


Рис. 1.6. Структура горящего слоя топлива:

Для осуществления полного сжигания топлива высоту слоя топлива на колосниковой решетке стараются держать равной высоте окислительной зоны или чуть больше ее. Для дожигания продуктов неполного сгорания, а также выносимой из слоя топлива пыли в топочный объем над слоем иногда подают дополнительный воздух.

Оптимальный размер кусков твердого топлива для слоевых топок составляет 25–50 мм. Условная скорость газов в слое при этом принимается равной 0,3–0,5 м/с. Живое сечение колосниковых решеток берется в пределах 10–40%. Меньшее живое сечение принимается для плитчатых колосников с искусственной подачей воздуха на горение, большее – для брусчатых колосников.

Рекомендуемая высота слоя топлива на решетке для антрацита и каменных углей 70–150, бурого угля 100–150, дров и торфа 300–600 мм. Показатели экономичности слоевых топок: с ручным обслуживанием  $q_m = 7 \div 12\%$ ,  $q_x = 2 \div 4\%$  при  $\alpha = 1,4 \div 1,5$ ; полумеханических топок  $q_m = 4 \div 7\%$ ,  $q_x = 1\%$  при  $\alpha = 1,3 \div 1,4$ ; механических топок  $q_m = 4 \div 5\%$ ,  $q_x = 0,5 \div 1,0\%$  при  $\alpha = 1,3$ .

**1.4.3. Сжигание газообразного топлива и газогорелочные устройства.** Газообразное топливо сжигается факельным способом в камерных топках или рабочем пространстве печей с помощью горелок. Камерные топки имеют круглое, квадратное или прямоугольное сечение топочной камеры, которая располагается

вертикально или горизонтально. Нижняя часть топки называется подом. Расположение горелок в топочной камере может быть потолочное, фронтальное, встречное или по углам топки (рис. 1.7).

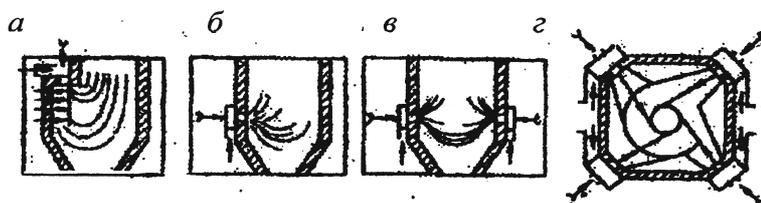


Рис. 1.7. Схемы расположения горелок в топочной камере:  
*a* – потолочное; *б* – фронтальное; *в* – встречное;  
*г* – угловое тангенциальное

Сжигание газов в топках и печах может осуществляться в виде однородной газовой смеси, с отдельным подводом газа и воздуха в зону горения, в виде однородной газовой смеси с дополнительным подводом воздуха в зону горения при  $\alpha \leq 1$  (рис. 1.8).

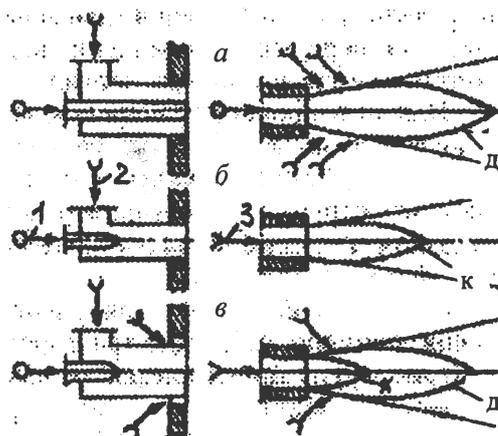


Рис. 1.8. Организация процесса сжигания газообразного топлива:  
*a* – диффузионное; *б* – кинетическое; *в* – смешанное; 1 – топливо;  
 2 – воздух; 3 – газозвушная смесь (Д – диффузионный фронт горения;  
 К – кинетический фронт горения)

Сжигание газовой смеси обуславливает кинетическое горение, отдельная подача газа и воздуха – диффузионное горение. Дополнительная подача воздуха при сжигании газовой смеси приводит к смешанному диффузионно-кинетическому горению.

В зависимости от характера движения горючей смеси различают ламинарное и турбулентное горение. Оба эти процесса присущи и диффузионному горению.

При кинетическом горении с вводом в камеру сжигания хорошо подготовленной смеси газов и воздуха и быстром подогреве ее до температуры, превышающей температуру воспламенения, реакции окисления проходят очень быстро. В факеле не происходит термический распад углеводородов и не появляется сажистый углерод. Факел приобретает прозрачный вид, становится мало светящимся. Следовательно, кинетическое сжигание газа обеспечивает его беспламенное горение. Условия беспламенного горения – предварительное смешение горючего газа и требуемого для полного горения воздуха, наличие в камере горения раскаленных поверхностей, окружающих поток горючей смеси, и рециркуляция (возврат) части продуктов горения к корню факела.

При диффузионном горении происходит частично термическое разложение углеводородов горючего газа с образованием альдегидов, которые затем расщепляются до конечных продуктов распада – водорода и углерода. Появление в факеле сажистого углерода делает его светящимся, непрозрачным. Указанные способы сжигания газообразного топлива осуществляются с помощью газогорелочных устройств, классификация которых приведена в табл. 1.19.

Таблица 1.19

**Классификация горелок**

Признак	Основные группы горелок
1	2
Число каналов	Одноканальная (однопроводная) Двухканальная (двухпроводная) Трехканальная (трехпроводная) Четырехканальная (четырепроводная)
Давление газа	Низкого давления – до 0,005 МПа Среднего давления – 0,005–0,3 МПа Высокого давления – более 0,3 МПа

Окончание табл. 1.19

1	2
Способ подачи воздуха	Бездутьевые Инжекционные Дутьевые
Способ образования	Диффузионные (без предварительного

газовоздушной смеси	смешения) Кинетические (с полным предварительным смешением) Промежуточные (с неполным или частичным предварительным смешением)
Характер горения	Короткопламенные Длиннопламенные Беспламенные
Вид сжигаемого топлива	Газовые Пылевидные Газомазутные Пылегазовые Пылегазомазутные

Указанная классификация дает представление о большом многообразии применяемых на практике горелок.

Типы и конструкции применяемых газовых горелок зависят от вида сжигаемого топлива и его давления, вида и физических параметров окислителя, технологических требований к горелочным устройствам. Большинство технологических показателей работы горелок определяется способом образования газовой смеси. Простейшими являются одноканальные и двухканальные диффузионные горелки. Более сложны по конструкции и организации процесса горения трех-, четырехканальные диффузионные горелки, горелки с частичным предварительным смешением компонентов смеси. Структура факела одноканальной диффузионной горелки при горении ламинарной струи газа в пространстве, заполненном воздухом, показана на рис. 1.9.

При выходе из сопла горелки газ образует конусообразное ядро, далее следует зона, заполненная смесью газа с продуктами горения, и затем зона, заполненная смесью продуктов горения и воздуха. Указанные зоны образуют между собой видимую поверхность раздела, являющуюся фронтом горения, к которому снаружи диффундирует воздух, а изнутри – газ.

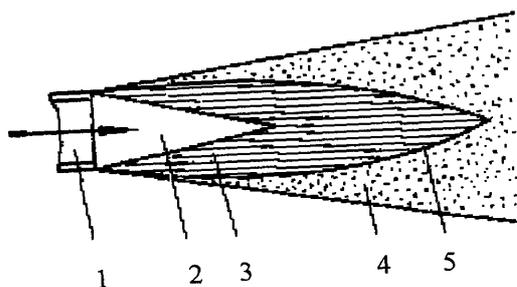


Рис. 1.9. Структура факела одноканальной диффузионной горелки в ламинарном потоке:

1 – сопло горелки; 2 – чистый газ; 3 – зона смеси газа и продуктов горения; 4 – зона смеси продуктов горения с воздухом; 5 – фронт горения

Образующиеся продукты горения частично диффундируют навстречу газу, прогревая его, а частично смешиваются с воздухом и затем выходят из факела. Одноканальные диффузионные горелки применяются во вращающихся цементных, известковых и ваннных стекловаренных печах. Схемы некоторых конструкций указанных одноканальных газовых горелок приведены на рис. 1.10.

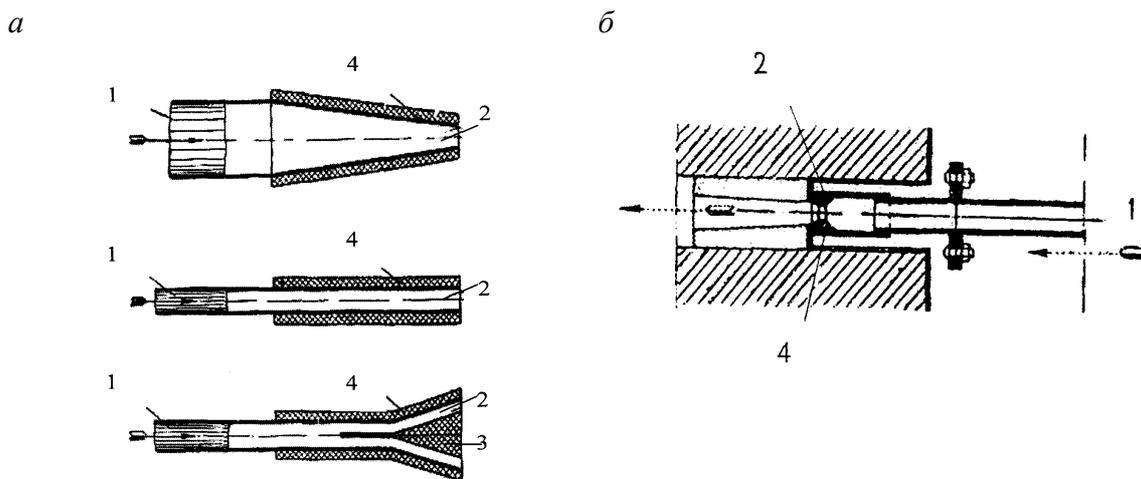


Рис. 1.10. Схемы одноканальных диффузионных горелок с ламинарным потоком газа:

*а* – для вращающихся печей; *б* – для стекловаренных печей; 1 – ввод газа; 2 – сопло; 3 – стабилизирующее обтекаемое тело; 4 – теплоизоляционная защита горелки

Ламинарное диффузионное горение у них происходит при скорости выхода газа из сопла до 60 м/с. Образуется растянутый факел с пониженной температурой. При наличии в горелках

завихрителей или подаче газа при более высоких скоростях (до 400 м) ламинарное горение переходит в турбулентное. Завихрители увеличивают скорость горения и укорачивают факел. Повышение скорости выхода газа удлиняет факел. Основное влияние на длину турбулентного факела горелки без завихрителя оказывает диаметр сопла горелки. Длина факела приближенно определяется соотношением

$$l_{\phi} = 0,173 d, \text{ м}, \quad (1.184)$$

где  $d$  – диаметр сопла, мм.

В длинном факеле процесс горения растянут и на большей его длине происходит большая отдача теплоты. В него вовлекается значительное количество (не менее двухкратного против выходящего из горелки) продуктов горения с пониженной температурой, что обуславливает понижение и выравнивание температуры факела по его длине.

Средняя температура длинного факела мало отличается от температуры газов, находящихся в рабочем пространстве печи. Такой факел называют «мягким». Максимальная температура его находится примерно на расстоянии двух третей от устья горелки. Короткий факел, вследствие более интенсивного выделения в нем теплоты, имеет более высокую температуру, чем температура окружающих газов. При высокой скорости потока он приобретает хорошую направленность. Такой факел называют «острым», «жестким».

Одноканальные диффузионные турбулентные горелки работают при высоких давлениях (более 0,01 МПа) с адиабатическим характером истечения газа.

Двухканальные диффузионные горелки турбулентного горения используются при давлениях газа ниже 0,01 МПа. Схемы некоторых из них приведены на рис. 1.11.

В сопле горелки (во внутреннем и внешнем каналах) устанавливаются спиралеобразные завихрители, способствующие турбулизации газоздушного потока на выходе и первичному молярному их перемешиванию. Количество первичного воздуха принимают 15–30% от требуемого на горение, скорость истечения газа 40–75 м/с, воздуха 30–60 м/с. Сжигание газа ведется при  $\alpha = 1,05–1,15$ .

Указанные двухканальные диффузионные горелки типа «труба в трубе» относятся к горелкам длиннопламенным дутьевым высокого

или среднего давления. Двухканальные диффузионные турбулентные дутьевые короткопламенные горелки низкого или среднего давления применяются в горшковых стекловаренных, камерных периодических, кольцевых, туннельных печах, топках котлов, сушилках, печах отжига стекла и др.

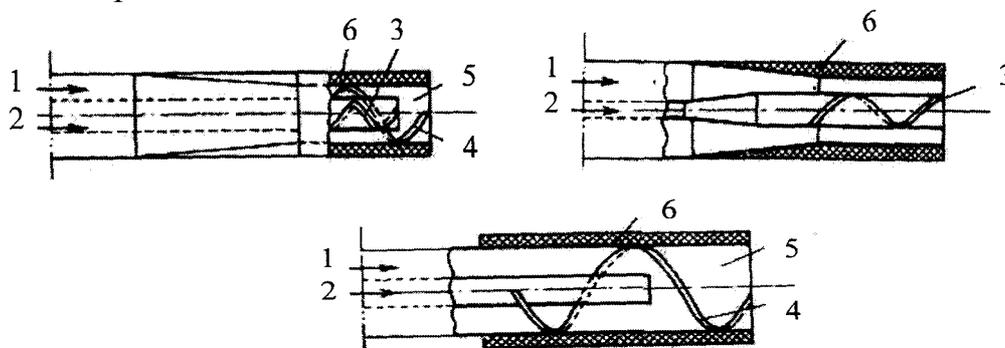


Рис. 1.11. Схемы двухканальных диффузионных длиннопламенных горелок турбулентного горения типа «труба в трубе» для вращающихся печей:

- 1 – воздух; 2 – газ; 3 – завихритель; 4 – завихритель воздуха;
- 5 – камера предварительного смешения газа с воздухом;
- 6 – теплоизоляционная защита горелки

Турбулентное сжигание газов в них осуществляется за счет закручивания потока воздуха с помощью лопаточных или улиточных завихрителей (рис. 1.12).

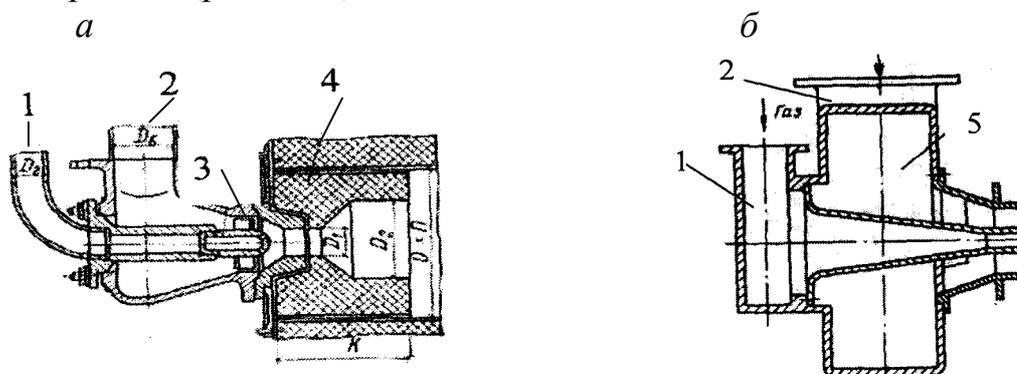


Рис. 1.12. Схемы двухканальных диффузионных короткопламенных горелок турбулентного горения:

- a* – горелка ГНП с лопаточным завихрителем; *б* – горелка с улиточным завихрителем.
- 1 – газовый канал; 2 – воздушный канал; 3 – лопатки завихрителя;
- 4 – горелочный камень; 5 – улиточный завихритель

Из указанных на рис. 1.12 горелок наиболее широко применяются горелки ГНП. Выпускают их девяти типоразмеров производительностью от 1,2 до 440 м<sup>3</sup>/ч газа. Воздух в них подают под давлением до 0,008 МПа. Скорость истечения газа 60–70 м/с, воздуха 20–40 м/с. Количество первичного воздуха, подаваемого в горелку, составляет 20–40% от его расхода на горение газа.

Для улучшения молярного перемешивания газа и воздуха и улучшения других характеристик используются трехканальные диффузионные горелки турбулентного горения (рис. 1.13). В них газ подается по среднему каналу. Соотношение воздуха, подаваемого по остальным двум каналам, регулируется.

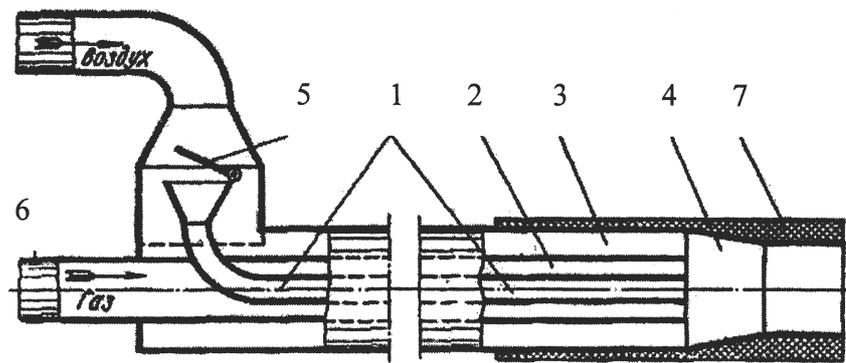


Рис. 1.13. Схема трехканальной газовой горелки для вращающейся печи:

- 1, 3 – каналы для воздуха; 2 – газовый канал; 4 – конфузор;  
5 – дроссель; 6 – газопровод; 7 – теплоизоляция горелки

В диффузионных турбулентных горелках интенсивность диффузии газа и воздуха в зоне горения обеспечивают различными приемами: направлением струй под разными углами; созданием разности скоростей газа и воздуха; применением перемешивающих приспособлений; дроблением потоков газа и воздуха; увеличением коэффициента избытка воздуха; увеличением числа каналов и др.

Несмотря на это процесс горения при подаче топлива диффузионными горелками сопровождается повышенными потерями теплоты от химического недожога и пониженной объемной плотности тепловыделения (до 0,5 МВт/м<sup>3</sup>). Положительные особенности горелок: неограниченные возможности по увеличению тепловой мощности; возможность подогрева компонентов горения; повышенная устойчивость пламени в широком диапазоне изменения тепловой мощности горелки; возможность работы при низких располагаемых

давлениях газа и окислителя; простота конструкции и надежность в эксплуатации.

В отличие от горелок диффузионного горения, требующего больших скоростей потоков газа и воздуха, кинетическое горение потока газозвушной смеси происходит при небольших скоростях.

Кинетическое ламинарное горение проводится при минимальной скорости истечения смеси из сопла горелки 1–6 м/с. Скорость истечения повышают с увеличением диаметра сопла горелки. При осевой скорости вылета струи из горелки в пределах 10–30 м/с кинетическое ламинарное горение переходит в турбулентное.

При ламинарном горении фронт пламени перемещается в осевом направлении со скоростью, называемой нормальной скоростью распространения пламени (НСРП). Она может быть больше, равной или меньше скорости потока газозвушной смеси (СПГВС), и от этого зависит устойчивость процесса горения. Если  $СПГВС < НСРП$ , то пламя затягивается в горелку. Это явление называется проскоком пламени. Проскок пламени сопровождается хлопками, последующим шумом и свистом, что чревато опасностью взрыва, поскольку горение смеси начинается в самой горелке. Проскоку пламени способствует также подогрев смеси в самой горелке. Если же  $СПГВС$  будет больше  $НСРП$ , то фронт воспламенения удаляется от устья горелки. Это может привести к отрыву факела от устья горелки, а иногда и к срыву горения из-за того, что в корне факела в этом случае газозвушная смесь оказывается сильно разбавленной продуктами горения или воздухом и выходит из концентрационных пределов воспламенения. Скорости газозвушного потока, при которых происходит отрыв факела от устья горелки ( $w_{отр}$ ) и срыв горения ( $w_{ср}$ ) зависит в основном от диаметра сопла и приближенно определяются по уравнениям

$$w_{отр.} = 8,65\sqrt{1 + 0,2d^2}, \text{ м/с,} \quad (1.185)$$

$$w_{ср.} = 15\sqrt{1 + 0,2d^2}, \text{ м/с,} \quad (1.186)$$

где  $d$  – диаметр сопла, мм.

Наиболее действенное средство предотвращения проскоков и срыва горения – завихрение или турбулизация газозвушного потока. При этом вместо молярной диффузии происходит турбулентная диффузия, которая на пять порядков интенсивнее

молярной. В поток непрерывно вовлекаются раскаленные продукты горения, которые поджигают порции свежей газозвушной смеси.

Для ламинарного потока характерна относительная геометрическая правильность поверхности горения. При турбулизации потока она утрачивается, факел становится укороченным и вместе с тем более раскрытым, его поверхность уже очерчена нечетко (рис. 1.14).

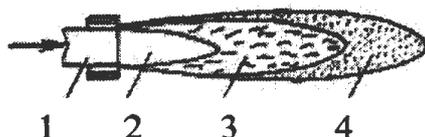


Рис. 1.14. Структура факела при кинетическом турбулентном горении газозвушной смеси:

- 1 – сопло горелки; 2 – «холодная» зона; 3 – зона видимого горения;  
4 – зона невидимого горения

Из кинетической горелки турбулентного горения газы вылетают образуя факел, имеющий зональное строение. В ней различают «холодный» внутренний конус, видимую зону турбулентного горения, в которой происходит постепенное воспламенение и одновременно сгорание основной массы газа (85–90%), и маловидимую зону, где заканчивается процесс горения. Эту зону, поскольку она невидимая, можно обнаружить лишь путем анализа продуктов сгорания.

Кинетические турбулентные горелки называют инжекционными с активной газовой или воздушной струей. Их относят к горелкам одноканальным (однопроводным) высокого или среднего давления беспламенным короткофакельным.

В настоящее время в топках и печах отрасли используют большое количество конструктивных вариантов и типоразмеров инжекционных горелок с большим диапазоном производительности. Схемы некоторых инжекционных горелок, применяемых в топках сушилок, камерных, туннельных и стекловаренных печах, приведены на рис. 1.15.

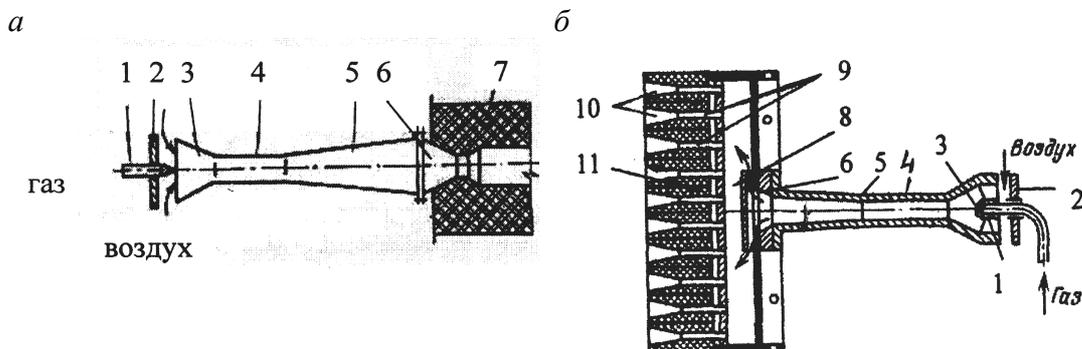


Рис. 1.15. Схемы кинетических инжекционных горелок:  
*а* – беспламенная горелка; *б* – панельная беспламенная горелка;  
 1 – сопло; 2 – шайба; 3 – инжектор; 4 – канал; 5 – диффузор; 6 – конический насадок; 7 – горелочный камень; 8 – распределительная камера; 9 – металлические ниппели; 10 – горелочные туннели; 11 – панель из керамики

Газ или воздух подводят в горелку через специальное сопло (рис. 1.15). Вылетая из него, струя подсасывает газ или воздух, что зависит от активности того или другого, в инжектор. Перемещением по резьбе трубы подачи активного компонента шайбы регулируют размер щели между нею и инжектором и тем самым – количество инжектируемого газа (воздуха). Скорость смеси, проходящей далее через канал, диффузор и водоохлаждаемый конический насадок (конфузор), последовательно изменяется, что способствует смешению газа и воздуха. Вылетая из насадка, смесь поджигается в раскаленном туннеле горелочного камня.

Панельная беспламенная горелка, применяемая для нагрева больших поверхностей, отличается от обычной инжекционной горелки тем, что вместо конической насадки она имеет керамическую огнеупорную панель, состоящую из распределительной камеры, горелочных туннелей, металлических ниппелей. Газовоздушная струя, вылетая из инжекционного смесителя, поступает в распределительную камеру. Во фронтальной плите панели имеются металлические ниппели, по которым смесь, раздробленная на многочисленные струи, поступает в горелочные туннели раскаленной огнеупорной панели, где они и сгорают. При работе такой горелки

можно видеть лишь раскаленную огнеупорную панель – факелы пламени полностью отсутствуют.

Газовоздушная смесь на выходе из инжекционных горелок сгорает с высокой интенсивностью, образуя высокотемпературный «жесткий» факел. При этом достигается объемная плотность тепловыделения 6–60 МВт/м<sup>3</sup> при  $\alpha=1,02\div 1,05$ . Горелки обеспечивают практически полное сгорание топлива без химического недожога. Положительной особенностью инжекционных горелок является способность поддерживать постоянное значение  $\alpha$  при изменении тепловой мощности без применения специальных регуляторов.

Недостатками указанных горелок являются: ограниченная тепловая мощность и узкий диапазон ее рабочего регулирования из-за возможных проскоков пламени в смеситель горелки; необходимость использования газа или воздуха повышенного давления; ограниченные возможности подогрева компонентов горения; большие габариты смесителей и высокий уровень шума. Все горелки кинетического горения имеют устройства для защиты от проскока пламени.

Из кинетических горелок в последнее время большее распространение получают двухпроводные горелки с принудительной подачей воздуха. Они имеют ряд преимуществ по сравнению с инжекционными. Предел регулирования таких горелок практически не ограничен из-за исключения возможности проскока пламени в горелку. У них возможен подогрев компонентов смеси. Более растянутый факел позволяет удалить от горелки зону основного тепловыделения. Указанные горелки при значительной тепловой производительности имеют небольшие размеры, просты по конструкции и позволяют быстро переоборудовать их в комбинированные. Недостатки горелок: несовершенство смесеобразования; повышенный коэффициент избытка воздуха.

Кинетические горелки обязательно комплектуют с горелочным камнем, использование которого диктуется требованиями устойчивости горения.

Промежуточные горелки (горелки смешанного горения) выполняются с неполным или частичным предварительным смешением компонентов горения.

Горелки с неполным предварительным смешением имеют принудительную подачу окислителя и центральную или периферийную подачу газа системой мелких струй (рис. 1.16).

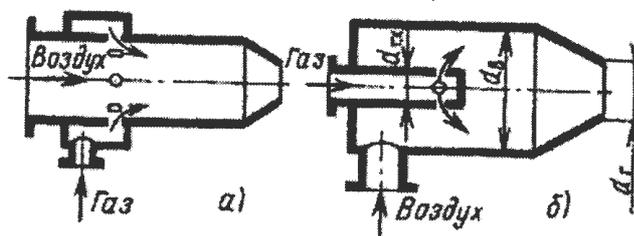


Рис. 1.16. Схемы дутьевых горелок с неполным предварительным смешением с периферийной (а) и центральной (б) подачей газа в поток воздуха

Могут быть плоскопламенными, с излучающей чашей и др. Процесс смешения в них завершается за пределами горелки, в камере сгорания. В зависимости от качества предварительного смешения компонентов горения в камере сгорания образуется факел большой или меньшей длины. Технологические показатели этих горелок имеют значения промежуточные между показателями диффузионных и кинетических горелок.

Горелки с частичным предварительным смешением имеют двухпроводный подвод окислителя, необходимый для полного сгорания газа. Один поток окислителя поступает в смеситель горелки, где, смешиваясь с горючим газом, образует богатую горючую смесь. Второй поток окислителя поступает в камеру сгорания, перемешиваясь здесь с горючей смесью, поступающей из горелки. В зависимости от количественного соотношения потоков окислителя изменяются качество горения и такие его показатели, как объемная плотность тепловыделения, длина факела, температура продуктов сгорания, химический недожог.

Указанные горелки наряду с диффузионными применяются в керамических печах периодического действия.

Розжиг газогорелочных устройств осуществляется газовыми или электрическими запальниками через специальные каналы топок и печей.

**1.4.4. Сжигание жидкого топлива и мазутосжигающие устройства.** Жидкое топливо (мазут) может сжигаться в тех же топках и печах, что и газообразное топливо. Вместо газовых горелок

устанавливаются форсунки. Располагают форсунки в топках таким же образом, как и горелки (рис. 1.8). Назначение форсунки – подача в топку, печь мазута, его распыление и смешение с воздухом. В топке или рабочей камере печи развиваются все процессы, связанные с горением распыленного мазутного факела. За счет излучения в топочном или рабочем пространстве печи интенсифицируется испарение и термическое разложение мазута на углеводороды и сажистый углерод.

Такое разложение мазута происходит при нагреве его до определенной температуры. Теплота активации мазута составляет 10% от  $Q_H^p$ . Эта теплота частично передается ему подогретым воздухом, но в основном горячими газами, инжектируемыми струей из горящего факела к его корню. Наличие в зоне горения сажистого углерода делает факел светящимся. Сжигание с предварительным смешением паров топлива и воздуха изменяет характер пламени, делает его синеватым, прозрачным.

Факел горения жидкого топлива имеет следующую структуру (рис. 1.17).

Воспламенение топлива происходит не сразу на выходе из форсунки, а на некотором расстоянии, где создаются благоприятный состав смеси и достаточно высокая температура. А для обеспечения тонкого распыления мазут, а также воздух обязательно подогревают. Температура подогрева мазута лимитируется опасностью его коксования, нарушающего работу форсунки, и в зависимости от марки мазута, находится в пределах для марок: 40; 100; 200 соответственно 75–100; 90–115; 110–140°C. Температура подогрева воздуха должна быть 150–250°C.

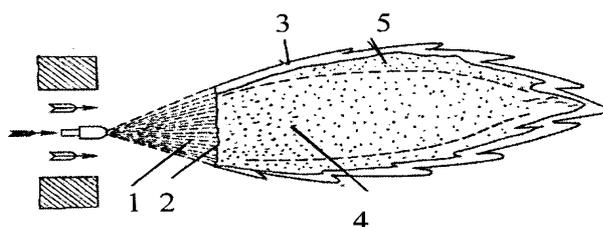


Рис. 1.17. Структура факела жидкого топлива:  
 1 – распыленное топливо; 2 – фронт воспламенения; 3 – фронт горения;  
 4 – зона паровоздушной смеси и испаряющегося топлива; 5 – зона паровоздушной смеси и продуктов горения

Классификация применяемых форсунок приведена в табл. 1.20.

Таблица 1.20

**Классификация форсунок**

Тип форсунок	Способ распыливания	Основные группы форсунок
Механические	За счет кинетической энергии распыливаемого топлива	Прямоструйные Центробежные Вращающиеся (ротационные)
Пневматические	За счет кинетической энергии распыливающей среды	Воздушные (низкого, среднего или высокого давления) Паровые (высокого давления) Паровоздушные (высокого давления)
Комбинированные	За счет кинетической энергии распыливаемого топлива и распыливающей среды	Паромеханические Воздушно-механические

Схемы форсунок для сжигания мазута приведены на рис. 1.18.

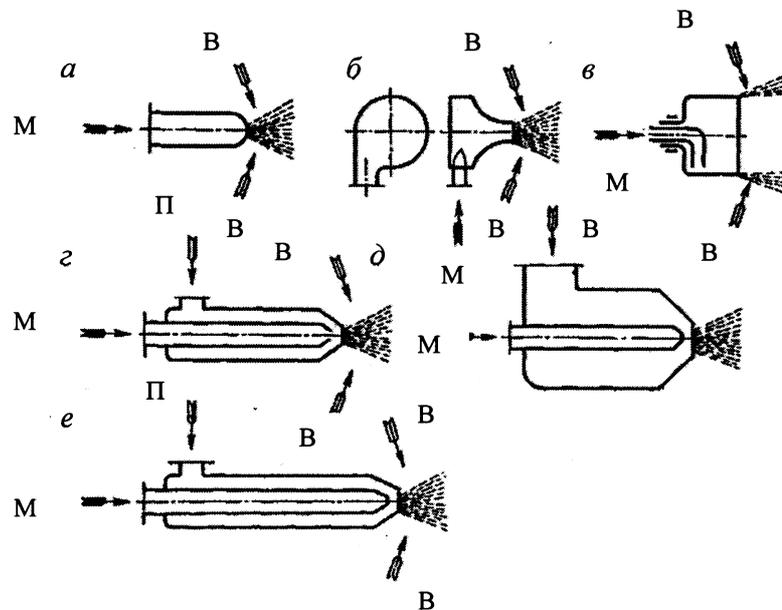


Рис. 1.18. Схемы мазутных форсунок:

*a* – прямоструйная; *b* – центробежная; *в* – вращающаяся; *г* – высокого давления; *д* – низкого давления; *e* – комбинированная; м – мазут; п – пар, в – воздух

В прямоструйных форсунках (рис. 1.18, *a*) дробление струй топлива на мельчайшие капли происходит при его продавливании под значительным давлением через сопло малого диаметра, в центробежных (рис. 1.18, *b*) – при закручивании топливного потока. Вращательное движение топливу сообщается путем тангенциального подвода его к вихревой камере форсунки или специальным завихрителем (винтовая насадка), устанавливаемым на выходе форсунки. В ротационных форсунках топливо подается внутрь быстровращающегося (5000–7000 об/мин) отполированного стакана, где оно распределяется тонким слоем и разбрызгивается, стекая с края стакана, под действием центробежной силы. Механические форсунки (прямоструйные, центробежные) работают при давлении мазута 0,5–5,5 МПа. Скорость истечения струи мазута – 45–50 м/с. Они имеют большую производительность (0,055–1,1 кг/с), бесшумны в работе, экономичны, обеспечивают большой пирометрический эффект. Вместе с тем они довольно громоздки, легко засоряются. Поэтому в тепловых установках технологии силикатных материалов их практически не применяют.

Пневматические форсунки, в частности высокого давления (прямоструйные, вихревые, многоструйные с центральной или периферийной подачей мазута), обеспечивают дробление струи топлива за счет энергии компрессорного воздуха давлением 0,3–1,0 МПа, водяного пара давлением 0,3–2,5 МПа или других газов давлением более 0,3 МПа. Давление мазута перед форсункой не превышает при этом 0,2 МПа.

В воздушных компрессорных форсунках на распыление мазута подается 10–15% воздуха от общего его расхода на горение.

В паровых форсунках для распыления мазута подается перегретый пар, расход которого составляет 0,3–0,8 кг/кг мазута. Они просты в обслуживании, имеют большие пределы регулирования производительности (20–100%) при сохранении хорошего качества распыления; обеспечивают создание направленного факела, не

требуют высокого качества фильтрации топлива. Их применяют в топках котельных установок, для цементных вращающихся и ваннных стекловаренных печей, где необходим длинный и жесткий факел, в качестве растопочных. Однако паровые форсунки создают большой шум при работе, понижают температуру горения и малоэкономичны (требуют большого расхода энергии на распыливание – 50–60 кВт·ч/т).

В пневматических воздушных форсунках среднего и низкого давления распыление струи мазута обеспечивается вентиляторным воздухом. Давление воздуха у первых – до 0,03 МПа, у вторых – 0,003–0,01 МПа. Давление мазута перед форсунками должно быть до 0,015 МПа, скорость истечения его 50–75 м/с. Скорость истечения воздуха из сопла 70–130 м/с, расход его 4–15 кг/кг мазута. На распыление мазута может подаваться от 25 до 100% воздуха, расходуемого на сжигание. Вентиляторные форсунки бывают прямоструйные и турбулентные. Прямоструйные форсунки образуют длинный факел – до 3 м с небольшим углом раскрытия (20–30°), турбулентные создают закрученный короткий факел (0,3–0,7 м), но со значительным углом раскрытия (60–90°). Их применяют в котельных установках малой мощности, в туннельных, камерных и других промышленных печах.

При сравнении достоинств компрессорных и вентиляторных воздушных форсунок предпочтение следует отдать последним. Во-первых, они обеспечивают более высокое качество распыления топлива вследствие большего расхода воздуха; во-вторых, создаются более благоприятные условия для сжигания топлива в результате интенсификации процесса смесеобразования. Кроме того, при этом используются низконапорные топливные насосы и вентиляторы, что ведет к снижению расхода энергии на электропривод. К недостатку их следует отнести значительные габариты, которые возрастают с увеличением производительности.

Пневматические форсунки конструктивно выполняются обычно двухканальными (рис. 1.18, *г, д*), но используются также трех- и четырехканальные. С устройством третьего канала форсунка может применяться как вентиляторная газомазутная. При необходимости ее можно переключить с жидкого топлива на природный газ. Такая форсунка используется во вращающихся печах для обжига керамзита. В ней можно регулировать длину и геометрию факела. Трехканальная

форсунка может выполняться и как компрессорно-вентиляторная, короткофакельная. В ней по внутреннему каналу подается мазут, по среднему – компрессорный, а по внешнему вентиляторный воздух. Такая организация потоков мазута и воздуха обеспечивает двойное распыление, создает в устье факела значительное разрежение, куда рецеркулируют продукты горения, способствуя подогреву факела. Все это приводит к высокой химической полноте горения. Пятиканальные форсунки находят применение в выносных топках сушильных установок. Они выполняются также как газомазутные. По центральному каналу форсунки подается мазут, по второму – пар или компрессорный воздух, по третьему – первичный, по пятому вторичный вентиляторный воздух, а по четвертому – природный газ. Газовый канал в ней расположен между каналами первичного и вторичного воздуха, т.е. конструктивно ее можно представить как диффузионно-турбулентную горелку (рис. 1.13), в которую вмонтирована пневмомеханическая (комбинированная) паровая или воздушная форсунка высокого давления. Форсунка образует факел длиной 1,5–2 м с углом раскрытия около 80°.

Комбинированные форсунки имеют достаточно широкое распространение. При максимальном (номинальном) расходе топлива они работают как механические, а при малых расходах – с подачей распыливающего агента (пара или воздуха). В таких форсунках вращательное движение топлива создается путем тангенциального его подвода или с помощью завихрителей различных конструкций.

**1.4.5. Сжигание пылевидного топлива.** Сжигание твердого топлива в пылевидном состоянии в технологии силикатных материалов может проводиться в камерных топках котельных установок, во вращающихся печах и в других тепловых установках. Камерные топki в зависимости от аэродинамики пылегазовой смеси в топочном объеме разделяются на топki факельные (с прямым вдуванием пыли), вихревые, циклонные и топki с кипящим слоем.

Сжигание пылевидного топлива в камерных топках является более экономичным, чем в слоевых топках. При этом достигается высокая автоматизация топочного процесса и легкость регулирования работы, снижаются потери топлива от химической и механической неполноты сгорания.

*Камерные факельные топки* способны работать на любом твердом топливе и могут быть созданы практически на любую мощность. Однако устойчиво сжигается пыль только в топках с тепловой мощностью выше 20 МВт.

Вдуваемая в камерную топку с помощью специальных горелок пыль нагревается, высушивается, газифицируется. Летучие вещества сгорают как газообразное топливо, что способствует разогреву твердых частиц кокса до температуры воспламенения и облегчают стабилизацию факела. Пыль вдувается в виде аэросмеси. Транспортирующий ее воздух является первичным. Количество его должно быть достаточным для сжигания летучих. Оно составляет 15–25% от всего количества воздуха для углей с малым выходом летучих и 20–55% для топлив с большим их выходом. Остальной необходимый для горения вторичный воздух подают в топку отдельно. Процесс горения в камерной топке интенсифицируется за счет турбулизации аэросмеси и использования подогретого до 90–400°С воздуха. Горелки для сжигания пылевидного топлива располагают в топочной камере по аналогии с расположением газовых горелок и форсунок (рис. 1.7).

Для сжигания пыли в топках используются вихревые горелки с закрученными потоками аэросмеси и вторичного воздуха и щелевые прямоструйные горелки (рис. 1.19).

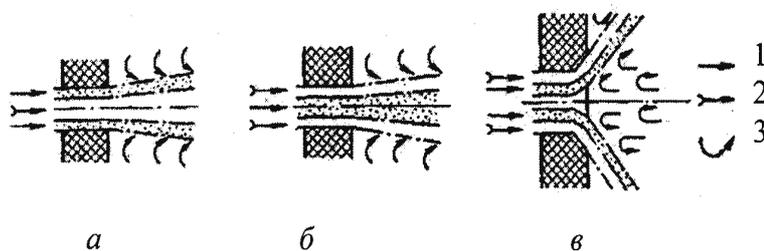


Рис. 1.19. Принципиальные схемы горелок для сжигания пылевидного топлива:

*a, б* – прямоочные горелки; *в* – вихревая горелка; 1 – вторичный воздух;  
2 – аэросмесь; 3 – рециркуляция горячих газов

В щелевых горелках пылевоздушная смесь подается в топку через узкие щели, отчего длина факела получается значительной. Эти горелки располагаются в топочной камере встречно или по углам топки (рис. 1.7). Вихревые горелки дают факел небольшой длины и устанавливаются на фронтальной стене топочной камеры. По условиям сжигания топлива подача аэросмеси по периферии горелки

(рис. 1.19, а) более рациональна, чем по центральному каналу, т. к. в последнем случае прогреву частиц топлива до воспламенения препятствует относительно холодный (по сравнению с температурой в топке) слой вторичного воздуха.

В вихревых горелках (рис. 1.19, в) пылевоздушная смесь подается по центральному каналу. Установленный рассекатель отжимает прямоструйный поток аэросмеси в область, занимаемую закрученным потоком вторичного воздуха. За рассекателем, являющимся плохо обтекаемым телом, образуется зона, куда рециркулируют продукты сгорания, что способствует устойчивому зажиганию и хорошей стабилизации факела. На практике используется также схема подачи аэросмеси и вторичного воздуха закрученными струями. В этом случае рассекатель не устанавливается. Надежность зажигания и стабилизация факела здесь достигаются благодаря сильной турбулизации потоков.

Факельный процесс в камерных топках очень чувствителен к изменению расхода топлива и воздуха и позволяет при необходимости практически мгновенно изменять производительность топки при сжигании, как газа, так и мазута. Это повышает требования к надежности снабжения топки пылью, ибо малейший перерыв приведет к погасанию факела, что связано с опасностью взрыва при возобновлении подачи пыли. Поэтому в топке устанавливают, как правило, несколько горелок.

Перед подачей в горелки твердое топливо проходит подготовку: дробление, сушку и размол кусков в мельницах до пылевидного состояния (менее 200 мкм). О качестве пылевидного топлива судят по тонкости его помола и однородности. Чем тоньше помол, тем лучше перемешивается топливо с воздухом и тем лучше идет процесс горения, при этом снижаются потери теплоты с механическим недожогом. Однако с увеличением тонкости помола пыли возрастают расходы на пылеприготовление. Поэтому находят некоторое оптимальное соотношение между тонкостью помола и механическим недожогом, чтобы суммарные затраты были минимальными. Тонкость помола зависит от вида топлива и от содержания летучих. Топливо с большим выходом летучих сгорает интенсивнее, поэтому допускается его сжигание с более грубым помолом.

Ориентировочным нормативом тонкости помола, например угля, может служить зависимость

$$R = 0,6V^P, \%, \quad (1.187)$$

где  $R$  – суммарный остаток пробы угольной пыли на ситах 02 и 008, %;  $V^P$  – выход летучих из угольной пыли, %.

Для помола топлива применяют валковые сепараторные мельницы различного типа: шаровые барабанные, валковые, шаровые кольцевые, шахтные и др. Выбор мельниц определяется коэффициентом размалываемости топлива. Так, молотковая мельница используется для помола бурого, каменного угля, фрезерного торфа и горючих сланцев, валковая и барабанная – для помола антрацита, тощих каменных углей.

Сушка топлива осуществляется горячим воздухом с температурой 300–400°C или смесью воздуха с продуктами горения при начальной температуре 500–550°C.

Недостатками камерных топок с прямым вдуванием пыли является низкое удельное напряжение топочного объема (ниже, чем у слоевых топок) и большой унос золы (до 85%) при твердом шлакоудалении, вызывающий загрязнение окружающей среды. Поэтому для более мощных котельных установок шлакоудаление делают жидким.

При твердом шлакоудалении для гранулирования шлака используют холодные воронки, скаты которых обычно покрывают экранными трубами, расположенными вплоты друг к другу. При удалении шлака в жидком состоянии под камеры топки делают горизонтальным или наклонным с леткой для выпуска жидкого шлака, а температура вблизи пода должна поддерживаться не менее чем на 100°C выше температуры плавления золы.

Жидкое шлакоудаление снижает унос пыли до 50–60% и коррозию поверхностей нагрева, но увеличивает потерю теплоты с жидким шлаком и усложняет конструкцию топки.

Камерные факельные топки работают при  $\alpha = 1,2–1,25$ ;  $q_m = 0,5–6\%$ ,  $q_x = 0–1\%$ .

*Камерные вихревые топки* отличаются тем, что с целью интенсификации топочного процесса в их топочном объеме создают вихревое движение пыли (рис. 1.7, з). Вихревое движение способствует диффузии  $O_2$  к поверхности горящих пылинки и их циркуляции в топочном объеме. Вращение вихрей может быть организовано в горизонтальном или вертикальном сечениях топочного объема. Таким образом, могут сжигаться фрезерный торф,

бурый уголь и некоторые другие виды топлива. Благодаря многократной циркуляции крупных частиц в вихревом факеле достаточно полное сгорание топлива достигается при его грубом помоле (3–5 мм).

Камерные циклонные топки обеспечивают более совершенный топочный процесс (рис. 1.20).

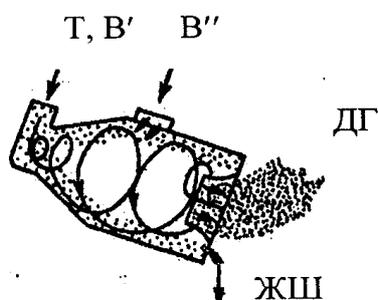


Рис. 1.20. Наклонная камерная циклонная топка:

Т – топливо; В' – первичный воздух;  
В'' – вторичный воздух, ЖШ – жидкий  
шлак, ДГ – дымовые газы

В них газовый поток закручивается. Вследствие возникновения центробежного эффекта пылевидные частицы отбрасываются на внутреннюю поверхность цилиндрической топочной камеры, где они обтекаются потоком вторичного воздуха, подаваемого по касательной к образующей циклона со скоростью до 100 м/с. В результате интенсивного горения в топке развиваются высокие

температуры (1700–1800°С), вследствие чего большая часть золы (85–90%) расплавляется и удаляется в жидкотекучем состоянии.

Циклонные топки работают при  $\alpha=1,05-1,1$ . Они имеют низкую механическую и химическую неполноту горения.

В настоящее время циклонные топки используются в качестве предтопка в топках котельных. Обусловлено это тем, что из-за высокой температуры горения в них образуется наряду с  $SO_2$  относительно большое количество  $NO_x$ , концентрация которого может превышать ПДК (0,085 мг/м<sup>3</sup> в воздухе населенных пунктов, 5 мг/м<sup>3</sup> – в рабочей зоне производственных помещений). Поэтому стремятся осуществить устойчивое и полное горение топлива при более низких температурах.

Топки кипящего слоя позволяют резко уменьшить газообразные вредные выбросы путем снижения температуры горения до 850–950°С. За счет относительно высокой скорости подаваемого воздуха (3–5 м/с) под слой топлива с размером частиц 5–10 мм он

разрыхляется, увеличивается в объеме. Создается впечатление кипящей жидкости (рис. 1.21).

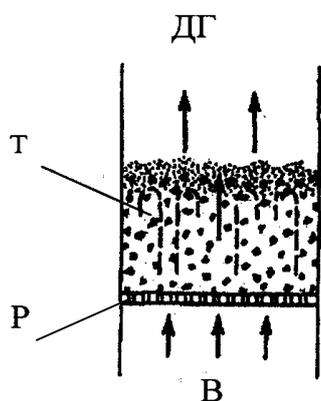


Рис. 1.21. Топка кипящего слоя:  
Т – топливо; ДГ – дымовые газы;  
В – воздух; Р – решетка

Поддержание температуры кипящего слоя в требуемых пределах обеспечивается либо подачей воздуха в большем количестве, чем требуется для полного сжигания ( $\alpha > 2$ ), либо путем отвода теплоты из зоны горения с помощью циркулирующей по трубам воды. В указанных топках кипящий слой может на 95–99% состоять из инертных частиц шлака или специально добавляемого материала (дробленного шамота или известняка). Часть материала слоя непрерывно отводится через отверстия в подине топки.

Механический недожог при сжигании топлива в кипящем слое – менее 0,5%, доля золы, переходящей в шлак, – 70–80%. Остальная зола уносится с отходящими продуктами горения. В топках кипящего слоя можно сжигать высокозольное топливо, отходы различных производств, вплоть до бытового мусора, не горящие в других топочных устройствах.

Во *вращающихся печах* в качестве пылевидного топлива чаще всего используют смесь каменного и бурого углей, содержащую 15–25% летучих. Раздельное сжигание трудновоспламеняемых каменных углей с малым содержанием летучих или высокорекреакционных бурых углей с большим выходом летучих не рекомендуется, т. к. в первом случае будет иметь место нежелательное удаление фронта горения от сопла горелки при сокращении длины горящего факела, во втором, – наоборот, воспламенение будет начинаться у самой горелки, что вызовет обгорание последней и перемещение зоны горения в сторону головки печи.

На *вращающихся печах* преимущественно применяются прямоточные двухканальные и пылеугольные горелки (рис. 19, б). Они выполняются одно- или двухствольными (рис. 1.22).

Ствол горелки может перемещаться по оси, а сопло горелки – в вертикальной плоскости. Этим самым регулируется месторасположение в печи фронта горения, а также направление струи горящего факела. Полнота сжигания удельной пыли достигается при  $\alpha = 1,05 - 1,1$ .

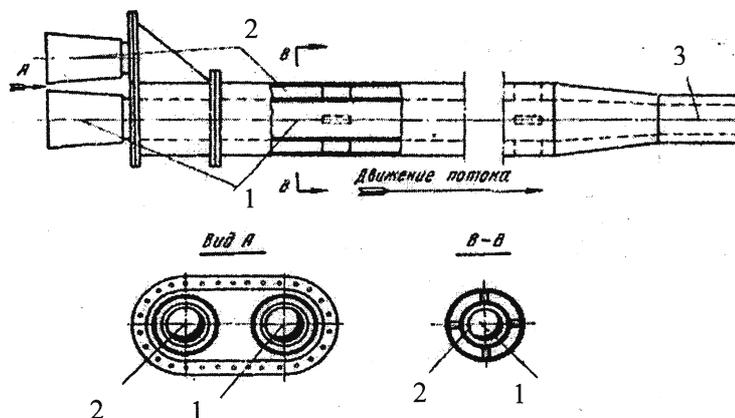


Рис. 1.22. Схема одноствольной двухканальной пылеугольной горелки (труба в трубе):

- 1 – канал для подачи пылевоздушной смеси; 2 – воздушный канал;  
3 – прямолинейный конфузор (сопло)

В современных вращающихся печах используются трехканальные горелки для пылевидного топлива и комбинированные четырехканальные пылегазозамазутные горелки, с помощью которых можно сжигать твердое топливо из отходов, в т.ч. древесных (щепы) с размером частиц до 10 мм (рис. 1.23, 1.24).

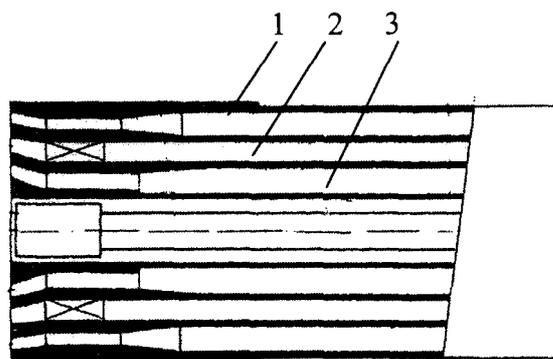


Рис. 1.23. Схема трехканальной горелки для пылевидного топлива:  
1 – канал первичного прямого воздуха; 2 – канал первичного вихревого воздуха; 3 – канал для подачи пылевоздушной смеси

Эти горелки разработаны фирмой Unitherm Semcon (Австрия). Трехканальная горелка для пылевидного топлива (рис. 1.23) отличается простотой управления формой факела. Один из каналов оснащен завихрителем. Путем распределения первичного воздуха по каналам достигается либо удлинение факела (меньшая закрутка первичного воздуха), либо его укорачивание (большая закрутка потока первичного воздуха). Применение этой горелки позволило увеличить содержание пылевидного топлива в транспортном воздухе до 3,5–6 кг/кг, т.е. уменьшить количество транспортного воздуха в 5–10 раз. В связи с этим количество первичного холодного воздуха, подаваемого в печь отдельно от пылевидной смеси, составляет только 6–10% общего количества воздуха, идущего через печь. Однако стремление снизить расход холодного первичного воздуха потребовало увеличения давления воздуха перед горелкой до 20–40 кПа, что привело к уменьшению стабильности факела.

Более совершенной является горелка указанной фирмы M.A.S. /5/ EG.X, устанавливаемая в настоящее время на вращающихся печах цементных предприятий республики (рис. 1.24).

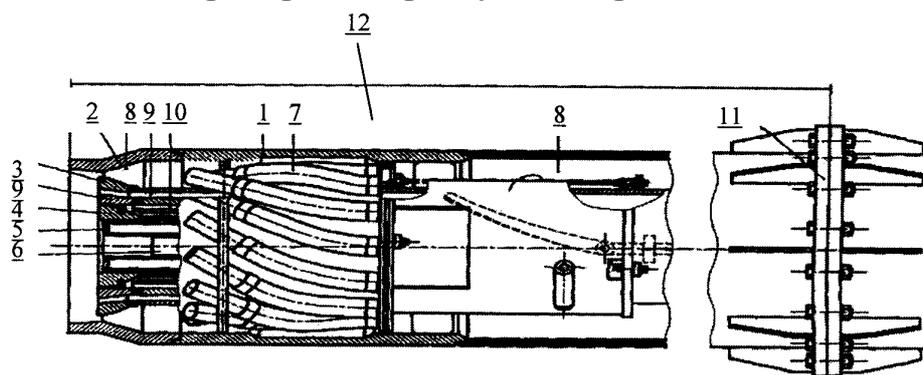


Рис. 1.24. Сопловая часть четырехканальной комбинированной пылегазозамазутной горелки M.A.S. /5/ EG.X:

- 1 – наружная труба; 2 – сопловое кольцо; 3 – воздушное сопло; 4 – газовое сопло; 5 – стабилизатор; 6 – запальная горелка; 7 – металлический трехслойный шланг; 8 – канал первичного воздуха; 9 – канал для пылевидного топлива; 10 – канал для природного газа; 11 – фланец; 12 – наружный кожух

Конструкция этой горелки может дооснащаться при необходимости дополнительно любым стандартным вспомогательным оборудованием, которое устанавливается в свободный охлаждаемый центральный канал горелки, в частности:

- инфракрасный датчик измерения температуры в зоне спекания;

- форсунка для распыления жидких топлив (отработанных масел, шламов и др. при давлении 0,4–0,6 МПа) сжатым воздухом или паром;
- механическая форсунка для распыления мазута при давлении 2,5–3,5 МПа;
- форсунка для распыления твердых измельченных топлив из отходов;
- запальная горелка.

В горелке М.А.С. сопловой аппарат для первичного воздуха представляет собой систему гибких жаростойких металлических шлангов (12–15 шт.), встроенных в канал первичного воздуха. В результате первичный воздух поступает в наружный канал горелки через сопла шлангов в виде отдельных дискретных струй. Металлические шланги позволяют изгибать себя в тангенциальном направлении относительно оси горелки с помощью устройства управления, установленного в холодном конце горелки, в пределах от 0 до 40°С (параллельно оси горелки).

Создание в указанных горелках истечения первичного воздуха в виде отдельных струй вместо концентрической струи в горелках предыдущего поколения позволяет интенсифицировать процесс смешения сред в свободном пространстве, а следовательно, и процесс горения. Засасываемая струями среда состоит из топлива, горячего вторичного воздуха и рециркулирующих продуктов сгорания. Продукты сгорания, возвращаемые в пламя, не участвуют в горении и снижают пиковую температуру в ядре пламени. Факел при этом имеет более равномерную температуру по длине, без локальных пиков.

Горелки типа М.А.С. позволяют обеспечить экономию топлива до 4,5–8,5%, снизить выбросы оксидов азота  $\text{NO}_x$ , а также существенно улучшить технологические показатели работы вращающихся печей.

**1.4.6. Системы подачи топлива к топливосжигающим устройствам. Техника безопасности.** *Твердое топливо* подается на сжигание к топкам тепловых установок со складов топлива, оборудованных грейферными кранами. Средствами межцехового транспорта его подают в приемный бункер, а затем в расходный бункер топки. Из расходного бункера в полумеханические и механические топки оно подается пневмомеханическим

забрасывателем, включающим питатель, роторный метатель и сопловую решетку.

*Пылевидное топливо* подается к топкам и печам обычно пневмотранспортом. В зависимости от принятой системы пылеприготовления (индивидуальная, централизованная) различают тупиковую или циркуляционную схему подачи. Тупиковая схема организуется индивидуально для каждой тепловой установки. Вся пылевоздушная смесь при этом направляется в горелку. Индивидуальная система пылеприготовления в зависимости от сорта топлива, его влажности, типа мельницы, вида топочного устройства может работать по замкнутой (влажность угля 10–15%) или разомкнутой (влажность угля более 15%) схеме. В замкнутой схеме увлажненные сушильные газы (воздух или его смесь с топочными газами) сбрасываются в топку. В разомкнутой схеме увлажненные сушильные газы выбрасываются в атмосферу.

Циркуляционная система пылеприготовления создается для группы топок, печей. Пылеприготовление осуществляется централизованно, в отдельных цехах, откуда пылевидное топливо пневмотранспортом раздается по печам. Во избежание выпадения пыли из потока скорость подачи достигает 25 м/с.

Из двух систем подачи пылевидного топлива предпочтение отдается индивидуальной тупиковой системе подачи с замкнутой схемой пылеприготовления как наиболее простой.

Пылевидное топливо в смеси с воздухом (при концентрации пыли примерно 25:1) образует весьма подвижную аэропыль, которая как жидкость перемещается по трубопроводам.

Пылевидное топливо способно самовозгораться и взрываться. Поэтому при эксплуатации систем подачи аэровзвесей необходимо соблюдать правила взрывобезопасности установок и устройств для сжигания топлива в пылевидном состоянии.

*Жидкое топливо (мазут)* подается на сжигание из мазутохранилищ, представляющих собой стальные или железобетонные резервуары вместимостью 25–1000 м<sup>3</sup>. Для хранения мазута, независимо от того, используется он как основное или резервное топливо, предусматривается два резервуара. Перед подачей на сжигание мазут подвергают тщательной подготовке, заключающейся в обеспечении необходимой вязкости топлива, требуемого постоянного давления и фильтрования. Для подготовки

мазута служат специальные мазутонасосные устройства, которые могут быть одно- или двухступенчатыми. Первые из них используются на предприятиях производства силикатных материалов. Подготовка и подача мазута мазутонасосным устройством могут быть организованы по различным схемам: циркуляционной, тупиковой и комбинированной.

Более предпочтительной является комбинированная (тупиково-циркуляционная) схема, которая может работать при переменных нагрузках, при частых переходах с газа на мазут, на маловязких топливах. Мазут в мазутохранилище подогревается, затем проходит грубую, тонкую очистку, вновь подогревается до оптимальной температуры, соответствующей вязкости 2,5–5° ВУ (прил., рис. 1), и с помощью шестеренчатых насосов по пароспутнику (труба в трубе) подается на форсунки. Необходимое давление (0,6–4 МПа) с точностью  $\pm 2\%$  стабилизируется регуляторами прямого действия, поддерживающими заданное давление «после себя». Избыточный мазут по обратной (сливной) линии возвращается в расходную емкость.

Для контролирования параметров мазута непосредственно перед форсункой устанавливают расходомер, термометр и манометр.

До запуска мазутогорелочных устройств устраняют возможные течи мазута, распылителя и воздуха-окислителя на трубопроводах и форсунках. Перед разжиганием мазута проводится вентиляция рабочего пространства и тракта продуктов сгорания в течение 10–15 мин. Если в качестве распылителя используется пар, то паровая линия продувается от конденсата, проверяется давление пара и мазута. Затем в горелочный камень помещают зажженный факел запальника и открывается подача распылителя и мазута. Мазут должен сразу воспламениться. Вручную регулируют поступление мазута, распылителя и воздуха-окислителя. Горение при этом должно быть бездымным, устойчивым. Системы автоматического регулирования температуры и соотношения топливо – воздух включаются при достижении футеровкой температуры 800–900°С.

Зажигание распыленного мазута от раскаленной футеровки печи категорически запрещается. При розжиге распыленного форсункой мазута нельзя стоять против смотровых окон печи, розжиговых лючков, чтобы не получить ожоги от случайного выброса пламени.

При аварийном включении форсунок следует прекратить подачу мазута и воздуха и уменьшить разрежение в топке или в печи.

*Газообразное топливо* подводится в сеть горючего газа перед печами и топками от магистральных трубопроводов через газораспределительные пункты (ГРП) или газорегуляторные устройства (ГРУ). ГРП и ГРУ служат для понижения и поддержания постоянного давления горючего газа в сети. В комплект их оборудования входят: регулятор давления и счетчик газа, предохранительный запорный и сбросный клапаны, фильтр, отключающие устройства (задвижки, краны), манометры, термометры, импульсные трубки к приборам. После ГРУ (ГРП) газ поступает в систему обвязочных газопроводов печи или топки, которая включает основной трубопровод, газопровод безопасности, продувочный газопровод, газопровод к электрозапальнику. Основной газопровод с отключающими и регулирующими устройствами предназначен для транспортирования природного газа непосредственно к горелкам. Газопровод безопасности предназначен для отвода природного газа в атмосферу из патрубка между задвижками (природный газ проникает туда из-за неплотности задвижек). Этим достигается предотвращение проникания природного газа в камеру горения и исключается образование взрывоопасной газозудушной смеси. Газопровод безопасности функционирует только в периоды, когда печь, топка не работают. Продувочный газопровод предназначен для того, чтобы вывести из основного газопровода в атмосферу над цехом газовую среду, находящуюся в нем перед подачей природного газа к горелкам в период пуска печи, топки.

Газопровод электрозапальника предназначен для подачи природного газа в камеру печи или топки к электрозапальнику и получения устойчивого пламени.

В настоящее время рекомендуют преимущественно шесть схем газоснабжения печей и топок, учитывающих давление газа в подводящих газопроводах, тип применяемых отключающих устройств, а также тип горелок. Отличие их заключается в том, что одни предназначены для дутьевых горелок, другие – для инжекционных. У одних в качестве запорных устройств использованы задвижки, у других – краны. В схемах обвязочных газопроводов на топках и печах, оборудованных дутьевыми и инжекционными

горелками низкого давления и отключающими устройствами – кранами, трубопроводы безопасности не устанавливаются.

Обязочные схемы газопроводов с дутьевыми горелками среднего или низкого давления и отключающими устройствами – задвижками требуют постоянной проверки герметичности у отключающих устройств к ГРУ, на газопровод безопасности и на горелку.

При обнаружении негерметичности отключающих устройств эксплуатация печей на газовом топливе не допускается.

При пуске печей, работающих на газовом топливе, необходимо руководствоваться «Правилами безопасности Проматомнадзора». Вначале проводится продувка основного газопровода газом в течение 2–5 мин. Поджигать газ, выходящий из продуваемого газопровода, запрещается. Продувка считается оконченной, когда в пробе отобранного газа содержание кислорода не превышает 1%. По окончании продувки газопровода выявляют и устраняют места утечки газа. Затем вентилируются рабочий объем печи и дымоход в течение 10 мин и зажигается запальник. После достижения устойчивого горения газа на запальнике он вводится в специальное отверстие в горелочной плите и камне. Перед розжигом горелки проверяется по манометру наличие давления газа и воздуха для дутья. После этого постепенно открывают газовую задвижку или кран на газопроводе горелки. При воспламенении газа начинают подавать воздух и регулировать его расходом пламени.

Розжиг горелки большой тепловой мощности от запальника недопустим во избежание взрыва в печи. Ее розжигают пусковыми двухпроводными горелками малой тепловой мощности, которые зажигаются от запальника.

Безопасное и экономичное сжигание газов возможно только при условии устойчивого горения. Поэтому в процессе эксплуатации следует выполнять следующие режимные мероприятия.

Во избежание отрыва пламени от горелки необходимо: 1) не допускать работу горелок с перегрузкой, т.е. на большем давлении газа и воздуха перед ними, чем это предусмотрено инструкцией; 2) увеличивать подачу газа и воздуха в горелки с принудительной подачей воздуха попеременно, небольшими дозами при помощи регулирующих органов; 3) не допускать работу горелок с повышенным шумом и отрывающимся неровным пламенем; 4) при

работе горелок полного смешения во время их розжига не давать первичного воздуха более 50–60%, необходимого для горения, пока рассекатель и туннель не раскалятся докрасна; 5) не увеличивать нагрузку горелки до полной до тех пор, пока топка достаточно не прогреется, а своды, омываемые пламенем, не раскалятся; 6) увеличивать тягу плавно, в особенности при работе инжекционных горелок низкого давления; 7) при отрыве пламени от горелки быстро прекратить подачу газа в горелку и включить ее вновь в работу лишь после вентиляции печи в течение 10–15 мин (при работе нескольких горелок вентиляция печи не требуется).

Во избежание проскока пламени в горелке необходимо: 1) не допускать работу горелки при давлении газа перед нею ниже предусмотренного инструкцией; 2) повышая нагрузку горелок с принудительной подачей воздуха, сначала увеличивать подачу газа, а затем воздуха, и наоборот, при понижении нагрузки горелок сначала уменьшить подачу воздуха, а затем газа; 3) зажигание газа в горелках производить на вторичном воздухе, а подачу первичного воздуха производить после загорания газа; 4) при отключении сначала снизить производительность горелок до минимальной (согласно инструкции), а затем быстро отключить подачу газа; 5) при работе горелок неполного предварительного смешения не допускать их работы с повышенной подачей первичного воздуха, обедняющего смесь и повышающего скорость распространения пламени; 6) не допускать перегрева выходной головки горелки (при проскоке пламени в горелку следует отключить подачу газа в горелку и не включать до полного ее охлаждения); 7) уменьшать тягу в топке осторожно, наблюдая за нормальной работой горелки.

#### **1.4.7. Показатели работы топок, печей, горелок, форсунок.**

Работа *топочных устройств* характеризуется:

1) теплопроизводительностью

$$Q = BQ_{\text{н}}^{\text{p}}, \text{ кВт (МВт)}, \quad (1.187)$$

где  $B$  – расход топлива, кг/с;  $Q_{\text{н}}^{\text{p}}$  – низшая теплота сгорания топлива, кДж (МДж)/кг ( $\text{м}^3$ );

2) объемной тепловой нагрузкой (тепловым напряжением топочного пространства)

$$q_v = \frac{Q}{V_T}, \text{ кВт (МВт)/м}^3, \quad (1.188)$$

где  $V_T$  – объем топочного пространства, м<sup>3</sup>;

3) тепловой нагрузкой (тепловым напряжением) зеркала горения

$$q_R = \frac{Q}{R}, \text{ кВт (МВт)/м}^2, \quad (1.189)$$

где  $R$  – площадь колосниковой решетки, м<sup>2</sup>.

Величина  $q_v$  зависит от конструкции топки, вида и качества топлива и способа его сжигания. Для промышленных слоевых топок с неподвижной колосниковой решеткой и ручным обслуживанием она составляет 290–350 кВт/м<sup>3</sup>, механизированных топок – 290–465 кВт/м<sup>3</sup>, камерных топок при сжигании газа или мазута – 230–460 кВт/м<sup>3</sup>.

Значение  $q_R$  зависит от сорта топлива, величины кусков, содержания золы, конструкции слоевой топки и других факторов и изменяется в пределах от 350 до 1100 кВт/м<sup>2</sup>.

Очевидно, что чем больше значения  $q_v$  и  $q_R$  для заданных размеров топки и одного и того же вида топлива, тем интенсивней (форсированней) протекает работа топки, т.е. больше вырабатывается теплоты. Однако форсировать топку можно лишь до определенного предела, ибо в противном случае возрастают потери от химической и механической неполноты сгорания.

К показателям работы топок относятся также такие ее характеристики, как коэффициент полезного действия ( $\eta$ ) и коэффициент избытка воздуха ( $\alpha$ ).

$$\eta = 100 - q_x - q_m - q_{\text{окр.ср}}, \% \quad (1.190)$$

где  $q_x$ ,  $q_m$ ,  $q_{\text{окр.ср}}$  – потери теплоты соответственно с химическим, механическим недожогами и в окружающую среду, %.

Коэффициент избытка воздуха топок зависит от ее конструкции, вида топлива, способа сжигания и определяется по вышеприведенным формулам (1.66), (1.67).

Работа печей (вращающихся, стекловаренных и др.) характеризуется тепловой мощностью, удельной тепловой нагрузкой (форсировка) и объемным теплонапряжением топочного пространства.

Указанные теплотехнические характеристики, геометрические размеры печей и другие их показатели увязываются между собой в уравнении

$$Q_T = \frac{BQ_H^p}{3600} = \frac{Gq}{3600} = S_T q_s = \frac{\pi}{4} D_T^2 q_R = V_T q_v = \frac{\pi}{4} D_T^2 L_\phi q_v, \text{ кВт}, \quad (1.191)$$

где  $Q_T$ ,  $G$ ,  $B$  – соответственно тепловая мощность установки (кВт), ее производительность по выходу готового продукта (кг/ч) и расход топлива (кг/ч, м<sup>3</sup>/ч);  $Q_H^p$ ,  $q$ ,  $q_s$ ,  $q_v$  – соответственно теплота сгорания топлива (кДж/кг, кДж/м<sup>3</sup>), удельный расход теплоты на единицу продукции (кДж/кг), удельное тепловое напряжение зеркала горения, кВт/м<sup>2</sup>; удельное тепловое напряжение топочного пространства (кВт/м<sup>3</sup>);  $S_T$ ,  $D_T$ ,  $V_T$ ,  $L_\phi$  – площадь проточного сечения (м<sup>2</sup>), его гидравлический диаметр (м), объем топочного пространства (м<sup>3</sup>) и длина факела (м).

Указанные теплотехнические показатели печей колеблются в широких пределах в зависимости от их типа и целевого назначения. Например, для вращающейся печи мокрого способа производства цемента длиной 185 м и диаметром 5 м  $Q_T$  равно  $125 \cdot 10^3$  кВт,  $q_s = 7,5 \cdot 10^3$  кВт/м<sup>3</sup>; для ваннных стекловаренных печей для выработки стекла  $Q_T = (10 - 40) \cdot 10^3$  кВт,  $q_v = (0,4 - 0,6) \cdot 10^3$  кВт/м<sup>3</sup>.

Работа *горелок* оценивается следующими основными показателями и характеристиками: номинальной тепловой мощностью, номинальным давлением газа и воздуха перед горелкой, номинальной относительной длиной пламени, коэффициентом предельного и коэффициентом рабочего регулирования горелки по тепловой мощности, давлением в камере горения и др.

Работа *форсунок* характеризуется такими основными показателями, как номинальная тепловая мощность, диапазон регулирования по тепловой мощности, давление мазута и распыливающего агента перед форсункой, длина факела, угол раскрытия факела, коэффициент избытка воздуха и др.

**1.4.8. Основы расчета топок, горелок, форсунок.** Для расчета *слоевых топок* исходной величиной является требуемая теплопроизводительность (тепловая мощность) топки  $Q_T$ , которую рассчитывают по формуле

$$Q_T \frac{3600Q}{\eta_T} = \frac{BQ_H^P}{\eta_T} = \frac{qG}{\eta_T}, \text{ кДж/ч}, \quad (1.192)$$

где  $Q$  – тепловая мощность тепловой установки, кВт;  $B$  – расход топлива в тепловой установке на проведение тепловой обработки материала, кг/ч ( $\text{м}^3/\text{ч}$ );  $q$  – расход теплоты на единицу продукции, кДж/кг;  $\eta_T$  – коэффициент полезного действия топки;  $G$  – производительность тепловой установки, кг/ч.

При расчете  $\eta_T$  величина  $q_x$  принимается соответственно для бурого угля 2–4, каменного угля 2–5, антрацита 2%; величина  $q_M$  принимается для бурого угля 7,1–9,3, каменного угля 5,3–6,5, антрацита 6,5–9,3%; величина  $q_{\text{окр}}$  принимается в пределах 2–5%.

Величина  $\eta_T$  для слоевых топок обычно составляет 0,85–0,9.

Затем выбирают тип топки (прил., табл. 10–12), значения  $q_R$  и  $q_v$ .

Для угля, например, величина  $q_R$  может быть принята равной  $(2,2\text{--}3,8) \cdot 10^6$  кДж/( $\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ ),  $q_v$  – равной  $0,96\text{--}1,7 \cdot 10^6$  кДж/( $\text{м}^3 \cdot \text{ч}$ ).

Рассчитывают требуемую площадь колосниковой решетки

$$R_p = \frac{Q_T}{q_R}, \text{ м}^2. \quad (1.193)$$

По справочным данным подбирают колосниковую решетку с конструктивной площадью  $R_k$ , которая принимается больше  $R_p$ .

Длину и ширину топки принимают конструктивно исходя из условий удобства обслуживания (длина не более 2 м, ширина одной топки не более 1 м).

Определяют объем топочного пространства,  $V_T$ .

$$V_T = \frac{Q_T}{q_v}, \text{ м}^3. \quad (1.194)$$

Находят высоту топочного пространства,  $h_T$ .

$$h_T = \frac{V_T}{R_p}, \text{ м}. \quad (1.195)$$

Вычисляют полную высоту топочного пространства (от поверхности колосниковой решетки до замка свода),  $H_T$ .

$$H_T = h_T + h_c, \text{ м}, \quad (1.196)$$

где  $h_c$  – суммарная высота слоя топлива и шлаковой подушки, которая принимается для бурого угля 0,5–0,6, для каменного 0,3–0,4, для антрацита 0,15–0,2 м.

Обычно средняя высота слоевых топок небольшой мощности – 1,5–3 м. Она выбирается тем большей, чем сильнее подается под слой топлива дутье и чем мельче топливо.

Если коэффициент избытка воздуха  $\alpha$  не лимитируется требуемой температурой в тепловой установке, то его принимают в пределах: для бурого угля 1,3–1,55; для каменного 1,35–1,4; для антрацита 1,3–1,35.

Бурые и каменные угли сжигают с подогревом дутьевого воздуха до 150–200°C. Антрацит сжигают без подогрева воздуха. Давление воздушного дутья должно быть 800–1000 Па.

Исходной величиной для расчета *камерных топок*, как и при расчете топок слоевого сжигания, остается теплопроизводительность  $Q_T$ , определяемая по формуле (1.192).

При расчете  $\eta_T$  топки  $q_x$  принимают для угольной пыли и мазута 1,5–2, для газа 0,5%. Потери теплоты от механической неполноты горения  $q_m$  в расчетах можно пренебречь из-за их ничтожно малой величины, а потери в окружающую среду  $q_{окр}$  принимают в неизменных пределах 2–5%. Округленно  $\eta_T$  можно принять для камерных топок 0,9–0,92. Затем по справочным данным (прил., табл. 13) выбирают  $q_v$ .

Величину  $q_v$  можно принять для пылеугольных топок  $(0,5–0,7) \cdot 10^6$ , для мазута –  $0,9 \cdot 10^6$ , для природного газа –  $1,1 \cdot 10^6$  кДж/ (м<sup>3</sup> · ч).

Рассчитывают требуемый объем топки в м<sup>3</sup> по формуле (1.194).

Далее по конкретным условиям сжигания топлива выбирают типоразмер горелки (форсунки) и по ее характеристике (прил., табл. 15) учитывают длину факела  $L_f$  и угол раскрытия  $2\alpha$ . Длину топки  $L_T$  принимают на 0,2–0,3 м больше длины факела, чтобы он не касался задней стенки топки во избежание быстрого разрушения футеровки. Требуемую площадь поперечного сечения топки  $S_T$  определяют из соотношения

$$S_T = \frac{V_T}{L_T}, \text{ м}^2. \quad (1.197)$$

По величине  $S_T$  рассчитывают линейные размеры; диаметр для цилиндрической топки, ширину и высоту для прямоугольной (квадратной) топки. Полученные размеры топки должны сочетаться с

параметрами факела во внутреннем контуре топки. При правильно выбранных размерах факел не должен касаться боковых стенок топки.

Расчет *газовых горелок* имеет свои особенности для дутьевых и инжекционных горелок. Он обычно сводится к определению сечений газопроводов или каналов, сопловых отверстий и других сечений, обеспечивающих при заданных давлениях газа и воздуха необходимую производительность горелки. Исходными данными для расчета горелок является тепловая мощность топки, печи,  $Q_T$ .

По конструктивным соображениям определяется требуемое число горелок и рассчитывается их номинальная тепловая мощность.

Для дутьевой горелки затем рассчитывается расход газа  $V_G$ , принимаются значения давлений газа и воздуха или скорости их истечения, а также количество первичного воздуха  $V'_B$ .

Площадь сечения  $f_G$  и диаметр газового сопла  $d_c$  для однопроводной дутьевой горелки определяются по формулам

$$f_G = \frac{V_G}{3600 \cdot w_G}, \text{ м}^2, \quad (1.198)$$

$$d_c = \sqrt{1,27 f_G}, \text{ м}, \quad (1.199)$$

где  $w_G$  – принятая скорость истечения газа для выбранного типа горелки, м/с.

При заданном давлении газа скорость его истечения из сопла находят по формуле

$$w_G = \varphi_G \sqrt{\frac{2p}{\gamma_G}}, \text{ м/с}, \quad (1.200)$$

где  $\varphi_G$  – коэффициент скорости, равный 0,82–0,98;  $p$  – давление газа, Па;  $\gamma_G$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

Площадь сечения газопровода и его диаметр определяются по скорости газа в газопроводе и в газовом коллекторе (10–12 м/с для газа низкого давления и 25–30 м/с для газа среднего давления) с использованием формул (1.198), (1.199). Для двухпроводных дутьевых горелок определяется: сечение кольцевой щели для воздуха в горелках типа труба в трубе; сечение носика горелки для горелок с частичным или полным смешением. Сечение кольцевой щели для воздуха определяется по формуле, аналогичной (1.198).

$$f_{\text{к.щ}} = \frac{V'_G}{3600 \cdot w_B}, \text{ м}^2, \quad (1.201)$$

где  $w_B$  – принятая или рассчитанная по формуле (1.200) скорость воздуха при заданном давлении, м/с.

Полное сечение горелки типа труба в трубе определяют по формуле

$$d_{\text{пол}} = \sqrt{1,27(f_c + f_{\text{к.ш}})}, \text{ м.} \quad (1.202)$$

Сечение  $f_{\text{см}}$  носика дутьевой горелки при неполном или полном смешении газа и воздуха  $d_{\text{см}}$  определяют по формуле

$$f_{\text{см}} = \frac{(V_{\text{Г}} + V'_{\text{В}}) \cdot T_{\text{см}}}{3600 \cdot T_0 \cdot w_{\text{см}}}, \text{ м}^2, \quad (1.203)$$

где  $T_{\text{см}}$  – температура горючей смеси, К;  $w_{\text{см}}$  – скорость горючей смеси, выходящей из горелки при нормальных условиях, исключающая проскок или отрыв пламени (принимается в пределах 15–30 м/с);  $T_0$  – температура 273 К.

Диаметр носика горелки  $d_{\text{см}}$  определяют по формуле (1.199).

При учете толщины трубы общий диаметр горелки типа труба в трубе рассчитывают по формуле

$$d_{\text{общ}} = d_{\text{пол}} + 2(\delta_1 + \delta_2), \text{ м,} \quad (1.204)$$

где  $\delta_1$  и  $\delta_2$  – толщина соответственно газовой и воздушной трубы, м.

Для дутьевых горелок частичного и полного смешения

$$d_{\text{общ}} = d_{\text{см}} + 2\delta, \text{ м,} \quad (1.205)$$

где  $\delta$  – толщина трубы, из которой выполнен носик горелки, м.

При расчете однопроводных *инжекционных горелок* определяют размеры сопловых отверстий, скорость истечения газа, а также размеры инжекционного устройства, диффузора и других элементов горелок (рис. 1.25).

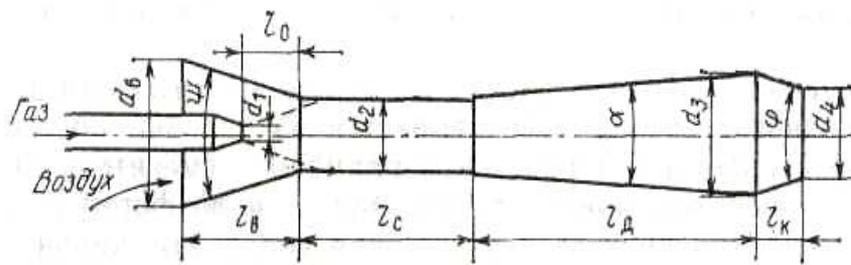


Рис. 1.25. Схема однопроводной инжекционной горелки

Исходными данными для расчета являются располагаемое давление газа  $p_2$  и производительность горелки по газу.

При избыточном давлении газа до  $10^4$  Па скорость его истечения определяется по формуле (1.200).

При давлении газа более  $10^4$  Па процесс истечения становится адиабатным и скорость истечения газа рассчитывается по формуле

$$w_{\Gamma} = \varphi_{\Gamma} \sqrt{2 \frac{k}{k-1} \cdot RT_1 \left[ 1 - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}, \text{ м/с}, \quad (1.206)$$

где  $k$  – показатель адиабаты, равный для метана 1,31;  $R$  – газовая постоянная, равная для метана 520 Дж/(кг · К);  $T_1$  – температура газа;  $p_1$  и  $p_2$  – абсолютное давление соответственно газа до истечения и среды после горелки, Па.

Формула (1.206) используется при условии  $p_2/p_1 > \beta_{\text{кр}}$ , где

$$\beta_{\text{кр}} = \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}, \quad (1.207)$$

где  $\beta_{\text{кр}}$  – показатель отношения  $p_{\text{кр}}/p_1$ , равный для метана 0,538.

При сверхкритической скорости газа  $p_2 > p_{\text{кр}} > 10^4$  Па на газовую горелку устанавливается сопло Лаваля.

Для определения геометрических размеров расширяющегося сопла (сопла Лаваля) необходимо произвести расчет параметров газа в критическом и выходном сечении сопла. Для этого следует воспользоваться специальной литературой [14].

После определения  $w_{\Gamma}$  рассчитывается сечение газового сопла  $f_{\Gamma}$  по формуле (1.197) и сечение горла инжекционного смесителя  $f_{\text{см}}$ :

$$f_{\text{см}} = f_{\Gamma} \cdot f, \text{ м}^2, \quad (1.208)$$

где  $f$  – отношение  $f_{\text{см}}/f_{\Gamma}$ , устанавливаемое с учетом массовой  $m$  и объемной  $z$  кратности инжекции по формуле

$$f = \frac{f_{\text{см}}}{f_{\Gamma}} = \left( 1 + \frac{\zeta}{2} \right) (1 + m)(1 + z), \quad (1.209)$$

где  $\zeta$  – коэффициент аэродинамического сопротивления горла инжекционного смесителя;  $m = G_{\text{в}}/G_{\Gamma}$ ;  $z = V_{\text{в}}/V_{\Gamma}$ ;  $G_{\text{в}}$ ,  $V_{\text{в}}$  – соответственно массовый и объемный расход воздуха в кг/с и м<sup>3</sup>/с;  $G_{\Gamma}$ ,  $V_{\Gamma}$  – соответственно массовый и объемный расход газа, кг/с и м<sup>3</sup>/с.

При давлении газа больше  $10^4$  Па, но меньше критической  $G_{\Gamma}$  определяется по формуле

$$G_r = \varphi_r \sqrt{\frac{2k}{k-1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{2}{k}} - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right] \frac{p_1}{v_1}}, \text{ кг/с}, \quad (1.210)$$

где  $v_1$  – удельный объем газа перед соплом, м<sup>3</sup>/кг.

Диаметр горла смесителя  $d_B$  определяют по формуле, аналогичной (1.98), в которой скорость воздуха  $w_B$  принимают равной 3–5 м/с.

Центральный угол входного патрубка (горла) смесителя  $\psi$  принимают равным 30–40°. Тогда

$$l_B = \frac{d_B - d_2}{2 \operatorname{tg} \frac{\psi}{2}}, \text{ м}, \quad (1.211)$$

где  $d_2$  – диаметр цилиндрической части смесителя, равный  $\sqrt{1,27 f_{\text{см}}}$ , м.

Остальные геометрические размеры смесителя определяются по следующим эмпирическим зависимостям:  $l_c = (3 - 5)d_2$ ,

$$d_3 = (1,25 - 1,4)d_4, \quad d_4 = (1 - 1,25)d_2, \quad l_d = \frac{d_3 - d_2}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}, \quad l_0 = (1,5 - 2,0)d_2,$$

$$l_k = d_4, \text{ м}.$$

Угол  $\alpha$  принимается равным 6–10%.

При расчете двухпроводных инжекционных горелок (воздух засасывает газ) пользуются другими уравнениями, приведенными в [10, 14].

Расчет пылеугольных горелок заключается в определении размеров выходного отверстия, сечения трубопроводов и сопротивлений на пути пылевоздушной смеси и воздуха. Исходными данными для расчета являются расход топлива  $B$ , расход первичного воздуха  $V'_B$  (для одноканальной горелки) и расход вторичного воздуха  $V''_B$  (для двухканальной горелки).

Определяют расход пылевоздушной смеси  $V_{\text{см}}^t$  с учетом температуры нагретого воздуха по формуле

$$V_{\text{см}}^t = \frac{B}{3600} \left( V'_B \frac{T_B}{T_0} + \frac{1}{\rho_T} \right), \text{ м}^3/\text{с}, \quad (1.212)$$

где  $B$  – расход пылевидного топлива, кг/ч;  $V'_B$  – расход первичного воздуха при нормальных условиях, м<sup>3</sup>/кг;  $T_B$  – температура нагрева воздуха, К;  $T_0 = 273$  К;  $\rho_T$  – плотность пылевидного топлива, кг/м<sup>3</sup> (угольной пыли 1000–1100 кг/м<sup>3</sup>).

Рассчитывается сечение сопла ( $f_c$ ) горелки для пылевидного топлива

$$f_c = \frac{V_{cm}^t}{\varepsilon \cdot w_{cm}}, \text{ м}^2, \quad (1.213)$$

где  $\varepsilon$  – коэффициент заполнения сопла (при длинных соплах  $\varepsilon=1$ );  $w_{cm}$  – скорость пылевоздушной смеси (от 15–30 до 60–80 м/с во вращающихся печах).

Требуемое давление пылевоздушной смеси  $p_1$  перед соплом равно

$$p_1 = (1 + \varepsilon_{\Pi}) \frac{w_{cm}^{\Gamma} \gamma_{cm}^t}{2} + p_2, \text{ Па(Н/м}^2\text{)}, \quad (1.214)$$

где  $\varepsilon_{\Pi}$  – коэффициент потерь давления на выходе (0,1–0,2);  $p_2$  – противодействие среды, в которую подается смесь, Н/м<sup>2</sup>;  $\gamma_{cm}^t$  – плотность пылевоздушной смеси при  $t^{\circ}\text{C}$ , кг/м<sup>3</sup>, определяемая по выражению

$$\gamma_{cm}^t = \frac{(\gamma_B^0 + c_{\Pi}) \cdot \frac{T_0}{T_B}}{1 + \frac{c_{\Pi}}{\rho_{\Pi}} \cdot \frac{T_0}{T_B}}, \text{ кг/м}^3, \quad (1.215)$$

где  $\gamma_B^0$  – плотность воздуха при нормальных условиях, равная 1,293 кг/м<sup>3</sup>;  $c_{\Pi}$  – количество пыли в 1м<sup>3</sup> воздуха при 0<sup>o</sup>C в кг;  $T_0 = 273$  К;  $T_B$  – температура воздуха в К;  $\rho_{\Pi}$  – плотность пылевидного топлива, кг/м<sup>3</sup>.

В двухпроводных горелках для сжигания пылевидного топлива, например типа труба в трубе, производят расчет кольцевой щели, полный и общий диаметр горелки, диаметр воздухопровода, пылевоздухопровода по аналогии с дутьевыми газовыми горелками (формулы 1.201 – 1.205). Скорость воздуха в воздухопроводе принимают 15 м/с, пылевоздушной смеси – 20–25 м/с, вторичного воздуха – 20–30 м/с.

При расчете сопротивлений на пути пылевоздушной смеси и воздуха учитываются местные сопротивления от вентилятора до сопла, определяемые по законам аэродинамики.

Расчет форсунок сводится к определению сечений для прохода мазута и распылителя при заданной производительности форсунки. Имеются некоторые особенности расчета пневматических форсунок низкого и высокого давления, механических форсунок.

Для форсунок скорость истечения мазута  $w$  и сечение сопла  $f_c$  определяются по формулам

$$w = \varphi \cdot 10^3 \sqrt{\frac{2(p_1 - p_0)}{\rho_{\text{ж}}}}, \text{ м/с}, \quad (1.216)$$

$$f_c = \frac{B}{\mu \cdot 10^3 \sqrt{2(p_1 - p_0)\rho_{\text{ж}}}}, \text{ м}^2, \quad (1.217)$$

где  $\varphi$ ,  $\mu$  – коэффициенты скорости и расхода, равные соответственно 0,6–1,0 и 0,6–0,8 в зависимости от формы сопла (кольцевое сечение, цилиндрическое, суживающееся, сопло Лавалья);  $(p_1 - p_0)$  – перепад давления жидкого топлива на сопле МПа;  $\rho_{\text{ж}}$  – плотность жидкого топлива (для мазута 960–1015 кг/м<sup>3</sup>);  $B$  – расход мазута, кг/с.

Скорость истечения мазута из сопел пневматических форсунок обычно не превышает 4–5 м/с.

Диаметр сопла определяется по формуле (1.199). Диаметр мазутопровода определяют по формулам, аналогичным (1.198, 1.199) по рекомендуемой скорости мазута в нем 0,5–2 м/с. Однако диаметр его не должен быть менее 0,01, а для длинных участков – менее 0,013 м.

Скорость истечения и расход распылителя определяются по формулам истечения в зависимости от располагаемого давления. При давлении распылителя (воздуха) менее 10<sup>4</sup> Па скорость  $w_{\text{в}}$  на выходе из сопла определяют по формуле (1.200), а расход  $V_{\text{в}}$  по формуле

$$V_{\text{в}} = f\mu \sqrt{\frac{2(p_{\text{в}} - p_0)}{\rho_{\text{в}}}}, \text{ м}^3/\text{с}, \quad (1.218)$$

где  $f$  – площадь сечения отверстия, м<sup>2</sup>;  $\mu$  – коэффициент расхода (0,6–0,8),  $(p_{\text{в}} - p_0)$  – перепад давления воздуха (перед форсункой и после), Па;  $\rho_{\text{в}}$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>.

Скорость истечения пара  $w_{\text{п}}$  в паровых форсунках при давлении пара менее 10<sup>4</sup> Па может быть определена по формуле

$$w_{\text{п}} = 91,5 \sqrt{h_{\text{нач}} - h_{\text{кон}}}, \text{ м/с}, \quad (1.219)$$

где  $h_{\text{нач}}$  и  $h_{\text{кон}}$  – начальная и конечная энтальпия пара, Дж/кг (определяется по  $p$ - $h$ -диаграмме водяного пара).

При давлении распылителя больше  $10^4$  Па и скорости меньше критической ( $p_2/p_1 > \beta_{\text{кр}}$ ) скорость распылителя находят по формуле адиабатного истечения (1.206) с использованием данных, приведенных в прил., табл. 17.

В пневматических и паровых форсунках высокого давления распылитель имеет давление выше критического, вследствие чего в суживающихся, цилиндрических соплах и в узком сечении сопла Лавалья распылитель имеет критическую скорость, которую находят по формуле

$$w_{\text{кр}} = \varphi \sqrt{2 \frac{k}{k+1} p_1 v_1}, \text{ м/с}, \quad (1.220)$$

где  $k$  – показатель адиабаты для распылителя;  $p_1$  – абсолютное давление распылителя перед соплом, Па;  $v_1$  – удельный объем распылителя,  $\text{м}^3/\text{кг}$ .

Скорость распылителя на выходе из распыляющего сопла Лавалья находят по формуле адиабатного истечения, аналогичной (1.206)

$$w = \varphi \sqrt{2 \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[ 1 - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}, \text{ м/с}. \quad (1.221)$$

Сечения трубопроводов для подачи к пневматическим форсункам топлива и распылителя могут определяться из следующих экономически целесообразных значений скорости, м/с: для мазута 0,5–2,0; для насыщенного водяного пара 20–40; для холодного вентиляторного воздуха 10–15; для компрессорного воздуха 15–20.

Расчет параметров механических форсунок производится по формулам (1.216), (1.217), (1.199). Скорость истечения мазута для них рекомендуется в пределах 40–60 м/с.

## 1.5. Способы электронагрева и их применение

### 1.5.1. Получение теплоты за счет электрического тока.

Электрический ток, как источник теплоты в теплотехнологических процессах технологии силикатных материалов, получил наибольшее распространение в тепловых установках керамического и стекольного производства (сушилках, печах обжига керамических изделий, в

стекловаренных печах). Применение только электрического тока или в сочетании со сжиганием топлива позволяет полностью автоматизировать работу тепловых установок, повысить до 60–70% их коэффициент полезного действия, улучшить условия труда и снизить экологическую нагрузку на окружающую среду.

В технологии вяжущих материалов и изделий на их основе электрический ток может быть использован для прогрева бетонной массы перед формованием изделий и для их тепловлажностной обработки.

В тепловых установках применяют в основном ток промышленной частоты. Ток более высокой частоты иногда применяют в зоне осветления стекловаренных печей для интенсификации процесса, в специальных высокочастотных стекловаренных печах периодического действия, также для нагрева бетона. Работают тепловые установки на однофазном или трехфазном электрическом токе.

Получение теплоты за счет электрического тока может осуществляться прямым или косвенным нагревом, созданием электрической дуги, вихревых токов и др.

При косвенном электронагреве теплота передается материалу, расплаву излучением от раскаленного нагревательного элемента сопротивления.

При прямом нагреве роль нагревательного элемента выполняет сам материал или расплав. Обусловлено это тем, что расплав (стекломасса) при температуре выше 1000°С становится проводником тока ионного типа. В результате прохождения тока через стекломассу выделяется теплота, количество которой вычисляется по закону Джоуля – Ленца

$$Q = I^2 R \tau, \text{ Дж}, \quad (1.222)$$

где  $I$  – сила электрического тока, А;  $R$  – электрическое сопротивление стекломассы, Ом;  $\tau$  – время нагрева, с.

Электрическую дугу создают между электродом и расплавляемой шихтой.

Вихревые токи создают (индуцируют) в сосуде с шихтой, вне шихты или непосредственно в самой шихте.

На практике наибольшее применение электрический ток получил для осуществления косвенного, прямого нагрева и электронагрева с помощью электрической дуги.

**1.5.2. Нагревательные элементы, электроды.** Нагревательные элементы косвенного нагрева (нагреватели сопротивления) выполняют в виде проволоки, ленты, трубки разного сечения, имеющих форму спирали и зигзагов. Материалы для изготовления нагревателей сопротивления должны удовлетворять следующим требованиям:

1) обладать относительно большим удельным сопротивлением (около  $1,5 \cdot 10^{-6}$  Ом·м);

2) иметь небольшой температурный коэффициент электрического сопротивления;

3) не окисляться при длительном нагреве и обладать высокой механической прочностью.

В керамических печах применяют нагреватели, выполненные из сплавов, содержащих Cr, Ni, Fe, Mn и др., в частности нихром, кантал, хромель, хромалой и др. Так, нихром, содержащий 50% Ni, 22% Cr, 26% Fe и 2% Mn, рассчитан на рабочую температуру 970°C; нихром состава 85% Ni, 15% Cr обеспечивает температуру 1050°C; нихром состава 80% Ni и 20% Cr используется при температуре 1100°C; кантал, имеющий состав (% мас.): Cr 22,6; Al 4,5; Co 2; C 0,009; Fe 72,61, создает рабочую температуру 1150°C.

Железохромалюминиевые сплавы (хромель, хромалой), не содержащие дорогого никеля, используются на рабочую температуру до 1300°C. Однако они не обладают достаточной механической прочностью.

Для достижения более высоких температур применяют нагревательные элементы из углерода или углесодержащих соединений – карборунда и другие, а также дисилицид молибдена.

Нагреватели из графита требуют защитной (инертной или восстановительной) среды при высоких температурах (2000°C и выше). Удельное электрическое сопротивление графита и нагревателей из разных видов угля изменяется в зависимости от температуры в пределах 0,2–0,50 Ом·м.

Широко применяются в керамических печах нагреватели из карборунда. Карборунд – соединение SiC с удельным сопротивлением при комнатной температуре (1–2 Ом·м). Удельное сопротивление его зависит от содержания примесей SiO<sub>2</sub>, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Карборундовые нагреватели называют силитовыми от названия зарубежной фирмы «Силит». Величина зерен карборунда в силитовых нагревателях 120–200 мкм, а в аналогичных нагревателях других фирм, например «Глобар», – 10–200 мкм. Содержание  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  в них около 2%. Карборунд устойчив до 2200°C. В процессе старения карборунда происходит его разложение до  $\text{SiO}_2$  и  $\text{CO}$ . Увеличение в нем  $\text{SiO}_2$  повышает сопротивление нагревательного элемента.

Подвод электрического тока к расплаву при прямом нагреве осуществляется с помощью электродов, которые выполняются из стали, угля, графитированного материала, молибдена, а также расплавленных металлов, например олова. Электроды могут быть стержневыми, коробчатыми, пластинчатыми.

**1.5.3. Конструктивные особенности нагревательных устройств.** Электрический ток к нагревательным элементам из карборунда в керамических печах подводят специальными контактными устройствами. Карборундовые нагреватели выполняются в виде стержней с постоянным или переменным диаметром по длине.

Для снижения температуры стержней у мест присоединения контактных устройств диаметр их делают увеличенным, а концы металлизуют. Этим снижают сопротивление и, соответственно, температуру контакта. Стержни при прохождении их через стены печи помещают в специальные высокоогнеупорные трубки. Контактные устройства при температуре обжига 1200°C охлаждаются окружающим воздухом, при 1500°C – применяют водяное охлаждение.

При использовании проволочных и ленточных нагревателей их устанавливают в печи на керамических трубах, в пазу или на керамической полочке на своде и стенах рабочей камеры.

Более сложным является расположение электродов в ваннах стекловаренных печах (рис. 1.26).

Они могут быть установлены горизонтально, вертикально, проходить через стены, свод и дно печи, подсоединены к однофазному или трехфазному переменному току. При использовании однофазного тока и коробчатых пристенных электродов создается поперечное поверхностное электрическое поле, перпендикулярное рабочему потоку стекломассы (рис. 1.26, а), полусквозных

стержневых электродов – продольно-поперечное электрическое поле (рис. 1.26, б), сквозных стержневых электродов – продольное электрическое поле (рис. 1.26, в).

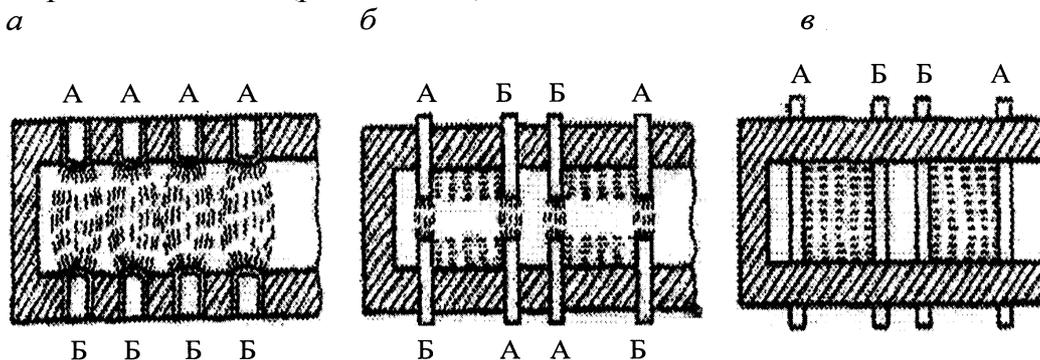


Рис. 1.26 . Некоторые схемы расположения электродов в электрической ванной печи при однофазной токовой нагрузке: А, Б – фазы тока

При подводе к электродам трехфазного тока в стекломассе может создаваться, кроме продольного поверхностного (рис. 1.27, а), смешанного поперечно-продольного (рис. 1.27, б), также и объемное электрическое поле.

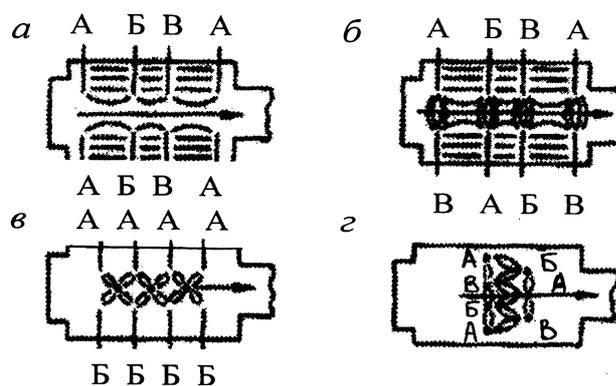


Рис. 1.27. Схемы электрических полей в стекломассе при трехфазной токовой нагрузке. А, Б, В – фазы электрического тока

При установке одного ряда донных электродов в печи получают объемно-локальное электрическое поле (рис. 1.27, в). Если электроды располагают в несколько рядов по глубине бассейна печи, то в стекломассе может создаваться смешанное поперечно-продольное объемное электрическое поле (рис. 1.27, г).

Регулирование тока осуществляется регулировочными трансформаторами. Напряжение тока колеблется в пределах 60–130 В

для стекол щелочного состава и 200–400 В для стекол мало- и бесщелочных. Токовая нагрузка печей может достигать 1000–6000 А.

**1.5.4. Основы расчета нагревательных элементов косвенного нагрева.** Исходными данными для расчета нагревателей сопротивления является температура тепловой обработки материала (изделий) и требуемый расход теплоты для тепловой обработки, установленный по тепловому балансу или условиям теплообмена.

По расходу теплоты рассчитывается установленная мощность нагревательных элементов ( $P$ ):

$$P = k \cdot Q_{\text{общ}}, \text{ кВт}, \quad (1.223)$$

где  $k$  коэффициент запаса мощности, принимаемый равным 1,1–1,3;  $Q_{\text{общ}}$  – расход теплоты на тепловую обработку, кДж/с.

Принимается допустимый для данных изделий температурный напор ( $\Delta t_n$ ), являющийся движущей силой процесса теплообмена. Величина ( $\Delta t_n$ ) может быть принята по табл. 1.17. Температурный напор должен обеспечивать равномерность нагрева, исключать образование трещин. Рассчитывается температура нагревателя ( $t_{\text{нс}}$ ) по формуле

$$t_{\text{нс}} = t_m + \Delta t_n, \quad (1.224)$$

где  $t_m$  – температура тепловой обработки материала (изделий), °С.

Затем выбирается нагревательный элемент сопротивления, обеспечивающий рабочую температуру не ниже  $t_{\text{нс}}$ .

Нагревательные элементы сопротивления характеризуются допустимой удельной поверхностной мощностью ( $w_{\text{уд}}$ ), которая рассчитывается, как

$$w_{\text{уд}} = \frac{P_{\text{доп}}}{F_{\text{нс}}}, \text{ Вт/м}^2 \quad (1.225)$$

где  $P_{\text{доп}}$  – допустимая мощность, Вт;  $F_{\text{нс}}$  – поверхность нагревателя, м<sup>2</sup>.

При превышении  $P_{\text{доп}}$  нагреватели сопротивления разрушаются (перегорают).

В дальнейших расчетах вместо  $w_{\text{уд}}$  принимают величину  $w_p$ , равную

$$w_p = w_{\text{уд}} \cdot k_1, \text{ Вт/м}^2, \quad (1.226)$$

где  $k_1$  – поправочный коэффициент, учитывающий эффективность излучения нагревателя, шаг и размеры нагревателя, отношение площади нагревателя к площади поверхности рабочей камеры.

Величина  $k_1$  для нагревателей в виде проволочной спирали может быть принята равной 0,3–0,5, для ленточного зигзагообразного нагревателя – 0,4–0,8.

Для определения размеров проволочного, ленточного или трубчатого нагревательных элементов сопротивления, размещаемых в рабочей камере, используют известные из курса физики формулы, устанавливающие связь мощности элемента сопротивления ( $P$ ) с его электрическим сопротивлением ( $R$ ), зависящим от длины ( $l$ ) и поперечного сечения ( $s$ ):

$$R = \frac{U}{I}, P = U \cdot I, P = \frac{U^2}{R}, R = \frac{U^2}{P} = \rho \frac{l}{s}, l = \frac{U^2 s}{\rho P},$$

где  $U$  – напряжение, В;  $R$  – сопротивление, Ом;  $I$  – ток, А;  $P$  – мощность элементов сопротивления, Вт;  $\rho$  – удельное сопротивление материала нагревателя при рабочей температуре, Ом·м;  $l$  – длина нагревателя, м;  $s$  – площадь сечения нагревателя, м<sup>2</sup>.

Используя зависимость  $w_p = \frac{P}{F_{\text{нс}}}$  и принимая для проволочного нагревателя  $F_{\text{нс}} = \Pi \cdot l$ , где  $\Pi$  – периметр сечения нагревателя, равный  $\Pi = \pi d$ , находят связь между  $l$  нагревателя и  $w_p, P$ .

$$l = \frac{P}{w_p \pi d}, \text{ м.} \quad (1.227)$$

Диаметр проволочного или пруткового нагревателя ( $d$ ) находят из равенства

$$\frac{U^2 s}{\rho P} = \frac{U^2 \pi d^2}{4 \rho P} = \frac{P}{w_p \pi d}; \quad (1.228)$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{4 P^2 \rho}{\pi^2 \cdot U^2 w_p}}, \text{ м.} \quad (1.229)$$

Длину проволочного (прутковоего) нагревателя (величина  $l$ ) находят либо из формулы  $R = \frac{\rho l}{s}$ , определив предварительно его диаметр, либо по формуле

$$l = \sqrt[3]{\frac{P U^2}{4 \pi \rho w_p^2}}, \text{ м.} \quad (1.230)$$

Для ленточных нагревателей прямоугольного сечения находят толщину ленты  $a$  по формуле

$$a = \sqrt[3]{\frac{P^2 \rho}{2m(m+1)U^2 w_p}}, \text{ м,} \quad (1.231)$$

где  $m$  – отношение ширины ( $b$ ) к толщине ( $a$ ) сечения ленты ( $b/a$ ).

Для трубчатых нагревателей находят наружный диаметр трубы  $d_{\text{нар}}$  по формуле

$$d_{\text{нар}} = \sqrt[3]{\frac{P^2 \rho}{m'(1-m')\pi U^2 w_p}}, \text{ м,} \quad (1.232)$$

где  $m'$  – принятое отношение толщины стенки трубы ( $\delta$ ) и наружного диаметра ( $d_{\text{нар}}$ ) трубчатого нагревателя ( $\delta/d_{\text{нар}}$ ).

Длину ленточного и трубчатого нагревателя ( $l$ ) находят из формулы  $R = \frac{\rho l}{s}$ .

Основы расчета нагревателей сопротивления из других материалов, например карборундовых, достаточно полно рассмотрены в [27].

**1.5.5. Основы электротехнических расчетов при осуществлении прямого нагрева.** В электротехнический расчет электрических печей с прямым нагревом входит определение электрического сопротивления, параметров тока для электродов и питающей сети, рабочего напряжения и площади электродов.

Расчеты основываются на предварительном выборе типа печи, ее размеров, удельном объемном съеме расплава, в частности стекломассы, выбранном виде электродов и их расположении.

Имеется ряд практических рекомендаций по установке электродов в печи. При горизонтальном расположении стержневых электродов соотношение длины и ширины бассейна принимается в пределах (1,5:1)–(3:1). Ширина бассейна определяется длиной стержневых электродов. Первую пару электродов устанавливают на расстоянии 0,3–0,8 ширины бассейна от засыпочной стены.

Исходной величиной для проведения расчета является требуемая мощность печи  $P$ , кВт. В комбинированных печах это будет та часть энергии, которая используется после получения расплава с помощью жидкого или газообразного топлива.

Требуемую мощность печи определяют по формуле, аналогичной (1.223)

$$P = k \frac{Q}{3600}, \text{ кВт}, \quad (1.233)$$

где  $k$  – коэффициент запаса (1,1–1,3);  $Q$  – количество необходимой теплоты, кДж/ч.

Величина  $P$  может быть определена также по формуле

$$P = b \cdot G, \text{ кВт}, \quad (1.234)$$

где  $b$  – средний расход электроэнергии на варку стекломассы, (кВт · ч/кг);  $G$  – производительность печи по стекломассе, кг/ч.

Электрическое сопротивление стекломассы  $R$  зависит от ее удельного электрического сопротивления и расположения электродов.

Величину  $R$  стекломассы между пластинчатыми электродами рассчитывают по формуле

$$R = k_1 \cdot k_2 \cdot \frac{\rho l}{F}, \text{ Ом}, \quad (1.235)$$

где  $k_1$  – коэффициент, учитывающий влияние формы бассейна печи при установке электродов на дно бассейна;  $k_2$  – коэффициент, учитывающий удаление электродов от дна бассейна;  $F$  – площадь пластинчатого электрода, м<sup>2</sup>;  $l$  – расстояние между электродами;  $\rho$  – удельное сопротивление стекломассы при данной температуре, Ом · м.

Величины коэффициентов  $k_1$  и  $k_2$  рассчитывают с использованием схемы расположения пластинчатых электродов (рис. 1.28) и графиков (рис. 1.29, 1.30).

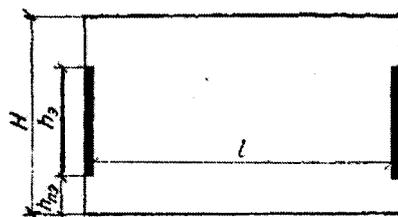


Рис. 1.28. Схема расположения пластинчатых электродов

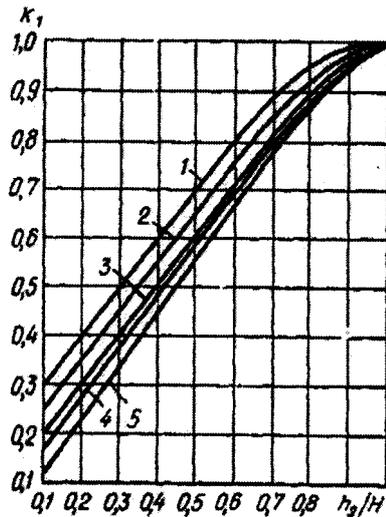


Рис. 1.29. Значение коэффициента  $k_1$

$$1 - \frac{l}{H} = 0,5; 2 - \frac{l}{H} = 1;$$

$$3 - \frac{l}{H} = 2; 4 - \frac{l}{H} = 2,5; 5 - \frac{l}{H} = 3$$

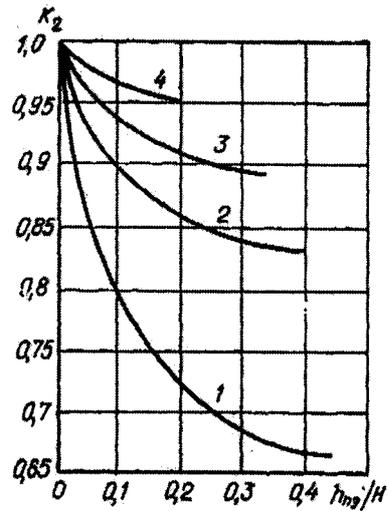


Рис. 1.30. Значение коэффициента  $k_2$

$$1 - \frac{h_3}{H} = 0,1; 2 - \frac{h_3}{H} = 0,2;$$

$$3 - \frac{h_3}{H} = 0,3; 4 - \frac{h_3}{H} = 0,6$$

В диапазоне  $\frac{h_3}{H} = (0,1 - 0,8)$   $k_1$  и  $k_2$  вычисляются по формулам

$$k_1 = \frac{h_3}{H} + 0,145 \left( \frac{H}{l} \right)^{0,5}, \quad (1.236)$$

$$k_2 = 1 - 0,0455 \left( \frac{H}{h_3} \right) \left( \frac{h_{нэ}}{H} \right)^{0,325}. \quad (1.237)$$

Электрическое сопротивление стекломассы с донными стержневыми электродами, расположенными в протоке печи (рис. 1.31), может быть рассчитано по формуле

$$R = k_1 \rho \cdot \frac{l}{h_3 b}, \text{ Ом}, \quad (1.238)$$

где  $k_1$  – коэффициент, найденный по формуле (1.235);  $l$  – расстояние между осями электродов, м;  $h_3$  – высота электродов, м;  $b$  – ширина протока, м.

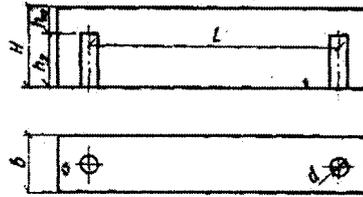


Рис. 1.31. Схема расположения донных стержневых электродов в протоке

Электрическое сопротивление стекломассы с пристенными коробчатыми электродами рассчитывается по формуле, аналогичной (1.237):

$$R = n_1 \cdot \frac{\rho l}{F_{\text{ст}}}, \text{ Ом}, \quad (1.239)$$

где  $n_1$  – коэффициент, учитывающий неоднородность стекломассы ( $n_1 = 1,05 - 1,1$ );  $l$  – расстояние между электродами, м;  $F_{\text{ст}}$  – площадь сечения стекломассы, перпендикулярного направлению электрического тока,  $\text{м}^2$ .

Электрическое сопротивление между сквозными стержневыми электродами одинакового диаметра определяют по формуле

$$R = n_1 \cdot n_2 \frac{\rho}{\pi l} \cdot \ln \frac{2L}{d}, \text{ Ом}, \quad (1.240)$$

где  $n_2$  – коэффициент, учитывающий расположение электродов по отношению к зеркалу стекломассы ( $n_2 = 1,3 - 1,4$ );  $L$  – длина электродов;  $l$  – расстояние между осями электродов, м;  $d$  – диаметр электродов, м.

Значение  $R$  определяют для каждой группы электродов, работающих в различных условиях, в том числе и при различной температуре стекломассы.

Рабочее напряжение  $U$  на электродах определяют по формуле

$$U = \sqrt{PR}, \text{ В}, \quad (1.241)$$

где  $P$  – мощность рассчитываемой группы электродов, Вт;  $R$  – сопротивление стекломассы, Ом.

Сила тока  $I$  при установленном рабочем напряжении составит

$$I = \frac{P}{U} = \sqrt{\frac{P}{R}}, \text{ А}. \quad (1.242)$$

Допустимая плотность тока ( $i$ ,  $\text{А}/\text{м}^2$ ) на электродах зависит от материала электродов, состава и температуры стекломассы. Например,

$i$  для оконного стекла обычного состава и температуре 1400°C при использовании графитовых электродов составляет  $(0,3-0,6) \cdot 10^{-4}$ , молибденовых  $1 \cdot 10^{-4}$  и стальных  $(0,7-0,8) \cdot 10^{-4}$  А/м<sup>2</sup>. При повышении температуры стекломассы допустимая плотность тока увеличивается.

В итоге определяют требуемую рабочую площадь электродов ( $F_{эл}$ ) по формуле

$$F_{эл} = \frac{I}{i}, \text{ м}^2. \quad (1.243)$$

По полученным значениям  $i$ ,  $F_{эл}$ ,  $U$  проводится проверка принятых размеров бассейна печи и расположения электродов. При необходимости изменяют размеры бассейна и расположение электродов и вновь рассчитывают указанные параметры электрического тока.

## 2. ПРОЦЕССЫ ТЕПЛООБМЕНА И АЭРОДИНАМИКА ГАЗОВЫХ ПОТОКОВ В ТЕПЛОВЫХ УСТАНОВКАХ

### 2.1. Режимы теплообмена

**2.1.1. Виды теплообмена и теплоносители в тепловых установках.** Организация теплообменных процессов в тепловых установках технологии силикатных материалов является следующим после сжигания топлива ответственным и важным звеном в управлении их работой. Основными тепловыми установками в технологии силикатных материалов являются печи, сушилки и аппараты тепловлажностной обработки. Процессы взаимодействия в них между теплоносителем (факелом, горячими газами, воздухом или паром, источником лучистой энергии) и поверхностью нагрева в своей совокупности относятся к внешнему теплообмену, а процессы распространения (теплопередачи) теплоты внутри материала, в результате чего повышаются его температура и энтальпия до значений, требуемых технологией, составляют внутренний теплообмен. Как внешний, так и внутренний теплообмен происходит в результате конвекции, излучения, теплопроводности, причем не в чистом виде, а в их сочетании. Для печей и сушилок технологии силикатных материалов характерны лучистый, конвективный и смешанный (слоевой) режимы внешнего теплообмена, для установок тепловлажностной обработки – теплоотдача при конденсации пара.

Внутренний теплообмен характеризуется двумя режимами: кондуктивным и конвективным.

Интенсивность теплообмена в печах зависит от ее конструкции, вида и способа сжигания топлива, аэродинамики газов, температурного режима работы. Теплота, выделяемая в процессе горения топлива, в рабочем пространстве печей передается обрабатываемому материалу от факела (пламени), нагретых газов и кладки (футеровки). В пламенных высокотемпературных печах с большим объемом рабочего пространства (стекловаренные печи, зоны спекания вращающихся печей) основным теплоносителем являются горящий факел и продукты горения топлива. Кладка в них играет роль вторичного излучателя теплоты. В печах, рабочее пространство которых заполнено обжигаемым материалом или изделиями (шахтные, туннельные печи), основным теплоносителем служат продукты горения, движущиеся по извилистым каналам между кусков

или по каналам внутри садки изделий. При этом большую роль в процессе теплоотдачи играют равномерность и скорость движения газов по сечению рабочего пространства.

Топочные газы и нагретый воздух, отработанные обжиговые газы являются теплоносителем большинства сушилок.

В установках тепловлажностной обработки в качестве теплоносителя используют насыщенный пар или влажный воздух.

Теплообменные процессы обычно сопровождаются массообменными процессами, которые также разделяются на внешние и внутренние.

**2.1.2. Режимы внутреннего теплообмена.** *Кондуктивный* режим характерен для твердых тел (материала, кладки) и жидкости, находящихся в покое. Нагрев их определяется критерием Био ( $Bi$ ):

$$Bi = \frac{\alpha x_0}{\lambda}, \quad (2.1)$$

где  $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи,  $Вт/(м^2 \cdot К)$ ;  $x_0$  – полутолщина тела в направлении теплового потока, м;  $\lambda$  – коэффициент теплопроводности,  $Вт/(м \cdot К)$ .

При малых значениях  $Bi$  (менее 0,25) тело нагревается равномерно по толщине и внутренняя теплопередача не лимитирует процесс нагревания. Такие тела предложено называть тонкими.

При больших значениях  $Bi$  (более 0,5) перепад температур внутри тела при его нагревании может быть значительным, и такие тела принято называть массивными.

Следовательно, процесс нагревания тонких тел будет лимитироваться только условиями внешнего теплообмена, а процесс нагревания массивных тел – внутренней теплопередачей. При плавлении массивных тел интенсификация внешнего теплообмена ведет к ускорению процесса плавления и, следовательно, к уменьшению толщины и степени массивности. Поэтому процесс плавления лимитируется внешним теплообменом.

Конвективный режим внутреннего теплообмена характерен для нагрева расплавов, находящихся в движении (пневматическое или механическое перемешивание, естественная конвекция), нагрев которых также подчиняется условиям нагрева тонких и массивных тел.

Для интенсификации внешнего теплообмена для тонких тел и внутреннего теплообмена для массивных тел следует стремиться к увеличению отношения поверхности тела к его массе. Однако для интенсификации нагрева массивных тел необходима соответствующая теплоотдача на поверхность нагреваемого тела, которая определяется условиями внешнего теплообмена.

Таким образом, теплообменные процессы в тепловых установках силикатной технологии в основном определяются условиями внешнего теплообмена.

**2.1.3. Режимы внешнего теплообмена.** *Конвективный* режим внешнего теплообмена имеет место в сушилках, работающих при температуре теплоносителя не выше 500°C, в зонах подогрева и охлаждения туннельных печей для обжига керамики, в конвективных зонах и холодильниках вращающихся печей для обжига цементного клинкера, извести, керамзита. Теплопередача конвекцией играет значительную роль наряду с лучистым (радиационным) теплообменом в области температур 500–900°C, если теплоноситель имеет значительные скорости.

Из курсов «Теплотехника химических производств» и «Процессы и аппараты химических производств» известно, что теплопередача конвекцией рассчитывается по формуле Ньютона, а условия свободной или вынужденной конвекции характеризуются соответствующими критериальными уравнениями.

Поскольку в тепловых установках в технологии силикатных материалов основной является вынужденная конвекция, то определяющим комплексом в критериальных уравнениях будет критерий Рейнольдса, т.е. интенсивность теплоотдачи будет зависеть от скорости движения потока относительно поверхности нагрева.

*Радиационный* режим внешнего теплообмена характерен для печей. Различают три разновидности радиационного режима: равномерно распределенный, направленный прямой и направленный косвенный теплообмены. Отличаются они соотношением лучистых потоков от пламени на поверхность нагрева и кладку печи.

Равномерно распределенный теплообмен характеризуется равномерным полем температур и оптических констант пламени. В этих условиях лучистые потоки от факела на нагреваемый материал ( $Q_{\text{фм}}^{\text{л}}$ ) и на кладку печи ( $Q_{\text{фк}}^{\text{л}}$ ) равны, т.е.  $Q_{\text{фм}}^{\text{л}} = Q_{\text{фк}}^{\text{л}}$ . Этот теплообмен

наиболее целесообразен для массивных изделий, располагаемых в печи в виде садки с малодоступными для излучения от кладки поверхностями нагрева. В таком режиме работают камерные, кольцевые печи, зона обжига туннельных печей, высокотемпературная зона вращающихся печей для обжига сыпучих материалов.

Тепловые установки, работающие по принципу равномерно распределенного теплообмена, имеют относительно высокую температуру кладки, значительно превышающую температуру нагреваемого материала и в идеале приближающуюся к температуре факела.

В соответствии с законом Стефана – Больцмана интенсификация теплообмена в условиях рассматриваемого режима работы печи определяется температурой факела и степенью его черноты. Причем температура факела оказывает большее влияние на теплообмен, чем степень его черноты. Увеличение степени черноты факела существенно сказывается на повышении интенсивности теплообмена только в области низких его значений. Поэтому даже небольшое изменение светимости факела играет большую роль.

Равномерно распределенный теплообмен при работе печей достигается либо за счет интенсификации излучения кладки, либо варьированием излучения факела в целях выравнивания суммарного лучистого потока. Причем увеличение интенсивности излучения факела достигается утолщением его в тех местах, где облучение со стороны кладки меньше.

При расчете нагрева массивных тел поступают следующим образом. Выбирают по требованиям технологии режим изменения температуры поверхности и центра изделия в процессе нагрева и время нагрева изделия. Время нагрева разбивают на ряд интервалов, для каждого из которых определяют величину теплопоглощения. Для каждого интервала нагрева усредняют температуру поверхности нагрева. По величине теплопоглощения и усредненной температуре поверхности нагрева находят необходимые параметры внешнего теплообмена (эффективную температуру и степень черноты пламени). По ней выбирают топливо и определяют параметры процесса его сжигания. Предлагаемый теоретический расчет основан на подборе параметров внешнего теплообмена исходя из условий внутренней теплопередачи.

Направленный прямой теплообмен создается в печи, если лучистый поток на материал больше, чем на кладку, т.е.  $Q_{\text{фм}}^{\text{л}} > Q_{\text{фк}}^{\text{л}}$ . Сущность данного теплообмена заключается в получении как можно большей разности указанных тепловых потоков за счет создания градиента температур по толщине факела. В результате поверхность, обращенная к зоне высоких температур, получает больше теплоты, чем противоположная, так как слой факела с меньшей температурой задерживает излучение горячих слоев и экранирует кладку.

Направленный прямой теплообмен имеет широкое распространение и применим для нагрева как тонких, так и массивных изделий. Отличается он тем, что его можно регулировать и интенсифицировать в широких пределах за счет изменения расположения факела. Этот вид теплообмена получил наибольшее распространение в стекловаренных печах.

Теплопередача при прямом теплообмене интенсифицируется повышением максимальной температуры факела. При этом результирующий тепловой поток будет определяться степенью черноты факела, которой будет больше у слоев факела с максимальной температурой.

Расчет направленного прямого теплообмена обычно производится по следующей схеме. Рабочее пространство печи разделяется на несколько радиационно-взаимодействующих зон, в которых параметры теплообмена (температура, степень черноты) принимаются постоянными. Затем определяют результирующую плотность тепловых потоков для поверхности нагрева на основании расчетов внутренней теплопередачи.

Задаваясь результирующими тепловыми потоками для отдельных зон факела и принимая значения угловых коэффициентов взаимного излучения материала, кладки и зон факела по соответствующим уравнениям, находят температуры зон факела.

Направленный косвенный теплообмен создается в печи при условии, если тепловой поток от пламени на кладку печи больше теплового потока на поверхность нагрева, т.е.  $Q_{\text{фм}}^{\text{л}} < Q_{\text{фк}}^{\text{л}}$ .

Область максимальных температур при этом виде теплообмена расположена ближе к поверхности кладки, чем к поверхности нагрева.

В печах рассматриваемый теплообмен в индивидуальном исполнении применяется редко в связи с необходимостью поддерживать температуру кладки в области предельных температур службы кладки.

Косвенный теплообмен создается в вакуумных высокотемпературных печах, когда кладку заменяют холодными поверхностями с высоким коэффициентом отражения. Он присутствует в муфельных и полумуфельных печах, в которых теплота в рабочее пространство поступает как от излучающих продуктов горения топлива, так и через кладку.

*Слоевой* режим внешнего теплообмена возникает в шахтных и туннельных печах при обжиге кусковых материалов. Теплообмен конвекцией и лучеиспусканием при слоевом режиме соизмеримы в широком температурном интервале и трудноразделимы.

*Теплоотдача при конденсации пара* осуществляется в автоклавах для запаривания силикатных изделий и в камерах пропаривания бетона. Она является режимом внешнего теплообмена и имеет свои отличия в зависимости от нагреваемой поверхности (вертикальная, горизонтальная) и состояния пара (насыщенный, парогазовая смесь). Причем условия взаимодействия насыщенного пара или парогазовой смеси с горизонтальной или вертикальной поверхностями изделий, кроме того, определяются периодами тепловлажностной обработки (нагрев, изотермическая выдержка, охлаждение). В разные периоды тепловлажностной обработки меняются скорость нагрева, степень увлажнения поверхности, а также температурное поле в установке.

При тепловлажностной обработке как ни при какой другой наиболее тесно увязаны процессы тепло- и массообмена. Изделия, загружаемые в тепловлажностную установку, можно рассматривать как систему, включающую твердую, жидкую и газообразную фазы, соотношение между которыми, а также их состав непрерывно изменяется.

При нагреве изделий пар, попадая на более холодную поверхность их, конденсируется. В результате смачивания поверхности на ней образуется пленка конденсата. Поверхность за счет теплоты конденсации пара нагревается, и ее температура возрастает и стремится к температуре пара или парогазовой смеси. В случае парогазовой смеси к поверхности вместе с паром поступает газ (воздух, продукты горения). Парциальное давление пара у этой поверхности понижается, а газа – повышается при общем неизменном давлении в установке. Согласно теории теплопередачи, тепловой поток, поступающий на поверхность изделий (материала), складывается из теплоты парообразования, отдаваемой материалу

паром при его конденсации, и теплоты, отдаваемой материалу средой вследствие разности температур между парогазовой смесью и пленкой конденсата.

Теплота, отдаваемая паром при конденсации ( $q_{т.п}$ ), подсчитывается по формуле

$$q_{т.п} = r q_{п}, \text{ кДж/м}^2, \quad (2.2)$$

где  $r$  – теплота парообразования, кДж/кг;  $q_{п}$  – удельная масса пара, кг/с (кг/кг массы материала).

Перенос теплоты от парогазовой смеси к пленке конденсата ( $q_{т.ср}$ ) определяют по формуле

$$q_{т.ср} = \lambda_{см} \left( \bar{t}_{п.с} - t_{ж} \right), \text{ кДж/м}^2, \quad (2.3)$$

где  $\lambda_{см}$  – коэффициент теплоотдачи от парогазовой смеси к поверхности пленки конденсата, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $\bar{t}_{п.с}$  – средняя температура парогазовой смеси, °С;  $t_{ж}$  – температура пленки конденсата, обращенной к парогазовой смеси, °С.

Здесь сложным является определение коэффициента теплоотдачи от парогазовой смеси ( $\lambda_{см}$ ), т. к. она зависит от формы изделий, режима течения и физических свойств пленки конденсата, относительной влажности паровоздушной смеси и др. Поэтому величина  $\lambda_{см}$  обычно определяется с помощью критериальных уравнений.

При изотермической выдержке изделий подвод теплоты за счет конденсации пара к поверхности изделий продолжается, но в количестве, необходимом для компенсации потерь теплоты в окружающую среду, и теплоты, расходуемой на эндотермические процессы образования новых соединений в случае гидросиликатного твердения (автоклавные материалы). В случае гидратного твердения изделий (бетон) из-за экзотермии цемента внутренние слои изделия приобретают температуру, превышающую температуру парогазовой среды (обычно на 2–5°С), и парциальное давление пара у поверхности изделий становится больше парциального давления парогазовой среды. В результате с поверхности начинает испаряться влага. При этом толщина пленки конденсата уменьшается. За счет внутренней диффузии влага перемещается из внутренних слоев материала и продолжает испаряться. На испарение пленки конденсата и внутренней влаги расходуется теплота пара и теплота экзотермии цемента. К концу

изотермической выдержки пленка конденсата с поверхности изделий полностью испаряется.

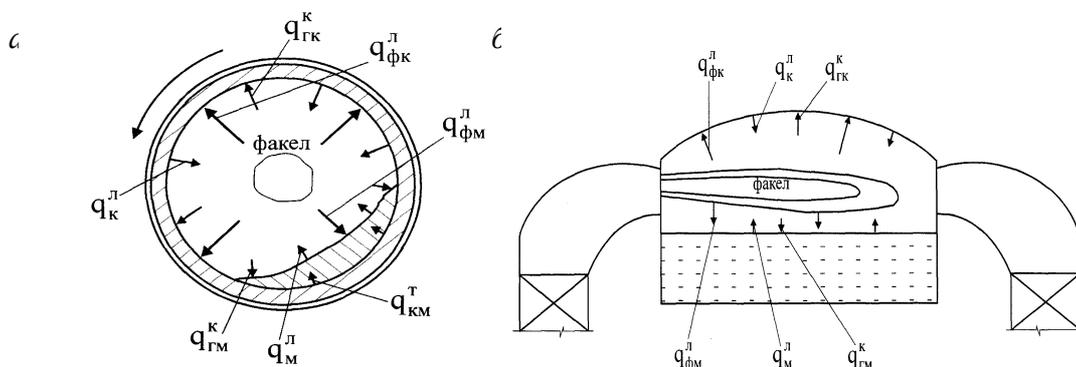
Расход теплоты на стадии изотермической выдержки изделий будет определяться только теплотой конденсации пара, которая рассчитывается по формуле, аналогичной (2.2), в которой вместо  $q_{\text{п}}$  берется удельная масса испаряемой влаги ( $q_{\text{инп}}$ ).

При охлаждении изделий прекращается подача пара и в установке понижается парциальное давление и температура пара. Возникает разность парциальных давлений пара у поверхности изделий и в самой установке, которая заставляет влагу испаряться с поверхности, к которой она поступает из внутренних слоев изделия. Температура поверхности начинает снижаться и стремится к температуре среды в установке, которая тоже понижается. Количество теплоты, отдаваемой изделиями уходящему пару или парогазовой смеси, также может быть рассчитано по формуле, аналогичной (2.2).

## 2.2. Теплообмен в пламенном пространстве печей

**2.2.1. Механизм теплообмена.** В пламенном пространстве печей с большим объемом рабочего пространства, в которых присутствует радиационный режим внешнего теплообмена, кладка и нагреваемый материал или расплав обмениваются в основном излучением. Роль конвекции при высоких температурах обычно невелика. Выше  $1200^{\circ}\text{C}$  при степени черноты пламени 0,2 и выше на долю конвекции приходится 5–10% теплоты, передаваемой поверхности нагреваемого материала.

Механизм теплообмена в реакционной зоне вращающейся печи и в пламенном пространстве стекловаренной печи представлен в виде схемы на рис. 2.1.



- 2.1. Схема теплообмена в пламенном пространстве печей:  
 а) реакционная зона вращающейся печи; б) пламенное пространство стекловаренной печи.

$q_{\text{фк}}^{\text{л}}, q_{\text{фм}}^{\text{л}}, q_{\text{к}}^{\text{л}}, q_{\text{м}}^{\text{л}}$  – лучистые потоки соответственно от факела на кладку, от факела на материал, от кладки, от материала;  $q_{\text{гм}}^{\text{к}}, q_{\text{гк}}^{\text{к}}$  – конвективные потоки соответственно от газов к материалу и от газов к кладке,  $q_{\text{км}}^{\text{т}}$  – кондуктивный поток теплоты от кладки в слой материала

В печах лучистый поток от факела, падающий на кладку и материал, частично поглощается и частично отражается. Отраженный лучистый поток суммируется с собственным излучением материала и кладки. Вследствие частичной прозрачности, характеризуемой степенью черноты, факел поглощает часть падающего на него лучистого потока, а часть пропускает. В результате на нагреваемый материал будут направлены два лучистых потока: один от факела, другой от кладки (рис. 2.1). Кроме того, материал получает теплоту за счет конвекции от движущихся в печи газов.

Во вращающейся печи часть теплоты, поглощенной футеровкой, передается материалу помимо излучения еще и теплопроводностью за счет непосредственного соприкосновения более нагретой футеровки с менее нагретым материалом.

При стационарном тепловом режиме мощность тепловых потоков, направленных на поверхность шихты, пены и расплава,  $q_{\text{м}}$ , в стекловаренной печи будет равна сумме

$$q_{\text{м}} = q_{\text{фм}}^{\text{л}} + q_{\text{км}}^{\text{л}} + q_{\text{гм}}^{\text{к}}, \text{ кВт/м}^2, \quad (2.4)$$

а направленных на поверхность и в слой материала в реакционной зоне вращающейся печи на 1 м длины печи составит

$$q_{\text{м}} = q_{\text{фм}}^{\text{л}} + q_{\text{км}}^{\text{л}} + q_{\text{гм}}^{\text{к}} + q_{\text{км}}^{\text{т}}, \text{ кВт/м}, \quad (2.5)$$

где  $q_{\text{фм}}^{\text{л}}, q_{\text{км}}^{\text{л}}$  – лучистые потоки на материал соответственно от факела и кладки, кВт/м<sup>2</sup> (кВт/м);  $q_{\text{гм}}^{\text{к}}$  – конвективный поток от газов на материал кВт/м<sup>2</sup> (кВт/м);  $q_{\text{км}}^{\text{т}}$  – кондуктивный поток от кладки в слой материала, кВт/м.

**2.2.2. Основы расчета теплообмена в пламенном пространстве печей.** Расчеты теплообмена в пламенном пространстве печей довольно сложные. Трудно учитывается целый

ряд факторов (температура факела, степень его черноты, температура кладки, угловые коэффициенты направления лучистых потоков и т.д.).

Поэтому расчеты производятся обычно с принятием ряда допущений.

Существует большое число методик расчета теплообмена, но суть их сводится к следующему.

1. Рассчитывается тепловой поток, воспринимаемый кладкой от факела излучением по формуле Г.Л. Поляка:

$$Q_{\text{фк}}^{\text{л}} = C_0 \varepsilon_{\text{пр}} \left[ \frac{\varepsilon_{\text{г}}}{\varepsilon_{\text{кг}}} \left( \frac{T_{\text{г}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{\text{к}}}{100} \right)^4 \right] F_{\text{к}}, \text{ Вт}, \quad (2.6)$$

где  $C_0$  – коэффициент излучения абсолютно черного тела, равный  $5,7 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ ;  $\varepsilon_{\text{пр}}$  – приведенная степень черноты продуктов горения (газов) кладки;  $\varepsilon_{\text{г}}$  – степень черноты газов;  $\varepsilon_{\text{кг}}$  – степень черноты кладки при температуре газов;  $T_{\text{г}}$ ,  $T_{\text{к}}$  – абсолютная температура соответственно газов и кладки, К;  $F_{\text{к}}$  – воспринимаемая (излучаемая) поверхность кладки (стенок) печи,  $\text{м}^2$ .

Для горящего факела степень черноты равна

$$\varepsilon_{\text{ф}} = \varepsilon_{\text{г}} + \varepsilon_{\text{саж}} - \Delta\varepsilon, \quad (2.7)$$

где  $\varepsilon_{\text{г}}$  – степень черноты излучающих газов  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ , зависящие от парциального давления, эффективной толщины газового слоя и температуры;  $\varepsilon_{\text{саж}}$  – степень черноты, определяемая видимым излучением частичек сажистого углерода, взвешенных в газовом потоке, зависящая от свойств топлива, условий и способа его сжигания;  $\Delta\varepsilon$  – величина поправки на взаимное излучение.

Поскольку величина  $\varepsilon_{\text{саж}}$  трудно определяется, в расчетах вместо  $\varepsilon_{\text{ф}}$  принимают  $\varepsilon_{\text{г}}$ , считая, что продукты горения равномерно заполняют весь объем печного пространства, что является первым допущением.

Тогда

$$\varepsilon_{\text{ф}} = \varepsilon_{\text{г}} - \Delta\varepsilon \quad (2.8)$$

$$\text{или } \varepsilon_{\text{г}} = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta\varepsilon. \quad (2.9)$$

Обычно поправка на взаимное излучение газов ( $\Delta\varepsilon$ ) в практических расчетах не учитывается, что является вторым допущением.

Величины  $\varepsilon_{\text{CO}_2}$ ,  $\beta$ ,  $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$  находят по графикам (прил., рис. 2–4).

Графики позволяют определить степень черноты газа для средних принятых значений состава газов, равномерно

распределенных в рабочем пространстве печи при условии равномерного нагрева газов, имеющих одинаковую постоянную температуру по всей толщине газового слоя. Значения парциального давления  $P_{CO_2}$  и  $P_{H_2O}$  соответствуют содержанию этих газов в продуктах горения в % об.

Эффективная толщина газового слоя ( $s_{эф}$ ) определяется по формуле

$$s_{эф} = \eta \frac{4V}{F} \approx 3,6 \frac{V}{F}, \text{ м}, \quad (2.10)$$

где  $\eta$  – коэффициент эффективности газового излучения, равный 0,85–0,9;  $V$  – объем, заполненный излучающим газом,  $\text{м}^3$ ;  $F$  – поверхность стен, ограждающих этот объем газов,  $\text{м}^2$ .

Если принять значение  $\eta = 0,9$ , то для слоя толщины  $a$ , ограниченного двумя параллельными плоскостями,  $s_{эф} = 1,8a$ ; для слоя цилиндрической формы (длинный цилиндр) диаметром  $d$  значение

$s_{эф} = 0,9d$ , для шара  $s_{эф} = 0,6d$ , для куба со стороной  $a$  значение  $s_{эф} = 0,6a$ , для короткого цилиндра при  $l/d = 1$  при излучении на боковую поверхность  $s_{эф} = 0,6d$ , а при излучении на центр торцевой стенки  $s_{эф} = 0,77d$ . Для упрощения расчетов принимается  $\epsilon_k = \epsilon_{кг}$  (третье допущение).

После определения  $\epsilon_r$  рассчитывается  $\epsilon_{пр}$  газов по формуле

$$\epsilon_{пр} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_k} + \frac{1}{\epsilon_r} - 1}, \quad (2.11)$$

где  $\epsilon_k$  – степень черноты кладки;  $\epsilon_r$  – степень черноты газов, найденная по формуле (2.9).

Тогда

$$Q_{фк}^л = \frac{5,7}{\frac{1}{\epsilon_k} + \frac{1}{\epsilon_r} - 1} \left[ \left( \frac{T_r}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_k}{100} \right)^4 \right] F_k, \text{ Вт}. \quad (2.12)$$

2. Рассчитывается тепловой поток ( $Q_M^л$ ), передаваемый излучением газами и внутренней поверхностью кладки поверхности материала (расплава) ( $F_M$ ) по формуле

$$Q_M^J = C_B \left[ \left( \frac{T_\Gamma}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_M}{100} \right)^4 \right] F_M, \text{ Вт}, \quad (2.13)$$

где  $C_B$  – видимый коэффициент излучения от газов и кладки на поверхность материала, Вт/(м<sup>2</sup> · К<sup>4</sup>);  $T_\Gamma, T_M$  – абсолютная температура соответственно газов и нагреваемого материала, К;  $F_M$  – лучепопринимающая поверхность материала, м<sup>2</sup>.

Видимый коэффициент излучения от газов и кладки на поверхность материала определяется по формуле В. Н. Тимофеева

$$C_B = 5,7 \varepsilon_\Gamma \varepsilon_M \frac{\varphi(1 - \varepsilon_\Gamma) + 1}{\varphi(1 - \varepsilon_\Gamma)[\varepsilon_M + \varepsilon_\Gamma(1 - \varepsilon_M)] + \varepsilon_\Gamma}, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К}^4), \quad (2.14)$$

где  $\varepsilon_M$  – степень черноты материала;  $\varphi$  – коэффициент, равный отношению  $F_M/F_K$ .

Для вращающейся печи на участке длиной 1 м величина отношения этих площадей зависит от внутреннего диаметра печи  $D$  и центрального угла ( $\varphi$ ) сегментного поперечного сечения. Лучевоспринимающие поверхности соответственно материала и кладки (футеровки) печи будут равны

$$F_M = D \cdot \frac{\sin \varphi}{2}, \text{ м}^2, \quad (2.15)$$

$$F_K = \pi D \cdot \sin \left[ 1 - \left( \frac{\varphi}{360} \right) \right], \text{ м}^2. \quad (2.16)$$

3. Определяется общий тепловой поток, воспринимаемый материалом излучением от газов и кладки с учетом конвективных потоков от газов к кладке и к материалу и потерь теплоты в окружающую среду. Он определяется по формуле (2.13), в которой вместо  $C_B$  подставляется видимый коэффициент излучения ( $C_B'$ ), рассчитываемый по формуле

$$C_B' = 5,7 \varepsilon_\Gamma \varepsilon_M \frac{\varphi(1 - \varepsilon_\Gamma) + 1 + K_1 + K_2}{\varphi(1 - \varepsilon_\Gamma)[\varepsilon_M + \varepsilon_\Gamma(1 - \varepsilon_M)] + \varepsilon_\Gamma}, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К}^4), \quad (2.17)$$

где  $K_1$  – коэффициент, учитывающий плотность конвективного теплового потока ( $q_{\Gamma,К}^K$ ) за вычетом плотности конвективного теплового потока в окружающую среду через кладку ( $q_{\text{окр}}^K$ );  $K_2$  – коэффициент, учитывающий плотность конвективного теплового потока от газов к поверхности материала ( $q_{\Gamma,М}^K$ ).

Указанные коэффициенты рассчитываются по формулам

$$K_1 = \frac{(q_{Г.к}^к - q_{окр}^к)(1 - \varepsilon_Г)}{5,7 \cdot 10^{-8} \varepsilon_Г (T_Г^4 - T_к^4)}, \quad (2.18)$$

$$K_2 = \frac{q_{Г.м}^к \{ \varphi(1 - \varepsilon_Г) [\varepsilon_м + \varepsilon_Г(1 - \varepsilon_м)] + \varepsilon_Г \}}{5,7 \cdot 10^{-8} \varepsilon_м \cdot \varepsilon_Г (T_Г^4 - T_м^4)}. \quad (2.19)$$

Плотности конвективных потоков теплоты  $q_{Г.к}^к$ ,  $q_{окр}^к$ ,  $q_{Г.м}^к$  определяют соответственно по формулам

$$q_{Г.к}^к = \alpha_1 (t_Г - t_к), \text{ Вт/м}^2; \quad (2.20)$$

$$q_{окр}^к = \frac{t_к - t_{окр}}{\sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \text{ Вт/м}^2; \quad (2.21)$$

$$q_{Г.м}^к = \alpha_1 (t_Г - t_м), \text{ Вт/м}^2, \quad (2.22)$$

где  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$  – коэффициент теплоотдачи соответственно от газов к кладке и от наружной поверхности печи в окружающую среду, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $t_Г$ ,  $t_к$ ,  $t_м$ ,  $t_{окр}$  – температуры соответственно газов, внутренней поверхности кладки, материала и окружающей среды, °С;  $\delta_i$ ,  $\lambda_i$  – соответственно толщина (м) и коэффициент теплопроводности [Вт/(м · К)] каждого слоя футеровки печи.

Конвективные тепловые потоки несколько увеличивают общий тепловой поток, воспринимаемый поверхностью материала, но его увеличение практически компенсируется тепловыми потерями в окружающую среду. Поэтому с незначительной погрешностью принимается, что  $K_1 + K_2 \approx 0$ , что упрощает расчеты теплообмена (четвертое допущение).

Для вращающихся печей не учитывается также кондуктивный тепловой поток ( $q_{к.м}^т$ ), который также компенсируется потерей теплоты в окружающую среду (пятое допущение).

Для расчета температур  $T_к$ ,  $T_Г$  можно воспользоваться формулами

$$T_к = \sqrt[4]{T_м^4 + \psi(T_Г^4 - T_м^4)}, \text{ К}, \quad (2.23)$$

$$T_Г = \sqrt[4]{\frac{T_к^4 - T_м^4(1 - \psi)}{\psi}}, \text{ К}, \quad (2.24)$$

где  $\psi$  – множитель, определяемый по формуле Будрина

$$\psi = \frac{\omega + 1 - \beta}{\beta \frac{1 - \varepsilon_r}{\varepsilon_r} + \omega}, \quad (2.25)$$

где  $\omega$  – степень развития кладки, равный отношению  $F_k/F_m$  или  $1/\varphi$ ;  $\beta$  – коэффициент, равный 0,85–0,95.

**2.2.3. Факторы, влияющие на теплообмен в печи.** Видимый коэффициент излучения ( $C_v$ ) рабочего пространства печи всегда больше коэффициента излучения факела ( $\varepsilon_r \cdot C_0$ ) из-за влияния излучения кладки. Влияние излучения кладки особенно велико при малой излучательной способности (прозрачности) факела. В этом случае излучение кладки увеличивает интенсивность теплообмена в несколько раз.

При непрозрачном факеле ( $\varepsilon_r = 1$ ) потери в окружающую среду не влияют на теплоотдачу от газов материалу. При совершенно прозрачном факеле влияние потери в окружающую среду максимально и уменьшение теплоотдачи равно потерям в окружающую среду ( $-\Delta Q = F_k q_{\text{окр}}^k$ ). Поэтому влияние потерь теплоты больше в печах, работающих на малосветящем факеле.

Тепловая изоляция печи позволяет экономить топливо, но мало влияет на теплоотдачу в печи. В то же время теплоотдача в сильной степени зависит от величины отношения поверхности факела к поверхности материала.

При увеличении размеров факела возрастает количество передаваемой материалу теплоты. Причем вначале быстро, до  $d : B = 0,5$ , где  $d$  – диаметр факела,  $B$  – ширина рабочего пространства, затем медленно. Приближение факела к поверхности материала (расплава) также повышает теплоотдачу, примерно на 20–30%.

Анализ радиационного теплообмена между газом (факелом) и материалом показывает, что увеличение степени черноты газов ( $\varepsilon_r$ ) от 0 до 0,6 приводит к быстрому возрастанию теплоотдачи, при дальнейшем увеличении  $\varepsilon_r$  рост интенсивности ее замедляется.

Увеличение степени черноты нагреваемого материала и снижение его температуры позволяет значительно увеличить количество теплоты, передаваемой материалу.

Повышение степени черноты факела позволяет снизить температуру газов при одной и той же величине теплового потока ( $Q_{г.м}^л$ ).

Во вращающихся печах температуру отходящих из печи газов можно снизить за счет укорочения факела и снижения его степени черноты. Для равномерного распределения температур в пламенном пространстве следует растянуть факел.

Для повышения интенсивности излучения малопрозрачного газового потока (факела) следует увеличить его турбулентность.

### **2.3. Закономерности и особенности движения газовых потоков в тепловых установках технологии силикатных материалов**

**2.3.1. Роль движения газовых потоков в процессах теплообмена.** В тепловых установках, работающих с конвективным режимом внешнего теплообмена, а также в конвективных зонах печей на процессы теплообмена оказывает большое влияние характер движения потоков теплоносителя. От характера их движения зависят интенсивность теплообмена, распределение температур, давлений, величины сопротивлений движению потоков и другие характеристики технологического процесса. Управляя процессом движения потоков дымовых газов, нагретого воздуха, можно регулировать внешний и внутренний теплообмен с целью достижения стабильной высокопроизводительной и экономичной работы тепловых установок.

**2.3.2. Виды напоров газов.** В тепловых установках различают естественное и принудительное движение газов. Естественное движение обусловлено геометрическим напором, возникающим вследствие разницы между плотностью газа в различных точках рабочего пространства установки или разницы между плотностью окружающей среды и плотностью газа. Вообще под напором понимают силу давления, вызывающую движение газов.

Геометрический напор  $h_{г}$  рассчитывают по формуле

$$h_{г} = Hg(\gamma_{в} - \gamma_{г}), \text{ Н/м}^2 \text{ (Па)}, \quad (2.26)$$

где  $H$  – расстояние от центра тяжести сечения рабочего пространства печи до нулевого уровня, м;  $g$  – ускорение силы тяжести,  $\text{м/с}^2$ ;  $\gamma_{в}$ ,  $\gamma_{г}$  – плотности соответственно воздуха и газа,  $\text{кг/м}^3$ .

Геометрический напор зависит от состава газа и температуры и не зависит от состава потока газа. Тогда формулу (2.26) можно записать как

$$h_r = Hg \left( \gamma_o^B \cdot \frac{T_o}{T_B} - \gamma_o^r \cdot \frac{T_o}{T_r} \right), \text{ Н/м}^2, \quad (2.27)$$

где  $T_o, T_B, T_r$  – абсолютная температура при нормальных условиях соответственно воздуха и газов, К;  $\gamma_o^B, \gamma_o^r$  – плотности соответственно окружающего воздуха и газа при нормальных условиях ( $T_o = 273^\circ\text{C}$ ,  $p = 101,3 \text{ кПа}$ ),  $\text{кг/м}^3$ .

Принудительное движение газов возникает под действием побудителей движения (вентилятора, дымососа, дымовой трубы). Движущиеся газы приобретают кинетическую энергию, которая выражается динамическим напором  $h_d$ ,

$$h_d = \frac{w_t^2}{2} \gamma_t^r = \frac{w_o^2}{2} \cdot \gamma_o^r \cdot \frac{T_r}{T_o}, \text{ Н/м}^2, \quad (2.28)$$

где  $w_t, w_o$  – скорость газа соответственно действительная при температуре  $t^\circ\text{C}$  и условная при  $0^\circ\text{C}$ , м/с;  $\gamma_t^r, \gamma_o^r$  – плотности газов соответственно при температуре  $t^\circ\text{C}$  и при  $0^\circ\text{C}$ ,  $\text{кг/м}^3$ .

Газы, находящиеся в технологическом объеме (печном пространстве и др.) по отношению к окружающей атмосфере, обладают статическим напором  $h_{ст}$

$$h_{ст} = p_{об} - B, \text{ Н/м}^2, \quad (2.29)$$

где  $p_{об}$  – давление газов в технологическом объеме,  $\text{Н/м}^2$ ;  $B$  – атмосферное давление,  $\text{Н/м}^2$ .

Связь между напорами при движении газов в двух сечениях потока устанавливается уравнением Бернулли, выражающим собой закон сохранения энергии. Для идеального газа уравнение имеет вид

$$h_{r,1} + h_{ст,1} + h_{d,1} = h_{r,2} + h_{ст,2} + h_{d,2} = \text{const}. \quad (2.30)$$

Напоры здесь выражаются в единицах давления  $\text{Н/м}^2$ . Для выражения их в метрах высоты столба члены уравнения следует разделить на произведение  $g\gamma_r$ .

Если имеет место установившееся движение газов, то через любое сечение в единицу времени протекает равное количество газа, определяемое из уравнения неразрывности струи:

$$s_1 w_1 \gamma_1 = s_2 w_2 \gamma_2 = \text{const}, \quad (2.31)$$

где  $s_1$  и  $s_2$  – площади сечений,  $m^2$ ;  $w_1$  и  $w_2$  – средние скорости газа в сечениях  $s_1$  и  $s_2$ ,  $m/c$ ;  $\gamma_1$  и  $\gamma_2$  – средние плотности газов в сечениях  $s_1$  и  $s_2$ ,  $kg/m^3$ .

В реальных условиях, как правило, не наблюдается в чистом виде естественное и принудительное движение газов. В большинстве случаев движение газов вызывается совокупностью сил, возникающих в газовой среде и вне ее. При этом газы на своем пути встречают различные сопротивления.

Для реального газа уравнение Бернулли приобретает вид

$$h_r + h_{ст} + h_d + h_{пот} = const, \quad (2.32)$$

где  $h_{пот}$  – потери давления газа на преодоление сопротивлений.

**2.3.3. Моделирование движения газов.** Движение газовых потоков в тепловых установках изучается методом физического моделирования, основанном на теории подобия. Он позволяет изучать различные явления движения газов не на действующих реальных установках (образцах), а на их моделях небольших размеров, в которых вместо горячих газов движутся холодный воздух, вода или другая жидкость с низкой температурой. При моделировании используются положения теории подобия, в частности ее третьей теоремы: «Подобные явления имеют подобные условия однозначности и одинаковые определяющие критерии».

Модель должна быть рассчитана по всем правилам теории подобия. Только в этом случае в ней могут быть осуществлены явления, подобные тем, что в реальной установке, а полученные результаты с достаточной точностью перенесены на исследуемый объект (образец).

Модель должна отвечать условиям однозначности, при соблюдении которых будут подобны: геометрические и физические величины, начальные и граничные условия, а при неустановившемся движении – еще и факторы, характеризующие явления во времени.

Для образца и модели выбирают масштабные множители геометрического подобия, устанавливают константы физических величин, константы подобия во времени для неустановившегося потока, находят инварианты подобия, называемые симплексами подобия.

Симплексы подобия могут быть выражены как отношением простых величин, так и отношением нескольких разнородных величин, которые называют комплексами подобия.

Инварианты подобия, в которых комплексы величин получены преобразованием дифференциальных уравнений, описывающих процесс, называют критериями подобия.

Критерии подобия всегда имеют физический смысл, являясь мерами соотношения между какими-то силами и т.п., они безразмерны, не зависят от применяемой системы единиц. Критерии подобия в аэродинамике характеризуют влияние: сил тяжести в потоке; гидростатического давления; сил внутреннего трения. В них входит семь физических величин:  $g$  – ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>;  $w$  – скорость потока газов, м/с;  $\gamma$  – плотность газов, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  – коэффициент динамической вязкости, Н · с/м<sup>2</sup>;  $\nu$  – коэффициент кинематической вязкости, м<sup>2</sup>/с;  $p$  – давление газов, Н/м<sup>2</sup>;  $l$  – характерный геометрический размер, м;  $\tau$  – время, с. С использованием указанных величин выведены следующие четыре критерия подобия движения вязкого потока газов:

$$\begin{aligned} \text{критерий Фруда } Fr &= \frac{gl}{w^2} \\ \text{или } Fr &= \frac{w^2}{gl}; \end{aligned} \quad (2.33)$$

$$\text{критерий Эйлера } Eu = \frac{p}{\gamma w^2}; \quad (2.34)$$

$$\begin{aligned} \text{критерий Рейнольдса } Re &= \frac{wl}{\nu} \\ \text{или } Re &= \frac{wl\gamma}{\mu}; \end{aligned} \quad (2.35)$$

$$\text{критерий гомохронности } Ho = \frac{w\tau}{l}. \quad (2.36)$$

Поскольку в тепловых установках имеет место установившееся движение газов, критерий  $Ho$  не учитывают. Критерий  $Fr$  также не учитывают, т.к. в установках осуществляется турбулентный режим движения газов.

В соответствии со второй теоремой подобия «Любая зависимость между переменными, характеризующими данное явление, может быть

представлена зависимостью между комплексами подобия в виде критериального уравнения», критериальное уравнение аэродинамики для тепловых установок может быть сведено к функциональной зависимости неопределяющего критерия  $Eu$  от определяющего  $Re$ :

$$Eu = m Re^n, \quad (2.37)$$

где  $m$  и  $n$  – постоянные числа, найденные экспериментальным путем.

Критерий  $Eu$  не учитывает геометрического подобия и его относят к неопределяющим. Компоненты же критерия  $Re$  отвечают условиям однозначности, поэтому только он является определяющим. Равенство чисел  $Re$  служит единственным условием подобия в аэродинамике, и величина  $Re$  используется в аэродинамических расчетах.

**2.3.4. Сопротивления движению газов.** Энергия движущегося реального газа расходуется на создание скоростного напора и преодоление различных сопротивлений. Различают *местные сопротивления* ( $h_m$ ), *сопротивления от трения* ( $h_{тр}$ ) и *сопротивления*, связанные с преодолением *геометрического напора* ( $h_r$ ), который может, как препятствовать, так и способствовать движению газов.

При движении газов в печах, каналах и газоходах сопротивления движению газов определяют как сумму всех сопротивлений:

$$h_{пот} = \sum h_m + \sum h_{тр} \pm \sum h_r, \text{ Н/м}^2. \quad (2.38)$$

Местное сопротивление ( $h_m$ ) характеризуется коэффициентом сопротивления при скоростном напоре:

$$h_m = \xi \frac{w_t^2}{2} \cdot \gamma_t, \text{ Н/м}^2, \quad (2.39)$$

где  $\xi$  – коэффициент местного сопротивления, определяемый по справочным данным (прил., рис. 5).

В случае запыленного газового потока коэффициент местного сопротивления корректируется:

$$\xi' = \xi(1 + 0,8C), \quad (2.40)$$

где  $C$  – концентрация пыли в газовом потоке, кг/кг газа.

К видам местных сопротивлений относятся: внезапное расширение или сужение канала ( $\xi = 0,01 - 0,81$ ); плавное расширение или сужение ( $\xi = 0,1 - 1,7$ ); резкий поворот на  $90^\circ$  ( $\xi = 0,2 - 2,2$ ); разделение или слияние потоков газа ( $\xi = 1,0 - 1,5$ ); ниша

(углубление) в канале ( $\xi = 0,1 - 1,0$ ); Z-образное колено ( $\xi = 0,6 - 4,2$ ); задвижка в прямоугольном канале ( $\xi = 0,09 - 193$ ); дроссельная заслонка ( $\xi = 0,5 - 750$ ); острая диафрагма ( $\xi = 0,3 - 246$ ); выход потока из трубы в атмосферу ( $\xi = 1,06 - 3,67$ ) и др.

Величина  $\xi$ , характеризующая местное сопротивление, зависит от соотношения скорости потоков газа перед сопротивлением и после него, формы каналов, угла поворотов, соотношения диаметров, степени перекрытия сечения канала задвижками, режима движения потоков газов в трубе перед выходом в атмосферу.

При выборе коэффициента  $\xi$  необходимо правильно учитывать скорость, по которой рассчитывается скоростной напор. При изменении сечения каналов  $\xi$  относится к скоростному напору, рассчитанному по скорости потока газа в узком месте. При расширении канала потери напора рассчитываются по скорости до изменения сечения. В остальных случаях скоростной напор рассчитывается по скорости, с которой газовый поток подходит к данному местному сопротивлению.

Сопротивление от трения зависит от состояния поверхности стенок канала, режима движения газов (числа Re), длины канала ( $l$ ), диаметра его ( $d$ ) и величины динамического напора.

Потеря напора на трение ( $h_{\text{тр}}$ ) выражается формулой

$$h_{\text{тр}} = \xi_{\text{тр}} \frac{w_{t_{\text{cp}}}^2}{2} \gamma_{t_{\text{cp}}}, \quad (2.41)$$

где  $\xi_{\text{тр}}$  – коэффициент сопротивления на трение, определяемый по формуле

$$\xi_{\text{тр}} = \lambda \frac{l}{d_3}. \quad (2.42)$$

Для запыленных газов  $\xi_{\text{тр}}$  находят по формуле

$$\xi_{\text{тр}} = \lambda(1 + 0,8C) \cdot \frac{l}{d}, \quad (2.43)$$

где  $\lambda$  – коэффициент трения газов о стенки канала, зависящий от критерия Re и шероховатости стенок;  $l$  – длина канала, м;  $d_3$  – эквивалентный диаметр канала, м;  $w_{t_{\text{cp}}}$  – скорость потока газов в канале при средней температуре ( $t_{\text{cp}}$ ), м/с;  $\gamma_{t_{\text{cp}}}$  – плотность газов при средней температуре, кг/м<sup>3</sup>.

В зависимости от режима движения газов  $\lambda$  определяют по следующим формулам:

для ламинарного движения

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}}; \quad (2.44)$$

для турбулентного движения по гладким металлическим трубам при  $\text{Re} \leq 100\,000$

$$\lambda = \frac{0,3164}{\text{Re}^{0,25}}; \quad (2.45)$$

для турбулентного движения по шероховатым (корродированным) металлическим трубам

$$\lambda = \frac{0,129}{\text{Re}^{0,12}}; \quad (2.46)$$

для турбулентного движения по кирпичным каналам

$$\lambda = \frac{0,175}{\text{Re}^{0,12}}. \quad (2.47)$$

При высокоразвитой турбулентности потока, когда ламинарный слой у поверхности канала исчезает,  $\lambda$  определяется только шероховатостью канала независимо от числа  $\text{Re}$ :

$$\lambda = 0,193 \sqrt[3]{\frac{k}{d_3}}, \quad (2.48)$$

где:  $k$  – средняя высота выступов шероховатой стенки, м;  $d_3$  – эквивалентный (приведенный) диаметр канала, м.

Величина  $k$  может быть принята следующей: для стальных новых труб  $(1-2) \cdot 10^{-4}$  м; для чугунных новых труб  $(3-5) \cdot 10^{-4}$  м; для загрязненных металлических труб  $(8-10) \cdot 10^{-4}$  м; для кирпичных каналов  $(1-6) \cdot 10^{-3}$  м.

Величина  $d_3$  для каналов с круглым сечением равна его диаметру ( $d$ ), с прямоугольным сечением – равна его приведенному (гидравлическому) диаметру:

$$d_3 = \frac{4S}{P}, \text{ м}, \quad (2.49)$$

где  $S$  – площадь поперечного сечения канала,  $\text{м}^2$ ;  $P$  – периметр сечения канала, м.

При подстановке значений  $S$  и  $P$  в формулу (2.41) получают

$$d_3 = \frac{2ab}{a+b}, \text{ м}, \quad (2.50)$$

где  $a$  и  $b$  – стороны сечения прямоугольного канала, м.

При расчетах сопротивлений на пути движения теплоносителя при турбулентном потоке можно приближенно принять следующие значения коэффициента трения  $\lambda$ : для металлических труб чистых 0,025 с малой коррозией 0,035, с сильной коррозией 0,045; для кирпичных каналов 0,05.

Общая формула для определения сопротивлений на трение  $h_{\text{тр}}$

$$h_{\text{тр}} = \lambda \frac{l}{d_3} \cdot \frac{w_{t_{\text{сп}}}^2}{2} \gamma_{t_{\text{сп}}}, \text{ Н/м}^2. \quad (2.51)$$

В случае учета процессов теплообмена при движении газов в каналах расчет потери давления определяют по формуле

$$h_{\text{тр}} = \lambda \frac{l}{d_3} \cdot \frac{w_{t_{\text{сп}}}^2}{2} \gamma_{t_{\text{сп}}} \cdot \left( \frac{2}{\sqrt{\frac{T_{\text{ст}}}{T_{\Gamma}} + 1}} \right)^2, \text{ Н/м}^2, \quad (2.52)$$

где  $T_{\text{ст}}$  и  $T_{\Gamma}$  – абсолютные температуры соответственно стенки канала и движущихся газов, К.

*Сопротивление геометрического напора* ( $h_{\Gamma}$ ) обусловлено наличием подъемов и спусков на пути движения газов. Величина сопротивления на подъеме газов берется со знаком минус, на спуске – со знаком плюс.

Для одного спуска или подъема газов

$$\pm h_{\Gamma} = (h_{\text{ст},2} - h_{\text{ст},1}) + g\Delta H(\gamma_{t,\text{окр}} - \gamma_{t,\Gamma}), \text{ Н/м}^2, \quad (2.53)$$

где  $h_{\text{ст},1}$  и  $h_{\text{ст},2}$  – статические давления газов в начале и в конце спуска или подъема, Н/м<sup>2</sup>;  $g$  – 9,81 м/с<sup>2</sup>;  $\Delta H$  – разность уровней начала и конца спуска или подъема на пути газов относительно нулевого (базового) уровня, м;  $\gamma_{t,\text{окр}}$  и  $\gamma_{t,\Gamma}$  – действительная плотность окружающего воздуха и газов в канале, кг/м<sup>3</sup>.

Для нескольких подъемов и спусков сопротивление геометрического напора определяют по формуле

$$\pm h_{\Gamma} = (h_n - h_1) + g \sum_{i=1}^n \Delta H_i (\gamma_{t,\text{окр}} - \gamma_{t,\Gamma,i}), \text{ Н/м}^2, \quad (2.54)$$

где  $h_n$  – статический напор в конце последнего спуска или подъема, Н/м<sup>2</sup>;  $\Delta H_i$  – разность уровней начала и конца каждого спуска или подъема, м;  $(\gamma_{t, \text{окр}} - \gamma_{t, \text{г, i}})$  – разность плотностей окружающего воздуха и газов в каждом спуске или подъеме канала, кг/м<sup>3</sup>.

**2.3.5. Аэродинамика газового потока в тепловых установках при взаимодействии с кусковым материалом, изделиями.** Подвергающийся тепловой обработке материал может находиться в рабочей камере тепловой установки в виде плотного (гравитационного), псевдооживленного (кипящего или фонтанирующего) слоя, в виде изделий. Материал и изделия создают местные сопротивления движущемуся газовому потоку. Движение газов через плотный слой материала подчиняется режиму фильтрации. Этот режим характерен для шахтных печей, газогенераторов, насадочных аппаратов. Газы в них проходят через гравитационный слой обычно с небольшой скоростью (до 2 м/с).

Сопротивление движению газа  $h^\phi$  определяется по уравнению, сходственным уравнениям (2.51), (2.52):

$$h^\phi = \xi_0 \frac{w_0^2 H_\phi}{2d_3} \cdot \gamma_0 \cdot \frac{(1-\gamma)^{3-n}}{\gamma^3} \psi^{3-n}, \text{ Н/м}^2, \quad (2.55)$$

где  $\xi_0$  – коэффициент сопротивления слоя материала;  $w_0$  – средняя скорость газов, м/с;  $H_\phi$  – высота слоя материала в направлении движения газов, м;  $d_3$  – эквивалентный диаметр кусков материала, м;  $\gamma_0$  – средняя плотность газов, кг/м<sup>3</sup>;  $\gamma$ ,  $\psi$  и  $n$  – соответственно пористость (прил. 21), коэффициент формы частиц и число, найденное опытным путем.

Величину  $\xi_0$  для слоя материала из любых кусковых материалов неправильной формы находят по формуле

$$\xi_0 = \frac{1,53}{\phi^{4,2}} \left[ \frac{167(1-\phi)\sqrt{\phi}}{\text{Re}_0} + \frac{22,4\sqrt{(1-\phi)\sqrt{\phi}}}{\sqrt{\text{Re}_0}} + 1 \right] + \Delta\xi_t, \quad (2.56)$$

где  $\text{Re}_0$  – модифицированное число Рейнольдса, характеризующее режим фильтрации, определяемое по формуле

$$\text{Re}_0 = \frac{w_0 d_3}{\nu}; \quad (2.57)$$

$\nu$  – кинематическая вязкость газов, м<sup>2</sup>/с;  $\Delta\xi_t$  – поправка на изотермичность газового потока, равная

$$\Delta\xi_t = 2 \frac{t_k - t_n}{273 + \frac{t_k + t_n}{2}}, \quad (2.58)$$

$t_k$  и  $t_n$  – соответственно температура в конце и в начале слоя материала, °С, по направлению движения газового потока.

Эквивалентный диаметр частиц (кусков) материала ( $d_э$ ) рассчитывается по формуле

$$d_э = \frac{100}{\frac{x_1}{d_1} + \frac{x_2}{d_2} + \frac{x_3}{d_3} + \dots + \frac{x_m}{d_m}}, \text{ м}, \quad (2.59)$$

где  $x_1 + x_2 + x_3 + \dots + x_m = 100\%$  – сумма фракций частиц с диаметром соответственно  $d_1, d_2, d_3, \dots, d_m$ , м.

Диаметр частиц данной фракции ( $d_i$ ) находят ситовым анализом

$$d_i = 2 \left( \frac{\delta_1 \cdot \delta_2}{\delta_1 + \delta_2} \right), \text{ м}, \quad (2.60)$$

где  $\delta_1$  и  $\delta_2$  – размеры отверстий соответственно верхнего и нижнего сита.

Пористость ( $\varphi$ ) слоя материала определяют из соотношения

$$\varphi = \frac{\rho - \rho_n}{\rho}, \quad (2.61)$$

где  $\rho$  и  $\rho_n$  – соответственно плотность и насыпная плотность материала, кг/м<sup>3</sup>. Коэффициент формы частиц является относительной величиной, который находят по формуле

$$\psi = \frac{S_o}{S} = \frac{\pi d_э^2}{S} \approx \frac{4,84 V_o^{2/3}}{S}, \quad (2.62)$$

где  $S_o$  и  $V_o$  – соответственно поверхность (м<sup>2</sup>) и объем шарообразной частицы (м<sup>3</sup>) с диаметром  $d_э$ , м;  $S$  – поверхность рассматриваемой реальной частицы, м<sup>2</sup>.

Значения  $\psi$  в расчетах приближенно могут быть приняты в пределах 0,65–0,8.

Число  $n$  при ламинарном движении газов ( $Re_o \leq 10$ ) принимается равным 1. При турбулентном движении газов ( $Re_o \geq 100$ ) число  $n = 2$ . В области течения газов  $10 < Re_o < 100$  (переходный режим)  $n$  берется в пределах 1–2.

При движении газа через *псевдооживленный слой*, который возникает при повышенной скорости газового потока, направленного

снизу вверх через сыпучий слой, находящийся на решетке, сопротивление слоя ( $h^n$ ) рассчитывают по уравнению

$$h^n = \frac{G}{S} = H_{\text{п}} g (\rho - \gamma_{\text{г}}) (1 - \varphi_{\text{п}}) \approx H_{\text{п}} \rho_{\text{н}}, \text{ Н/м}^2, \quad (2.63)$$

где  $G$ ,  $S$  – соответственно масса слоя материала, кг, и площадь его горизонтального сечения,  $\text{м}^2$ ;  $H_{\text{п}}$  – высота кипящего слоя, м;  $g$  – ускорение свободного падения,  $\text{м/с}^2$ ;  $\rho$ ,  $\gamma_{\text{г}}$ ,  $\rho_{\text{н}}$  – плотности соответственно материала, газов и насыпного слоя материала,  $\text{кг/м}^3$ ;  $\varphi_{\text{п}}$  – пористость кипящего слоя материала.

Уравнение (2.63) характеризует момент наступления равенства подъемных сил газового потока и направленных вниз сил тяжести частиц материала.

Кипящий слой используется для интенсификации процессов тепловой обработки (сушки, обжига). Существование его возможно при определенных соотношениях скорости, плотности и вязкости газового потока, плотности и размеров частиц материала.

В тепловых установках (сушилках, печах кипящего слоя) без решеток, имеющих коническую форму рабочей камеры, возникает фонтанирующий слой.

Сопротивление фонтанирующего слоя ( $h^{n\phi}$ ) рассчитывается по уравнению, аналогичному уравнению (2.63):

$$h^{n\phi} = k \cdot H^{\phi} \cdot g (\rho - \gamma_{\text{г}}) (1 - \varphi_{\text{п}}) \approx k H^{\phi} \rho_{\text{н}}, \text{ Н/м}^2, \quad (2.64)$$

где  $k$  – коэффициент увеличения сопротивления фонтанирующего слоя, зависящий от его высоты, приведенной к плотному слою, и соотношения площадей нижнего (узкого) и верхнего (расширенного) сечения слоев, который колеблется в пределах 1–2,2;  $H^{\phi}$  – высота фонтанирующего слоя, м;  $\varphi_{\text{п}}$  – пористость фонтанирующего слоя.

При движении потока газов мимо изделий, которые располагаются в сушилках и печах в виде садки, сопротивление ее ( $h_c$ ) рассчитывается по эмпирической формуле

$$h_c = \xi_{\Sigma} g w_o^2 L_c, \quad (2.65)$$

где  $\xi_{\Sigma}$  – приведенный коэффициент аэродинамического сопротивления всей садки, равный

$$\xi_{\Sigma} = \left( \frac{1,1\Sigma F}{\sum \frac{nF'}{\sqrt{aK}}} \right)^2;$$

$\Sigma F$  – суммарное сечение всех газопотоочных каналов садки, м<sup>2</sup>;  $a$  и  $K$  – соответственно коэффициент сопротивления канала садки (1,012–0,015) и опытный коэффициент (при решетчатом расположении каналов в садке  $K = 0,075–2,4$ );  $w_0$  – средняя скорость газов в свободном сечении садки, м/ч;  $L_c$  – длина канала, загруженного садкой, м.

Формула (2.65) применима для определения сопротивлений движению газов для садки с газопотоочными каналами эквивалентного диаметра  $d_3 = 0,025–0,25$  м.

Сопротивление движению газов, создаваемое садкой изделий на вагонетках, рассчитывается по формуле, аналогичной (2.65):

$$h_c = gaw_0^2 L, \text{ Н/м}^2, \quad (2.66)$$

где  $a$  – коэффициент аэродинамического сопротивления, равный для прямых каналов (туннельная печь)

$$a = \frac{0,00127}{d_3^{1,5}}, \quad (2.67)$$

для косых каналов (кольцевая печь)

$$a = \frac{0,00127}{d_3^{1,5}} \cdot \frac{1}{\cos \alpha} \frac{B}{B - \frac{L}{\text{ctg} \alpha}}. \quad (2.68)$$

$d_3$  – эквивалентный диаметр каналов садки, м;  $\alpha$  – угол отклонения оси канала от оси печи, град;  $B$  и  $L$  – соответственно ширина обжигательного канала и длина садки между разрывами, м.

Значения коэффициента  $a$  для садок изделий на вагонетки составляют  $0,024 \div 0,05$  (для косой садки  $a = 0,08$ ). Разрывы между садками увеличивает коэффициент  $a$  на величину  $0,015–0,025$ .

Формулы (2.65), (2.66) приведены для средних условных скоростей газов при 0°С. При температуре  $t$ °С сопротивления возрастают в  $T/T_0$  раз.

**2.3.6. Аэродинамика газового потока при взаимодействии с тонкодисперсным материалом.** Потоки газов с частицами материала имеют развитую поверхность контакта между собой. Они характеризуются соотношением подъемной силы, создаваемой потоком газов, и силы тяжести частиц – их размеров, плотности, лобового аэродинамического сопротивления и концентрации в газовом потоке.

Витание тонкодисперсных частиц материала может происходить в двух режимах: противоточном, прямоточном.

Режим *противотока (сепарации)* наблюдается тогда, когда при сравнительно небольших скоростях газов подъемная сила потока меньше силы тяжести витающих частиц, вследствие чего частицы падают вниз (сепарируют из потока). Этот режим витания характерен для тепловых установок и пылесадительных аппаратов циклонного типа, применяемых в технологии силикатных материалов.

Режим *прямотока (пневмотранспортирования)* предполагает условия, когда скорость газов значительная. Они увлекают частицы материала в одном направлении с движением газов. Под скоростью витания частицы ( $w_b$ ) понимается скорость перемещения ее относительно движущегося газового потока. При движении газов снизу вверх в режиме пневмотранспортирования скорость витания равна разности скоростей газов и частицы ( $w_b = w_r - w$ ), а в режиме сепарации – равна сумме этих скоростей ( $w_b = w_r + w$ ).

Сопротивление движению газового потока ( $h_{\Pi}^B$ ) с витающими частицами материала в прямолинейном канале (режим пневмотранспортирования) рассчитывают по уравнению

$$h_{\Pi}^B = \gamma_r w_r C (w'' - w') + \lambda \frac{L}{d_3} \frac{w_r^2}{2} \gamma_r (1 + KC) \pm \gamma_r w_r C \tau, \text{ Н/м}^2, \quad (2.69)$$

где  $\gamma_r$  и  $w_r$  – плотность ( $\text{кг/м}^3$ ) и скорость ( $\text{м/с}$ ) газов при температуре  $t^\circ\text{C}$ ;  $C$  – концентрация материала в потоке газа,  $\text{кг/кг}$ ;  $w''$  и  $w'$  – скорости витающих частиц материала в направлении движения газа соответственно в начале и в конце канала,  $\text{м/с}$ ;  $L$  и  $d_3$  – соответственно длина и эквивалентный диаметр канала,  $\text{м}$ ;  $K$  – коэффициент;  $\tau$  – длительность пребывания материала в канале,  $\text{с}$ .

Первое слагаемое в уравнении (2.69) характеризует потерю напора на разгон частиц материала, второе – потерю напора на трение, третье – потерю напора на поддержание материала в состоянии витания.

Соппротивление движению газов с витающими частицами материала ( $h_{ц}^B$ ) в аппаратах центробежного типа (пылеотделительные циклоны, циклонные теплообменники) рассчитывается по формуле, аналогичной формуле (2.39)

$$h_{ц}^B = \xi_{ц} \frac{w_B^2}{2} \cdot \rho_{г} (1 + C), \text{ Н/м}^2, \quad (2.70)$$

где  $\xi_{ц}$  – коэффициент сопротивления циклона (прил., табл. 18);  $w_B$  – действительная скорость газов во входном патрубке циклона, м;  $\rho_{г}$  – плотность газов ( $\text{кг/м}^3$ ) при температуре  $t^\circ\text{C}$ .

**2.3.7. Истечение газов через отверстия, насадки, сопла.** При движении газов по каналам и газоходам тепловых установок происходит переход напоров из одного вида в другой. При сужении канала уменьшается статический напор, возрастает скоростной напор, а скоростной напор переходит в потерянный, уменьшая энергию движущегося газа.

Скорость движения газов в каналах обычно определяют из уравнения скоростного напора (2.28).

При истечении газов через отверстия небольших размеров под давлением меньше  $10^4$  Па скорость их ( $w_t$ ) определяют по формуле, аналогичной формуле (1.99):

$$w_t = \phi \sqrt{\frac{2h}{\gamma_{t,г}}}, \quad (2.71)$$

где  $\phi$  – коэффициент сжатия струи, принимаемый при истечении через отверстия в тонких стенках (отверстия с острыми кромками) равным 0,62, через цилиндрические сопла – 0,82, через сопла Лавалья – 0,95.

Под действием геометрического напора в тепловых установках, преимущественно высокотемпературных, происходит выбивание газов или подсос окружающего воздуха, скорость ( $w_t$ ) которых находят по формуле

$$w_t = \phi \sqrt{2H \frac{\gamma_{t,в} - \gamma_{t,г}}{\gamma_{t,г}}} \text{ м/с}, \quad (2.72)$$

где  $H$  – высота до центра отверстия от линии нулевого давления, м;  $\gamma_{t,в}$  и  $\gamma_{t,г}$  – плотности соответственно окружающего воздуха и газов,  $\text{кг/м}^3$  при температуре воздуха и газов,  $t^\circ\text{C}$ .

При давлении газов перед отверстием (сопло, насадка) больше  $10^4$  Па, но меньше критического отношения  $p_2/p_1$ , скорость истечения определяется с учетом адиабатического расширения газов по формуле, аналогичной (1.205):

$$w_t = \Phi \sqrt{2 \frac{k}{k-1} \frac{p_1}{\rho_1} \left[ 1 - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}, \text{ м/с,} \quad (2.73)$$

где  $k$  – показатель адиабаты, равный для идеального газа 1,4, перегретого пара 1,3, насыщенного водяного пара 1,135;  $p_1/\rho_1 = RT_1$ ;  $p_1$  и  $p_2$  – давление газов соответственно перед отверстием и среды после него, Па,  $R = 8314/\mu$ , Дж/(кг · К);  $\mu$  – молярная масса газов, кг/кмоль;  $R$  – газовая постоянная, равная для метана 520 Дж/(кг · К);  $\rho_1$  – плотность газов, кг/м<sup>3</sup>.

Величина критического отношения  $p_2/p_1$  определяется из уравнения (1.206):

$$\beta_{кр} = \left( \frac{p_2}{p_1} \right)_{кр} = \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}, \quad (2.74)$$

где  $\beta_{кр}$  – коэффициент критического истечения газов, равный для воздуха – 0,528, перегретого пара – 0,546, насыщенного пара – 0,577.

При истечении газов через отверстия при условии, когда отношение  $p_2/p_1 \leq \beta_{кр}$ , в узком сечении достигается критическая скорость ( $w_{кр}$ ), определяемая по формуле

$$w_{кр} = \sqrt{\frac{2k}{k+1}} p_1 v_1, \text{ м/с,} \quad (2.75)$$

где  $p_1 v_1 = RT_1 = p_1/\rho_1$ , а выражение  $\sqrt{\frac{2k}{k+1}}$  для сжатого воздуха равно 3,33, перегретого пара – 3,38, насыщенного водяного пара 3,23.

Скорость истечения газов при одном и том же давлении может быть увеличена применением расширяющегося сопла Лавалья.

**2.3.8. Виды движения, циркуляция газов в тепловых установках.** При работе тепловых установок в их технологических объемах всегда наблюдается движение газов, называемое циркуляцией. Если циркуляция газов вызывается естественным движением, то она называется *внутренней*. Такая циркуляция в

большинстве случаев приводит к расслоению газовых потоков и, вследствие этого, к неравномерности процесса тепловой обработки.

Использование принудительного движения газов позволяет осуществить внешнюю циркуляцию газов, или рециркуляцию.

Назначение рециркуляции – создание равномерного температурного поля заданного уровня и обеспечение более полного использования теплоты сжигания топлива.

Различают два основных вида рециркуляции:

1) рециркуляция, при которой в рабочую камеру тепловых установок подаются продукты горения, разбавленные отработанными газами вне камеры;

2) рециркуляция, при которой продукты горения смешиваются с отбираемыми непосредственно в рабочей камере.

Первый вид рециркуляции создается для снижения температуры поступающих газов до уровня, допустимого по условиям нагрева материала.

Отработанные газы, например, камерных печей, целесообразно отводить из нижней части камеры, т. к. в этом случае они будут иметь более низкую температуру. Подводить газы необходимо на уровне свода, т. к. в этом случае происходит выравнивание температуры по высоте камеры.

Второй вид рециркуляции применяется для поддержания равномерной высокой температуры по всему сечению и высоте камеры.

Принудительное движение газов и рециркуляция являются одним из важнейших средств управления процессами горения и теплообмена в тепловых установках.

**2.3.9. Оборудование для перемещения газов и основы его расчета.** Для перемещения газов в тепловых установках, т.е. создания тяги, применяются дымовые трубы, вентиляторы, реже эжекторы.

*Дымовая труба* служит для создания естественной тяги за счет геометрического напора. Геометрический напор ( $h_T$ ) трубы должен быть достаточным для преодоления всех сопротивлений в установке и рассчитывается по уравнению

$$h_T = h_p + h_{тр} + h_m, \text{ Н/м}^2, \quad (2.76)$$

где  $h_p$  – потеря давления на преодоление всех сопротивлений на пути движения газов в тепловой установке,  $\text{Н/м}^2$ ;  $h_{тр}$  – сопротивление от

трения газов в самой трубе, Н/м<sup>2</sup>;  $h_m$  – местное сопротивление трубы, Н/м<sup>2</sup>.

Высота дымовой трубы ( $H$ , м) определяется решением уравнения (2.76) с подстановкой в него формул расчета напоров и сопротивлений движению газов (2.28), (2.41), (2.51)

$$h_p = Hg(\gamma_{t,в} - \gamma_{t,г}) - \lambda \frac{H}{D_{cp}} \cdot \frac{w_{t,cp}^2}{2} \cdot \gamma_{t,cp} - \xi_m \frac{w_{t,уст}^2}{2} \gamma_{t,уст} \text{ Н/м}^2, \quad (2.77)$$

где  $\gamma_{t, в}$ ,  $\gamma_{t, г}$ ,  $\gamma_{t, cp}$ ,  $\gamma_{t, уст}$  – плотности соответственно воздуха при температуре окружающей среды, отходящих газов у основания трубы, газов при средней температуре в трубе, газов в устье трубы, кг/м<sup>3</sup>;  $D_{cp}$  – средний диаметр трубы, м;  $w_{t, cp}$ ,  $w_{t, уст}$  – скорости газов соответственно в трубе при средней температуре газов и в устье трубы м/с;  $\lambda$  – коэффициент трения газов о стенки трубы, определяемый по одной из формул (2.44–2.48);  $\xi_m$  – коэффициент местного сопротивления (выход газов из трубы, прил., рис. 5).

Потери давления газов ( $h_p$ ), найденные расчетом сопротивлений на пути их движения, обычно увеличиваются на 20–40% для создания трубой запаса напора. Соотношение диаметров основания и устья кирпичных труб принимается равным  $D_{осн}/D_{уст} = 1,5$ . Условная скорость газов ( $w_0$ ) в устье трубы принимается равной 2–6 м/с.

Диаметр основания кирпичной трубы принимается не менее 0,8 м.

Температура газов в устье трубы принимается с учетом падения температуры газов по высоте трубы:

$$t_{уст} = t_{осн} - \Delta t H, \text{ } ^\circ\text{C}, \quad (2.78)$$

где  $\Delta t$  – потеря температуры газов на один погонный метр трубы, принимаемая для кирпичных труб 1,0–1,5 град/м, для металлических нефутерованных труб 2,0–3,0 град/м (прил., табл. 19).

Для расчета температуры дымовых газов в устье трубы ( $t_{уст}$ ) необходимо определить приближенную высоту трубы ( $H'$ ) из формулы геометрического напора (2.26):

$$H' = \frac{h_p}{9,8(\gamma_{t,в} - \gamma_{t,г})}, \text{ м.} \quad (2.79)$$

При расчете дымовой трубы, предназначенной для нескольких печей, ее высоту определяют по наибольшему значению ( $h_p$ ) одной из печей.

При этом размеры сечений дымовой трубы и газоподводящих каналов к трубе рассчитывают по суммарному объему дымовых газов от нескольких печей.

Общая высота дымовой трубы по санитарным нормам принимается более 30 м при расходе условного топлива до 5 т/ч и более 100 м при расходе топлива 100–200 т/ч.

Разрежение, создаваемое дымовой трубой, обычно не превышает 500–600 Па.

В связи с мероприятиями, проводимыми по интенсификации работы теплообменных, пылеочистительных и других устройств, вызывающих понижение температуры отходящих газов, а следовательно, и естественной тяги, дымовая труба утратила свою основную роль и предназначается, прежде всего, для рассеивания продуктов горения и содержащихся в них вредных выбросов. Дымовые трубы для печей в этой связи выполняются высотой не более 80–100 м.

Движение газов в современных тепловых установках обеспечивают созданием искусственной тяги с помощью вентиляторов. Скорость газов в устье трубы при этом принимается равной 8–15 м/с.

*Вентиляторы*, в отличие от дымовой трубы, могут создавать как разрежение, так и давление. Первые называют дымососами, вторые – дутьевыми вентиляторами. Дымососы ставят в конце газового тракта, дутьевые вентиляторы – в начале.

Для преодоления сопротивления движению газов в современных тепловых установках ставят одновременно и дутьевые вентиляторы и дымососы, чтобы держать систему под умеренным давлением или разрежением.

Для создания рециркуляции газов устанавливаются промежуточные побудители движения газов.

По создаваемому давлению вентиляторы делятся на вентиляторы низкого (до 1000 Па), среднего (1000–3000 Па) и высокого давления (более 3000 Па). Для создания больших давлений применяются газодувки, компрессоры.

По принципу действия вентиляторы делятся на осевые и центробежные. Осевые вентиляторы применяются в случае подачи больших объемов газов при низком давлении. Центробежный вентилятор состоит из кожуха в виде улитки, внутри которого

вращается колесо с лопатками. Он бывает правого или левого вращения.

Основными показателями работы вентиляторов являются: производительность ( $V, \text{м}^3/\text{ч}$ ), полное давление ( $h, \text{Па}$ ), число оборотов ( $n, \text{об/мин}$ ), коэффициент полезного действия ( $\eta$ ), потребляемая мощность ( $N, \text{кВт}$ ).

Движение газов в тепловых установках создается вентиляторами и дымососами различных серий (ВД, ВДМ, ВГД, Д, ДН, ДО и др.) (прил., табл. 20), отличающихся подачей, развиваемым давлением, диаметром колеса.

Основные характеристики вентиляторов ( $V, h, N$ ) имеют следующую зависимость от числа оборотов ( $n$ ), диаметра колеса ( $D$ ) и плотности газов ( $\gamma$ ):

$$V_2 = V_1 \frac{n_2}{n_1} \left( \frac{D_2}{D_1} \right)^3, \text{ м}^3/\text{ч}; \quad (2.80)$$

$$h_2 = h_1 \left( \frac{n_2}{n_1} \right)^2 \cdot \left( \frac{D_2}{D_1} \right)^2 \cdot \frac{\gamma_2}{\gamma_1}, \text{ Н/м}^2; \quad (2.81)$$

$$N_2 = N_1 \cdot \left( \frac{n_2}{n_1} \right)^3 \cdot \left( \frac{D_2}{D_1} \right)^5 \cdot \frac{\gamma_2}{\gamma_1}, \text{ кВт} \quad (2.82)$$

При этом КПД вентилятора данной серии остается постоянным.

По приведенным выше формулам (2.80–2.82) рассчитываются параметры работы вентиляторов при изменении характеристики сети. Анализ формул показывает, что подача вентилятора пропорциональна числу оборотов, напор – числу оборотов в квадрате, потребляемая мощность – числу оборотов в кубе.

Подбор центробежных вентиляторов и дымососов для создания принудительного движения газов проводится по паспортным данным, приведенным в справочниках или в каталогах по вентиляторам, либо по номограммам, в которых устанавливается связь между основными параметрами работы вентиляторов (прил., рис. 6, 7).

Исходными данными для подбора вентилятора является объем газов, образующихся в тепловой установке ( $V_0$ ), и суммарная потеря напора на преодоление газами всех сопротивлений ( $h_0$ ). При этом потерянный напор берется с запасом 30–40% и пересчитывается по формуле

$$h_t = (1,3 - 1,4)h_0 \cdot \frac{1,2}{\gamma_t}, \text{ Н/м}^2, \quad (2.83)$$

где  $h_d$  – действительный напор газов до входа в вентилятор, Н/м<sup>2</sup>;  $\gamma_t$  – плотность газов, кг/м<sup>3</sup>; 1,2 – плотность воздуха при 20°С, кг/м<sup>3</sup>.

Пересчет необходимо производить в связи с тем, что номограммы для подбора вентиляторов составляются для воздуха при температуре 20°С, а отработанные газы тепловых установок имеют более высокую температуру.

Порядок подбора вентиляторов по номограммам (прил., рис. 6, 7) следующий. По установленному для тепловой установки расходу газов ( $V_t$ ) в нижней части номограммы выбирается  $N^{\circ}$  вентилятора. Для этого от значения подачи  $V_t$  на оси ординат проводится горизонтальная линия, которая будет пересекать лучи, соответствующие номерам вентиляторов. Сплошные лучи соответствуют значениям  $V_t$  на левой ординате, пунктирные – значениям  $V_t$  на правой ординате. Из точек пересечения горизонтальной линии с лучами номеров вентиляторов выбирается та точка, которая ближе к середине номограммы. Ей будет соответствовать наибольшее значение кпд ( $\eta$ ). Величина  $\eta$  определяется в верхней части номограммы на пересечении вертикальной линии, проведенной от точки на выбранном луче ( $N^{\circ}$  вентилятора) до горизонтальной линии, соответствующей полному напору ( $h$ ).

Полный напор вентилятора равен

$$h = h_t + h_{\text{дин}}, \text{ Н/м}^2, \quad (2.84)$$

где  $h_{\text{дин}}$  – динамический напор вентилятора, определяемый в верхней части номограммы по точке на пересечении вертикальной линии с кривой динамического напора. Выбирают тот  $N^{\circ}$  вентилятора, у которого  $\eta$  будет не менее 0,9  $\eta_{\text{макс}}$ . Одновременно с величиной  $\eta$  в верхней части номограммы определяется условное число вентилятора  $A$  по линиям, соответствующим числам  $A$ . Частоту вращения вентилятора определяют по зависимости

$$n = \frac{A}{N^{\circ}}, \text{ об/мин}, \quad (2.85)$$

где  $n$  – частота вращения вентилятора, об/мин;  $N^{\circ}$  – номер вентилятора, дм.

Мощность на валу электродвигателя ( $N_{\text{дв}}$ ) вентилятора рассчитывается по формуле

$$N_{\text{дв}} = \frac{V_t h_t}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta_v \cdot \eta_{\text{п}}}, \text{ кВт}, \quad (2.86)$$

где  $V_t$  – производительность вентилятора при данной температуре, м<sup>3</sup>/ч;  $h_t$  – полное давление, создаваемое вентилятором при данной температуре, определяемое по формуле (2.84), Н/м<sup>2</sup>;  $\eta_v$  – КПД вентилятора;  $\eta_{\text{п}}$  – КПД передачи, принимаемый при соединении вала вентилятора и двигателя при помощи эластичной муфты 0,98, при помощи клиноременной передачи – 0,95.

Установочная мощность электродвигателя принимается равной

$$N_{\text{уст}} = k N_{\text{дв}}, \text{ кВт}, \quad (2.87)$$

где  $k$  – коэффициент запаса, принимаемый в зависимости от мощности на валу  $N_{\text{дв}}$  (при  $N_{\text{дв}}$  до 0,5 кВт  $k = 1,5$ ; при  $N_{\text{дв}} = (0,5–1,0)$  кВт

$k = 1,3$ ; при  $N_{\text{дв}} = (1,0–2,0)$  кВт  $k = 1,2$ ; при  $N_{\text{дв}} = (2,0–5,0)$  кВт  $k = 1,15$ ; при  $N_{\text{дв}}$  выше 5 кВт  $k = 1,1$ ).

Если величина  $V$ , по которой подбирается вентилятор, окажется слишком большой при малом значении  $h$  или наоборот и не представляется возможным использовать номограмму, то могут быть выбраны несколько вентиляторов с одинаковыми характеристиками. В первом случае вентиляторы к сети подсоединяются параллельно, т.к. их производительности будут суммироваться, во втором случае их следует подсоединять последовательно. При неизменной производительности при последовательном соединении показатели давления вентиляторов будут равны сумме давлений, развиваемым каждым вентилятором. В случае выбора для совместной работы нескольких вентиляторов с разными характеристиками будет снижаться КПД работы вентиляторов.

#### **2.4. Теплообмен при движении газов в тепловых установках технологии силикатных материалов**

Многообразие конструкций теплотехнических агрегатов, различный характер движения материала и теплоносителя в них определяют необходимость рассмотрения особенностей теплообмена в важнейших и наиболее распространенных из них.

**2.4.1. Основы моделирования и оптимизация процесса теплообмена.** При конвективном режиме внешнего теплообмена процесс передачи теплоты газам от поверхности твердого тела или к поверхности его от газов теплоотдачей происходит одновременно конвекцией и теплопроводностью. Количество теплоты ( $Q$ ), которой обмениваются в этом случае газовая среда и твердое тело, определяется по уравнению Ньютона, которое для стационарного процесса имеет вид

$$Q = \alpha(t_{\text{г}} - t_{\text{п}})F, \text{ Вт}, \quad (2.88)$$

где  $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $t_{\text{г}}$  – температура газовой среды, °С;  $t_{\text{п}}$  – температура поверхности тела, °С;  $F$  – поверхность тела, м<sup>2</sup>.

Наиболее сложным при использовании формулы (2.88) в инженерных расчетах является определение коэффициента теплоотдачи  $\alpha$ , т.к. он является условной расчетной величиной, зависящей от многих факторов и изменяющейся в широких пределах. Так, при свободной конвекции газов  $\alpha \approx 2\text{--}10$ , при вынужденном движении воды в трубах – до 6000 и при кипении (конденсации) – до 11 600 Вт/(м<sup>2</sup> · К).

В условиях турбулентного вынужденного движения потоков газов величина  $\alpha$  зависит от переменных, определяющих режим движения, тепловые свойства газов, геометрические параметры поверхности.

Для типовых случаев теплообмена величина  $\alpha$  определяется из критериальных уравнений, полученных с использованием метода физического моделирования процессов теплообмена, основанного на теории подобия. Сущность моделирования процессов теплообмена аналогична моделированию аэродинамических процессов.

Необходимыми условиями подобия тепловой установки (образца) и ее модели являются: геометрическое подобие; подобие температурных полей на границах; равенство значений определяющих критериев теплового подобия.

Геометрическое подобие достигается устройством модели, по конфигурации копирующей образец. Масштаб модели должен быть удобным для наблюдения.

Подобие температурных полей требует соблюдения постоянства температур в сходственных точках участков модели и образца.

При изучении закономерностей переноса теплоты за счет конвекции и теплопроводности должно соблюдаться равенство критериев:

$$\text{Нуссельта } Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}; \quad (2.89)$$

$$\text{Прандтля } Pr = \frac{\nu}{a}; \quad (2.90)$$

$$\text{Пекле } Pe = \frac{wl}{a}; \quad (2.91)$$

$$\text{Фурье } Fo = \frac{a\tau}{l^2}, \quad (2.92)$$

где  $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $l$  – характерный размер, м;  $\lambda$  – коэффициент теплопроводности газов, Вт/(м · К);  $\nu$  – коэффициент кинематической вязкости, м<sup>2</sup>/с;  $a$  – коэффициент температуропроводности, м<sup>2</sup>/с;  $w$  – скорость, м/с;  $\tau$  – время, с.

При сравнении физических величин, входящих в критерии теплового (2.89–2.92) и аэродинамического подобия (2.33–2.36), видно, что общими величинами для них являются  $w$ ,  $l$  и  $\nu$ , т.е. между критериями теплового и аэродинамического подобия существует количественная связь. Все указанные величины входят в определяющий критерий аэродинамического подобия – критерий Рейнольдса. Следовательно, кроме указанных критериев при моделировании процессов теплообмена, в образце и модели должно соблюдаться равенство еще и критериев Рейнольдса (2.35).

В общем виде критериальное уравнение конвективного теплообмена для условий вынужденной конвекции записывают

$$f(Nu, Re, Pr, \Gamma) = 0. \quad (2.93)$$

Поскольку целью физического моделирования является определение  $\alpha$ , входящего в критерий  $Nu$ , то его относят к определяемому критерию, а остальные критерии в уравнении (2.93) – к определяющим. Тогда уравнение (2.93) записывается в виде

$$Nu = f(Re, Pr, \Gamma), \quad (2.94)$$

где  $\Gamma$  – симплекс геометрического подобия.

Для тепловых установок технологии силикатных материалов, работающих в стационарном режиме при вынужденном движении потока газов, коэффициент теплоотдачи определяют из критериального уравнения

$$\text{Nu} = a \text{Re}^b \text{Pr}^c \left( \frac{L}{l} \right)^d \quad (2.95)$$

$$\text{или } \alpha = \frac{\lambda}{l} a \text{Re}^b \text{Pr}^c \left( \frac{L}{l} \right)^d, \quad (2.96)$$

где  $a, b, c, d$  – экспериментально найденные постоянные числа;  $L/l$  – соотношение размеров образца и модели.

При кондуктивном режиме теплообмена перенос теплоты осуществляется только теплопроводностью. В случае нагрева тела при нестационарной теплопроводности, когда температура в материале изменяется не только в объеме, но и во времени, применяют критерии  $\text{Bi}, \text{Fo}, \theta$  и симплексы геометрического подобия.

$$\text{В общем виде уравнение нагрева материала может быть записано } f(\text{Bi}, \text{Fo}, \theta, \Gamma_1, \Gamma_2) = 0, \quad (2.97)$$

где  $\theta$  – безразмерная температура, характеризующая изменение температуры в различных точках материала с учетом температуры окружающей среды и начальной температуры тела.

Величина  $\theta$  определяется по формуле

$$\theta = \frac{t_c^o - t_x^o}{t_c^o - t_n^o}, \quad (2.98)$$

где  $t_c^o, t_x^o, t_n^o$  – соответственно температура окружающей среды, заданной точки тела после нагрева и начальная, °С.

Если определяется температура  $t_x^o$  в заданной точке тела, то безразмерную температуру принимают за определяемый критерий и уравнение (2.98) записывается в виде

$$\theta = f(\text{Bi}, \text{Fo}, \Gamma_1, \Gamma_2). \quad (2.99)$$

Если требуется определение времени прогрева изделий, то в качестве определяемого критерия принимается критерий  $\text{Fo}$ , и уравнение будет иметь вид

$$\text{Fo} = f(\text{Bi}, \theta, \Gamma_1, \Gamma_2). \quad (2.100)$$

В некоторых случаях при теплообмене не удастся полностью выполнить условия подобия, например, для показателей среды. Тогда применяют приближенное или локальное тепловое моделирование. При приближенном моделировании отказываются от равенства критериев, мало влияющих на процесс теплообмена. Например, в случае свободной конвекции несущественным является критерий  $\text{Re}$ ,

при вынужденной конвекции – критерий Грасгофа ( $Gr$ ). При локальном моделировании условия подобия образца и модели выполняются только в той области модели, где исследуется процесс теплообмена.

Задачей оптимизации процесса теплообмена является создание таких условий его осуществления, при которых коэффициент теплоотдачи ( $\alpha$ ) будет максимальным. Оптимизацию значений отдельных параметров теплообмена проводят на основе анализа критериальных уравнений. Путем дифференцирования полученных при моделировании зависимостей находят их экстремальное значение – максимум или минимум искомого параметра.

Соответствие полученных зависимостей реальным процессам позволяет использовать их при проектировании тепловых установок и для оценки эффективности организации теплотехнологических процессов.

**2.4.2. Теплообмен в тепловых установках с гравитационным слоем материала.** Этот вид теплообмена характерен для шахтных печей; запечных теплоутилизаторов для подогрева материала, сырьевой смеси; холодильников; концентраторов шлама и др.

В этих тепловых установках рабочее пространство занято материалом, а греющие газы или охлаждающий воздух фильтруются через него по схеме противотока или перекрестного тока. Теплообмен в них сопровождается явлениями, турбулизирующими газовый поток, скорость движения которого значительно больше скорости движения материала. Перенос теплоты из газовой среды в материал и наоборот осуществляется в основном за счет конвективного теплообмена. Доля излучения из-за затесненного материалом газового пространства и малой длины луча, даже при высоких температурах (более  $1000^{\circ}\text{C}$ ), не превышает 20%. Кондукция теплоты заметно влияет на теплообмен только в крупных кусках (более 40 мм), когда значение критерия краевого подобия  $Bi > 1$ . Теплообмен в *шахтных печах* связан с термическим сопротивлением каждого обжигаемого куска материала. Поэтому при расчете теплообмена коэффициент теплопередачи ( $k_v$ ) относят не к поверхности теплообмена, а к объему засыпки материала.

Он определяется по формуле

$$k_v = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_v} + \frac{d_3^2}{72\lambda(1-\phi)}}, \text{ Вт}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}), \quad (2.101)$$

где  $\alpha_v$  – объемный коэффициент теплоотдачи, Вт/(м<sup>3</sup> · К);  $1/\alpha_v$  – термическое сопротивление на поверхности куска (м<sup>3</sup> · К)/Вт;  $d_3$  – эквивалентный диаметр куска, м;  $\phi$  – пористость слоя материала.

Объемный коэффициент теплоотдачи для разнокусовой засыпки материала вычисляют по экспериментальной формуле

$$\alpha_v \approx 46 \left[ \frac{w_y^{0,9} (T_r \cdot T_c)^{0,15}}{d_3^{0,75}} \right], \text{ Вт}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}), \quad (2.102)$$

где  $w_y$  – условная скорость газов при 0°С, отнесенная ко всему (пустому сечению шахты), м/с;  $T_r$  и  $T_c$  – абсолютная температура соответственно газов и слоя материала, К.

Условную скорость газов в шахтных печах принимают обычно в пределах 0,06–1 м/с в зависимости от вида обжигаемого материала, вида тяги и режима обжига.

С использованием величины  $k_v$  определяют мощность конвективных тепловых потоков отдельно для реакционной и рекуперативной зон шахтной печи по формуле ( $q_{\text{ш}}^{\text{к}}$ )

$$q_{\text{ш}}^{\text{к}} = \frac{k_v^{\text{гор}} \cdot \Delta t^{\text{хол}} - k_v^{\text{хол}} \cdot \Delta t^{\text{гор}}}{\ln \frac{k_v^{\text{гор}} \cdot \Delta t^{\text{хол}}}{k_v^{\text{хол}} \cdot \Delta t^{\text{гор}}}} \text{ Вт}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}), \quad (2.103)$$

где  $k_v^{\text{хол}}$ ,  $k_v^{\text{гор}}$  – объемные коэффициенты теплоотдачи соответственно в холодном и горячем концах зон, кВт/(м<sup>3</sup> · К);  $\Delta t^{\text{хол}}$  и  $\Delta t^{\text{гор}}$  – температурные напоры соответственно в холодном и горячем концах зон.

Зная эффективное количество теплоты, участвующей в теплообмене в зонах, и мощность тепловых потоков в них, определяют рабочий объем зон и шахты печи.

Теплообмен в *слоевых аппаратах* (теплоутилизаторы, холодильники и др.), для которых значение  $Bi \leq 1$  (размер куска менее 20 мм) описывается критериальным уравнением типа (2.94). Характерным линейным размером в нем является эквивалентный диаметр кусков или гранул ( $d_3$ ), определяемый по формуле (2.59),

коэффициент теплоотдачи  $\alpha_s$ , отнесенный к поверхности сыпучего слоя  $S_3$ , который устанавливают по формуле

$$S_3 = \frac{\pi d_3^2}{\frac{1}{6} \pi d_3^3 \rho} = \frac{6}{d_3 \cdot \rho}, \text{ м}^2/\text{кг}, \quad (2.104)$$

где  $d_3$  и  $\rho$  – соответственно эквивалентный диаметр кусков, м, и плотность материала, кг/м<sup>3</sup>.

На основе экспериментальных данных для области  $1 < \text{Re}_o < 2000$  получено критериальное уравнение

$$\text{Nu} = 0,16 \text{Re}_o^{0,6}, \quad (2.105)$$

где  $\text{Nu} = \alpha_s d_3 / \lambda$ ;  $\text{Re}_o = w_o d_3 / \nu$ ;  $\lambda$  и  $\nu$  – теплопроводность, Вт/(м · К) и кинематическая вязкость, м<sup>2</sup>/с, газов при фактической температуре;  $w_y$  – условная скорость реальных газов, м/с, отнесенная ко всей площади сечения материала, перпендикулярной движению газов.

С использованием уравнения (2.91) определяют мощность тепловых потоков в слоевом аппарате ( $\alpha_v$ ), отнесенном к 1 м<sup>3</sup> засыпки.

Значения коэффициентов теплоотдачи на единицу поверхности и объема засыпки материала связаны соотношением

$$\alpha_v = \frac{\alpha_s \cdot 6(1 - \phi)}{d_3}, \text{ Вт}/(\text{м}^3 \cdot \text{К}), \quad (2.106)$$

где  $\phi$  – пористость материала в слое, определяемая по формуле (2.61).

Мощность тепловых потоков в слоевом аппарате ( $q_{c.a}^k$ ) может быть определена по формуле

$$q_{c.a}^k \approx \frac{\pi}{d_3^2} \text{Re}_o^{0,6} (1 - \phi) \Delta t \cdot 10^{-3}, \text{ кВт}/\text{м}^3, \quad (2.107)$$

где  $\Delta t$  – температурный напор, рассчитываемый по формуле

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}, \text{ } ^\circ\text{C}, \quad (2.108)$$

где  $\Delta t_1$  и  $\Delta t_2$  – соответственно больший и меньший температурные напоры.

В слоевых нагревательных аппаратах в холодном (загрузочном) их конце  $\Delta t^{\text{хол}} \approx (t_{o,r} - t_{o,c})$ , в горячем конце  $\Delta t^{\text{гор}} \approx (T_r^{\text{гор}} - \sqrt{T_r^{\text{гор}} T_c^{\text{гор}}})$ . В охлаждающих слоевых аппаратах в их холодном (разгрузочном)

конце  $\Delta t^{\text{хол}} \approx (\sqrt{T_c^{\text{гор}} \cdot T_{o.c}} - T_{o.c})$  и в горячем (загрузочном) конце  $\Delta t^{\text{гор}} \approx (\sqrt{T_g^{\text{хол}} \cdot T_b^{\text{гор}}} - T_b^{\text{гор}})$ . В приведенных зависимостях индексы о.г, о.с, г, с, в при  $t^\circ\text{C}$  или  $T, \text{K}$  обозначают соответственно – отходящие газы, окружающая среда, газы, слой материала, воздух.

По данным  $\alpha_v$  и  $q_{c.a}^k$  находят объем слоя материала и его линейные размеры.

Теплообмен в *насадочных аппаратах* (концентраторы шлама и др.) описывается критериальным уравнением, имеющим общий вид, аналогичный уравнению (2.105):

$$\text{Nu} = a \text{Re}^b. \quad (2.109)$$

Экспериментальным путем установлены значения  $a$  и  $b$ , равные соответственно 0,8 и 0,6 для области  $\text{Re} < 5000$ . Тогда

$$\text{Nu} = 0,8 \text{Re}^{0,6}, \quad (2.110)$$

где  $\text{Nu} = \alpha_s d_n / \lambda$ ;  $\text{Re} = w_o d_n / \nu$ ;  $\alpha_s$  – коэффициент теплоотдачи, отнесенный к поверхности насадки  $S_n$ , которая определяется из выражения

$$S_n \approx \frac{4,5}{d_n}, \quad (2.111)$$

где  $d_n$  – диаметр кольца (тела насадки), м;  $w_o$  – условная скорость газов, м/с, отнесенная к площади наибольшего продольного сечения корпуса аппарата.

Расход газов при расчете  $w_o$  принимают при их температуре на выходе из аппарата. Совместным решением уравнений (2.110) и (2.111) с учетом коэффициента омывания насадки  $\phi \approx 0,5$  находят мощность тепловых потоков в насадочном аппарате ( $q_{n.a}^k$ ):

$$q_{n.a}^k = 1,8 \frac{\pi}{d_n^2} \cdot \text{Re}^{0,6} \cdot \Delta t, \text{ кВт/м}^3, \quad (2.112)$$

где  $\Delta t$  – средний температурный напор в насадочном аппарате, определяемый по формуле (2.108)  $\Delta t \approx (T_g - \sqrt{T_g T_c})$ ;  $T_g$  и  $T_c$  – средние абсолютные температуры соответственно газов и слоя насадки.

Используя найденное значение  $q_{n.a}^k$ , определяют объем насадки и общий объем аппарата.

**2.4.3. Теплообмен в тепловых установках с пересыпающимся слоем материала.** Такой теплообмен присутствует во вращающихся печах для обжига цементного клинкера, извести, керамзита и в сушильных барабанах. Греющие газы в них движутся навстречу движению материала, пересыпающегося при вращении печи или барабана сушилки. Газами обогревается открытая поверхность слоя материала и цилиндрической стенки установки по схеме противотока в стационарном тепловом режиме.

Кроме излучения в указанных установках, в теплообмене участвуют конвективные потоки теплоты, которые описываются критериальными уравнениями (2.109), (2.110). Для расчета теплоотдачи в широкой области движения газов ( $Re = 7 \cdot 10^3 - 2 \cdot 10^6$ ) применяют критериальные уравнения, отражающие течение турбулентного неизотермического потока в прямой круглой трубе:

для нагрева поверхности стенки (материала)

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(1,27 - 0,27 \frac{T_c}{T_r}\right); \quad (2.113)$$

для охлаждения поверхности стенки (материала)

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(\frac{T_b}{T_c}\right), \quad (2.114)$$

где  $T_c$  – абсолютная температура поверхности стенки или материала, К;  $T_r$ ,  $T_b$  – абсолютная температура соответственно газов и воздуха, К.

Если в формулы (2.113), (2.114) подставить значение критерия  $Nu$  (2.89), а значение  $Pr$  принять для газов примерно равным 0,7, то мощность конвективных тепловых потоков может быть рассчитана по формулам:

для реакционной зоны (зоны экзотермических реакций, обжига) вращающихся печей

$$q_p^k = q_{гм}^k + q_{гс}^k = 0,015 \lambda Re^{0,8} \left[ \begin{aligned} &0,3 \left( 4,25 - \frac{T_m}{T_r} \right) (T_r - 1,1 T_m) + \\ &+ 0,85 \left( 4,5 - \sqrt{\frac{T_m}{T_r}} \right) (T_r - 1,05 \sqrt{T_r T_m}) \end{aligned} \right], \text{ кВт/м; } (2.115)$$

для рекуперативной зоны (зоны охлаждения) вращающихся печей

$$q_o^k = q_{MB}^k + q_{CB}^k = 0,015\lambda \operatorname{Re}^{0,8} \left[ \left( \frac{T_B}{T_M} \right)^{0,55} (0,91T_M - T_B) + 3 \sqrt[4]{\frac{T_B}{T_M}} (0,95\sqrt{T_M T_B} - T_B) \right], \text{ кВт/м, } (2.116)$$

где  $q_p^k$ ,  $q_o^k$  – мощность конвективных тепловых потоков соответственно в реакционной и рекуперативной (зона охлаждения) зонах вращающихся печей, кВт/м, длины печи;  $q_{TM}^k$ ,  $q_{TC}^k$ ,  $q_{MB}^k$ ,  $q_{CB}^k$  – мощность конвективных тепловых потоков, поступающих соответственно от газов на материал, от газов на стенку печи, от материала к воздуху и от стенки к воздуху, кВт/м, длины печи;  $\lambda$  – теплопроводность газов (реакционная зона) или воздуха (рекуперативная зона), кВт/(м · К);  $T_M$ ,  $T_T$ ,  $T_B$  – абсолютные температуры соответственно материала, газов и воздуха, К.

В указанных формулах учтены зависимости определения средних значений температуры материала и стенки печи, приходящейся на один метр длины печи.

Во вращающихся печах с загрузочной стороны (подготовительная зона) при мокром способе производства извести, цемента, керамзита для ускорения подогрева материала и рекуперации теплоты отходящих газов навешивают цепи и устанавливают различные теплообменники.

Указанные теплообменные устройства увеличивают мощность конвективных потоков теплоты.

Для металлических, керамических и других теплообменников полученные по уравнению (2.115) значения мощности потоков увеличивают на коэффициент  $k$ , учитывающий относительный приrost поверхности теплоотдачи конвекцией:

$$k = 1 + \frac{S_T}{\pi D}, \quad (2.117)$$

где  $S_T$  и  $D$  – соответственно удельная рабочая поверхность теплообменного устройства на участке печи длиной 1 м и диаметр печи в м.

В случае навески цепей теплообмен будет зависеть от режима обтекания газов вокруг каждой подвешенной цепи, системы навески цепей и их размеров. Теплоотдачу на поверхности цепей принимают

приближенно аналогичной теплоотдаче при обтекании газами сферических стержней.

Тогда критериальные уравнения теплообмена (2.109), (2.110) для этого случая в зависимости от угла атаки набегающего потока газов (область  $Re = 2,5 \cdot 10^3 - 1,5 \cdot 10^5$ ) примут вид:

$$\text{поток под углом } 90^\circ \text{ (перпендикулярное обтекание)} \\ Nu = 0,33Re^{0,6} Pr^{0,33}; \quad (2.118)$$

$$\text{поток под углом } 0^\circ \text{ (продольное обтекание)} \\ Nu = 0,17Re^{0,6} Pr^{0,33}. \quad (2.119)$$

В уравнениях (2.118), (2.119) скорость газового потока подсчитывают по живому сечению печи, а геометрическим параметром в критерии  $Re$  принимается эквивалентный диаметр цепи ( $D_э$ )

$$D_э = \frac{S_{ц}}{\pi}, \quad (2.120)$$

где  $S_{ц}$  – удельная площадь поверхности цепи, длиной 1 м,  $m^2/m$ .

Эквивалентный диаметр цепи зависит от диаметра прутка ( $d_{ц}$ ), из которого она изготовлена. Для овальных звеньев цепи  $D_э \approx 3 d_{ц}$ , круглых звеньев  $D_э \approx 4,3 d_{ц}$ .

Плотность навески цепей характеризуется отношением площади поверхности ( $F_{ц}$ ) к площади стенок печи на участке такой же длины:

$$K_{ц} = \frac{F_{ц}}{\pi D}, \quad (2.121)$$

где  $K_{ц}$  – относительный показатель плотности навески цепей, принимаемый в существующей практике равным 3–8;  $D$  – диаметр печи, м.

Критерии подобия в уравнениях (2.118), (2.119) рассчитывают по следующим критериальным уравнениям:  $Nu_{ц} = (aD_э)/\lambda$ ;  $Re = (wD_э)/\nu$ , где  $w$  – скорость газов при обтекании цепей, м/с;  $\lambda$  и  $\nu$  – коэффициенты соответственно теплопроводности, кВт/(м · К), и кинетической вязкости,  $m^2/c^2$ , газов. Общая площадь поверхности навески цепей на участке длиной  $L_{ц}$  составит ( $F_{ц\Sigma}$ )

$$F_{ц\Sigma} = F_{ц} L_{ц} = K_{ц} \pi D L_{ц}, m^2. \quad (2.122)$$

При объеме цепей в одном  $m^3$  рабочего пространства печи, равном  $V_{ц} = K_{ц} D_э / D$ , площадь, занимаемая цепями ( $S_{ц}$ ) в расчете на 1  $m^2$  поперечного сечения печи, будет равна

$$S_{\text{ц}} = \sqrt[3]{V_{\text{ц}}^2} = \sqrt[3]{\left(K_{\text{ц}} \frac{D_{\text{э}}}{D}\right)^2}. \quad (2.123)$$

Тогда площадь живого сечения печи на участке навески цепей может быть рассчитана по зависимости

$$S_{\text{о}} = \frac{\pi D^2}{4} (1 - S_{\text{ц}}), \text{ м}^2, \quad (2.124)$$

а действительная скорость газов ( $w$ ) при обтекании цепей составит

$$w = w_{\text{о}} (1 - S_{\text{ц}}), \text{ м/с}, \quad (2.125)$$

где  $w_{\text{о}}$  – условная скорость газов (м/с), отнесенная ко всей площади поперечного сечения печи, равной  $S$ , м<sup>2</sup>.

Таким образом, мощность конвективного потока теплоты от газов к цепям ( $q_{\text{гц}}$ ) может быть установлена по уравнению

$$q_{\text{гц}} = (0,17 - 0,33) \lambda \text{Re}_{\text{ц}}^{0,6} \text{Pr}^{0,33} \Delta t_{\text{гц}} K_{\text{ц}} \pi \frac{D}{D_{\text{ц}}} \psi, \text{ кВт/м}, \quad (2.126)$$

где  $\lambda$  – коэффициент теплопроводности газов, кВт/(м · К);  $\Delta t_{\text{гц}}$  – средняя разность температур (температурный напор) «газы–цепи», приблизительно равная  $\Delta t_{\text{гц}} = T_{\text{г}} - 1,05 \sqrt{T_{\text{г}} \cdot T_{\text{м}}}$ ;  $\psi$  – коэффициент, учитывающий открытую поверхность цепей, омываемую газами и воспринимающую от них теплоту, который принимается 0,8.

Другой конвективный поток теплоты в подготовительной зоне направлен от газов к материалу ( $q_{\text{гм}}^{\text{к}}$ ). Мощность его подсчитывается по уравнению

$$q_{\text{гм}}^{\text{к}} = 0,023 \lambda \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,4} \left(1,27 - 0,27 \frac{T_{\text{м}}}{T_{\text{г}}}\right) \Delta t_{\text{гм}} \sin \frac{\varphi}{2}, \text{ кВт/м}, \quad (2.127)$$

где  $\varphi$  – угол сектора сечения печи, занимаемой материалом, равный обычно 90–110°. По уравнению (2.127) определяется мощность теплового потока также в барабанных сушилках с учетом влияния внутренних теплообменных устройств (уравнение 2.121), если они в барабанных сушилках установлены.

В зависимости от системы навески цепей в подготовительной зоне мощность общего конвективного теплового потока от газов к цепям и материалу ( $q_{\text{м+ц}}^{\text{к}}$ ) может быть определена по уравнениям:

для коридорной навески цепей (с одним закрепленным концом каждой цепи)

$$q_{\text{м+ц}}^{\text{к}} = q_{\text{гц}}^{\text{к}} + q_{\text{гм}}^{\text{к}} =$$

$$= 0,455 \cdot 10^{-2} \lambda \left[ \text{Re}^{0,8} \left( 4,25 - \frac{T_{\text{м}}}{T_{\text{г}}} \right) (T_{\text{г}} - 1,1T_{\text{м}}) + \right. \\ \left. + 160 \text{Re}_{\text{ц}}^{0,6} (T_{\text{г}} - 1,05 \sqrt{T_{\text{г}} \cdot T_{\text{м}}}) K_{\text{ц}} \frac{D}{D_{\text{э}}} \right], \text{ кВт/м}, (2.128)$$

для гирляндной навески цепей (с обоими закрепленными концами каждой цепи) – по уравнению (2.128), в котором коэффициент 160 у Re меняется на число 120.

**2.4.4. Теплообмен в тепловых установках с псевдооживленным и фонтанирующим слоем материала.** Он имеет место в печах и сушилках кипящего слоя, установках для дегидратации материала. Причем процессы сушки, дегидратации, обжига могут идти как на подовых решетках, так и без них.

Теплообмен в тепловых установках с *подовыми решетками*, работающих в режиме псевдооживления, описывается критериальными уравнениями:

для ламинарного режима при  $\text{Re}_o \leq 10$

$$\text{Nu} = 0,0087 \text{Re}_o^{2,3}; \quad (2.129)$$

для переходного и турбулентного режимов при  $\text{Re}_o > 10$

$$\text{Nu} = 0,65 \cdot 10^{-3} \text{Re}_o^{1,25}, \quad (2.130)$$

где определяющими параметрами являются эквивалентный диаметр частиц ( $d_{\text{э,м}}$ ) и условная скорость газов ( $w_0$ , м/с).

Мощность тепловых потоков в псевдооживленном слое  $q_{\text{п.с}}^{\text{к}}$  определяют с использованием преобразованных критериальных уравнений (2.129), (2.130):

для ламинарного режима при  $\text{Re}_o \leq 10$

$$q_{\text{п.с}}^{\text{к}} = 0,052 \frac{\lambda}{d_{\text{э}}^2} \cdot \text{Re}_o^{2,3} (1 - \phi) \Delta t, \text{ кВт/м}^3; \quad (2.131)$$

для переходного и турбулентного режимов при  $\text{Re}_o > 10$

$$q_{\text{п.с}}^{\text{к}} = 0,0039 \frac{\lambda}{d_{\text{э}}^2} \cdot \text{Re}_o^{1,25} (1 - \phi) \Delta t, \text{ кВт/м}^3, \quad (2.132)$$

где  $\lambda$ ,  $d_{\text{э}}$ ,  $\phi$  – соответственно теплопроводность газов, кВт/(м · К), эквивалентный диаметр частиц материала, м, и пористость слоя в

спокойном состоянии (до псевдооживления);  $\Delta t$  – температурный напор, равный при нагреве материала ( $T_{\Gamma} - \sqrt{T_{\Gamma} \cdot T_{\text{M}}}$ ), при охлаждении материала ( $\sqrt{T_{\text{M}} \cdot T_{\text{B}}} - T_{\text{B}}$ ).

При расчете мощности тепловых потоков многоступенчатых сушилок и печей абсолютные температуры газов ( $T_{\Gamma}$ ), материала ( $T_{\text{M}}$ ) (зоны нагрева и обжига) и воздуха ( $T_{\text{B}}$ ) (зона охлаждения) принимаются для каждой ступени печи, соответствующей данной зоне. Теплообмен в бесподовых тепловых установках, работающих в режиме фонтанирования, описывается приближенным критериальным уравнением

$$\text{Nu} \approx 10^{-4} \text{Re}_{\phi}^{1,25}. \quad (2.133)$$

При расчете коэффициента теплоотдачи по уравнению (2.133) скорость газов ( $w$ ) принимается для узкого сечения рабочего пространства, имеющего вид усеченного конуса с углом раскрытия конуса  $40^{\circ}$ . Мощность тепловых потоков в фонтанирующем слое  $q_{\phi}^{\text{к}}$  рассчитывают по формуле

$$q_{\phi}^{\text{к}} = 0,006 \frac{\lambda}{d_{\text{э}}^2} \cdot \text{Re}_{\phi}^{1,25} (1 - \phi) \Delta t, \text{ кВт/м}^3, \quad (2.134)$$

где  $0,006 \frac{\lambda}{d_{\text{э}}^2} \cdot \text{Re}_{\phi}^{1,25}$  – коэффициент теплоотдачи ( $\alpha$ ), кВт/(м<sup>3</sup> · К);  $\text{Re}_{\phi}$  – число Рейнольдса, рассчитанное по относительной скорости газов в узком сечении конуса, в восходящем потоке при  $w_{\text{в}} = w_{\Gamma} - w_{\text{M}}$ , равно приближенно  $\text{Re}_{\text{в}} = 0,6\text{Fe}^{1,65} = 0,7\text{Ar}^{0,55}$ .

Критериями Федорова (Fe) и Архимеда (Ar), которые взаимно заменяют друг друга, описывается существование кипящего слоя:

$$\text{Fe} = d_{\text{э}}^3 \sqrt[3]{\frac{4}{3} \frac{g}{v^2} \left( \frac{\rho - \gamma_{\Gamma}}{\gamma_{\Gamma}} \right)}, \quad (2.135)$$

$$\text{Ar} = \frac{g d_{\text{э}}^2}{v^2} \left( \frac{\rho - \gamma_{\Gamma}}{\gamma} \right), \quad (2.136)$$

где  $d_{\text{э}}$ ,  $v$ ,  $\rho$ ,  $\gamma_{\Gamma}$  – соответственно эквивалентный диаметр частиц, м, кинематическая вязкость газов, м<sup>2</sup>/с, плотность частиц материала и газов, кг/м<sup>3</sup>.

**2.4.5. Теплообмен в тепловых установках с материалом, находящимся во взвешенном состоянии и при его пневмотранспортировании.** Тонкодисперсный материал, обладая высокой удельной поверхностью, при витании в газовой среде и при пневмотранспортировании имеет очень низкое термическое сопротивление, что обеспечивает высокую интенсивность теплообмена. Такой вид теплообмена наблюдается в запечных теплообменных устройствах вращающихся печей, работающих по сухому способу обжига сырьевой муки, в сушильно-размольном оборудовании. Теплообмен в потоке газов с тонкодисперсным материалом при температуре газов 1000°С в основном является конвективным, более 1000°С – радиационно-конвективным. Движущиеся газы в печах и сушильно-размольном оборудовании обычно являются слабозапыленными, т.к. концентрация их не превышает 1 кг/кг газов. Движение их по отношению к частицам материала может быть прямоточным или противоточным. В условиях пневмотранспорта концентрация частиц материала превышает 1 кг/кг газов, а движение газов и частиц материала – прямоточное. При этом эффект соударений и трения частиц значительно возрастает.

Теплообмен в тепловых установках с материалом во *взвешенном состоянии* описывается критериальными уравнениями:

при  $Re_B < 500$

$$Nu = 0,186 Re_B^{0,8}; \quad (2.137)$$

при  $Re_B \geq 500$

$$Nu = 1,14 Re_B^{0,5}. \quad (2.138)$$

Мощность тепловых потоков в указанных тепловых установках рассчитывается с использованием коэффициентов теплоотдачи, найденных по уравнениям (2.137), (2.138):

при  $Re < 500$

$$q_B^k = 1,11 \frac{\lambda}{d_3^2} Re_B^{0,8} C \frac{\gamma_r}{\rho} \cdot \Delta t, \text{ кВт/м}^3; \quad (2.139)$$

при  $R \geq 500$

$$q_B^k = 6,84 \frac{\lambda}{d_3^2} Re_B^{0,5} C \frac{\gamma_r}{\rho} \cdot \Delta t, \text{ кВт/м}^3, \quad (2.140)$$

где  $q_B^k$  – удельная мощность тепловых потоков в тепловой установке, кВт/м<sup>3</sup>;  $C$  – массовая концентрация мелкодисперсного материала в

газах кг/кг;  $\gamma_r$ ,  $\rho$  – плотности соответственно газов и материала, кг/м<sup>3</sup>;  $\Delta t$  – средний температурный напор, рассчитанный по формуле (2.94).

Теплообмен в тепловых установках при *пневмотранспортировании* тонкодисперсного материала происходит в пневмомеевиковых теплообменниках, применяемых в качестве теплоутилизаторов вращающихся печей. Теплообмен заключается в том, что греющие газы обтекают трубный змеевик снаружи и теплота переносится через стенку трубопровода в протекающий по нему поток тонкодисперсного материала. При охлаждении потока теплота переносится в обратном направлении. В данном случае коэффициент теплопередачи ( $k_T$ ), отнесенный к площади стенки трубопровода на участке длиной 1 м, может быть рассчитан по формуле для цилиндрической однослойной стенки

$$k_T = \frac{\pi}{\frac{1}{\alpha_1 D_1} + \left(\frac{1}{2\lambda}\right) \ln \frac{D_2}{D_1} + \frac{1}{\alpha_2 D_2}}, \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}), \quad (2.141)$$

где  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$ ,  $\lambda$  – коэффициенты теплоотдачи от греющих газов к наружной стенке трубопровода, от внутренней стенки к потоку мелкодисперсного материала в трубопроводе, Вт/(м<sup>2</sup> · К), теплопроводности материала стенки трубопровода, Вт/(м · К);  $D_1$  и  $D_2$  – наружный и внутренний диаметр трубопровода, м.

Коэффициенты теплоотдачи  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$ , входящие в формулу (2.141), определяют следующим образом:

$$\alpha_1 = 0,175 \frac{\lambda_1}{D_T} \text{Re}_1^{0,6} \theta^{0,25}, \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}); \quad (2.142)$$

$$\alpha_2 = 0,25 \frac{\lambda_2}{d_3} \text{Re}_2^{0,8} C^{-0,6}, \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}), \quad (2.143)$$

где  $\lambda_1$  и  $\lambda_2$  – коэффициенты теплопроводности потоков соответственно снаружи и внутри трубопровода, Вт/(м · К);  $D_T$ ,  $d_3$  – соответственно диаметр наружный трубопровода и эквивалентный частиц материала, м;  $\text{Re}_1 = w_1 D_T / \nu_1$ ;  $\text{Re}_2 = w_2 d_3 / \nu_2$ ;  $\theta = T_T / T_0$ ;  $w_1$  и  $w_2$  – скорости потоков, омывающих трубопровод снаружи и внутри его, м/с;  $\nu_1$  и  $\nu_2$  – кинематическая вязкость потоков, м<sup>2</sup>/с;  $T_T$  и  $T_0$  – абсолютная температура соответственно греющих газов (или охлаждающего воздуха) снаружи трубопровода,  $T_0 = 273$ , К;  $C$  – массовая концентрация тонкодисперсного материала в потоке внутри трубопровода, кг/кг транспортирующего газа.

Мощность теплового потока, действующего на участке трубопровода длиной 1 м ( $q_T^k$ ), определяется по формуле

$$q_T^k = k_T \cdot \Delta t, \quad (2.144)$$

где  $\Delta t$  – температурный напор, рассчитываемый по формуле (2.94).

**2.4.6. Теплообмен в тепловых установках с рабочим пространством, заполненным изделиями.** В тепловых установках, рабочее пространство которых заполнено изделиями (сушилки, печи), внешний и внутренний теплообмен очень усложнен большим разнообразием форм и размеров обжигаемых изделий, их способом садки в рабочем пространстве установки, разнообразием самих тепловых установок.

В зонах нагрева и обжига печей теплота передается от газов к изделиям в основном излучением и конвекцией (пламенные печи) или излучением (муфельные, электрические печи, пламенные печи с изделиями в капсулах). В зоне охлаждения до температуры 450–500°C основной поток теплоты от изделий к стенкам (кладке) передается излучением, а от изделий к воздуху – конвекцией.

Конвективный теплообмен доминирует также в зоне досушки печей и в сушильных установках при температурах газов 100–200°C.

В сушилках и в зоне досушки печей внешний теплообмен описывается следующими уравнениями:

$$\begin{aligned} &\text{при естественной конвекции} \\ \text{Nu} &= f(\text{Ar}, \text{Pr}); \end{aligned} \quad (2.145)$$

$$\begin{aligned} &\text{при вынужденной конвекции} \\ \text{Nu} &= f(\text{Re}, \text{Pr}, \text{Gu}, \theta), \end{aligned} \quad (2.146)$$

где Nu – критерий Нуссельта (2.89); Ar – критерий Архимеда (2.135); Pr – критерий Прандтля (2.90); Re – критерий Рейнольдса (2.35); Gu – критерий Гухмана.

$$\text{Gu} = \frac{T_c - T_m}{T_c}, \quad (2.147)$$

где  $T_c$ ,  $T_m$  – абсолютные температуры сушильного агента соответственно по сухому и мокрому термометру, К;  $\theta$  – пирометрический критерий, аналогичный  $\theta$  в уравнении (2.142).

$$\theta = \frac{T_c}{T_\Pi}; \quad (2.148)$$

$T_{\text{п}}$  – абсолютная температура поверхности, К.

В критериях Nu, Ar и Pr за определяющий размер принимают  $l = \sqrt{F}$ , где  $F$  площадь теплообмена, м<sup>2</sup>.

Степенный вид функции от указанных критериев при вынужденной конвекции может быть принят по аналогии с уравнениями (2.113), (2.114).

Мощность конвективного теплового потока для сушилок и зоны нагрева (сушки) печей определяют по формуле

$$q_c = \frac{\text{Nu} \lambda (t_{\text{са}} - t_{\text{пм}})}{\sqrt{F}}, \text{ Вт/м}^2, \quad (2.149)$$

где  $\lambda$  – коэффициент теплопроводности сушильного агента, Вт/(м · К);  $t_{\text{са}}$  и  $t_{\text{пм}}$  – температуры соответственно сушильного агента и поверхности материала, °С.

В зонах нагрева при температуре газов выше 450–500°С и обжига пламенных печей, где внешний теплообмен обусловлен излучением и конвекцией, коэффициент теплоотдачи ( $\alpha_{\text{общ}}$ ) находят как

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{л}} + \alpha_{\text{к}}, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \quad (2.150)$$

где  $\alpha_{\text{л}}$  и  $\alpha_{\text{к}}$  – коэффициенты теплоотдачи соответственно излучением и конвекцией, Вт/(м<sup>2</sup> · К).

Доля излучения в теплообмене будет уменьшаться с увеличением степени заполнения рабочего пространства печи изделиями.

Коэффициент теплоотдачи излучением можно определить по формуле

$$\alpha_{\text{л}} = \frac{q_{\text{ГМ}}^{\text{л}}}{(T_{\text{Г}} - T_{\text{п}})}, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \quad (2.151)$$

где  $q_{\text{ГМ}}^{\text{л}}$  – плотность лучистого потока от газов на материал, Вт/м<sup>2</sup>, найденный по формуле (2.12);  $T_{\text{Г}}$  и  $T_{\text{п}}$  – абсолютные температуры газов и поверхности садки изделий, К.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией от газов к садке изделий находят из критериальных уравнений (2.95), (2.110) с подстановкой в них экспериментальных коэффициентов, взятых из прил., рис. 8.

Внутренний теплообмен в керамических изделиях, подвергаемых сушке, обжигу, относится к нестационарному кондуктивному теплообмену, который осложняется

термохимическими процессами, протекающими в материале изделий, и процессами теплообмена.

Решение задач внутреннего теплообмена сводится к установлению температуры на поверхности и внутри нагреваемых изделий и времени нагрева до температуры, обусловленной безопасным температурным режимом нагрева изделий.

Эти задачи решаются точно или приближенно методами нестатической термодинамики с использованием систем дифференциальных уравнений, приведенных в [24, 35].

Точные решения задач могут быть проведены только для изделий правильной формы (шар, цилиндр, пластина) при отсутствии термохимических процессов и массообмена.

**2.4.7. Теплообмен в полупрозрачной среде.** Теплообмен в полупрозрачной среде характерен для расплава стекломассы в стекловаренных печах. Теплопередача в слое стекломассы осуществляется теплопроводностью, излучением и конвекцией. Причем молярная теплопроводность, определяемая как физическое свойство материала, становится для стекломассы зависимой еще и от толщины слоя. В связи с этим коэффициент  $\lambda$  для стекломассы называют коэффициентом кажущейся молярной теплопроводности, который не превышает, например, для силикатного стекла 1,5–3,3 Вт/(м · К). Поэтому молярной теплопроводности в стекломассе отводится незначительная роль.

В основном передача теплоты вглубь слоя расплава стекломассы происходит за счет излучения.

Поток теплоты в ней будет складываться из лучистого потока и потока, обусловленного его молярной теплопроводностью.

С учетом излучения принято пользоваться эффективным коэффициентом теплопроводности ( $\lambda_{\text{эф}}$ ), равным

$$\lambda_{\text{эф}} = \lambda_{\text{каж}} + \lambda_{\text{луч}}, \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}, \quad (2.152)$$

где  $\lambda_{\text{каж}}$  и  $\lambda_{\text{луч}}$  – соответственно коэффициенты кажущейся и лучистой теплопроводности, Вт/(м · К).

Коэффициент лучистой теплопроводности ( $\lambda_{\text{луч}}$ ) определяется по формуле Черни и Генцеля

$$\lambda_{\text{луч}} = \frac{16 C_0 n^2 T_c}{3 K}, \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}, \quad (2.153)$$

где  $C_0$  – коэффициент излучения абсолютно черного тела, равный  $5,7 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ ;  $n$  – коэффициент преломления стекломассы;  $T_c$  – абсолютная температура слоя стекломассы, К;  $K$  – коэффициент поглощения стекломассы.

За счет  $\lambda_{\text{луч}}$  коэффициент теплопроводности стекломассы возрастает в десятки раз.

Теплообмен конвекцией в слое стекломассы наблюдается в стекловаренных печах при наличии конвективных потоков стекломассы, вызванных разностью температуры ее в зонах печи, выработкой стекломассы и другими факторами. Скорость указанных потоков достигает  $5\text{--}30 \text{ м/ч}$ .

Конвективный теплообмен в стекломассе характеризуют коэффициентом потока, или числом Новаки  $n$ , представляющим собой отношение массы расплава стекла, поступающего из зоны варки в зону выработки, к количеству вырабатываемой стекломассы. Число  $n$  может колебаться в пределах  $0,7\text{--}12$ .

Существует много методов расчета конвективных потоков, их скорости и расхода [3, 22], позволяющих установить перенос теплоты, полученной стекломассой за счет лучистого теплообмена в зоне варки, в другие зоны стекловаренной печи.

**2.4.8. Теплообмен в установках для тепловлажностной обработки изделий.** Тепловлажностную обработку изделий проводят в автоклавах или пропарочных тепловых установках (камерах, термокассетах). Внешний теплообмен в них осуществляется теплоотдачей при конденсации водяных паров.

В автоклавах имеет место теплоотдача при конденсации чистого пара, в пропарочных камерах – теплоотдача от паровоздушных смесей. Различают капельную и пленочную конденсацию водяных паров. В установках тепловлажностной обработки теплоотдача происходит в условиях пленочной конденсации, когда конденсат смачивает поверхность и образует сплошную пленку.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующихся паров определяется в виде функции

$$\text{Nu} = f(\text{Ga}, \text{Pr}, \text{K}). \quad (2.154)$$

На основе обработки опытных данных она приобретает вид критериального уравнения

$$\text{Nu} = C(\text{Ga} \cdot \text{Pr} \cdot \text{K})^{0,25}, \quad (2.155)$$

где  $Ga$  – критерий Галилея, равный

$$Ga = \frac{gl^3 \rho_{ж}^2}{\mu_{ж}^2}, \quad (2.156)$$

где  $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ ;  $l$  – определяющий геометрический размер, м;  $\rho_{ж}$  и  $\mu_{ж}$  – соответственно плотность,  $\text{кг/м}^3$ , и коэффициент динамической вязкости,  $\text{Н} \cdot \text{с/м}^2$ , конденсата;  $Pr$  – критерий Прандтля (2.90);  $K$  – критерий конденсации, равный

$$K = \frac{r}{c_{ж} \cdot \Delta t}; \quad (2.157)$$

$r$  – теплота конденсации при температуре насыщенного пара,  $\text{кДж/кг}$ ;  $c_{ж}$  – удельная теплоемкость конденсата,  $\text{кДж/(кг} \cdot \text{К)}$ ;  $\Delta t = t_{н} - t_{п}$ ;  $t_{н}$  и  $t_{п}$  – температура насыщения водяных паров и поверхности конденсации,  $^{\circ}\text{C}$ .

Коэффициент теплоотдачи при конденсации водяных паров ( $\alpha_{п}$ ) получают решением уравнения (2.155):

$$\alpha_{п} = C \sqrt[4]{\frac{\lambda_{ж}^3 \rho_{ж} g r}{\mu_{ж} l \Delta t}}, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \quad (2.158)$$

где  $C$  – опытный коэффициент, зависящий от расположения поверхности конденсации;  $\lambda_{ж}$  – коэффициент теплопроводности конденсата,  $\text{Вт/(м} \cdot \text{К)}$ .

При конденсации водяных паров на вертикальной поверхности изделий

$$\alpha_{п} = 2,04 A \left( \frac{r}{H \Delta t} \right)^{0,25}, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \quad (2.159)$$

где  $A = \sqrt[4]{\rho_{ж} \cdot \lambda_{ж} / \mu_{ж}}$ ;  $H$  – высота вертикально расположенной поверхности изделий, м.

Все значения параметра  $A$  принимаются при средней температуре поверхности пленки,  $t_{пл} = (t_{п} + t_{н})/2$ .

При конденсации водяных паров на горизонтальной поверхности изделий

$$\alpha_{п} = 1,28 A \left( \frac{r}{l \Delta t} \right)^{0,25}, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}. \quad (2.160)$$

Уравнение (2.160) справедливо только для горизонтальной поверхности первого ряда изделий. Для последующих рядов изделий,

расположенных ниже, коэффициент теплоотдачи будет уменьшаться на величину  $\varepsilon_n$ , зависящей от числа рядов изделий в вертикальном ряду.

Коэффициенты теплоотдачи при пленочной конденсации водяного пара изменяются в пределах  $(7-12) \cdot 10^3$  Вт/(м<sup>2</sup> · К).

Коэффициент теплоотдачи от паровоздушной смеси ( $\alpha_{см}$ ) к горизонтальной поверхности может быть определен по формуле М. Б. Марьямова

$$\alpha_{см} = 1,07\varphi \left( \frac{t_{см}}{T_{ст}} \right)^{2,45} (Ga, Pr \cdot K)^{0,28} \frac{\lambda_{ж}}{l}, \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \quad (2.161)$$

где  $\varphi$  – относительная влажность паровоздушной смеси;  $t_{см}$  и  $T_{ст}$  – соответственно температура среды, °С, и абсолютная температура сухого термометра, К.

Коэффициент теплоотдачи  $\alpha_{см}$  всегда меньше  $\alpha_n$ , т.к. воздух постепенно накапливается в паровом пространстве, повышается его парциальное давление. У поверхности конденсации образуется слой воздуха, который препятствует переносу теплоты, снижается  $\Delta t = t_n - t_{п}$ .

Внутренний кондуктивный теплообмен в изделиях в условиях тепловлажностной обработки усложняется процессами массообмена, различающимися на разных ее стадиях.

Удельный тепловой поток внутрь материала ( $q_T^B$ ) в период нагрева изделий описывается уравнением

$$q_T^B = -\lambda \Delta T + h \cdot q_m^B, \text{ Вт/м}, \quad (2.162)$$

где  $\lambda$  – теплопроводность влажного материала, Вт/(м · К);  $\Delta T$  – разность температур, К;  $h$  – энтальпия удельного потока массы, перемещающегося в материале, кДж/кг;  $q_m^B$  – удельный поток массы, перемещающийся в материале, кг/с.

Поскольку перемещение влаги в материале происходит за счет градиентов влагосодержания, температуры и давления, то уравнение переноса теплоты в изделиях при наличии массопереноса запишется в виде

$$q_T^B = -\lambda \Delta T + \left( -h_u a_m \rho_0 \Delta U - h_t a_m \rho_0 \delta \Delta T - h_p a_m \rho_0 \delta_p \Delta P \right), \text{ Вт/м}, \quad (2.163)$$

где  $h_u$ ,  $h_t$  и  $h_p$  – энтальпия потоков массы, кДж/кг, перемещающихся соответственно за счет градиентов влагосодержания, температуры, давления;  $a_m$  – коэффициент потенциалопроводности;  $\rho_0$  – плотность абсолютно сухого материала кг/м<sup>3</sup>;  $\Delta U$ ,  $\Delta T$ ,  $\Delta P$  – градиенты

соответственно влагосодержания, температуры, давления;  $\delta$  – термоградиентный коэффициент, учитывающий влияние на коэффициент теплопроводности  $a_m$  отношения перепада влагосодержаний к перепаду температур;  $\delta_p$  – коэффициент, учитывающий влияние на  $a_m$  отношения изменения массопереноса к перепаду давления.

Аналитический анализ механизма теплопереноса, проведенный по уравнению (2.163), позволяет выбрать наилучшие условия нагрева изделий на первой стадии их тепловлажностной обработки.

Во второй период тепловлажностной обработки (изотермическая выдержка) меняются направления потоков теплоты и массы градиентов за счет  $\Delta T$  и  $\Delta U$  на обратные и снижается их интенсивность. Потоки теплоты и массы за счет  $\Delta P$  не меняют своего направления, но интенсивность их снижается. Все потоки теплоты при изотермической выдержке направлены к поверхности материала.

В период охлаждения, когда пар не подается в рабочее пространство установки, температура поверхности изделий снижается. Возникает перепад температур между центром и поверхностью изделий, а также перепад давлений. За счет этого происходит резкий перепад влагосодержания. Влага диффундирует из изделия к поверхности и испаряется. Все потоки теплоты при этом направлены также к поверхности изделий.

### 3. ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ В МАТЕРИАЛАХ И ИЗДЕЛИЯХ, ПОДВЕРГАЕМЫХ ТЕПЛОВОЙ ОБРАБОТКЕ

#### 3.1. Виды тепловой обработки

В технологии силикатных материалов можно выделить следующие виды тепловой обработки: нагрев, сушку, дегидратацию (удаление, например, кристаллизационной воды из глинистых минералов), тепловлажностную обработку, обжиг, вспучивание, спекание, плавление, варку, отжиг, закалку.

Целью любой тепловой обработки является придание будущему материалу или изделию качественно новых свойств в результате физических и физико-химических превращений, которые происходят при различных температурах и в различных условиях.

*Нагрев* осуществляется с целью сушки влажного материала (изделия), изменения физической структуры материала (отжиг, закалка, размягчение), изменения фазового состава материала (теповлажностная обработка, дегидратация, перекристаллизация, кристаллизация). Этот вид тепловой обработки проводится при относительно невысоких температурах.

*Сушка* осуществляется для удаления физически связанной воды из материала (изделия) путем ее испарения. Сушка проводится при температуре ниже температуры кипения воды, является тепло- и массообменным процессом. Обмен теплотой и массой происходит между теплоносителем и материалом. Удаление влаги ведет к сближению частиц материала и формированию его структуры.

*Дегидратация* – процесс удаления кристаллизационной и/или химически связанной воды из материала. Этот вид тепловой обработки, называемый также варкой гипса, применяется для получения строительного и медицинского гипса. Температура варки гипса не превышает 150–180°C.

*Тепловлажностная обработка* (пропаривание) проводится под воздействием паровоздушной смеси при атмосферном давлении и температуре до 100°C для ускорения твердения влажных изделий из цементного и керамического бетонов. Тепловлажностная обработка (запаривание) отличается тем, что процесс ведется под воздействием насыщенного водяного пара под избыточным давлением 0,8–1,6 МПа при температуре 175–205°C для ускорения твердения изделий на

основе известково-песчаного вяжущего (силикатный кирпич, ячеистый и плотный силикатные бетоны) или цементно-кремнеземистого вяжущего (асбестоцементные изделия). Пропаривание и запаривание – процессы тепловые и массообменные.

*Обжиг* проводится при высокой температуре, но ниже или вблизи температуры плавления основной твердой фазы вещества (материала). При обжиге в веществе (материале) происходят процессы дегидратации, диссоциации, образования легкоплавких эвтектик, кристаллизации и другие структурообразующие процессы. Между изделиями и теплоносителем при обжиге происходят тепловые и массообменные процессы.

*Вспучивание* – это высокотемпературная тепловая обработка, при которой происходит увеличение объема изделия или частиц материала за счет внутреннего газовыделения. Процесс вспучивания – тепло- и массообменный процесс. В материале при этом происходят физико-химические превращения и структурообразующие процессы. Этот вид тепловой обработки применяется при получении керамзита, пеностекла и керамических теплоизоляционных материалов.

*Спекание* – это обжиг, сопровождающийся изменением физико-химической структуры материала, образованием в нем более высокого содержания жидкой фазы (цементный клинкер, некоторые керамические материалы).

*Плавление* – тепловая обработка материала при температуре выше температуры плавления. Используется при получении стекловолокна и минеральной ваты. Плавление сопровождается в основном теплообменными процессами и фазовыми превращениями.

*Варка* – тепловая обработка многокомпонентной шихты, используемая для получения расплава стекломассы, глазури, сопровождающаяся комплексом физических, физико-химических и химических процессов. Она является комплексной и включает нагрев, сушку, дегидратацию, обжиг, спекание и плавление.

Варкой называют также тепловую обработку гипсового камня в гипсоварочных котлах для получения  $\beta$ -гипса и  $\alpha$ -гипса в жидких средах.

*Закалка* – тепловая обработка стекла, включающая его нагрев и быстрое охлаждение, приводящее к образованию в нем распределенных остаточных напряжений сжатия во внешних слоях и растяжения во внутренних. Используется для придания стеклу повышенной механической прочности и термостойкости. Процесс

закалки обусловлен теплообменными процессами. Закалке подвергают стекла автомобилей, трубы, изоляторы, сортовую посуду и др.

*Отжиг* – тепловая обработка, направленная на ослабление величины остаточных напряжений в стеклоизделиях, появившихся в них при быстром охлаждении в процессе формования. Тепловая обработка заключается в нагреве стекла до высшей температуры отжига (вязкость  $10^{12}$  П · с), выдержке при ней до заданного уменьшения напряжений, затем медленного охлаждения. Отжигу подвергается листовое стекло, стеклянная тара, изоляторы. Отжиг стекла – теплообменный процесс.

*Кристаллизация* (ситаллизация) – тепловая обработка стекла определенного состава, осуществляемая с целью получения стеклокристаллических материалов – ситаллов, обладающих повышенными механическими, химическими и другими свойствами. В результате проведения в стекле направленной кристаллизации при специальных режимах нагревания и охлаждения получают его с необходимой степенью закристаллизованности и с заданным фазовым составом. Важнейшими кристаллическими фазами ситаллов являются диоксид, кордиерит, сподумен, шпинель, муллит, волластонит и др.

Из рассмотренных видов тепловой обработки наибольший объем в технологии силикатных материалов занимают сушка, обжиг, варка и тепловлажностная обработка.

### **3.2. Общая характеристика процессов в силикатных материалах и изделиях**

При тепловой обработке в силикатных материалах и изделиях протекают физические и физико-химический процессы, сопровождающиеся поглощением или выделением теплоты. Физико-химические и химические процессы, связанные с изменением внутренней энергии (энтальпии) вещества, называют термохимическими. Эти процессы, протекающие с поглощением теплоты, называются эндотермическими. К ним относятся процессы сушки, дегидратации разложения сырьевых материалов, плавления.

Процессы, идущие с выделением теплоты, называются экзотермическими. К ним относятся кристаллизация,

перекристаллизация, гидратация, т.е. процессы, в результате которых образуются вещества с меньшей внутренней энергией.

Сведения о фазовых, химических превращениях в материалах при нагревании (охлаждении) важны для установления температуры и режимов тепловой обработки, а знание энтальпий реакций, которые происходят в материале и изделиях, важно при составлении тепловых балансов тепловых установок и расчете расхода топлива на тепловую обработку.

Температурные интервалы фазовых и химических превращений, энтальпии реакций, кинетика процессов, показатели массообменных процессов, фазовый состав устанавливаются методами дериватографии и рентгенофазового анализа.

Для получения керамических изделий, стекла, вяжущих веществ и изделий на их основе используются различные исходные материалы, сырье, добавки и т.д. Основным сырьем для получения служат глина, песок, мел, сода, гипс и др.

По мере нагрева керамической массы, стекольной шихты или сырьевой смеси для получения цементного клинкера из них удаляется влага, происходит разложение соединений с выделением химически связанной воды (дегидратация глин, каолинов, гипсового камня), углекислого газа (декарбонизация мелов, известняков, доломитов) и образование новых кристаллических фаз и силикатных расплавов, дающих в результате многостадийных процессов керамический черепок, стекло с заданными свойствами или известь, портландцементный клинкер.

В зависимости от состава шихты, керамической массы, сырьевой смеси указанные процессы протекают с разной скоростью в определенных температурных интервалах.

### **3.3. Сушка в технологии силикатных материалов**

**3.3.1. Краткие сведения о процессе сушки.** Сушка – термический процесс удаления воды (влаги) из материалов путем испарения. Протекает она при условии, когда парциальное давление водяных паров на поверхности высушиваемого материала больше, чем в окружающей среде. Материалы сушат для того, чтобы подготовить их к дальнейшим процессам – измельчению, просеиванию, смешению, горению или приданию необходимой, так

называемой сырцово́й прочно́сти сформованным изделиям (например, керамический кирпич, фарфоровые изделия).

В производстве стекла и вяжущих материалов сушат сырьевые компоненты шихты: песок, шлак, глину, известняк, гидравлические добавки и прочие материалы. Большое количество времени отведено на процесс сушки в производстве керамики, где сушат глину, глиняный шликер, различные виды формованных изделий. Материал при сушке не должен терять присущих ему свойств, необходимых на последующих стадиях производства. Например, глина после сушки должна сохранить свойство пластичности, топливо не должно терять свою летучую горючую часть, гипсовые изделия после сушки должны сохранять свою прочность.

Сушка сырья перед размолотом снижает расход электроэнергии на помол. Сушка топлива, кроме того, повышает его теплоту сгорания и температуру горения.

Сушка – это наиболее продолжительный и ответственный процесс при получении материалов и изделий в ряде силикатных технологий. Энергозатраты на сушку могут достигать 10% всех затрат на производство.

При сушке из материалов и изделий удаляется влага, которая может присутствовать в них в разных видах и формах. Различают механическую (свободную), кристаллизационную, химически связанную влагу.

*Механическая влага* может находиться в материале в капельном состоянии, в виде жидкости смачивания, внутри капилляров (капиллярная). Капиллярная влага разделяется на макро- и микрокапиллярную, а также цеолитную. Такую влагу часто называют карьерной.

*Кристаллизационная влага* в материале входит в состав кристаллогидратов (например,  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ;  $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ).

*Химически связанная влага* – это структурная вода основной кристаллической фазы материала, имеющая соответственно молекулярную и ионную связь.

Прочность связи влаги с материалом увеличивается в направлении от свободной (капиллярная влага) до химически связанной.

В первую очередь при сушке удаляется механическая влага.

Кристаллогидратная вода не удаляется при сушке. Она удаляется при более высокой температуре в процессе дегидратации кристаллогидратов.

Структурная вода теряет связь с материалом и удаляется только в процессе обжига материала.

В зависимости от видов связи воды с материалом последние разделяются на: *капиллярно-пористые* (песок, шлак и др.); *коллоидные* (глина); *коллоидно-капиллярно-пористые* (торф, древесина и др.).

Различают три состояния материала по отношению к окружающей среде: *влажностное*, *равновесное* и *гигроскопическое*.

Под *влажностным* понимается такое состояние, при котором парциальное давление водяных паров на поверхности материала выше, чем парциальное давление водяных паров в окружающей среде. При этих условиях материал при сушке отдает влагу.

*Равновесное* состояние наблюдается при равенстве парциальных давлений водяных паров на поверхности материала и в окружающей среде. В этих условиях сушка материала не происходит.

При *гигроскопическом* состоянии материала парциальное давление водяных паров на поверхности материала меньше, чем парциальное давление их в окружающей среде. В этом случае материал сорбирует влагу из окружающей среды и постепенно переходит в равновесное состояние.

Количественными характеристиками, характеризующими содержание влаги в материале, являются относительная ( $W_{от}$ ) и абсолютная влажность ( $W_a$ ) или влагосодержание ( $U$ ) и выражаются следующими зависимостями:

$$W_{от} = \frac{m_{вл} - m_{сух}}{m_{вл}} \cdot 100\% ; \quad (3.1)$$

$$W_a = \frac{m_{вл} - m_{сух}}{m_{сух}} \cdot 100\% ; \quad (3.2)$$

$$U = \frac{m_{вл} - m_{сух}}{m_{сух}} , \quad (3.3)$$

где  $m_{вл}$ ,  $m_{сух}$  – соответственно массы влажного и сухого материала, кг.

Зависимость между относительной и абсолютной влажностью имеет вид

$$W_a = \frac{100W_{от}}{100 - W_{от}}, \%, \quad (3.4)$$

$$W_{от} = \frac{100W_a}{100 + W_a}, \%. \quad (3.5)$$

Влажность материала, соответствующая его равновесному состоянию, называется равновесной влажностью ( $W_p$ ).

Влажность материала, находящегося при данной температуре в равновесии с окружающей средой, полностью насыщенной водяными парами ( $\phi=100\%$ ), называется гигроскопической ( $W_r$ ).

С использованием методов сорбции и десорбции Лыковым А. В. установлено, что: в интервале  $10 > \phi > 0$  протекает молекулярная сорбция влаги с выделением теплоты; в интервале  $90 > \phi > 10$  формируется полимолекулярный слой влаги на поверхности материала; в интервале  $100\% > \phi > 90\%$  происходит интенсивное поглощение влаги без выделения теплоты, что свидетельствует о связи влаги с материалом капиллярными силами.

При сушке удаление влаги из материала разделяют на два этапа – *внешнюю диффузию*, когда влага с поверхности материала испаряется в окружающую среду и *внутреннюю диффузию*, при которой влага в виде жидкости или пара перемещается внутри материала по капиллярам к наружной поверхности кусков материала или изделий.

В капиллярах влага образует вогнутые мениски и удерживается силами поверхностного натяжения. По мере удаления влаги из поверхностных слоев материала между внутренними и наружными слоями возникает перепад влагосодержания. Отношение влагосодержания к толщине изделия называют *градиентом влагосодержания*.

С увеличением его увеличивается поступление влаги из внутренних слоев к поверхностным, благодаря чему поверхность материала не пересыхает.

Явление переноса влаги в материале в виде жидкости под действием диффузионно-осмотических и капиллярных сил Лыков А. В. назвал *влажнопроводностью (изотермической массопроводностью)*. Перемещение влаги при этом пропорционально градиенту (перепаду) влажности в теле.

Явление перемещения влаги в виде пара (диффузионно-эффузионный перенос) названо *паропроводностью*. Это явление в материале при сушке происходит при влажности его ниже гигроскопической, когда капилляры его освобождаются от находящейся в них жидкости.

В связи с наличием в материале градиента температуры дополнительно возникает тепловой поток, обуславливающий перенос влаги из мест с более высокой температурой к местам с более низкой температурой. Эта закономерность перемещения влаги по направлению теплового потока называется *термовлагопроводностью* (термической массопроводностью).

В общем виде закон переноса влаги (массопроводности) в материалах записывается уравнением

$$q_m^B = -a_m \rho_0 \Delta U - a_m \rho_0 \delta \Delta T - a_m \rho_0 \delta_p \Delta P, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}), \quad (3.6)$$

где  $q_m^B$  – суммарный поток влаги, перемещающейся через единицу поверхности внутри тела в единицу времени,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  $a_m$  – коэффициент потенциалопроводности;  $\rho_0$  – плотность абсолютно сухого материала,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $\Delta U$ ,  $\Delta T$ ,  $\Delta P$  – градиенты соответственно влагосодержания, температуры, давления;  $\delta$  – коэффициент, учитывающий влияние на  $a_m$  отношения перепада влагосодержаний к перепаду температур;  $\delta_p$  – коэффициент, учитывающий влияние на  $a_m$  отношения изменения массопереноса к перепаду давления.

Первый член уравнения (3.6) учитывает суммарный перенос влаги в виде жидкости и пара в гигроскопической области при изотермических условиях, а также перенос жидкости при любых температурных условиях в области влажного состояния тела, второй член – термодиффузию влаги, диффузионный перенос пара и перемещение жидкости за счет расширения заземленного воздуха, которые вызваны наличием градиента температуры.

Третий член уравнения характеризует молярный перенос парогазовой смеси (пара и воздуха) под действием градиента общего давления, возникающего при интенсивном нагреве влажного тела. При температуре тела менее  $100^\circ\text{C}$  избыточное давление пара практически отсутствует. Поэтому для обычных режимов сушки керамических изделий третий член уравнения (3.6) не учитывают.

Расход теплоты на совершение массообменных процессов внутри материала определяется по уравнению (2.163).

В развернутом виде балансовое уравнение тепло- и массопереноса для процесса сушки с использованием зависимостей (2.3), (2.163) записывается в виде

$$\alpha(t_{\tau}^{\circ} - t_{\Pi}^{\circ}) = r\rho_o R_v \frac{dU}{dt} + \lambda\Delta t + h_n a_m \rho_o \Delta U + \\ + h_i a_m \rho_o \delta\Delta t + h_p a_m \rho_o \delta_P \Delta p, \quad (3.7)$$

где  $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к поверхности материала, Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $t_{\tau}^{\circ}$  и  $t_{\Pi}^{\circ}$  – средняя температура соответственно теплоносителя и поверхности материала, °С;  $r$  – теплота испарения воды, кДж/кг;  $R_v$  – отношение объема сухого материала к его поверхности, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>;  $dU/dt$  – скорость испарения, кг/(м<sup>2</sup> · с).

Левая часть уравнения представляет собой конвективный поток теплоты от теплоносителя к материалу. Первый член правой части учитывает расход теплоты на испарение влаги, второй – расход теплоты на нагрев материала теплопроводностью, последующие – соответственно на нагрев материала вследствие движущейся в нем массы влаги за счет градиентов влагосодержания, температуры и давления.

**3.3.2. Периоды процесса сушки.** *Скоростью сушки* называется количество влаги, удаляемой в единицу времени с единицы поверхности испарения материала [кг/(м<sup>2</sup> · ч)].

По характеру скорости удаления влаги процесс сушки можно разделить на три основных периода – прогрева, постоянной скорости сушки, падающей скорости сушки (рис. 3.1).

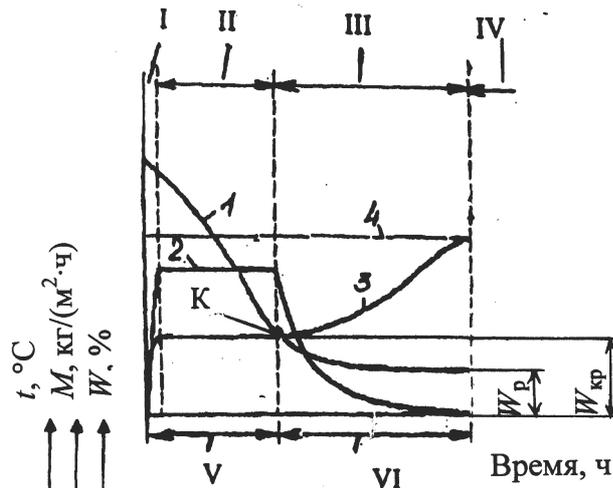


Рис. 3.1. Периоды процесса сушки:

I – период прогрева; II – период постоянной скорости сушки; III – период падающей скорости сушки; IV – период равновесного состояния; V – период влажного состояния; VI – период гигроскопического состояния материала.

1 – кривая влагосодержания (влагоотдача); 2 – кривая скорости сушки; 3 – кривая температуры материала; 4 – температура теплоносителя

*Период прогрева (первый период)* характеризуется повышением температуры материала и незначительным изменением влажности. Скорость сушки при этом быстро возрастает до определенной постоянной величины. В конце периода прогрева устанавливается постоянная температура поверхности тела и тепловое равновесие между количеством теплоты, подведенной к поверхности, и поглощенной при испарении (рис. 3.1., кривая 3).

В период *постоянной скорости сушки (второй период)* происходит испарение влаги с поверхности материала, которая в течение этого периода остается влажной, питаясь влагой, поступающей по капиллярам из внутренних слоев. Температура также остается постоянной ввиду существующего теплового равновесия между количеством теплоты, воспринимаемой материалом и отданной на испарение влаги. Температура поверхности приближается к температуре мокрого термометра. Парциальное давление пара у поверхности равно парциальному давлению насыщенного водяного пара при температуре мокрого термометра. Происходит резкое снижение влагосодержания и усадка (сокращение размеров) изделия.

По окончании второго периода сушки влажность материала (изделия) достигает так называемого критического значения (рис. 3.1., кривая 1, точка К).

При достижении критической влажности ( $W_{кр}$ ) усадка поверхности слоев изделий прекращается, развивается пористость материала, начинается период падающей скорости сушки.

В этом периоде сушки удаляется влага, имеющая сорбционный характер связи с материалом.

*Период падающей скорости сушки (третий период)* характеризуется непрерывным уменьшением влагосодержания материала и падением скорости сушки. При достижении материалом равновесной влажности ( $W_p$ ) скорость сушки становится равной нулю.

В связи с уменьшением расхода теплоты на испарение влаги происходит увеличение температуры материала, которая может достигать температуры теплоносителя. Если температура материала повышается до  $100^{\circ}\text{C}$  и выше, то принято считать, что материал приобретает абсолютно сухое состояние.

В третий период сушки удаляется влага, имеющая физико-химическую форму связи с материалом. Последней удаляется адсорбционная влага, причем вначале влага полимолекулярного, а затем мономолекулярного адсорбционного слоя.

Направления потоков массы в материале в различные периоды скорости сушки зависят от направления векторов градиентов.

В первый период влагосодержание и давление больше в центре материала, поэтому их градиенты направлены от поверхности к центру, а поток массы – от центра к поверхности. Температура в этом периоде выше на поверхности и, следовательно, градиент направлен от центра к поверхности, а поток массы – наоборот. Принимая потоки влаги от центра к поверхности (т.е. способствующие сушке) положительными, а препятствующие сушке – отрицательными, выражение потока влаги в первый период сушки запишется

$$q_m = q_{mu} + q_{mp} - q_{mt}. \quad (3.8)$$

Во втором периоде градиенты давления, влагосодержания и потоки влаги за счет этих градиентов сохраняют свое направление. Но спустя некоторое время после начала второго периода температуры центра и поверхности выравниваются. Градиент температур исчезает, и поток влаги за счет этого градиента прекращается. Тогда выражение (3.8.) принимает вид

$$q_m = q_{mi} + q_{mp} \cdot \quad (3.9)$$

Через непродолжительное время после начала третьего периода сушки давление в центре куска материала, изделия становится незначительным и либо меняет знак (т.е. наблюдается небольшое разрежение за счет конденсации влаги из теплоносителя, проникшего в поры материала), либо вообще отсутствует, т.е.  $q_{mp}$  близок к нулю. Градиенты влагосодержания и температуры имеют то же направление, что и в первом периоде, и выражение (3.8.) запишется как

$$q_m = q_{mi} - q_{mi} \cdot \quad (3.10)$$

Анализ суммарных потоков влаги по отдельным периодам позволяет на практике создавать условия по интенсификации процесса сушки.

**3.3.3. Режим сушки, усадка, усадочные напряжения.** Важным в организации процесса сушки является подбор оптимальных для данного материала условий: температуры, конечной влажности, скорости движения теплоносителя в отдельные периоды сушки, длительности сушки. Совокупность указанных параметров называется *режимом сушки*.

Под *оптимальным режимом сушки* понимают такой режим, при котором высокое качество высушиваемого материала, изделий достигается при предельно возможной производительности сушильной установки и параметрах теплоносителя и минимальном времени сушки.

По продолжительности цикла сушки и параметрам теплоносителя различают мягкий и резкий режимы сушки.

*Мягкий режим* характеризуется большой длительностью при сравнительно невысоких температуре и скорости движения теплоносителя с его повышенной относительной влажностью. При таком режиме сушат большинство керамических изделий, изготовленных из пластичных глин.

*Резкий режим* сушки отличается короткими сроками, повышенными температурой и скоростью движения теплоносителя и малой его влажностью. При резком режиме сушат большинство кусковых, порошкообразных материалов, суспензий, изделия строительной керамики полусухого и сухого прессования – кирпич, керамическую плитку и др. При этом конечная температура

материала, достигаемая в процессе сушки, не должна превышать температуру, при которой теряются свойства материала. Так, при сушке топлива температура его не должна превышать 150–200°C. При большей температуре начинается возгонка летучих веществ. Глина выше 400°C дегидратируется, теряя свои пластические свойства.

Наиболее ответственным периодом процесса сушки является период постоянной скорости сушки, который связан с усадкой и появлением напряжений в материале.

Различают абсолютную ( $\Delta l$ ) и относительную ( $\delta$ ) линейные усадки, определяемые из выражений

$$\Delta l = l_1 - l_2, \text{ м}, \quad (3.11)$$

$$\delta = \frac{(l_1 - l_2)}{l_1} = \frac{\Delta l}{l_1}, \quad (3.12)$$

где  $l_1$  и  $l_2$  соответственно начальный и конечный размеры изделия, м. Размер изделия  $l$  и его влажность  $W$  связаны линейной зависимостью

$$l_w = l_0(1 + \alpha W), \text{ м}, \quad (3.13)$$

где  $l_w$  – линейный размер изделия при влажности  $W$ , м;  $l_0$  – линейный размер изделия после прекращения усадки (абсолютно сухого изделия), м;  $\alpha$  – коэффициент линейной усадки, показывающий уменьшение линейного размера изделия при удалении из него 1% влаги (для глин он равен примерно 0,006).

Процесс усадки заканчивается к началу третьего периода сушки, т.е. при достижении критического влагосодержания ( $U_{кр}$ ) или критической влажности ( $W_{кр}$ ).

Понятие критической влажности применимо к коллоидным и коллоидно-капиллярно-пористым материалам, т.к. только у них в процессе сушки наблюдаются значительные усадки.

При сушке неизбежно неравномерное распределение влажности по сечению изделия – влажность наружных слоев меньше, чем внутренних.

Для раскрытия механизма усадки рассмотрим сушку одномерной (неограниченной) глиняной пластины. В период постоянной скорости сушки влажность в ней распределяется по закону параболы. В пластине возникают напряжения, обусловленные неравномерным распределением влаги и связанным с этим неравномерным сокращением (усадкой) слоев материала (рис. 3.2.)

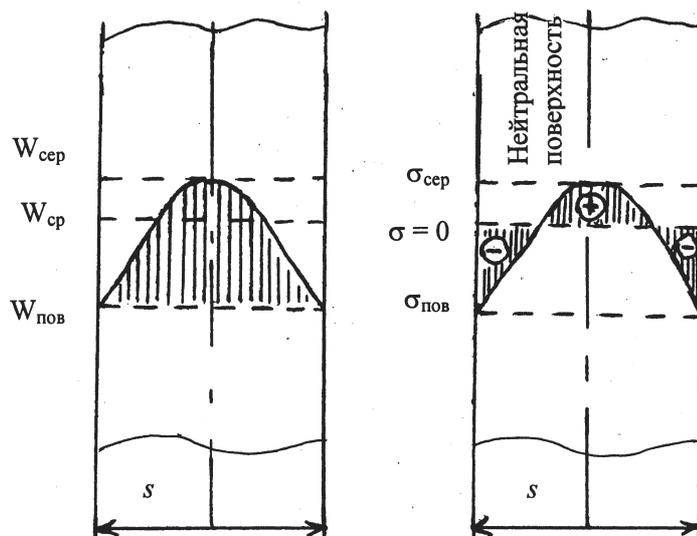


Рис. 3.2. Распределение влажности ( $W$ ) и усадочных напряжений ( $\sigma$ ) в одномерной (неограниченной) глиняной пластине

На поверхности пластины возникают наибольшие растягивающие напряжения ( $\sigma_{\text{пов}}$ ), которые по мере углубления внутрь пластины постепенно уменьшаются и в нейтральных поверхностях, где влажность слоя равна средней влажности ( $W_{\text{сер}}$ ) пластины, равны нулю. Дальше, в более глубоких слоях пластины, начинают действовать сжимающие напряжения, которые достигают максимума в середине пластины ( $\sigma_{\text{сер}}$ ).

Растягивающие напряжения на поверхности пластины могут привести к ее растрескиванию. Она не будет растрескиваться только в том случае, если возникшие за счет напряженного состояния (растягивающих и сжимающих усилий) касательные напряжения не превысят допустимые для материала пластины пределы прочности на сдвиг.

Величина возникающих напряжений в пластине пропорциональна величине  $\Delta W$ , определяемой как

$$\Delta W = W_{\text{сер}} - W_{\text{пов}}, \quad (3.14)$$

и коэффициенту линейной усадки ( $\alpha$ ) независимо от толщины пластины ( $s$ ). Выражаясь иными словами, напряжения, возникающие при сушке, в любом месте изделия пропорциональны величине заторможенной (недопущенной) усадки, которые получают слои пластины относительно нейтральной поверхности.

За критерий трещинообразования, определяющий допустимый режим сушки и характеризующий возможность появления опасных напряжений и трещин во влажных керамических изделиях, принят максимально допустимый перепад влажности в середине (центре) тела ( $W_{\text{сер}}$ ) и на его поверхности ( $W_{\text{пов}}$ ):

$$\Delta W_{\text{макс}} = (W_{\text{сер}} - W_{\text{пов}})_{\text{макс}}, \% \quad (3.15)$$

Этот критерий для каждого глинистого материала, керамической массы определяется экспериментально.

**3.3.4. Основы расчета оптимального режима сушки.** Из-за сложности процессов тепло- и массообмена при сушке, на которые влияют много факторов, в т.ч. технологические, все известные методики расчета являются приближенными. С них обычно начинают подбор экспериментальных режимов в лабораторных условиях. Оптимальный режим сушки предусматривает высыхание изделий в минимальные сроки без образования трещин. Поэтому расчет режима сушки заключается в определении допустимых скорости сушки и продолжительности сушки.

Поскольку процессы массообмена в разные периоды сушки различаются, то расчеты указанных параметров необходимо производить для каждого периода.

Первый период теоретически не является опасным в появлении трещин. Однако могут возникнуть условия, при которых трещины образуются. Эти условия создаются, когда на сушку направляются изделия с температурой ниже температуры точки росы теплоносителя. В таком случае на изделиях будет конденсироваться влага. Наибольшее ее количество будет конденсироваться на более массивных частях тела, а меньшее – на выступающих частях (углах, ребрах), т.к. последние нагреваются быстрее внутренних и массивных частей тела. Возникающее дополнительное увлажнение изделий снижает прочность (связность) глины. Из-за неравномерности влажности и соответствующей усадки и происходит появление трещин.

Для устранения этого явления и создания условий для быстрой безопасной скорости прогрева изделий проводят пароувлажнение керамических масс перед формованием изделий. В связи с этим создаются условия, когда все потоки влаги за счет градиентов

влажносодержания, температуры и давления направлены к поверхности изделия и длительность сушки сокращается на 40–50%.

В период прогрева теплоноситель должен иметь высокую относительную влажность ( $\varphi = 90\text{--}95\%$ ), значительные скорости и температуру, близкую к температуре паропрогретых влажных изделий.

Второй период сушки, в котором происходит усадка и возникают напряжения в изделии, приводящие к короблению и образованию трещин, является наиболее сложным для расчетов. На расчеты фактической скорости и длительности сушки будут накладываться влияние конфигурация и размеры изделия, равномерность удаления влаги, зависящая от скорости теплоносителя, и другие факторы, не поддающиеся точному учету. Поэтому скорость и длительность сушки обычно подбирают экспериментальным путем.

Для аналитического определения параметров сушки в этом периоде могут быть использованы дифференциальные уравнения тепло- и массопереноса. Их решение приводится в специальной литературе. Однако эти решения имеют общий вид и содержат функционально зависимые тепловые и массообменные характеристики, которые также определяются экспериментально или из теплового и материального балансов, что представляет собой достаточные трудности.

Исключение составляют изделия простой формы (неограниченная пластина, цилиндр, шар), для которых можно рассчитать длительность сушки аналитическим путем.

Максимальная и безопасная скорость сушки ( $M_{\text{макс}}$ ) определяется для пластины по формуле

$$M_{\text{макс}} = \frac{4k\Delta W_{\text{макс}}\rho_0}{100s}, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}), \quad (3.16)$$

где  $k$  – коэффициент теплопроводности,  $\text{м}^2/\text{ч}$ ;  $\Delta W_{\text{макс}}$  – максимально допустимый перепад влажности в середине и на поверхности пластины, %;  $\rho_0$  – объемная масса абсолютно сухой глины,  $\text{кг}/\text{м}^3$  (принимается равным  $1800 \text{ кг}/\text{м}^3$ );  $s$  – толщина пластины, м.

Если  $k$  и  $\Delta W_{\text{макс}}$  неизвестны, то  $M_{\text{макс}}$  определяется по приближенной формуле

$$M_{\text{макс}} = \frac{M_{\text{п макс}}}{s}, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}), \quad (3.17)$$

где  $M_{п\ макс}$  – приведенная максимальная скорость сушки, определяемая по зависимости

$$M_{п\ макс} \approx \frac{2,5 \cdot 10^{-4}}{K_c^3 + 1}, \text{ кг}/(\text{м} \cdot \text{ч}); \quad (3.18)$$

$K_c$  – коэффициент чувствительности глины к сушке, определяемый по методу Чижского А. Ф.

$$k_c = \frac{W_{нач} - W_{кр}}{W_{кр}} \quad (3.19)$$

$s$  – толщина пластины, м;  $W_{нач}$ ,  $W_{кр}$  – начальная и критическая влажность изделия, %.

По мере сушки, вследствие уменьшения влажности и увеличения прочности глины, величину  $M_{макс}$  увеличивают. Параметры сушильного агента в период постоянной скорости сушки определяют по величине  $M_{макс}$ . Находят их решением совместного уравнения внешнего и внутреннего теплообмена;

$$M_{макс} = 1,1 \frac{\alpha}{r} (t_c - t_{п}) = 1,1 \beta_{п} (p_{п} - p_c), \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}), \quad (3.20)$$

где 1,1 коэффициент, учитывающий увеличение поверхности изделия вследствие его шероховатости;  $\alpha$  – коэффициент теплоотдачи,  $\text{кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ ;  $r$  – скрытая теплота испарения воды при температуре поверхности,  $\text{кДж}/\text{кг}$ ;  $t_c$  и  $t_{п}$  – температуры соответственно среды (теплоносителя) и поверхности (мокрого термометра),  $^{\circ}\text{C}$ ;  $\beta_{п}$  – коэффициент массообмена,  $1/\text{ч}$ , равный  $\beta_{п} = 0,00168 + 0,00128w$ ;  $w$  – скорость теплоносителя,  $\text{м}/\text{ч}$ ;  $p_{п}$  и  $p_c$  – парциальные давления водяных паров в теплоносителе и насыщенных водяных паров,  $\text{кг}/\text{м}^2$ , при  $t_{п}$ .

В уравнении (3.20) известными величинами являются  $M_{макс}$ ,  $r$ ,  $t_{п}$ ,  $p_{п}$ . Величины  $\alpha$  и  $\beta_{п}$  определяются по заданной скорости теплоносителя (рекомендуемая 2,5–3,5 м/с).

Из уравнения (3.20) находят  $t_c$  и  $p_c$ , по которым с помощью диаграммы Рамзина находят относительную влажность теплоносителя ( $\phi$ ).

Оптимально безопасная длительность периода постоянной скорости сушки ( $t_{пост}$ ) может быть определена по формуле

$$t_{пост} = \frac{s^2 (W_{нач} - W_{кон})}{8 K_c \Delta W_{макс}}, \text{ С}, \quad (3.21)$$

где  $s$  – толщина пластины, м;  $(W_{\text{нач}} - W_{\text{кон}})$  – разность между начальной и конечной влажностью, %;  $K_c$  – коэффициент чувствительности глины к сушке, определяемый по формуле (3.19);  $\Delta W_{\text{макс}}$  – максимально допустимый перепад влажности, определяемый по формуле (3.16) или (3.17).

В период падающей скорости сушки ее величина не лимитируется и поэтому длительность этого периода может быть сокращена за счет подъема температуры теплоносителя до максимальной.

При условии постоянства параметров теплоносителя продолжительность третьего периода сушки ( $t_{\text{пад}}$ ) может быть рассчитана по формуле

$$t_{\text{пад}} = \frac{1,15\rho_0 s}{100m_1} \left[ (W_{\text{кр}} - W_p) 2,31g \frac{W_{\text{кр}} - W_p}{W_{\text{кон}} - W_p} \right], \text{ с}, \quad (3.22)$$

где  $m_1$  – интенсивность сушки в конце периода постоянной скорости сушки, кг/(м<sup>2</sup> · с);  $W_{\text{кон}}$  – средняя конечная влажность, до которой высушивается изделие, %.

**3.3.5. Способы сушки силикатных материалов и изделий.** По способу подвода теплоты к материалу и по характеру его тепло- и массообмена различают следующие виды сушки: с конвективным подводом теплоты к материалу; с радиационным нагревом; сушку материала в поле токов высокой частоты; методом контакта материала с электронагревателем; с применением сброса давления; комбинированные методы с применением при сушке различных способов подвода теплоты к материалу, в том числе с наложением электрических явлений.

При конвективном способе сушки влага испаряется за счет теплоты, передаваемой материалу соприкосновением от движущегося в сушилке потока нагретых сушильных агентов (воздуха или дымовых газов). С увеличением скорости потока и интенсивности конвективного теплообмена скорость сушки возрастает. Интенсивной является сушка сыпучих материалов во взвешенном и псевдооживленном состоянии.

Благодаря своей простоте и возможности рационального использования отходящей теплоты обжигательных печей

конвективный способ сушки широко распространен в керамической промышленности.

При радиационном нагреве высушиваемых изделий испарение влаги происходит за счет теплоты, сообщаемой материалу излучением от нагретых поверхностей (по закону Стефана–Больцмана).

При облучении температура поверхности материала повышается по сравнению с температурой мокрого термометра, в результате чего возникает перепад парциальных давлений пара у поверхности материала и в окружающей среде, повышающий скорость сушки изделий. Вследствие эффекта термовлагопроводности в начале облучения перепад влажностей по толщине тела достигает максимума, что объясняется интенсивным испарением влаги с поверхности материала.

Особенностью радиационной сушки является проникание инфракрасных лучей на некоторую глубину материала. Это явление эффективно используется при сушке тонких керамических изделий (скорость сушки их может быть увеличена в 10 и более раз).

При сушке в поле токов высокой частоты тело нагревается за счет тепловых эффектов, вызванных во влажном материале воздействием соответствующего электрического поля, в котором колебания молекул отстают от колебаний тока, и диэлектрические потери молекулярного трения приводят к быстрому повышению температуры материала.

При таком способе сушки материал прогревается равномерно по всей массе. Уменьшение градиента температуры от центра к поверхности тела обуславливается испарением влаги на поверхности, в результате создаются условия перемещения влаги в направлении градиента температуры.

Величину перепада влажности в материале и интенсивность испарения можно регулировать изменением частоты поля и его мощности.

При высокочастотном методе сушки скорость нагрева материала в 30–90, а скорость сушки в 15–20 раз выше по сравнению с конвективным методом.

Контактная сушка применяется для влажного материала, обладающего электропроводностью. В этом случае при пропускании через материал переменного электрического тока обеспечивается

равномерное тепловыделение в теле материала, необходимое при сушке крупногабаритных керамических изделий.

Радиационно-конвективный способ сушки находит широкое применение для сушки тонких керамических изделий. При этом срок сушки изделий и возможность трещинообразования сокращаются до минимума.

Высокочастотный радиационный способ сушки весьма эффективен при сушке трудносохнущих массивных изделий и изделий пластического формования. Сочетание интенсивного переноса влаги изнутри к поверхности тела за счет градиента избыточного давления пара и интенсивного испарения влаги с поверхности изделия при внешнем источнике тепловой лучистой энергии сводит перепад влажности по толщине к минимуму и обеспечивает интенсивную сушку изделий.

### **3.4. Обжиг в технологии силикатных материалов**

**3.4.1. Фазовые и химические превращения при обжиге керамических материалов и изделий.** Обжиг керамических материалов и изделий в зависимости от термических свойств керамической массы ведут в широком диапазоне температур (900–1450°C). Основным компонентом керамических масс является глина, в состав которой входят глинообразующие минералы и в виде примесей кварц, кальцит, слюда, полевошпат, пирит и др. При нагревании в глинистой породе протекают сложные физико-химические и химические процессы, которые развиваются в самих глинообразующих минералах, в примесях и в конечном итоге происходит их взаимодействие.

Процессы эти довольно сложны и имеют индивидуальные особенности в зависимости от вида глинообразующих минералов и сопутствующих обжигу условий (интенсивность нагрева, газовая среда и т.п.), однако в предельном приближении их можно представить схемой, приведенной на рис. 3.3.

Указанные процессы значительно усложняются в керамических изделиях, которые формируются из масс, содержащих, кроме глинистой породы, различные добавки (отошители, минерализаторы и др.).

При нагревании керамических изделий до температуры 110°C происходит удаление механической влаги и равномерный прогрев

массы. Дальнейший подъем температуры до 200°C происходит с интенсивным выделением газов.

При достижении температуры 300–400°C начинается выгорание органических примесей и топлива, если оно вводилось в шихту при подготовке массы. Этот процесс заканчивается при 450°C при медленном подъеме температуры и при 700–800°C, если подъем температуры осуществляется быстро.

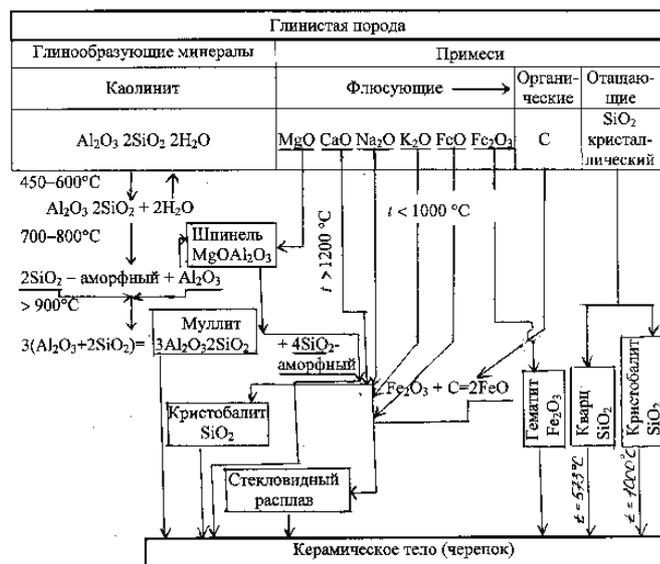


Рис. 3.3. Схема термохимических превращений при обжиге глинистой породы

Начиная с 450°C происходит удаление кристаллизационной воды, входящей в состав глинистого вещества и других минералов. Основная ее масса удаляется в интервале температур 500–600°C. В результате обезвоживания глинистого минерала каолинита образуется метакаолинит.

При температуре 573°C β-кварц переходит в α-кварц, что сопровождается увеличением объема и при быстром подъеме температуры может привести к образованию трещин в изделиях.

В интервале температур 550–800°C происходит окисление сульфидов и разложение сульфатов с выделением SO<sub>2</sub>, а сидерит FeCO<sub>3</sub> диссоциирует с выделением CO<sub>2</sub>. Позже начинается термическая диссоциация CaCO<sub>3</sub> и MgCO<sub>3</sub>, что повышает пористость изделий.

При дальнейшем нагревании в керамическом материале происходят реакции в твердых фазах. При температурах выше 800°C в продуктах обжига строительной керамики возможно образование двухкальциевого силиката, моноалюмината кальция, герцинита  $\text{FeO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ , фаялита  $2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2$ , анортита  $\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2$  и других соединений.

При температурах 700–800°C, в зависимости от химического состава глины, начинается образование жидкой фазы, которая заполняет поры и стягивает частички основного материала, вызывая огневую усадку.

При обжиге изделий тонкой керамики реакции дегидратации, декарбонизации, окисления углерода и восстановления оксидов железа в порах образца должны в основном заканчиваться до появления значительного количества расплава.

Кристаллическая фаза продуктов обжига тонкокерамических масс состоит с основным из муллита  $3\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$ , кварца и кристобалита, количественное соотношение которых зависит от состава массы, количества плавней, температуры и продолжительности обжига. Образование муллита начинается при температуре 1150°C. Эта реакция заключается в перестройке кристаллической решетки метакаолинита  $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$  к составу  $3\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$  с постепенным переходом остатка кремнезема в кристобалит. При температуре 1200–1250°C интенсивно идет процесс образования вторичного муллита в результате выкристаллизации его в виде иголок из полевошпатового расплава.

Перекристаллизации муллита и спеканию материала способствует жидкая фаза, которая начинает образовываться при температуре 1000–1050°C.

Спекание фарфора начинается уже при температурах твердофазового взаимодействия, но свои эксплуатационные свойства этот материал приобретает при высокотемпературном спекании с участием жидкой фазы. В интервале температур 1000–1250°C жидкая фаза в образце составляет 30–40% объема, благодаря поверхностному натяжению происходит усадка материала. Наибольшая усадка соответствует наибольшей плотности материала и достигается при температурах 1350–1400°C. Конечная температура обжига определяется в зависимости от состава фарфоровой массы (например, для хозяйственного фарфора она может быть 1350, 1380, 1430°C).

Основными процессами, определяющими качество фарфоровых изделий, являются: переход полевого шпата (пегматита) в стекловидную фазу, растворение в расплаве кварца и каолинита и образование новых кристаллических фаз, полиморфные превращения нерастворившегося кварца. В фарфоре стекловидная фаза представлена полевошпатовым стеклом, окружающим кварцевые зерна, кремнеземполевошпатовым стеклом, включающим муллит в пределах контуров частиц каолинового остатка.

Содержание стекло-муллитовой фазы составляет 38–85%. Количество выкристаллизовавшегося из расплава муллита (в отличие от первичного муллита, образовавшегося из каолинового остатка) зависит от степени насыщения расплава растворенным кварцем, которая, в свою очередь, зависит от температуры и вязкости расплава, наличия в массе минерализаторов. Непрореагировавший кварц в фарфоровом образце составляет 12–16%. Образование кристобалита приводит к возникновению микротрещин и снижению прочности материала. Содержание закрытых пор в фарфоре составляет 3–6%.

При скоростном обжиге изделий все процессы протекают в области более высоких температур и как бы накладываются друг на друга.

Завершающая стадия технологии производства керамических материалов – процесс охлаждения. Изделия строительной керамики при температуре 800–700°C находятся в пиропластическом состоянии и переходят в твердое состояние, поэтому температуру понижают медленно. При температурах 550–650°C происходит полиморфное превращение  $\alpha \rightarrow \beta$ -кварца, сопровождающееся изменением объема. Поэтому в этом интервале температур охлаждение необходимо замедлить во избежание появления внутренних напряжений и трещин.

После 550°C скорость охлаждения может быть высокой, поскольку никаких фазовых превращений в материале больше не происходит.

Скорость охлаждения тонкокерамических изделий до температуры перехода стеклофазы из расплавленного состояния в твердое может быть высокой, т. к. возникающие термические напряжения погашаются пластичной деформацией стеклофазы. Температура перехода фарфоровой стеклофазы в хрупкое состояние для разных фарфоров колеблется в пределах от 800 до 600°C, что обусловлено отверждением глазури на изделии. Во избежание

растрескивания глазурного покрова замедляют скорость охлаждения при этих переходах. Однако чрезмерно замедленное охлаждение может вызвать кристаллизацию глазури на изделиях и потерю блеска.

Для высокоглиноземистых изделий проводится резкое охлаждение после завершения выдержки, чтобы избежать рекристаллизацию корунда в крупные кристаллы (текстура образца остается мелкозернистой).

Сведения о фазовых и химических превращениях в керамических материалах при нагревании и охлаждении используют при определении режимов их сушки и обжига.

Указанные сложные процессы в керамических материалах могут быть описаны только системой дифференциальных уравнений переноса теплоты, массы и термических напряжений, решение которых для частного случая возможно при принятии большого числа условий однозначности, однако точного решения достичь довольно трудно.

Тепловые эффекты протекающих в керамических изделиях пиросиликатных реакций рассчитываются термодинамическим методом.

Удельный теоретический расход теплоты на обжиг керамических изделий в зависимости от конечной температуры обжига, вида изделий может достигать 600–3000 кДж/кг.

Большая сложность процессов, происходящих при обжиге керамических изделий, сильно затрудняет создание надежной аналитической теории для расчетного определения наиболее коротких, но вместе с тем и безопасных для изделия температурных режимов обжига. Поэтому существующие для этой цели расчетные зависимости носят полуэмпирический характер. Сущность их заключается в том, что экспериментально в лабораторных условиях определяют некоторые теплофизические и термомеханические характеристики керамической массы, из которой изготовлено изделие, и по ним рассчитывают максимально допустимые длительности нагревы и охлаждения в отдельных температурных интервалах. Простейший из таких методов сводится к следующему.

Опытным путем для каждого участка температурной кривой определяют кажущуюся температуропроводность ( $a_k$ ) и максимально допустимый перепад температур между поверхностью и центром образца, имеющего форму, геометрически подобную обжигаемому

изделию. Затем рассчитывают допустимую скорость нагревания изделия по формуле

$$\omega_t = a_k K_\phi \Delta t_1 / R^2, \text{ град/ч}, \quad (3.23)$$

где  $K_\phi$  – коэффициент формы (для бесконечного цилиндра  $K_\phi = 4$ );  $\Delta t_1 = (t_n - t_c)$  – допустимый перепад температур между поверхностью образца ( $t_n$ ) и его центром ( $t_c$ ) для рассчитываемого участка температурной кривой обжига;  $R$  – характерный размер изделия, м (для цилиндра и шара – радиус, для пластины – половина толщины).

Время, необходимое для нагрева изделия, определяют по формуле

$$\Delta \tau_1 = \frac{\Delta t_2}{\omega_t}, \text{ ч}, \quad (3.24)$$

где  $\Delta t_2 = (t_k - t_n)$  ( $t_n, t_k$  – соответственно начальная и конечная температуры рассчитываемого участка температурной кривой).

**3.4.2. Фазовые и химические превращения при обжиге портландцементного клинкера.** Получение портландцементного клинкера, содержащего около 80% силикатов кальция, завершается при нагреве сырьевой смеси до 1450–1500°C, когда 25–30% массы обжигаемого материала находится в расплавленном состоянии. Жидкая фаза имеет сложный состав; присутствие ее позволяет ускорить процесс взаимодействия двухкальциевого силиката (белита) с образованием самого важного минерала  $3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$  (алита). Полученный клинкер охлаждается быстро, чтобы масса его состояла из сравнительно мелких кристаллов алита, белита,  $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$  и стекла, которое цементирует их в конгломераты.

Новые химические соединения образуются в результате постепенного связывания оксида кальция, полученного при разложении исходного карбоната, с оксидами кремния, алюминия и железа. Отдельные термохимические процессы, фазовые превращения и формирование кристаллов, протекающие один за другим при нагреве сырьевой смеси в различных температурных интервалах, можно схематически разделить на пять основных стадий:

1) при нагреве до 100°C – сушка сырья с удалением свободной влаги;

2) при 100–500°C – подогрев сырьевой смеси и дегидратация содержащегося в ней глинистых минералов;

3) при 500–1150°C – дальнейший подогрев материала, сопровождающийся образованием безводного каолинита и термическим разложением карбонатов;

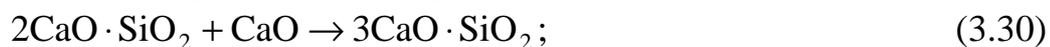
4) при 1150–1450°C – твердофазовое взаимодействие с образованием: монокальциевого, а затем трехкальциевого алюмината



двухкальциевого феррита и затем четырехкальциевого алюмоферрита



двухкальциевого и затем трехкальциевого силиката



5) при 1450–650°C – воздушное охлаждение полученного продукта с формированием его кристаллической структуры.

Некоторые реакции химического взаимодействия до получения жидкой фазы являются твердофазными. С появлением жидкой фазы (при температуре выше 1300°C) почти единственной реакцией является образование в расплаве трехкальциевого силиката (алита) за счет насыщения известью двухкальциевого силиката (белита). В четвертом периоде (1150–1450°C) термохимические процессы завершаются. Последний, пятый, период (1450–650°C) весьма важен для достижения наибольшей активности образовавшихся соединений в массе вяжущих. А именно, быстрое охлаждение обеспечивает дефектную структуру клинкерных минералов, а следовательно, обеспечит их высокую реакционную способность с водой при затворении цемента. Кроме того, быстрое охлаждение клинкера предотвращает протекание крайне нежелательного полиморфного превращения  $\beta$  –  $2\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2 \rightarrow \gamma$ – $2\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2$  при 575°C. Это явление получило название «силикатного распада», поскольку  $\gamma$ – $2\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2$  не обладает вяжущими свойствами.

В процессе обжига цементного клинкера эндотермические реакции и фазовые превращения протекают в первом-третьем периодах, а экзотермические – в четвертом периоде.

Затраты теплоты на протекание эндотермических реакций дегидратации каолинита и декарбонизации карбонатов магния и кальция равны соответственно 935, 1420 и 1660 кДж/кг исходных веществ.

Поступление теплоты в результате экзотермических реакций образования портландцементного клинкера составляет при образовании безводного каолинита 302 кДж/кг  $Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$ ; трехкальциевого алюмината – 88 кДж/кг  $3CaO \cdot Al_2O_3$ ; четырехкальциевого алюмоферрита – 160 кДж/кг  $4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3$ ; двухкальциевого силиката – 610 кДж/кг  $2CaO \cdot 2SiO_2$ ; трехкальциевого силиката – 450 кДж/кг  $3CaO \cdot 2SiO_2$ . Суммарный теоретический расход теплоты на обжиг портландцементного клинкера составляет 1700–1750 кДж/кг.

### 3.5. Тепловые процессы при варке стекла

Варка стекла относится к особой разновидности тепловых процессов в технологии силикатных материалов. Она представляет собой процесс многостадийного превращения шихты в расплав стекломассы. При нагревании стекольной шихты происходит сложные физические, химические и физико-химические процессы. В зависимости от вида и характера процессов варка стекла разделяется на пять основных стадий: силикатообразование, стеклообразование, осветление, гомогенизация и студка.

При *силикатообразовании* в шихте происходят процессы испарения влаги, дегидратации кристаллогидратов, разложения солей летучих кислот (до 700°C). Кремнеземистые материалы претерпевают полиморфные превращения с переходом β-кварца в α-кварц (575°C), затем в тридимит (870°C) и кристобалит (1470°C).

В процессе повышения температуры между промежуточными продуктами разложения и кремнеземистым компонентом протекают реакции в твердой фазе с образованием двойных солей и силикатов. Реакции стеклообразования являются экзотермическими. В результате их протекания выделяется небольшое количество теплоты. Однако суммарные процессы разложения солей и силикатообразования в большинстве своем эндотермические и требуют больших затрат теплоты (табл. 3.1).

Таблица 3.1

**Расход теплоты на реакции, протекающие в шихте  
на стадии силикатообразования**

Компоненты шихты	Температура, °С	Продукт разложения	Конечный продукт	Расход теплоты, кДж/кг, на образование	
				продукта разложения	конечного продукта
1	2	3	4	5	6
Известняк, CaCO <sub>3</sub>	600–920	CaO	CaSiO <sub>3</sub>	1537	860
Кальцинированная сода, Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	700–900	Na <sub>2</sub> O	Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>	952	559
Сульфат натрия, Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	700–1100	Na <sub>2</sub> O	Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>	3467	1514
Углекислый магний, MgCO <sub>3</sub>	450–700	MgO	MgSiO <sub>3</sub>	3467	1657

Окончание табл. 3.1.

1	2	3	4	5	6
Доломит, CaMg(CO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	550–1000	CaO, MgO	CaMg(SiO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	2757	1442
Поташ, K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	700–1000	K <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>	996	679
Селитра калиевая, KNO <sub>3</sub>	400–600	K <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>	3166	1470
Углекислый барий, BaCO <sub>3</sub>	1000–1350	BaO	BaSiO <sub>3</sub>	988	768
Азотнокислый барий, Ba(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	600–700	BaO	BaSiO <sub>3</sub>	2261	1327
Борная кислота, H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	200–900	B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3019	1694
Гидроксид алюминия, Al(OH) <sub>3</sub>	350–400	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1767	1156

При температуре 780–880°С плавятся легкоплавкие соли и эвтетика. Реакции между образовавшимися соединениями и компонентами шихты продолжают в твердой и жидкой фазах.

При появлении жидкой фазы скорость реакции силикатообразования возрастает и продолжается до температуры 900–1000°С.

Затраты теплоты на реакции, совершающиеся на стадии силикатообразования, определяются термодинамическими расчетами.

На стадии *стеклообразования* в первичном расплаве происходит растворение оставшихся (25–30%) зерен кварца. Из-за большой вязкости расплава процесс растворения проходит медленно и занимает 60–70% времени процесса варки. Процесс стеклообразования завершается при температуре 1200–1300°C.

На стадии *осветления* расплав стекломассы освобождается от остаточного количества газов, присутствующих в ней в виде пузырьков и в растворенном состоянии. Процесс осветления осуществляется за счет повышения температуры стекломассы до 1400–1600°C, при которой вязкость снижается до 5–10 Па · с.

Одновременно с процессом стеклообразования в расплаве протекает процесс *гомогенизации*, в результате которого расплав приобретает термическую и химическую однородность. Процесс гомогенизации требует выдержки расплава при высокой температуре и пониженной вязкости.

На стадии *студки* стекломасса охлаждается (на 200–300°C) до температуры, обеспечивающей необходимую вязкость для дальнейшего формования из нее изделий. На стадии студки завершается процесс осветления стекломассы. Поэтому во время студки температуру ее понижают медленно и непрерывно, не нарушая состава и давления газовой среды. На этой стадии ослабляются конвективные потоки в стекломассе за счет ограничения передачи теплоты из варочной в студочную часть печи.

Теоретически необходимое количество теплоты на варку стекла может быть рассчитано по формуле

$$\Delta H_{\Sigma} = \Sigma N [\Sigma (H_T - H_{298})_{\text{исх.в-в}} + \Delta H_T], \text{ кДж/кмоль}, \quad (3.31)$$

где  $\Delta H_{\Sigma}$  – суммарный расход теплоты, кДж/кмоль;  $N$  – молярная доля данного компонента в составе стекла;  $H_T$  – энтальпия компонента при температуре варки стекла, кДж/кмоль;  $H_{298}$  – энтальпия компонента, кДж/кмоль, при температуре 298 К;  $\Delta H_T$  – значение теплового эффекта реакции образования силикатов из оксидов при данной температуре, кДж/кмоль.

Справочные данные для расчетов принимаются из специальной литературы [38, 39].

Суммарный теоретический расход теплоты на варку стекла различного состава достигает 3000 кДж/кг. Это самый энергоемкий вид тепловой обработки в технологии силикатов.

### 3.6. Фазовые и химические превращения в изделиях при тепловлажностной обработке

Процессы внешнего и внутреннего тепло- и массообмена, осуществляемые в тепловой установке на разных стадиях тепловлажностной обработки, обуславливают протекание сложных физических, физико-химических и коллоидно-химических процессов в силикатных материалах и изделиях. В зависимости от природы и свойств исходных компонентов, состава силикатных масс, вида и режима тепловлажностной обработки в изделиях образуются гидросиликаты с различными кристаллохимическими характеристиками и свойствами, определяющими структуру и технические свойства затвердевшего изделия.

Для материалов на основе портландцемента (бетон, асбестоцементные изделия), подвергаемых пропариванию, характерны процессы гидратного твердения, а для материалов, получаемых на основе известково-кремнеземистого вяжущего, подвергаемых запариванию, характерны процессы гидросиликатного твердения.

Образование гидросиликатов в разные периоды тепловлажностной обработки сопровождаются процессами растворения, гидролиза, кристаллизации, полимеризации и поликонденсации, в результате которых образуются пресыщенные растворы, гели, метастабильные фазы с последующей их перекристаллизацией в окончательные соединения, отвечающие принятому режиму тепловлажностной обработки.

При *пропаривании* интенсивно протекают экзотермические реакции гидратации основных фаз портландцементного клинкера – алита ( $3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ ), белита ( $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$ ), трехкальциевого алюмината ( $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ ), четырехкальциевого алюмоферрита ( $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ ), а также стеклофазы. Происходит образование гидросиликатов  $\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$  (*B*),  $2\text{CaO} \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ,  $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ , этtringита в форме  $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{CaSO}_4 \cdot 32\text{H}_2\text{O}$  или  $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{CaSO}_4 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , гидросульфферритов  $3\text{CaO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{CaSO}_4 \cdot (30-32)\text{H}_2\text{O}$ ,  $3\text{CaO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{CaSO}_4 \cdot (12-18)\text{H}_2\text{O}$ , твердых растворов алюмоферритов кальция  $3\text{CaO} \cdot (\text{Al}_2\text{O}_3, \text{Fe}_2\text{O}_3) \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ , гидрогранатов общего состава  $3\text{CaO} \cdot (\text{Al}_2\text{O}_3, \text{Fe}_2\text{O}_3) \cdot x\text{SiO}_2 \cdot (2-6x)\text{H}_2\text{O}$ .

Суммарное количество теплоты, выделяющейся при образовании указанных соединений, находят по теплотам гидратации клинкерных минералов, которые для алита, белита, трехкальцевого алюмината и четырехкальцевого феррита составляют соответственно 486, 168, 877 и 378 кДж/кг.

Общее тепловыделение в изделиях за счет процессов гидратации портландцемента ( $q_{\text{экз.ц}}$ ) при тепловлажностной обработке рассчитывают по формуле

$$q_{\text{экз.ц}} = 0,0023q_{\text{э28}} \cdot (B/C)^{0,44} \cdot \theta, \text{ кДж}, \quad (3.32)$$

где  $q_{\text{э28}}$  – тепловыделение портландцемента после 28 суток твердения в зависимости от его марки, кДж/кг;  $B/C$  – водоцементное отношение;  $\theta = t_{\text{б.ср}} \cdot z$  – число градусо-часов при средней температуре бетона  $t_{\text{б.ср}} = 0,5(t_{\text{н}} + t_{\text{к}})$ ;  $t_{\text{н}}$ ,  $t_{\text{к}}$  – температура соответственно в начале и в конце тепловлажностной обработки, °С;  $z$  – продолжительность тепловлажностной обработки (обычно 7–10 ч).

Тепловыделение ( $q_{\text{э28}}$ ) зависит от активности цемента и составляет для марок 500, 400, 300 соответственно 501, 418, 334 кДж/кг.

При *запаривании* (автоклавировании) силикатных изделий реакции между известью и кремнеземом проходят в растворе, при пресыщении которого из него выпадают субмикроскопические кристаллы гидросиликатов кальция. Они имеют гелеобразную, коагуляционную структуру, перерастающую постепенно за счет образования кристаллизационных контактов в коагуляционно-кристаллизационную. На начальной стадии выкристаллизовываются высокоосновные гидросиликаты кальция типа  $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  и  $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ , затем в результате перекристаллизации образуются низкоосновные гидросиликаты кальция типа тоберморитов  $\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{Ca}_5(\text{Si}_6\text{O}_{18}\text{H}_2)$  и др., а также ксонотлит  $6\text{CaO} \cdot 6\text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ .

Образование указанных соединений проходит с поглощением теплоты. Теплоты образования, установленные термодинамическими расчетами для  $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$  (гиллебрандита), составляет 767, ксонотлита – 648 кДж/кг.

Массообменные процессы и фазовые превращения в изделиях сопровождаются изменением объема новообразований, приводящим к деструктивным процессам. Наиболее опасны они на стадиях подъема и снижения температуры в тепловой установке. В этой связи первая и

третья стадии тепловлажностной обработки должны проводиться с плавным изменением температуры и давления.

## **4. ОСНОВЫ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИИ СИЛИКАТНЫХ МАТЕРИАЛОВ**

### **4.1. Энерготехнологические схемы производства и термодинамические методы их анализа**

**4.1.1. Понятие энерготехнологии.** Энерготехнология изучает закономерности взаимосвязи и взаимообусловленности технологических процессов данного производства с целью экономии топливно-энергетических ресурсов и создания практически безотходного производства по материалу и теплоте.

Производство силикатных материалов относится к числу производств, в котором доля энергозатрат достаточно большая. Поэтому экономия энергоресурсов, как первичных, так и вторичных, позволит получить значительный экономический эффект. При разработке новых или совершенствовании существующих технологий производства силикатных материалов следует предусматривать такую энерготехнологическую схему (ЭТС) производства, в которой можно частично или полностью отказаться от потребления теплоты или электроэнергии, получаемой со стороны.

Перспективным может явиться создание таких энерготехнологических схем, в которых энергетическое оборудование (тепло- и парогенераторы, когенерационные установки, теплоиспользующие аппараты, холодильные установки, тепловые насосы и термотрансформаторы) входит в прямое соединение с технологическим оборудованием, составляя единую систему. В такой ЭТС любому изменению параметров технологических процессов должны сопутствовать и соответствующие изменения энергетических параметров и наоборот. В ЭТС создается тесная взаимосвязь и взаимообусловленность между технологическими и энергетическими стадиями производства.

Большая потенциальная возможность экономии первичных энергоресурсов в производстве силикатных материалов заложена в эффективном использовании вторичных энергоресурсов (ВЭР): физической теплоты печных и технологических газов, отработанного пара, сбросных жидкостей (охлаждающей воды, конденсата пара), энергии избыточного давления пара, сжатого воздуха. При этом сведение к минимуму потребления первичных ресурсов за счет

максимального использования ВЭР должно происходить без снижения качества получаемой продукции.

В основе любой ЭТС лежит какой-либо термодинамический цикл. Встроенное в технологический процесс энергетическое оборудование (котлы-утилизаторы, газотурбинные установки, газопоршневые агрегаты и др.) позволяет частично удовлетворить производство в технологическом паре и электроэнергии. В газотурбинной установке (ГТУ) и газопоршневом агрегате (ГПА) вырабатывается электроэнергия с одновременным получением технологических газов с требуемым потенциалом теплоты.

Таким образом, основной задачей при разработке ЭТС является использование наиболее эффективных методов уменьшения затрат топливно-энергетических ресурсов (ТЭР) при одновременном повышении технологических показателей.

**4.1.2. Методы термодинамического анализа энерготехнологических схем производства.** Создание ЭТС невозможно без ее термодинамического анализа. Он преследует следующие цели:

1) *получить картину происходящих в системе энергетических превращений, что позволит иметь достоверную информацию об ЭТС (значения КПД системы и ее отдельных элементов, распределение и характер потерь в системе, относительный вес каждого элемента системы, характеристику связей между элементами, взаимодействие со средой и т.д.). Эта информация явится основой для дальнейшей работы по совершенствованию системы и сопоставлению ее с другими системами данного производства;*

2) *иметь возможность провести оптимизацию различных параметров элементов ЭТС с целью получения максимальной термодинамической и экономической эффективности. При этом следует иметь в виду, что очень часто ЭТС, весьма термодинамически эффективная, экономически далеко не оптимальна.*

Простейшим методом термодинамического анализа ЭТС является *энергетический*, основанный на первом законе термодинамики. Этот метод позволяет оценить потери энергии в ЭТС и в ее отдельных элементах, а также выявить элементы ЭТС, процессы в которых протекают с наибольшими потерями. Существенным недостатком этого метода является то, что в нем не учитывается ценность различных видов энергии, т.е. их практическая пригодность,

что неверно с точки зрения второго закона термодинамики. В реально протекающих процессах происходят потери энергии на необратимость. Поэтому в настоящее время применяются два метода термодинамического анализа систем, учитывающие необратимость термодинамических процессов: *энтропийный* (метод цикла) и *эксергетический*. Оба метода были обоснованы в работах Р. К. Клаузиуса, Д. В. Гиббса и А. Стодола. Существенный вклад в развитие и использование этих методов внесли советские ученые А. И. Андриященко, В. М. Бродянский, Д. П. Гохштейн и др. Оба метода основаны на втором законе термодинамики и по существу решают одну и ту же задачу определения потерь работоспособности, потерь на необратимость реально протекающих процессов.

*Энтропийный* метод термодинамического анализа систем позволяет на базе первого и второго законов термодинамики найти связь между внешними энергетическими потоками (количеством теплоты и работы) и параметрами системы, а также между некоторыми внутренними параметрами. Посредством анализа теплового баланса системы, в которой совершаются термодинамические процессы, можно вычислить характеризующие их коэффициенты и сопоставить их с аналогичными коэффициентами идеальных термодинамических процессов. Это позволяет определить в данной системе суммарную потерю производимой и затрачиваемой работы вследствие необратимости процессов. Если для инженерного анализа системы этих данных недостаточно, то анализ циклов дополняется подсчетом возрастания энтропии в отдельных частях системы.

Однако на базе эксергетического метода можно более тщательно провести термодинамический анализ ЭТС и изыскать наиболее эффективные пути уменьшения затрат топливно-энергетических ресурсов при одновременном повышении технологических показателей.

*Эксергетический* метод анализа основан на широком использовании *эксергии*, который является универсальным способом термодинамического исследования различных процессов преобразования энергии в ЭТС. Все реально протекающие процессы – необратимые, и в каждом случае необратимость является причиной снижения совершенства процесса. Это происходит не из-за потери энергии, а из-за понижения ее качества, т. к. в необратимых процессах

энергия не исчезает, а обесценивается. Так, например, дросселирование пара перед автоклавами не изменяет его энергии ( $h_1 = h_2$ ), а снижает ее пригодность к совершению работы. Таким образом, каждое необратимое явление – это причина безвозвратной потери энергии. Универсальность эксергетического метода термодинамического исследования ЭТС следует рассматривать в том смысле, что характер процессов анализируемой системы (например, круговой или разомкнутый) не имеет принципиального значения: подход к решению задачи и метод ее решения не изменяются. В эксергетическом методе термодинамического анализа ЭТС каждый ее элемент рассматривается как самостоятельная термодинамическая система. Эффективность работы каждого элемента ЭТС оценивается путем сравнения эксергии на входе в этот элемент с потерей в нем работоспособности, т.е. потерей эксергии в результате необратимых процессов, протекающих в этом элементе, и обусловленных как внутренней (потери на компенсацию в рабочем теле градиентов  $\Delta p/p$ ,  $\Delta r/r$  и  $\Delta T/T$  и трения о стенки канала), так и внешней (потери на конечную разность температур при теплообмене) необратимостью. Таким образом, при определении потерь эксергии в каждом элементе исследуемой ЭТС выявляются и количественно оцениваются причины несовершенства протекающих в них процессов, что дает информацию о возможности повышения совершенства во всех элементах и позволяет создать наиболее совершенную ЭТС. Это является основной целью эксергетического метода анализа ЭТС.

## **4.2. Основы эксергетического метода термодинамического анализа ЭТС**

**4.2.1. Виды эксергии.** Понятие «эксергия» определяется как «технически пригодная энергия», «работоспособность». Однако в современной термодинамике термин «эксергия» имеет более широкое значение. Эксергия является частью энергии, переходящей в другие виды энергии. Не вся эксергия связана с внутренней энергией вещества; в отличие от работоспособности она включает в себя и потоки энергии, не связанные с материей, например, тепловой поток.

В общем смысле эксергия вещества есть максимальная работа, которую оно может совершить в обратимом процессе с окружающей средой в качестве источника даровой теплоты, если в конце этого

процесса все участвующие в нем виды материи переходят в состояние термодинамического равновесия со всеми компонентами окружающей среды.

Сопоставление свойств энергии и эксергии, приведенное в табл. 4.1, показывает, что, хотя эксергия и является частью энергии, она по свойствам несколько отличается от нее.

Таблица 4.1

### Свойства эксергии и энергии

Энергия ( $\mathcal{E}$ ) системы	Эксергия ( $E$ ) системы
1. Зависит только от параметров системы, но не зависит от параметров окружающей среды	1. Зависит как от параметров системы, так и от параметров окружающей среды
2. Всегда имеет значение, отличное от нуля, и равна в соответствии с уравнением Эйнштейна $E = mc^2$	2. Может иметь значение, равное нулю (при полном равновесии с окружающей средой)
3. Подчиняется закону сохранения энергии в любых процессах и уничтожаться не может	3. Подчиняется закону сохранения только в обратимых процессах; в реальных необратимых процессах частично или полностью уничтожается (закон Гюи-Стодолы)
4. Превращаемость одних форм в другие, в том числе для обратимых процессов, ограничена по условиям второго начала термодинамики	4. Превращаемость одних форм в другие для обратимых процессов не ограничена по условиям второго начала термодинамики

Различают два основных вида эксергии:

– эксергия видов энергии, не характеризующихся энтропией, которая равна самой энергии ( $E = \mathcal{E}$ ); сюда входит механическая, электрическая и другие виды эксергии;

– эксергия видов энергии, характеризующихся энтропией ( $E \neq \mathcal{E}$ ).

Последняя разделяется на виды эксергии, показанные на схеме (рис. 4.1.)

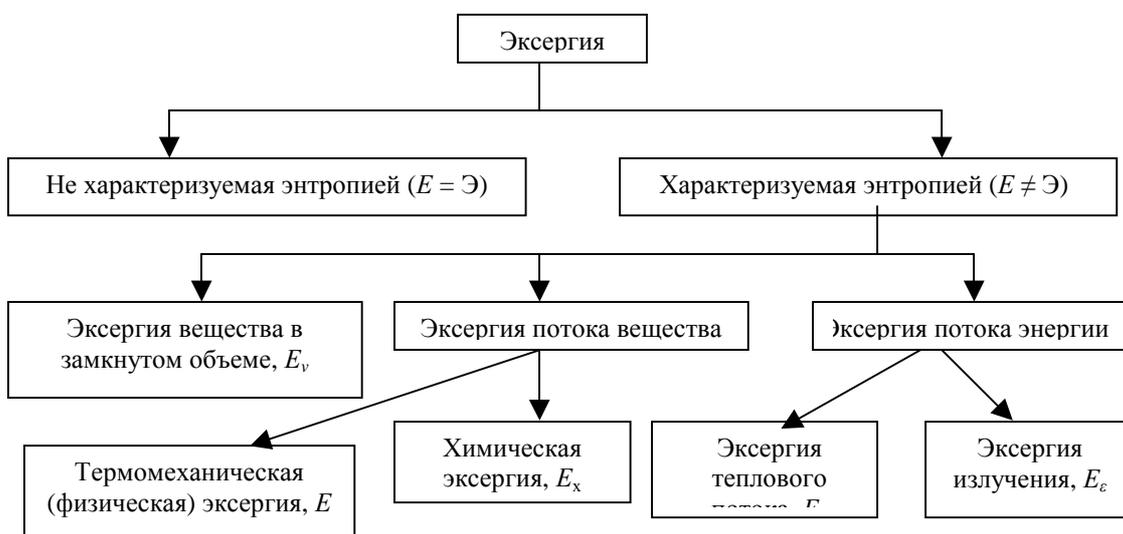


Рис. 4.1. Виды эксергии

**4.2.2. Основы расчета эксергии.** *Эксергия вещества в замкнутом объеме* ( $e_v$ ) – это максимальная работа ( $l_{\max}^{\text{пол}}$ ), которую оно, находясь в объеме  $v$ , может совершить в обратном процессе при переходе в равновесие с окружающей средой.

$$l_{\max}^{\text{пол}} = e_v = (u - u_0) - T_0(s - s_0) + p_0(v - v_0), \text{ кДж/кг}, \quad (4.1)$$

где  $u$ ,  $s$ ,  $v$  и  $u_0$ ,  $s_0$ ,  $v_0$  – соответственно внутренняя энергия (кДж/кг), энтропия (кДж/кг), объем (кДж/кг) вещества в неравновесном и равновесном состояниях по отношению к окружающей среде, имеющей давление  $p_0$ , Па.

Таким образом, максимально полезная работа системы однозначно определяется начальными параметрами источника работы и параметрами окружающей среды. Состав окружающей среды значения не имеет, т.к. исключается обмен ее материи с веществом. Разность величин работ, производимых в обратимых и необратимых процессах, представляет потерю эксергии системы ( $d$ ) вследствие необратимости процессов, протекающих в ней:

$$d = l_{\max}^{\text{пол}} - l_{\text{пол}}. \quad (4.2)$$

Чем больше разность, тем больше потеря эксергии и тем больше степень необратимости процессов в системе.

Потерю эксергии рассчитывают по формуле Гюи–Стодолы:

$$d = T_0 \cdot \Delta s_{\text{сист}}. \quad (4.3)$$

Определение  $\Delta s_{\text{сист}}$  проводится для каждого реального процесса. Т. к. энтропия однозначно определяется любыми двумя параметрами  $s = f_v(p, T)$ ;  $s = f_T(p, v)$ ;  $s = f_p(v, T)$ , то в случае, когда теплоемкость не зависит от температуры,  $\Delta s_{\text{сист}}$  можно рассчитывать следующим образом:

$$\Delta s = c_{\text{vm}} \ln \frac{T_1}{T_0} + R \ln \frac{v}{v_0}, \text{ кДж/кг}; \quad (4.4)$$

$$\Delta s = c_{pm} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{p}{p_0}, \text{ кДж/кг}; \quad (4.5)$$

$$\Delta s = c_{pm} \ln \frac{v}{v_0} + c_{vm} \ln \frac{p}{p_0}, \text{ кДж/кг}, \quad (4.6)$$

где  $c_{vm}$  и  $c_{pm}$  – массовые средние теплоемкости газа при постоянных объеме и давлении, кДж/(кг · К);  $R$  – газовая постоянная, равная  $R_\mu/\mu$ , кДж/(кг · К);  $R_\mu$  – универсальная газовая постоянная ( $R_\mu = 8,314$  кДж/(кмоль · К));  $\mu$  – молярная масса газа, кг/кмоль.

Если теплоемкость зависит от температуры линейно, ее значения находят по эмпирическим формулам для каждого из газов в определенном интервале температур (прил., табл. 21).

В случае нелинейной зависимости теплоемкости от температуры ее рассчитывают по следующей формуле:

$$c = \frac{c_{t_2} \cdot t_2 - c_{t_1} \cdot t_1}{t_2 - t_1}, \text{ кДж/(кг · К)}, \quad (4.7)$$

где  $t_1$  и  $t_2$  – соответственно начальная и конечная температура газа, °С;  $c_{t_1}$  и  $c_{t_2}$  – истинная нелинейная теплоемкость газа, кДж/(кг · К), соответственно при температуре  $t_1$  и  $t_2$ .

*Термомеханическая, или физическая, эксергия ( $e$ )* – это максимальная работа, которую может совершить поток вещества при переходе от данного состояния, характеризующегося параметрами  $p$ ,  $v$ ,  $T$ ,  $u$ ,  $h$  и  $s$ , к равновесному состоянию с окружающей средой с параметрами  $p_0$ ,  $v_0$ ,  $T_0$ ,  $u_0$ ,  $h_0$  и  $s_0$ . Термомеханическая эксергия потока вещества ( $e$ ) отличается от эксергии вещества в замкнутом объеме ( $e_v$ ) на величину работы, связанной с перемещением потока. Поскольку работа, затрачиваемая на преодоление давления среды, равна  $p v - p_0 v = v(p - p_0)$ , то термомеханическая эксергия потока вещества будет равна

$$e = e_v + v(p - p_0), \text{ кДж/кг}, \quad (4.8)$$

или после преобразований с подстановкой значения ( $e_v$ ) из формулы (4.1)

$$e = (h - h_0) - T_0(s - s_0), \text{ кДж/кг}, \quad (4.9)$$

где  $h$  и  $h_0$  – энтальпия газа до и после совершения работы, кДж/кг.

Если потоку вещества необходимо преодолеть сопротивление, отличающееся от давления окружающей среды, то физическую эксергию определяют по формуле

$$e = (h - h_0) - T_0(s - s_0) + T_0 R \ln \frac{p}{p_0}, \text{ кДж/кг}, \quad (4.10)$$

где  $p_0$  и  $p$  – давление соответственно окружающей среды и потока вещества, Па.

Химическая эксергия ( $e_x$ ) связана с установлением равенства химических потенциалов между соответствующими компонентами вещества и окружающей среды и измеряется количеством работы, которая может быть получена в обратимом процессе установления равновесия компонентов вещества с соответствующими компонентами окружающей среды при  $p_0$  и  $T_0$ . Следует помнить, что процессы взаимодействия вещества с окружающей средой, связанные с обменом массы, не всегда сопровождаются химическими реакциями; примером этого являются процессы разделения, смешения и растворения. В химических реакторах химическая эксергия является основной. Для определения  $e_x$  необходимо знать состав окружающей среды. Однако состав окружающей среды весьма неоднороден, и поэтому расчет абсолютных значений  $e_x$  с той точностью, с какой рассчитывается  $e$  и  $e_v$ , принципиально невозможен. Обычно для практических целей вводят упрощающие допущения в расчете  $e_x$ , однако при условии соответствия требованиям эксергетического анализа и строгого термодинамического обоснования.

В инженерной практике расчет химической эксергии при химических превращениях, протекающих в химических реакторах, ведется на основании формулы эксергии потока вещества ( $e$ ) (4.9).

Если реакция протекает при температуре  $T = 298$  К, то эксергия  $E_x$  (кДж/моль) определится по формуле

$$E_x = \Delta Z_{298}^0 - \sum_j E_{xj}, \quad (4.11)$$

где  $\Delta Z_{298}^0 = \sum_i v_i (\Delta Z_{298}^0)_i - \sum_i v_i' (\Delta Z_{298}^0)_i = \sum_i v_i (\Delta H_{298}^0)_i - \sum_i v_i' (\Delta H_{298}^0)_i -$

$-T_0 \left[ \sum_i v_i (s_{298}^0)_i - \sum_i v_i' (s_{298}^0)_i \right]$ ;  $\Delta Z_{298}^0$  – стандартный изобарно-

изотермический потенциал при  $T = 298$  К, кДж/моль;  $(\Delta H_{298}^0)_i$  и  $(\Delta H_{298}^0)_i'$  – стандартные значения энтальпий (теплоты образования) конечной и начальной составляющих реакций соответственно, кДж/моль;  $(\Delta s_{298}^0)_i$  и  $(\Delta s_{298}^0)_i'$  – стандартные абсолютные значения

энтропии конечной и начальной составляющих реакций соответственно, кДж/(моль · К);  $\sum_j E_{xj}$  – сумма значений химических

эксергий дополнительных веществ, участвующих в реакции (левая часть химической реакции), взятых при  $p_0$  и  $T_0$  (например, в реакции получения  $\text{CaCO}_3$  по уравнению  $\text{Ca} + 0,5\text{O}_2 + \text{CO}_2 = \text{CaCO}_3$  дополнительными веществами являются  $\text{O}_2$  и  $\text{CO}_2$ ).

Методику определения химических эксергий дополнительных веществ и таблицы их значений для элементов наиболее распространенных неорганических соединений можно найти в монографии [41].

Если реакция протекает при температурах выше 298 К, то с достаточной для инженерных расчетов точностью химическую эксергию превращений в реакторах можно подсчитать по формуле

$$E_x = \Delta Z_T^0 - \sum_j E_{0,j}, \quad (4.12)$$

где  $\Delta Z_T^0 = \Delta Z_{298}^0 + T \Delta \mu_{c,p,298} \left( 2,31 \lg \frac{T}{298} - 1 + \frac{298}{T} \right)$ ;

$\Delta \mu_{c,p,298} = \sum_i v_i (\mu_{c,p,298})_i - \sum_i v'_i (\mu_{c,p,298})'_i$ ;  $(\mu_{c,p,298})_i$  и  $(\mu_{c,p,298})'_i$  – мольные изобарные теплоемкости при температуре 298 К начальной и конечной составляющих реакции соответственно, кДж/(моль · К).

При вычислении  $\Delta Z_T^0$  надо брать абсолютные значения величины  $\Delta \mu_{c,p,298}$ . Если дополнительные вещества в окружающей среде находятся не в виде соединения с другими веществами, а в свободном состоянии (как, например, газы атмосферного воздуха), то химическая эксергия  $j$ -го компонента вещества  $E_{xj}$  определяется минимальной работой, необходимой для получения его в чистом виде при параметрах среды  $p_0$  и  $T_0$ . В этом случае в соответствии с формулой (4.9)

$$E_{xj} = \Delta H_0 + T_0(s_0 - s) = T_0(s_0 - s) = R \mu_j T_0 \ln \frac{p_0}{p_j}, \quad \text{кДж/моль}, \quad (4.13)$$

где  $\Delta H_0 = 0$  при  $T_0 = \text{const}$  для любого компонента воздуха, рассматриваемого как идеальная газовая смесь компонентов; т. к. парциальное давление  $j$ -го компонента этой смеси  $p_j = r_j p_0 = N_j p_0$ , где  $r_j$  и  $N_j$  – объемные и мольные доли компонентов в смеси, то окончательно

$$E_{xj} = R\mu_j T_0 \ln \frac{1}{N_j}, \text{ кДж/ моль.} \quad (4.14)$$

В этом случае, например, эксергия потока воздуха ( $\Delta h_0 = 0$ ):

$$\begin{aligned} e &= h - T_0 s + e_0 = c_{pm}(T - T_0) - T_0 \left( c_{pm} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{p}{p_0} \right) + \sum R_i T_0 \ln \frac{1}{r_i} = \\ &= c_{pm}(T - T_0) - T_0 \left( c_{pm} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{p}{p_0} - \sum R_i \ln \frac{1}{r_i} \right), \text{ кДж/кг,} \end{aligned} \quad (4.15)$$

где изменение энтропии  $\Delta s$  написано в соответствии с формулой (4.5), а  $r_i$  – объемная доля компонента в воздухе.

*Эксергия теплового потока* ( $e_q$ ) – это максимальная работа, которая может быть получена за счет теплоты  $q$ , отбираемой от горячего источника с температурой  $T$ , при условии, что холодный источник есть окружающая среда с температурой  $T_0$ .

Эксергия  $e_q$  рассчитывается по формуле

$$e_q = q \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right), \text{ кДж/кг.} \quad (4.16)$$

Выражение  $(1 - T_0/T)$  обозначают через  $\tau_e$ , которую называют эксергетической температурной функцией. Она имеет универсальное значение и пригодна для оценки максимальной работоспособности в круговых и разомкнутых термодинамических процессах. Эксергия ( $e_q$ ) не зависит от давления окружающей среды ( $p_0$ ).

Формулу (4.16) в связи с указанным записывают в виде

$$e_q = q \tau_e. \quad (4.17)$$

Анализ формулы (4.16) показывает, что энергия вещества, имеющего даже очень высокую температуру, не может быть использована, если и окружающая среда имеет такую же температуру ( $T_0 = T$ ,  $e_q = 0$ ). Чем ниже температура среды, тем большая доля энергии рабочего тела равна его эксергии. Поскольку частная производная термомеханической эксергии потока вещества по энтальпии при постоянном давлении равна  $\tau_e$ , т. е.  $(\partial e / \partial h)_p = \tau_e$ , то уравнение (4.17) можно записать в виде

$$(\Delta e)_p = (\Delta h)_p \tau_e = q_p \tau_e = (e_q)_p, \text{ кДж/кг,} \quad (4.18)$$

где  $(\Delta e)_p$  – изменение термомеханической эксергии потока вещества при постоянном давлении, кДж/кг;  $(\Delta h)_p$  – изменение энтальпии потока вещества при постоянном давлении, кДж/кг;  $q_p$  – тепловой

поток, кДж/кг;  $(e_q)_p$  – эксергия теплового потока при постоянном давлении, кДж/кг.

Анализируя формулу (4.18), можно сделать вывод, что изменение эксергии потока рабочего тела в изобарном процессе равно эксергии  $e_q$ , связанного с этим процессом теплового потока. Следовательно, во всех процессах теплообмена, протекающих при постоянном давлении, эксергию теплового потока можно вычислить по разности эксергий потока вещества  $\Delta e$ . Это значительно упрощает расчеты, когда точный расчет непосредственно  $e_q$  является трудоемким, как, например, при переменной температуре.

*Эксергия излучения* ( $e_\varepsilon$ ) определяется максимальной работой, которая может быть совершена в обратимом процессе приведения этого излучения в состояние равновесия с окружающей средой (при  $T_0$ ). Ее вычисляют по уравнению

$$e_\varepsilon = \varepsilon C_0 \left\{ \left( \frac{T}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_0}{100} \right)^4 - \frac{4}{3} T_0 \left[ \left( \frac{T}{100} \right)^3 - \left( \frac{T_0}{100} \right)^3 \right] \right\}, \text{кВт/м}^2, (4.19)$$

где  $\varepsilon$  – степень черноты поверхности;  $C_0$  – коэффициент лучеиспускания абсолютно черного тела, кВт/(м<sup>2</sup> · К<sup>4</sup>);  $T$  и  $T_0$  – абсолютные температуры соответственно рабочего тела и окружающей среды.

При термодинамическом анализе ЭТС в технологии силикатных материалов преимущественно проводятся расчеты физической эксергии потока вещества ( $e$ ) и эксергии теплового потока ( $e_q$ ). Расчет химической эксергии ( $e_x$ ) в последнее время широко применяют для оценки реакционной способности сырьевых смесей в технологии цемента [46] и выбора состава их с максимальной эксергией, что позволяет уменьшить затраты теплоты при их обжиге и получении клинкера.

#### **4.2.3. Эксергетические диаграммы состояния.**

Эксергетические диаграммы широко применяются при термодинамическом анализе энерготехнологических систем: из них непосредственно определяются величины  $e$ ,  $e_q$  и их составляющие для различных веществ и их смесей, значения  $\tau_e$  при заданных значениях  $T$  и  $T_0$ , а также наглядно и просто проводятся решения соответствующих задач. Среди известных эксергетических диаграмм наибольшее распространение получили следующие:  $hs$ - и  $Ts$ -

диаграммы с линиями  $e = idem$  и  $eh$ -диаграмма (рис. 4.2.). Обозначим через  $T_H^*$  – нормальную температуру кипения.

На рис. 4.2. изображена  $hs$ -диаграмма с нанесенными на ней линиями  $e = idem$ : а – при  $T_0 > T_H^*$ ; б – при  $T_0 = T_H^*$ .

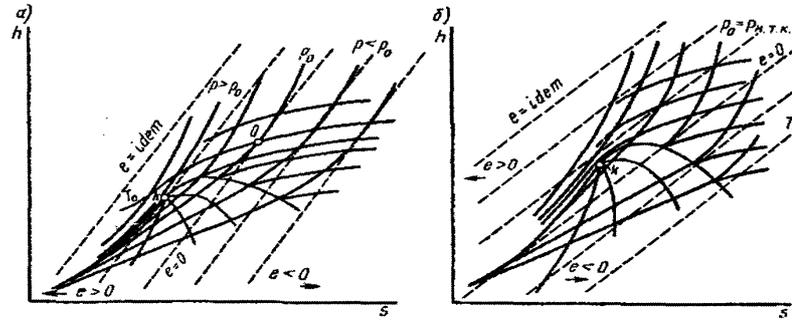
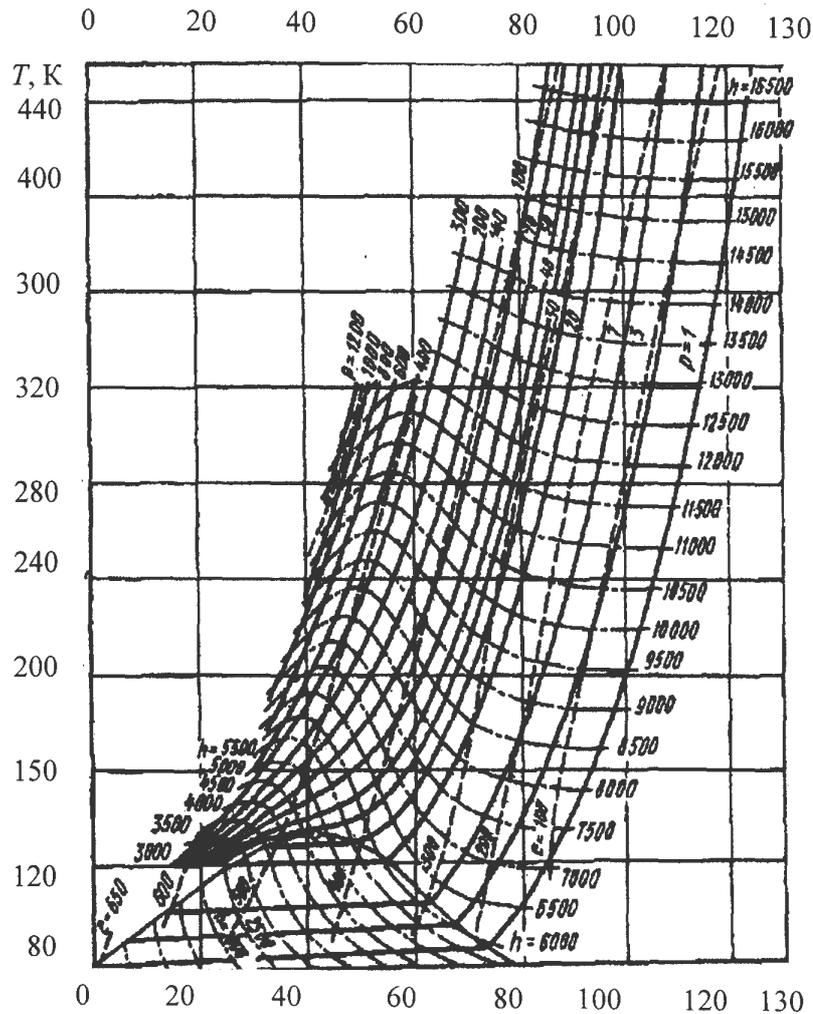


Рис. 4.2.  $hs$ -диаграмма паров с нанесенными на ней линиями  $e = idem$

Точка начала отсчета (нулевое состояние) определяется только параметром  $T_0$  и в некоторых случаях  $p_0$ . Как видно из этой диаграммы, эксергия вещества для данного термодинамического состояния определяется посредством равномерной сетки прямых  $e = idem$ . Выше линии  $e = 0$  расположена область положительных значений эксергии ( $e > 0$ ), ниже – отрицательных ( $e < 0$ ).

На рис. 4.3. представлена  $Ts$ -диаграмма воздуха с нанесенными на ней линиями  $e = idem$ , которые, в отличие от предыдущей диаграммы являются неэквидистантными линиями (за исключением влажного пара).



$S, \text{кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$

Рис. 4.3.  $Ts$ -диаграмма воздуха с нанесенными на ней линиями  $e = idem$

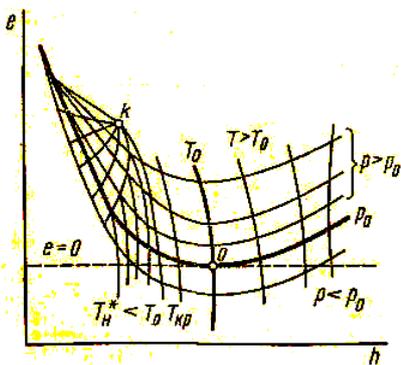


Рис. 4.4.  $eh$ -диаграмма паров (газов)

На рис. 4.4. изображена  $eh$ -диаграмма при  $T_0 > T_H^*$ . Нулевая точка определяется пересечением изобары  $p_0$  с изотермой  $T_0$ , находящейся в области перегретого пара или газа. Если в любой точке пересечения изотермы с изобарой провести касательную к последней, то тангенс угла наклона  $\alpha$  ее будет численно равен эксергетической температурной функции  $\tau_e$ .

При этом возможны три случая: если  $T > T_0$ , то  $\operatorname{tg} \alpha_p > 0$  и, следовательно,  $\tau_e > 0$ ; если  $T < T_0$ , то  $\operatorname{tg} \alpha_p < 0$  и  $\tau_e < 0$ ; если  $T = T_0$ , то  $\operatorname{tg} \alpha_p = 0$  и  $\tau_e = 0$ .

С помощью  $eh$ -диаграммы можно найти работу и другие характеристики разомкнутых процессов и циклов.

**4.2.4. Эксергетические балансы и эксергетические КПД ЭТС и ее отдельных элементов.** При исследовании ЭТС в первую очередь составляются материальный и тепловой балансы, а затем уже эксергетический.

Тепловой баланс не отражает степень приближения ЭТС к идеальной, ее термодинамическое совершенство. В отличие от теплового баланса эксергетический баланс учитывает потери от необратимости в ЭТС и тем самым отражает степень приближения системы к идеальной, для которой эксергетический КПД равен единице.

Перед составлением балансов необходимо выделить систему, подлежащую исследованию, для чего мысленно отделяют ее от других объектов контрольной поверхностью, а эксергию всех проходящих через нее потоков вещества и энергии включают в эксергетический баланс. Для  $m$  кг вещества в единицу времени или за определенный период эксергетический баланс ЭТС имеет следующий вид:

$$\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} = \sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i} + \sum_{i=1}^{i=n} L_i + \sum D_i, \text{ кДж} \quad (4.20)$$

или

$$\sum_{i=1}^{i=n} D_i = \sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} - \left( \sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i} + \sum_{i=1}^{i=n} L_i \right), \text{ кДж}, \quad (4.21)$$

где  $\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i}$  и  $\sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i}$  – суммы входящих в ЭТС эксергий и выходящих из нее соответственно, сюда входят все виды эксергии, рассмотренные выше;  $\sum_{i=1}^{i=n} L_i$  – сумма работ, совершаемых в ЭТС;  $\sum_{i=1}^{i=n} D_i$  – сумма эксергетических потерь ЭТС.

В открытых системах эксергия  $E_v = 0$ , в закрытых системах, где отсутствует обмен веществом через границы системы, равны нулю эксергии потока вещества и химическая эксергия. Однако в

химических реакторах периодического действия химическая эксергия при химических превращениях является основной.

На основании эксергетического баланса определяются относительные или абсолютные характеристики ЭТС и ее отдельных частей.

Любая ЭТС в общем случае состоит из отдельных элементов (машин и всевозможных аппаратов).

Эксергетический баланс элемента ЭТС составляется на основании схемы, изображенной на рис. 4.5:

для  $m$  кг вещества

$$\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} = \sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i} + L + D, \text{ кДж}, \quad (4.22)$$

при  $D = 0$

$$L = \sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} - \sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i}, \text{ кДж}, \quad (4.23)$$

т.е. при обратимом процессе, например в машине, работа, совершаемая ею или затраченная на ее действие, равна изменению эксергии на входе и выходе из нее.

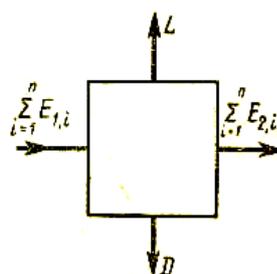


Рис. 4.5. К определению эксергетического баланса элемента ЭТС

Для 1 кг вещества эксергетический баланс машины напишется аналогичным образом:

$$\sum_{i=1}^{i=n} e_{1,i} = \sum_{i=1}^{i=n} e_{2,i} + l + d, \text{ кДж/кг}. \quad (4.24)$$

Для любого аппарата ЭТС эксергетический баланс запишется в виде:

для  $m$  кг вещества

$$\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} = \sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i} + D, \text{ кДж}; \quad (4.25)$$

для 1 кг

$$\sum_{i=1}^{i=n} e_{1,i} = \sum_{i=1}^{i=n} e_{2,i} + d, \text{ кДж.} \quad (4.26)$$

При  $D = 0$   $\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} = \sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i}$ , т.е. при обратимом процессе в

аппарате эксергия вещества, находящегося в нем, не изменяется.

Совершенство ЭТС и ее элементов тем выше, чем меньше потери эксергии, и поэтому степень совершенства ЭТС и ее элементов обычно характеризуют эксергетическим КПД, который определяется из эксергетического баланса, а именно:

для ЭТС

$$\eta_{ex} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i} + \sum_{i=1}^{i=n} L_i}{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i}} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} - \sum_{i=1}^{i=n} D_i}{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i}}; \quad (4.27)$$

для машин

$$\eta_{ex} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i} + L}{\sum_{i=1}^{i=n} E_1} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} - D}{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i}}; \quad (4.28)$$

для аппаратов

$$\eta_{ex} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} E_{2,i}}{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i}} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} - D}{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i}}. \quad (4.29)$$

Для ЭТС и ее элементов при отсутствии потерь на необратимость (потерь эксергии), т.е. при  $\sum_{i=1}^{i=n} D_i = 0$ , эксергетический КПД будет равен 1.

Из уравнений (4.27–4.29) видно, что эксергетический КПД ЭТС и ее элементов сводится к единой формуле, в которой числитель представляет собой полезный эксергетический эффект, а знаменатель – затраты эксергии, следовательно, в общем случае для ЭТС и ее элементов эксергетический КПД равен

$$\eta_{ex} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i} - \sum_{i=1}^{i=n} D_i}{\sum_{i=1}^{i=n} E_{1,i}} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} E_{эф,i}}{\sum_{i=1}^{i=n} E_{затр,i}} = \frac{A_{эф}}{A_{затр}}. \quad (4.30)$$

**4.2.5. Диаграмма Грассмана–Шаргута.** Существенную помощь при эксергетическом анализе ЭТС оказывает диаграмма Грассмана–Шаргута потоков и потерь эксергии. На этой диаграмме каждый поток эксергии анализируемой ЭТС изображается полосой, ширина которой пропорциональна значению эксергии.

Рассмотрим схему потоков эксергии для сушилки (ЭТС), работающей на дымовых газах, например, барабанной сушилки (рис. 4.6.), включающей топку (I), камеру смешения (II), сушильную камеру (III) и дымосос (IV).

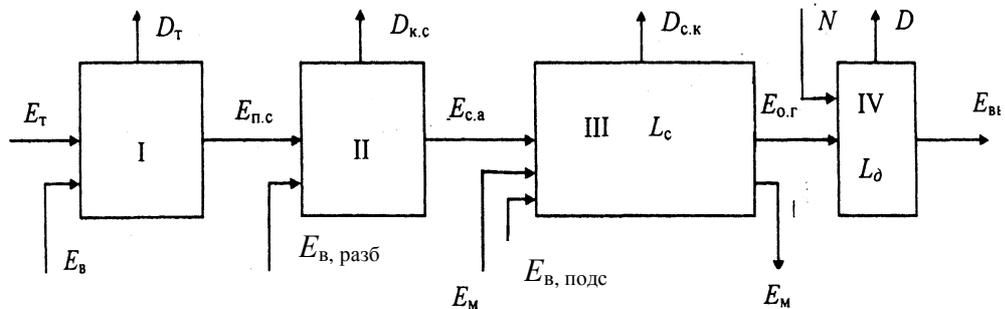


Рис. 4.6. Схема эксергетических потоков барабанной сушилки (ЭТС)

В топке сгорает топливо с эксергией  $E_T$ , включающей эксергию  $E_x$  и  $E_q$ . Для горения подается воздух под определенным давлением и с определенной температурой, эксергия которого имеет значение  $E_B$ . За счет смешения образующихся продуктов горения и теплообмена с окружающей средой в топке возникают потери эксергии  $D_T$ . Полезной эксергией топки является эксергия продуктов сгорания  $E_{п.с}$ , относящаяся к физической эксергии потока вещества.

Продукты сгорания топки с эксергией  $E_{п.с}$  являются входящей эксергией следующего элемента ЭТС – камеры смешения.

В камере смешения продукты горения разбавляются воздухом с температурой окружающей среды  $T_0$ , эксергия которого  $E'_B = 0$ . За счет смешения газов и теплообмена с окружающей средой в ней

происходит потеря эксергии  $D_{к.с.}$ . Из камеры смешения выходит сушильный агент (теплоноситель) с эксергией  $E_{с.а.}$ . Эксергия  $E_{с.а.}$  является входящим потоком эксергии III элемента ЭТС – камеры сушки.

В топке и камере смешения не совершается работа. Полезной эксергией в них является соответственно  $E_{п.с}$  и  $E_{с.а.}$ . На входе в сушильную камеру, кроме эксергетического потока  $E_{с.а.}$ , появляются потоки эксергии материала ( $E_M$ ), подаваемого на сушку, и подсасываемого из окружающей среды через неплотности воздуха ( $E_B = 0$ ). За счет смешения газов сушильного агента с подсасываемым воздухом происходит потеря его работоспособности (эксергии). В сушильной камере совершается полезная работа ( $L_c$ ), направленная на отрыв влаги от материала и ее испарение. С учетом смешения водяных паров с сушильным агентом и теплопередачи в окружающую среду общая потеря эксергии в камере смешения будет равна  $D_{с.к.}$ . На выходе из сушильной камеры будут два потока эксергии – материала ( $E'_M$ ) и отработанного сушильного агента ( $E'_{с.а.}$ ), представляющего собой смесь продуктов горения, воздуха разбавления, подсасываемого воздуха и водяных паров. Эксергия отработанного теплоносителя является входящим потоком эксергии IV элемента – дымососа. В него подводится эксергия, равная электрической мощности электродвигателя  $N$ , поскольку эксергия электрической энергии не характеризуется энтропией. В дымососе происходит потеря эксергии ( $D_d$ ), связанная с потерями электрической энергии в электродвигателе, приводе и теплообменом с окружающей средой. В нем совершается работа, связанная с преодолением гидравлических сопротивлений на пути потока газов (работа на проталкивание вещества) и созданием напора отработанному теплоносителю ( $E_{вых}$ ).

Диаграмма Грассмана–Шаргута рассматриваемой сушильной установки представлена на рис. 4.7.

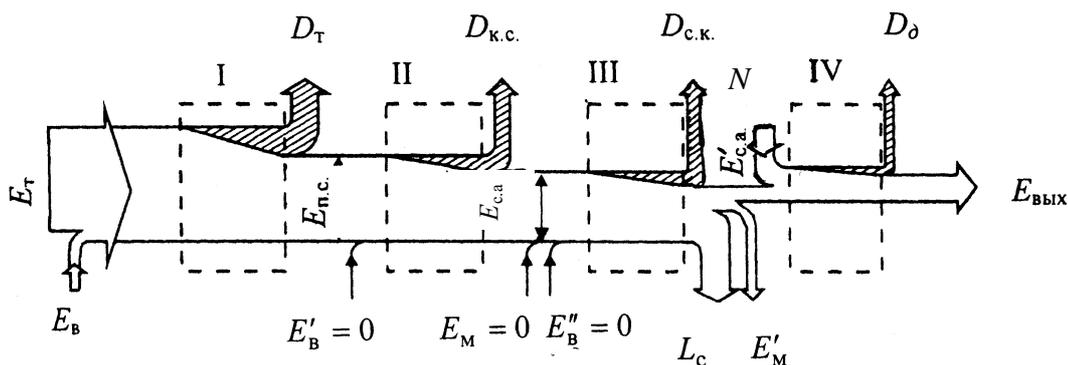


Рис. 4.7. Диаграмма Грассмана–Шаргута барабанной сушильной установки

На диаграмме (4.7.) видны все потери эксергии в элементах установки в результате протекающих в них необратимых процессов. Величина потери эксергии в каждом элементе установки соответствует уменьшению ширины полосы эксергии и условно изображается заштрихованным треугольником, переходящим в выгнутую стрелку (эксергетические потери  $D_T$ ,  $D_{к.с.}$ ,  $D_{с.к.}$ ,  $D_д$ ).

**4.2.6. Виды эксергетических потерь.** Потери эксергии, также как и сама энергия, могут не характеризоваться и характеризоваться энтропией.

Потери эксергии присутствуют во всех элементах ЭТС.

Так, например, потери эксергии в теплообменном аппарате  $D_{та}$  в общем случае представляют сумму трех потерь, вызванных конечной разностью температур  $D_T$ , гидравлическим сопротивлением  $D_p$  теплообменом с окружающей средой  $D_{о.с.}$

$$D_{та} = D_T + D_p + D_{о.с.} \quad (4.31)$$

Потеря эксергии в теплообменнике от конечной разности температур

$$D_T = E_q^B - E_q^A = m_B e_{qB} - m_A e_{qA} = \sum \delta q \Delta \tau_e = Q \Delta \bar{\tau}, \quad (4.32)$$

где  $E_q^B$  и  $E_q^A$  – эксергии тепловых потоков теплоносителей  $B$  и  $A$  соответственно, кДж;  $m_B$  и  $m_A$  – массы теплоносителей  $B$  и  $A$  соответственно, кг;  $e_{qB}$  и  $e_{qA}$  – удельные эксергии тепловых потоков теплоносителей  $B$  и  $A$  соответственно, кДж/кг.

В теплообменниках обычно процессы протекают при постоянном давлении. Поэтому формулу (4.32) можно записать в следующем виде:

$$D_T = E_q^B - E_q^A = m_B e_{qB} - m_A e_{qA} = m_B \Delta e_B - m_A \Delta e_A, \quad (4.33)$$

где  $\Delta e_B$  и  $\Delta e_A$  – изменение эксергий теплоносителей  $B$  и  $A$  соответственно, кДж/кг.

Для теплообменника, в котором теплообмен протекает при фазовых превращениях, т.е. при постоянных температурах  $T_B$  и  $T_A$ , потери  $D_T$  могут быть вычислены по формуле

$$\begin{aligned} D_T &= E_q^B - E_q^A = Q \Delta \tau_e - Q \tau_{eA} = Q (\tau_e^B - \tau_e^A) = \\ &= Q \left[ \left( 1 - \frac{T_0}{T_B} \right) - \left( 1 - \frac{T_0}{T_A} \right) \right] = Q T_0 \left( \frac{1}{T_A} - \frac{1}{T_B} \right). \end{aligned} \quad (4.34)$$

Формула (4.34) применима для любого теплообменника, если переменные температуры каждого теплоносителя заменить на среднеинтегральные значения  $\bar{T}_B$  и  $\bar{T}_A$ .

Из вышеприведенных формул следует, что чем меньше температурный напор теплообменника, тем меньше будет в нем основных потерь эксергии – потерь от конечной разности температур.

Потери эксергии от гидравлических сопротивлений  $D_p$  обусловлены движением теплоносителей в теплообменнике. Если бы движение теплоносителей было без трения, то  $D_p = 0$ . Т. к. работа, затрачиваемая на движение теплоносителей в теплообменнике, равна работе нагнетательных устройств (компрессоров и насосов), то

$$D_p = L_A + L_B, \quad (4.35)$$

где  $L_A$  и  $L_B$  – техническая работа нагнетателя теплоносителя  $A$  и теплоносителя  $B$  соответственно, кДж.

Потери эксергии от теплообмена с окружающей средой  $D_{o.c}$  имеют место при теплообмене тепловой изоляции машин и аппаратов, тепловых установок с окружающей средой ( $T_0$ ). Следовательно, потеря эксергии от несовершенства тепловой изоляции  $D_{o.c}$  определяется по формуле

$$\begin{aligned} D_{o.c} &= m_A e_q^A + m_B e_q^B = m_A q_A \bar{\tau}_{eA} + m_B q_B \bar{\tau}_{eB} = \\ &= m_A q_A \left( 1 - \frac{T_0}{\bar{T}_{изA}} \right) + m_B q_B \left( 1 - \frac{T_0}{\bar{T}_{изB}} \right), \text{ Вт}, \end{aligned} \quad (4.36)$$

где  $q_A$  и  $q_B$  – плотности тепловых потоков от теплоносителей  $A$  и  $B$  через тепловую изоляцию в окружающую среду или наоборот (когда температуры теплоносителей меньше температуры окружающей

среды  $T_0$ ), Вт/м<sup>2</sup>;  $\bar{T}_{изA}$  и  $\bar{T}_{изB}$  – среднеинтегральные температуры внешней тепловой изоляции теплоносителей  $A$  и  $B$  соответственно, К. Из формулы (4.36) следует, что, когда  $\bar{T}_{из} \rightarrow T_0$ , то  $D_{o.c} \rightarrow 0$ .

Потери эксергии в реакторе от протекания в нем химической реакции  $D_x$  можно подсчитать, исходя из формулы Гюи–Стодолы (4.3). Рассмотрим экзотермическую реакцию, протекающую при постоянных температуре и давлении. Теплота реакции передается какому-либо телу, которое находится при той же температуре. Тогда изменение энтропии в химическом реакторе составит

$$\Delta s_x = \Delta s + \Delta s_T, \quad (4.37)$$

где  $\Delta s$  и  $\Delta s_T$  – изменение энтропии системы, в которой протекает реакция, и другого тела соответственно, кДж/моль.

Если работа, обусловленная изменением объема системы при постоянном давлении, совершается только в результате реакции, то теплота, передаваемая другому телу, будет равна уменьшению энтальпии этой системы, т.е.  $(-\Delta H)$ , и поэтому указанное выше уравнение может быть записано так:

$$\Delta s_x = -\Delta s + \frac{\Delta H}{T} = \frac{-T\Delta s + \Delta H}{T} = \frac{\Delta Z}{T}, \text{ кДж/моль.} \quad (4.38)$$

И потери на необратимость, так называемые эксергетические потери

$$D_x = T_0 \Delta s_x = \frac{T_0 \Delta Z}{T}, \text{ кДж/моль.} \quad (4.39)$$

Следовательно, энтропия, созданная в результате протекания химической реакции, происходящей при постоянных температуре и давлении, равна изменению изобарно-изотермического потенциала, деленному на температуру, при которой происходит реакция, а эксергетическая потеря этого процесса – произведению энтропии на температуру окружающей среды.

Потери эксергии в тепловых установках находятся непосредственно из эксергетического баланса, составленного для данной тепловой установки.

**4.2.7. Внутренние связи и особенности потерь эксергии в ЭТС.** При оптимизации и совершенствовании ЭТС главное внимание должно быть уделено элементам ее с наибольшей величиной  $z_i$ , отражающей влияние эксергетической характеристики  $(D_i, \eta_{ex,i}, E_i)$   $i$ -

го элемента на эксергетическую характеристику ЭТС в целом ( $D, \eta_{ex}, E$ ):

$$z_i = \left( \frac{\partial x_e}{\partial x_{e,i}} \right)_{y=idem}, \quad (4.40)$$

где  $x_e$  – эксергетическая характеристика, связанная с эффективностью ЭТС ( $D, \eta_{ex}, E$ );  $x_{e,i}$  – та же характеристика  $i$ -го элемента ЭТС;  $y$  – параметры других элементов ЭТС.

Выражение  $y=idem$  означает то, что под действием изменения  $x_{e,i}$  останутся неизменными все остальные величины, не связанные с  $x_{e,i}$ . Чем больше величина  $z_i$ , тем большее влияние оказывает изменение характеристики  $i$ -го элемента на показатели ЭТС в целом.

Коэффициент  $z_i$  характеризует внутренние связи системы и определяется ее структурой.

Так, если ЭТС представляет собой последовательно расположенные элементы, процессы в которых протекают без подвода и отвода эксергии извне и без циркуляции ее между элементами, связь между  $\eta_{ex}^{ЭТС}$  и  $\eta_{ex}^i$  будет простейшей, а именно: т. к. в этом случае эксергия на выходе из  $i$ -го элемента  $E_i$  всегда равна эксергии на входе в  $(1 + i)$ -й элемент (рис. 4.7.), то эксергетический КПД ЭТС будет равен произведению эксергетических КПД всех ее элементов, т.е.

$$\eta_{ex}^{ЭТС} = \prod_{i=1}^{i=n} \eta_{ex,t}. \quad (4.41)$$

На примере этой системы можно наглядно установить особенности потерь эксергии в различных элементах ЭТС.

На рис. 4.7. видно, что в направлении от первого элемента ЭТС к последнему эксергия на входе в элемент  $E_i$  непрерывно уменьшается. В этом случае также непрерывно будет уменьшаться и  $\eta_{ex,i}$ , поскольку  $\eta_{ex,i} = (E_i - D_i) / E_i$ . Следовательно, уменьшение потерь эксергии особенно важно в последних элементах ЭТС.

#### 4.2.8. Эксергетическая производительность и мощность.

Эксергетическая производительность и мощность являются обобщенной характеристикой любой ЭТС.

Эксергетическая производительность ЭТС – это алгебраическая сумма всех видов эксергий  $\Sigma E_{эф}$ , которая определяет полезный эффект ЭТС.

Эксергетическая мощность ЭТС – это отношение эксергетической производительности ко времени  $\tau$ :

$$N_{ex} = \frac{\Sigma E_{эф}}{\tau}.$$

(4.42)

Эксергетическая мощность позволяет определить эксергетический КПД ЭТС и используется в качестве одного из критериев оптимизации ЭТС.

**4.2.9. Связь между энергетическим и эксергетическим КПД тепловой установки.** Оценку совершенства тепловой установки можно дать путем анализа значений термодинамических коэффициентов эффективности ЭТС – энергетических и эксергетических КПД, причем, как выше отмечалось, энергетический КПД определяет полноту использования энергии в установке, а эксергетический – максимальную работу, которую можно в ней получить. При термодинамическом анализе эффективности работы реальной установки ее сравнивают с идеальной. Под идеальной тепловой установкой, например печной установкой, понимают печь, которая характеризуется: отсутствием теплотерь через ограждающие конструкции; неограниченными возможностями интенсификации процесса горения топлива и полным его сгоранием при теоретическом расходе воздуха; неограниченными техническими возможностями организации теоретического противотока, т.е. когда продукты сгорания покидают установку с температурой, равной температуре поступающего в нее материала; бесконечно малым самопотреблением энергии.

В систему энергетических и эксергетических коэффициентов эффективности включают три понятия: эффективная идеальная установка, относительная и абсолютная эффективность реальной установки. Относительный коэффициент характеризует эффективность реальной установки по отношению к идеальной.

Формулы вычисления энергетического и эксергетического КПД применительно к пламенным печам технологии силикатных материалов приведены в табл. 4.1.

В табл. 4.1  $h_r$ ,  $h_r$  – удельные энтальпии соответственно продуктов горения топлива при теоретической температуре и уходящих из печи газов при температуре топлива и воздуха на входе в печь, кДж/м<sup>3</sup>;

$q_1$  – полезно затраченная теплота, кДж/кг;  $B$  – расход топлива кг/кг( $\text{м}^3/\text{кг}$ );  $V_{\text{п.с}}$  – количество продуктов сгорания, образующихся при сжигании топлива,  $\text{м}^3/\text{кг}(\text{м}^3/\text{м}^3)$ ;  $T_0$ ,  $\bar{T}_{\text{гор}}^{\text{ух.г}}$ ,  $\bar{T}_{\text{м}}$  – соответственно абсолютная температура окружающей среды, интегральная абсолютная температура продуктов сгорания в интервале от теоретической температуры горения топлива до температуры уходящих газов из печи, интегральная абсолютная температура материала в интервале от начальной температуры на входе в печь до конечной температуры нагрева, К.

Таблица 4.1

**Формулы расчета энергетического и эксергетического КПД  
пламенных печей**

Вид печи и эффективности	КПД	
	энергетический	эксергетический
Идеальная	$\eta_{\text{ид}} = \frac{h_{\text{т}} - h_{\text{г}}}{h_{\text{т}}}$	$\eta_{\text{ex,ид}} = \eta_{\text{ид}} \left( 1 - \frac{T_0}{\bar{T}_{\text{гор}}^{\text{ух.г}}} \right)$
Реальная	$\eta_{\text{р}} = \frac{q_1}{BV_{\text{п.с}} \cdot h_{\text{т}}}$	$\eta_{\text{ex,р}} = \eta_{\text{р}} \left( 1 - \frac{T_0}{\bar{T}_{\text{м}}} \right)$
Относительная	$\eta_0 = \frac{q_1}{BV_{\text{п.с}} \cdot (h_{\text{т}} - h_{\text{г}})}$	$\eta_{\text{ex,о}} = \eta_0 \frac{1 - \frac{T_0}{\bar{T}_{\text{гор}}^{\text{ух.г}}}}{1 - \frac{T_0}{\bar{T}_{\text{м}}}}$

Величины  $\bar{T}_{\text{гор}}^{\text{ух.г}}$  и  $\bar{T}_{\text{м}}$  находят по зависимостям

$$\bar{T}_{\text{гор}}^{\text{ух.г}} = \frac{T_{\text{гор}} - T_{\text{ух.г}}}{\ln \left( \frac{T_{\text{гор}}}{T_{\text{ух.г}}} \right)}, \text{ К}, \quad (4.43)$$

$$\bar{T}_{\text{м}} = \frac{T_{\text{м,кон}} - T_{\text{м,нач}}}{\ln \left( \frac{T_{\text{м,кон}}}{T_{\text{м,нач}}} \right)}, \text{ К}. \quad (4.44)$$

Из приведенных выше формул определения эксергетического КПД тепловых установок видно, что эксергетический КПД всегда ниже энергетического.

Относительный коэффициент эффективности ( $\eta_0, \eta_{ex,0}$ ) называют иначе рациональным коэффициентом полезного действия, т.к. при совершенствовании теплотехнологической установки стремятся не к простой максимизации, а к его оптимизации, которая соответствует приближению относительного КПД к единице.

**4.2.10. Понятие о термозкономическом анализе.** Считается, что эксергетический анализ затрат эксергии и ее потерь все-таки является недостаточным для окончательной оценки ЭТС, т.к. он не учитывает все виды затрат, которые могут быть определены с помощью технико-экономического анализа.

Например, для теплообменников с термодинамической точки зрения для снижения эксергетических потерь надо свести к минимуму температурный напор, но при этом будет возрастать поверхность нагрева. На вопрос, до каких пределов экономически целесообразно увеличивать поверхность нагрева, может дать ответ технико-экономический анализ.

Сочетание технико-экономического анализа с термодинамическим называется термозкономикой.

В термозкономическом анализе ЭТС лидирующее значение сохраняет за собой эксергетический анализ. Он показывает, как сократить энергозатраты, а термозкономический анализ – до каких значений это сокращение экономически целесообразно.

При термозкономическом анализе, как и при оптимизации ЭТС, используются эксергетические характеристики  $\eta_{ex}, \Sigma D_i, \Sigma E_{пол}, \Sigma E_{вых}$ .

В основу термозкономического анализа ЭТС положено понятие стоимости эксергии, включающей все виды затрат в денежном выражении. Эксергетический же метод термодинамического анализа ЭТС, как и ее термодинамическая оптимизация, учитывает только прямые непосредственные затраты энергии. Другие виды затрат (как, например, расход материалов, также связанный с затратами энергии на их получение, транспорт и обработку) не учитываются. Однако целевая функция при анализе и оптимизации любой ЭТС должна учитывать все виды затрат, и поэтому в качестве такой функции в термозкономическом анализе используются приведенные затраты.

Обычно анализ ЭТС проводится в два этапа: эксергетический и термозкономический. Методы термозкономического анализа подробно рассматриваются в специальной литературе по эксергии.

### 4.3. Примеры применения метода эксергетического анализа тепловых процессов

**4.3.1. Сжигание топлива.** Эксергетический анализ процесса сжигания топлива проводится на основе данных по тепловому балансу процесса горения, который рассчитывается по формулам (1.118–1.121).

Формула расчета эксергетического баланса имеет вид

$$e_{x,T} + e_{q,T} + E_B = E_{п.с} + D_T, \quad (4.45)$$

где  $e_{x,T}$  – химическая эксергия топлива, кДж/кг (кДж/м<sup>3</sup>);  $e_{q,T}$  – эксергия теплового потока топлива, кДж/кг (кДж/м<sup>3</sup>);  $E_B$  – эксергия воздуха, подаваемого на горение, кДж/кг (кДж/м<sup>3</sup>), топлива;  $E_{п.с}$  – эксергия продуктов сгорания, кДж/кг (кДж/м<sup>3</sup>), топлива;  $D_T$  – потери эксергии, кДж/кг.

Удельная химическая эксергия топлива ( $e_{x,T}$ ) рассчитывается по следующим приближенным формулам:

$$\text{для газообразного топлива} \quad e_{x,T} \approx 0,95Q_B, \text{ кДж/м}^3; \quad (4.46)$$

$$\text{для каменных углей} \quad e_{x,T} \approx 1,08Q_B^p, \text{ кДж/кг}; \quad (4.47)$$

$$\text{для бурых углей} \quad e_{x,T} \approx (1,15 - 1,20)Q_B^p, \text{ кДж/кг}; \quad (4.48)$$

$$\text{для жидкого топлива} \quad e_{x,T} \approx 0,975Q_B^p, \text{ кДж/кг}. \quad (4.49)$$

Эксергия теплового потока ( $e_{q,T}$ ) топлива равна

$$e_{q,T} = h_T \cdot \bar{\tau}_e = c_T \cdot t_T \left( 1 - \frac{T_0}{T_T} \right), \text{ кДж/кг}. \quad (4.50)$$

Если топливо поступает на горение с температурой окружающей среды ( $T_T = T_0$ ), то  $e_{q,T} = 0$ .

Для жидкого топлива, которое перед подачей в форсунки подогревается,  $e_{q,T} \neq 0$ .

Эксергия воздуха ( $E_B$ ), представляющая собой термомеханическую эксергию потока вещества, определяется по формуле (4.10). При этом учитывается давление подаваемого воздуха, содержанием влаги в воздухе пренебрегают.

В развернутом виде формула (4.10) для 1 кг (м<sup>3</sup>) топлива принимает вид

$$E_B = L_\alpha \rho_B \left[ c_{pm,B} (T_B - T_0) - T_0 \left( c_{pm,B} \cdot \ln \frac{T_B}{T_0} - R_B \cdot \ln \frac{p_B}{p_0} \right) + \right. \\ \left. + \sum R_i T_0 \ln \frac{1}{r_i} \right], \quad (4.51)$$

где  $L_\alpha$  – расход воздуха, м<sup>3</sup>/кг;  $\rho_B$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>, при температуре окружающей среды  $T_0$ ;  $c_{pm,B}$  – удельная средняя теплоемкость воздуха, кДж/(кг · К), в интервале температур от  $t_0$  до  $t_B$ ;  $T_0$ ,  $T_B$  и  $p_0$ ,  $p_B$  – соответственно абсолютная температура, К, и давление, Па, окружающей среды и воздуха, подаваемого на горение;  $R_B$ ,  $R_i$  – газовые постоянные соответственно воздуха и компонентов воздуха, кДж/(кг · К);  $r_i$  – объемная доля компонентов в воздухе.

Если  $T_B = T_0$ , то эксергия воздуха будет определяться только его давлением.

Эксергия продуктов сгорания ( $E_{п.с}$ ) рассчитывается по формуле, аналогичной (4.51):

$$E_{п.с} = V_\alpha \cdot \rho_{п.с} c_{pm,п.с} (T_d - T_0) - \\ - T_0 \left[ c_{pm,п.с} \cdot \ln \frac{T_d}{T_0} - R_{п.с} \cdot \ln \frac{p_{п.с}}{p_0} - \sum R_{i,п.с} \cdot \ln \frac{1}{r_i} \right], \quad (4.52)$$

где  $V_\alpha$  – объем образующихся продуктов горения, м<sup>3</sup>/кг (м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>),  $\rho_{п.с}$  – плотность продуктов горения, кг/м<sup>3</sup>, при  $T_0$ ;  $c_{pm,п.с}$  – удельная средняя теплоемкость продуктов сгорания, кДж/(кг · К); в интервале температур от  $t_0$  до  $t_d$ ;  $T_d$ , – абсолютная действительная температура горения, К;  $R_{п.с}$  и  $R_i$  – газовые постоянные соответственно продуктов сгорания и газов, кДж/(кг · К);  $r_i$  – объемные доли газов, входящие в продукты горения.

Подсчитав левую часть уравнения эксергетического баланса (4.44) и  $E_{п.с}$ , можно найти потери эксергии при сжигании  $D_T$ .

Эксергетический КПД процесса сжигания топлива в тепловой установке можно определить по формуле

$$\eta_{ex,сж} = \frac{E_{п.с}}{e_{x,T} + e_{q,T} + E_B}. \quad (4.53)$$

Потери эксергии при сжигании топлива ( $D_T$ ) могут быть определены также по формуле Гюи–Стодолы (4.3), в которой изменение энтропии  $\Delta s$  рассчитывается по формуле

$$\Delta s = Q_H^p \left( \frac{1}{T_d} - \frac{1}{T_k} \right), \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (4.54)$$

где  $T_d$  и  $T_k$  – соответственно действительная и калориметрическая температуры горения топлива, К.

Тогда эксергетические потери ( $D_T$ ) находят по формуле

$$D_T = T_0 \cdot Q_H^p \left( \frac{1}{T_d} - \frac{1}{T_k} \right), \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (4.55)$$

а эксергетический КПД сжигания ( $\eta_{ex,сж}$ ) – по формуле

$$\eta_{ex,сж} = \frac{e_{x,T} + e_{q,T} + E_B - D_T}{e_{x,T} + e_{q,T} + E_B}. \quad (4.56)$$

Эксергетический КПД процесса сжигания топлива при атмосферном давлении изменяется от 0,45 (для промышленных котельных и печей) до 0,7 (для современных парогенераторов). При повышении давления газообразного топлива, подаваемого на горение, величина  $\eta_{ex,сж}$  повышается и, например, для газовых турбин находится в пределах 0,55–0,6.

Эксергия продуктов сгорания ( $E_{п.с}$ ), полученных при сжигании топлива в топке, может быть определена и в виде эксергии теплового потока  $e_{q,п.с}$ .

$$e_{q,п.с} = H_{общ} \cdot \eta_T \left( 1 - \frac{T_0}{T_T} \right), \text{ кДж/кг (кДж/м}^3\text{)}, \quad (4.57)$$

где  $H_{общ}$  – энтальпия топлива и воздуха, поступающих на горение в топку, кДж/кг (кДж/м<sup>3</sup>) (левая часть уравнения теплового баланса процесса горения);  $\eta_T$  – КПД топки;  $T_T$  – теоретическая температура горения топлива, К.

Из формулы (4.57) видно, что с увеличением подогрева воздуха увеличивается и  $e_{q,п.с}$ , т. к. при этом увеличивается  $H_{общ}$  и  $T_T$ .

Обогащение воздуха кислородом приводит к уменьшению объема продуктов сгорания (уменьшается содержание в них азота) и, следовательно, к увеличению  $T_T$ . Уменьшение коэффициента избытка воздуха  $\alpha$  при сжигании топлива также приводит к увеличению  $T_T$ , т. к. при этом уменьшается объем продуктов сгорания. Тогда, в

соответствии с формулой (4.53), оба эти мероприятия приводят к увеличению  $e_{q \text{ п.с}}$  и, следовательно (при прочих равных условиях), к уменьшению эксергетических потерь  $D$ . Однако обогащение воздуха кислородом потребует дополнительных затрат энергии, которые в эксергетическом анализе ЭТС не учитываются. Выгодность предварительного подогрева воздуха и его обогащения кислородом определяется технико-экономическими соображениями.

**4.3.2. Теплообмен.** Как было показано в п. 4.2.6, в реальных процессах, протекающих в теплообменниках (подогревателях, охладителях), рассматривается три вида потерь эксергии  $D_T$ ,  $D_p$  и  $D_{o.c.}$ . Вычисляя отдельные составляющие потерь по приведенным в п. 4.2.6 формулам при различных параметрах процесса, можно найти их минимум и долю каждой потери в общей величине  $D$ . Если окажется, что  $D_p \ll D_T$  и  $D_{o.c.} \ll D_T$ , то  $\eta_{ex}$  теплообменной установки целесообразно определять по формуле

$$\eta_{ex} = \frac{E_q^A}{E_q^B} = \frac{Q \cdot \bar{\tau}_e^A}{Q \cdot \bar{\tau}_e^B} = \frac{\bar{\tau}_e^A}{\bar{\tau}_e^B} = \frac{\Delta E_A}{\Delta E_B}, \quad (4.58)$$

где  $A$  и  $B$  – теплоносители или тела, между которыми происходит теплообмен.

**4.3.3. Дросселирование пара.** Процесс дросселирования пара проводится для снижения давления его до рабочего перед подачей в аппарат, например в автоклав, для тепловлажностной обработки силикатных материалов. В связи с понижением давления пара ( $p_1 < p_2$ ) возрастает его удельный объем ( $v_2 > v_1$ ) и скорость потока ( $w_2 > w_1$ ). Поскольку скорость потока возрастает незначительно, в первом приближении можно принять  $w_2 = w_1$ . Тогда  $h_1 = h_2$ , т.е. при дросселировании энтальпия пара не меняется. А т. к.  $dh = c_p dT = 0$ , то  $dT = 0$ , т.е.  $T = const$  или  $T_1 = T_2$ . Тогда изменение физической эксергии пара будет

$$\Delta e = \Delta h - T_0 \Delta s = c_{pm} (T_2 - T_1) - T_0 \Delta s = -T_0 \Delta s, \text{ кДж/кг.} \quad (4.59)$$

Изменение энтропии пара находят по формуле (4.5), которая в связи с тем, что  $T_1 = T_2$ , запишется

$$\Delta s = -R \ln \frac{p_2}{p_1}, \text{ кДж/кг.} \quad (4.60)$$

При дросселировании происходит потеря работоспособности пара, его ценности как рабочего тела.

**4.3.4. Разбавление продуктов сгорания воздухом.** Процесс разбавления продуктов сгорания топлива проводится для получения теплоносителя перед подачей его в сушильную камеру для сушки различных материалов. Снижение температуры продуктов сгорания обусловлено требованиями технологического процесса и свойствами материала, подвергаемого сушке.

Разбавление проводят холодным воздухом с температурой окружающей среды  $T_0$ , при которой  $E_B = 0$ . В результате смешения продуктов сгорания с холодным воздухом частично теряется эксергия, полезно не используется их более высокая работоспособность и, как следствие, бесполезно тратится часть топлива.

Потеря эксергии на разбавление продуктов сгорания определяется по формуле Гюи–Стодолы (4.5), в которой  $\Delta s_{\text{смеш}}$  определяют по формуле

$$\Delta s_{\text{смеш}} = -R_{\text{с.а}} \sum r_i \ln r_i, \text{ кДж/м}^3. \quad (4.61)$$

**4.3.5. Сушка материала.** В процессе сушки эксергия влажного материала, с одной стороны, уменьшается в результате потери им воды, а с другой – увеличивается из-за повышения температуры материала. Эти два конкурирующих процесса и обуславливают изменение эксергии теплоносителя. Отсюда для оценки совершенства процесса сушки не имеет смысла проводить расчет эксергетического КПД сушки. Принято эффективность процесса сушки оценивать по удельному расходу эксергии ( $e$ ) на сушку:

$$e = \frac{E_{\text{с.а}}}{G_B}, \text{ кДж/кг}, \quad (4.62)$$

где  $E_{\text{с.а}}$  – эксергия сушильного агента, кДж;  $G_B$  – количество воды, удаляемой в процессе сушки, кг.

#### **4.4. Анализ и термодинамическая оптимизация ЭТС**

В качестве примеров эксергетического анализа ЭТС рассмотрим стекловаренную печь для варки тарного стекла, сушильный барабан, автоклав, а также применение эксергетического анализа для оптимизации технологического процесса получения портландцементного клинкера.

*Стекловаренная печь.* Производительность печи – 120 т/сут, площадь печи общая – 168 м<sup>2</sup>, варочной части – 148 м<sup>2</sup>; топливо – мазут топочный М 100, число пар шахтных горелок – 5, температура варки – 1500°С.

Для печи рассчитан энергетический и эксергетический балансы по следующим уравнениям:

$$Q_T + Q_B = Q_C + Q_D + Q_K + Q_L + Q_{дв} + Q_H + Q_{пр}, \quad (4.63)$$

$$E_{x,T} + E_{\phi}^B + E_{x,ш} = E_C + E_{t,д} + E_K + \Delta E_{t,дв} + \Delta E_{x,T} + \Delta E_L + \Delta E_H + \Delta E_{нт} + \Delta E_{пр} \quad (4.64)$$

Результаты расчетов балансов приведены в табл. 4.2.

Анализ данных табл. 4.2, полученных расчетом по уравнениям (4.63), (4.64), показывает, что в энергетическом балансе несколько занижается энергетическая ценность топлива и, наоборот, завышается значение потока теплоты продуктов сгорания топлива, уходящих из печи и потока теплоты через кладку печи.

Таблица 4.2

**Энергетический и эксергетический балансы стекловаренной печи**

Статьи энергетического и эксергетического балансов * варочной части печи	Энергия		Эксергия	
	МДж	%	МДж	%
1	2	3	4	5
Приход теплоты, эксергии:				
топливо $Q_T, E_{x,T}$	51 022	66,9	53 603	75,5
воздух на горение топлива $Q_B, E_{\phi}^B$	25 268	33,11	14 313	20,2
шихта $Q_{ш}, E_{x,ш}$	–	–	2884	4,1
<b>Всего</b>	<b>76 290</b>	<b>100</b>	<b>70 800</b>	<b>100</b>
Расход теплоты, эксергии:				
стекломасса $Q_C, E_C$	14 465	19	11 481	16,2
продукты сгорания топлива $Q_D, E_{t,д}$	42 797	56,1	29 950	41,0
поток теплоты через кладку $Q_K, E_K$	11 117	14,6	5109	7,2
продукты сгорания топлива, выбивающихся $Q_{дв} + Q_L,$				
через отверстия в кладке и $\Delta E_{t,дв} + \Delta E_L$	5380	7,0	3100	4,1
излучение				

Потери теплоты и эксергии с несгоревшей частью топлива	$Q_{н}, \Delta E_{х,т}$	2290	3,0	2117	3,0
Потери от необратимости процессов:					
горения топлива	$\Delta E_{н}$	—	—	15 010	
теплообмена	$\Delta E_{нт}$	—	—	4108	5,8
в том числе:					
в пламенном пространстве		—	—	528	0,7
в кладке		—	—	3580	5,1
Неучтенные потери	$Q_{пр}, \Delta E_{пр}$	241	0,3	425	0,6
Всего		76 290	100	70 800	100

\* За 100% принята сумма энергии (теплоты) топлива и воздуха и сумма эксергии топлива, воздуха и шихты

Потери эксергии в результате необратимости процессов сгорания топлива в варочной части значительны: 21,2% по отношению к эксергии топлива и воздуха и 28% по отношению к эксергии топлива. Потери от необратимости процессов теплообмена, возникающих вследствие разности температур в варочной части печи, незначительны (0,7%) и в балансе могут не учитываться. Однако в регенераторах стекловаренной печи потери сравнительно велики и составляют 7,7% от эксергии топлива. Энергетический баланс в целом достаточно хорошо отражает картину распределения потоков энергии в стекловаренной печи (рис. 4.8.).

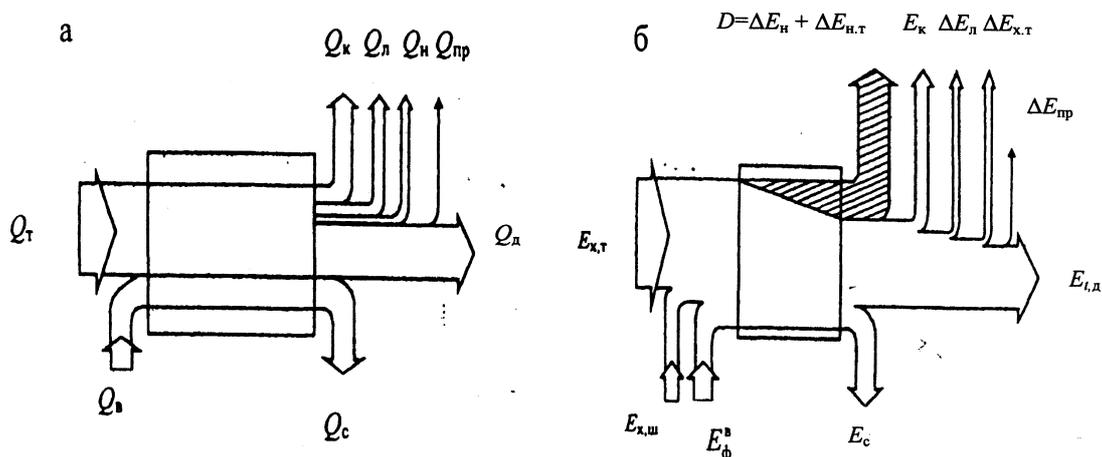


Рис. 4.8. Диаграмма Сэнки (а) и Грассмана-Шаргута (б) для энергетического и эксергетического балансов варочной части печи.

Цифрами обозначены величины потоков энергии и эксергии (в %); за 100 принята энергия сгорания топлива (а) и эксергия топлива (б)

Но, с другой стороны, энергетический баланс не только скрывает ценность этих потоков, но и не отражает ряд потерь, причины их возникновения и техническое значение. Использование данных энергетических балансов печей при разработке ряда мероприятий по экономии топлива может привести к определенным ошибкам.

Тепловая изоляция печи уменьшает потери теплоты через кладку, сокращаются и потери эксергии в кладке. Однако использование данных энергетического баланса при расчете возможной экономии топлива при тепловой изоляции приводит к несколько завышенным значениям.

В стекловаренной печи наиболее существенны потери эксергии в результате необратимости процессов горения топлива и теплообмена в регенераторах и кладке. На разработку мероприятий по снижению этих потерь, а значит и экономию топлива, должны быть, прежде всего, направлены усилия. Поскольку для производства, в конечном счете, важна не энергия, а эксергия, то определение путей рационального использования и сохранения эксергии – цель эксергетического анализа работы печей.

*Сушильный барабан.* Производительность сушильного барабана по высушенной глине – 15 т/ч. Исходная влажность глины – 22%, высушенной глины – 1%, напряжение барабана по влаге – 50 кг/(м<sup>3</sup> · ч). Размеры барабана: длина – 18 м, диаметр – 2,5 м, количество испаряемой влаги – 4040 кг/ч. Используемое топливо – мазут,  $Q_n^p = 40\ 100\text{кДж/кг}$ .

Энергетический и эксергетический балансы рассчитаны на 1 кг испаряемой влаги по уравнениям

$$q_T + q_B + q_G = q_{в.г} + q_{и.н} + q_{о.т} + q_{пот}, \quad (4.65)$$

$$e_{х,т} + e_{q,т} + e_B + e_G = e_{в.г} + e_{и.н} + e_{о.т} + e_{пот}. \quad (4.66)$$

Результаты расчетов показаны в табл. 4.3.

Сопоставление расходных статей теплоты и эксергии энергетического и эксергетического балансов сушильного барабана (табл. 4.3.) и анализ потоков эксергии, приведенных на диаграмме Грассмана–Шаргута (рис. 4.9.), показывает, что энергетический

баланс превышает полезно затраченное количество теплоты на сушку более чем в два раза, а потери занижает в 5 с лишним раз. Основные потери энергии наблюдаются в топке и камере смешения. В результате полезной энергии (эксергии) поступает в камеру сушки не  $q_T$ , а  $e_{с.а.}$ . Потери эксергии в топке и камере смешения продуктов горения с воздухом происходят за счет смешения образующихся при горении газов и смешения продуктов сгорания с воздухом разбавления. В результате резко снижается работоспособность продуктов горения.

Таблица 4.3

**Энергетический и эксергетический балансы сушильного барабана**

Статьи энергетического и эксергетического балансов сушильного барабана	Энергия		Эксергия	
	МДж	%	МДж	%
1	2	3	4	5
Приход теплоты, эксергии:				
топливо $q_T, (e_{x,T} + e_{q,T})$	3771	98,00	3669,7	100,00
воздух $q_B, e_B$	3,8	0,10	—	—
глина $q_G, e_G$	74,2	1,90	—	—
Всего	3845,2	100	3669,7	100
Расход теплоты, эксергии:				
высушенная глина $q_{в.г}; e_{в.г}$	258,7	6,73	51,7	1,41
на испарение влаги и нагрев паров $q_{и.н}; e_{и.н}$	2697,0	70,13	1167,8	31,82
отработанный теплоноситель $q_{о.т}; e_{о.т}$	441,1	11,47	75,6	2,06
потери теплоты и эксергии $q_{пот}; e_{пот}$	448,4	11,67	2374,8	64,71
в т.ч. в топке	375,1	9,76	1399,7	38,14
в камере смешения	73,3	1,91	717,7	19,56
в сушильной камере	—	—	257,2	7,01
Всего	3845,2	100	3669,7	100

Энергетический и эксергетический КПД сушильного барабана составляет соответственно 70,1 и 31,8%.

Проведенный термодинамический анализ показывает, что данная тепловая установка (ЭТС) далеко не совершенна. Следует обратить внимание на элементы ее I и II (рис. 4.9), где происходят основные потери эксергии.

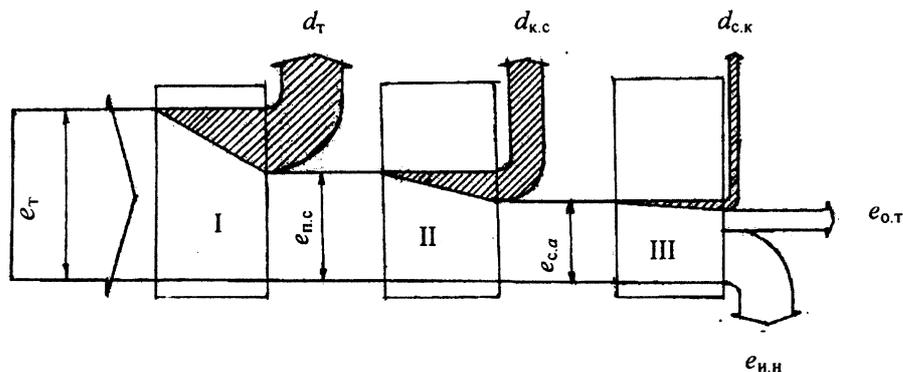


Рис. 4.9. Диаграмма Грассмана–Шаргута сушильного барабана: I – топка; II – камера смешения; III – сушильная камера (барабан);  $e_T$  – эксергия мазута ( $e_{x,T} + e_{q,T}$ );  $e_{п.с}$  – эксергия продуктов сгорания;  $e_{с.а}$  – эксергия сушильного агента (теплоносителя);  $e_{и.н}$  – полезно затраченная эксергия;  $e_{о.т}$  – эксергия обработанного теплоносителя;  $d_T, d_{к.с}, d_{с.к}$  – потери эксергии соответственно в топке, камере смешения и сушильной камере ( $e_{пот}$ )

Одним из путей ее совершенствования может явиться исключение из ЭТС элементов I и II, а сжигание топлива следует проводить непосредственно в камере сушки (сушильном барабане), что уже осуществляется на некоторых сушильных установках с сушильным барабаном. Например, на ОАО «Радашковичский керамический завод», построенном с участием итальянской и французской фирм, функционирует сушильный барабан с непосредственным сжиганием топлива в самом сушильном барабане.

При исключении из ЭТС камеры смешения продуктов сгорания атмосферным воздухом ( $e_b = 0$ ) до температуры  $800^\circ\text{C}$  (в данном примере) повысится КПД ЭТС, как это следует из данных табл. 4.3, до 51,4%.

Со снижением потерь эксергии при горении топлива дело обстоит сложнее, здесь требуется совершенствование процесса сжигания топлива в целом.

*Автоклав.* В данном примере проведен термодинамический анализ процесса тепловлажностной обработки (запаривание) ячеистобетонных блоков плотностью  $500 \text{ кг/м}^3$  в автоклаве размером  $3,6 \times 21 \text{ м}$ , осуществляемой по режиму: нагрев изделий – 2,5 ч, выдержка при избыточном давлении насыщенного пара 1,1 МПа – 6,5 ч, охлаждение – 4,0 ч. Объем загружаемых в автоклав изделий –  $121 \text{ м}^3$ , или 60 500 кг, масса воды в изделиях – 10 885 кг. Степень заполнения автоклава изделиями – 56,5%.

Энергетический и эксергетический балансы автоклава рассчитывались на загрузку автоклава по формулам

$$Q_{\text{п}} + Q_{\text{э.ц}} + Q_{\text{б}} + Q_{\text{в+п}} + Q_{\text{а}} = Q_{\text{н.б}} + Q_{\text{н.в+п}} + Q_{\text{н.а}} + Q_{\text{и.в}} + Q_{\text{п,об+ут}} + Q_{\text{к}} + Q_{\text{окр}}, \quad (4.67)$$

$$E_{\text{п}} + E_{\text{э.ц}} + E_{\text{б}} + E_{\text{в+п}} + E_{\text{а}} = E_{\text{н.б}} + E_{\text{н.в+п}} + E_{\text{н.а}} + E_{\text{и.в}} + E_{\text{п,об+ут}} + E_{\text{к}} + E_{\text{пот}}, \quad (4.68)$$

где  $E_{\text{пот}}$  – потери эксергии, кДж/цикл.

$$E_{\text{пот}} = E_{\text{т}} + E_{\text{р}} + E_{\text{р.т}}. \quad (4.69)$$

Из данных табл. 4.4 видно, что все приходные и расходные статьи энергетического баланса автоклава значительно больше этих же статей эксергетического баланса. Связано это с тем, что в энергетический баланс включена и энергия окружающей среды в пределах температур от  $0^\circ\text{C}$  до температуры окружающей среды, эксергия (работоспособность) которой равна нулю ( $E_{\text{в}} = 0$ ). Существенно завышена энергия пара, экзотермии цемента, материала, подвергаемого тепловой обработке, и корпуса автоклава. В расходной части энергетического баланса не учитываются такие потери энергии, как потери от снижения давления пара, потери от разности температур. В связи с этим общие потери эксергии по сравнению с потерями энергии от необратимости реально протекающих процессов возрастают с 8,8 до 24,4%.

Таблица 4.4

**Энергетический и эксергетический балансы автоклава**

Статьи энергетического и эксергетического балансов автоклава	Энергия		Эксергия	
	МДж/цикл	%	МДж/цикл	%
1	2	3	4	5

Приход теплоты, эксергии:					
пар	$Q_{п}, E_{п}$	13 750	43,2	9340	64,6
экзотермия цемента	$Q_{п}, E_{э.ц}$	12 867	40,5	4797	33,1
ячеистый бетон	$Q_{б}, E_{б}$	2649	8,3	169	1,2
вагонетки и поддоны	$Q_{в+п}, E_{в+п}$	259	0,8	17	0,1
автоклав	$Q_{а}, E_{а}$	2279	7,2	146	1,0
Всего		31 804	100	14 469	100
Расход теплоты, эксергии:					
нагрев бетона	$Q_{н.б}, E_{н.б}$	12 639	39,7	4518	31,2
нагрев вагонеток и поддонов	$Q_{н.в+п}, E_{н.в+п}$	1235	3,9	442	3,2
нагрев корпуса автоклава	$Q_{н.а}, E_{н.а}$	10 861	34,2	3882	26,8
испарение влаги изделий	$Q_{и.в}, E_{и.в}$	605	1,9	180	1,2
пар свободного объема и утечки	$Q_{п.об+ут}, E_{п.об+ут}$	1848	5,8	1255	8,7
конденсата пара					
потери:	$Q_{к}, E_{к}$	1804	5,7	655	4,5
в окружающую среду	$Q_{окр}, E_{пот}$	2812	8,8	–	–
от необратимости процесса теплообмена с окружающей средой	$E_{т}$	–	–	644	4,4
от снижения давления пара	$E_{р}$	–	–	1606	11,1
за счет разности температур	$E_{р.т}$	–	–	1277	8,9
Всего		31 804	100	14 469	100

Эксергетический КПД автоклава, как видно из табл. 4.4, составляет всего лишь 31,2%, что ниже энергетического КПД (39,7%).

Анализ диаграммы Грассмана–Шаргута автоклава (рис. 4.10) показывает, что фактически все потери эксергии (энергии) являются диссипативными.

Для совершенствования данной тепловой установки следует осуществить технические мероприятия по уменьшению рассеиваемых потоков эксергии в окружающую среду. Прежде всего следует обратить внимание на потоки эксергии остывающего автоклава ( $E_{н.а} - E_{а}$ ), конденсата пара и избыточной влаги изделий ( $E_{к}$ ), пара свободного объема и утечки ( $E_{п.об+ут}$ ), работоспособность которых в

расходной части эксергетического баланса составляет 39%. Для использования их работоспособности проводятся различные технические мероприятия. В частности, проводится прямое использование эксергии пара в технологическом процессе путем его перепуска в другой автоклав, аккумулирования эксергии пара в аккумуляторе пара. Могут быть осуществлены и другие мероприятия, направленные, например, на предварительный нагрев изделий, подогрев горячей воды, получение холода и т.д.

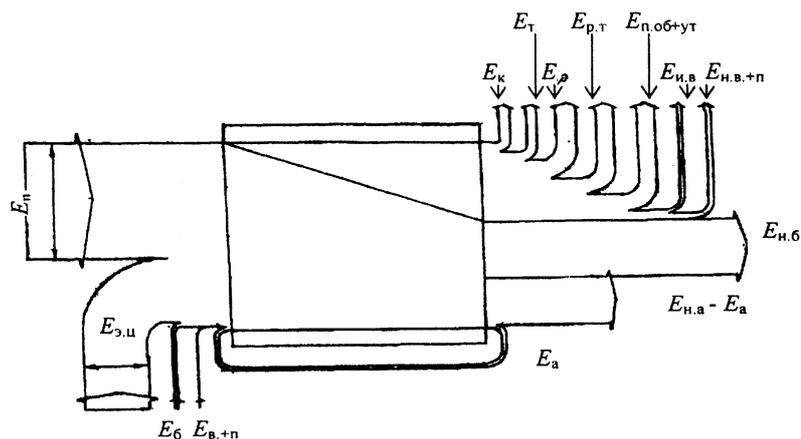


Рис. 4.10. Диаграмма Грассмана–Шаргута автоклава:

$E_n$  – эксергия пара;  $E_{э.ц}$  – эксергия экзотермии цемента;  $E_б$  – эксергия ячеистого бетона;  $E_{в+п}$  – эксергия вагонеток и поддонов;  $E_к$  – эксергия конденсата;  $E_т$  – потери эксергии за счет теплообмена с окружающей средой;  $E_p$  – потери эксергии от снижения давления пара;  $E_{р.т}$  – потери эксергии за счет разности температур;  $E_{п.об+ут}$  – эксергия пара свободного объема и утечки пара;  $E_{и.в}$  – эксергия испаренной влаги изделий;  $E_{н.в+п}$  – эксергия нагрева вагонеток и поддонов;  $E_{н.б}$  – эксергия нагрева ячеистого бетона;  $E_{н.а}$  – эксергия нагрева автоклава,  $E_в$  – возвратная эксергия автоклава

Использование остальных потоков эксергии ( $E_p$ ,  $E_{р.т}$ ,  $E_{и.в}$ ,  $E_{н.в+п}$ ) (рис. 4.10) на практике труднее осуществить из-за особенностей технологического процесса. Значительное же снижение потерь эксергии в окружающую среду за счет теплообмена ( $E_т$ ) лимитируется экономическими затратами на проведение теплоизоляции корпуса автоклава.

Таким образом, эксергетический термодинамический анализ автоклава дает четкое представление о том, какие теряемые потоки энергии обладают работоспособным потенциалом (эксергией) и могут

ли они быть утилизированы. Об уровне этого потенциала работоспособности трудно судить по энергетическому анализу.

Приведенные выше примеры применения эксергетического анализа тепловых установок (ЭТС) показывают, какие дополнительные сведения об их совершенстве могут быть получены и какие требуются технические мероприятия по их совершенствованию, что следует учесть при проектировании новых более совершенных, т. е. менее энергозатратных тепловых установок для осуществления данного теплового процесса.

*Оптимизация состава шихт для обжига клинкера.* Более широкое применение эксергетический анализ получил в технологии цемента, когда анализу подвергается целый комплекс технологических процессов, включающий и тепловые процессы, т.е. энерго-химико-технологическая система (ЭХТС). Данная ЭХТС представляет собой всю технологическую цепочку, т.е. систему «сырье – композиция – шихта – шлам (мука) – клинкер, добавки – цемент – изделие». Все превращения в этой системе рассматриваются с точки зрения эксергетических превращений.

Эксергия материальных масс в указанных ЭХТС рассматривается как термодинамическая функция, определяющая их работоспособность в поточной системе, или как максимальная величина энергии, которая может быть извлечена из массы сырьевого компонента или полупродукта в поточной системе при переходе ее из исходного состояния в состояние равновесия с окружающей средой.

Эксергию потоков материальных масс рассматривают как физическую эксергию вещества и определяют ее по формуле, аналогичной (4.9.):

$$E = (H - H_0) - T_0(S - S_0), \text{ кДж}, \quad (4.70)$$

где  $H$  – величина энтальпии потока материальной массы в исходном состоянии, кДж;  $H_0$  – величина энтальпии, которую приобретает поток материальной массы, перейдя в состояние равновесия с окружающей средой, кДж;  $T_0$  – абсолютная температура окружающей среды, К;  $S$  – энтропия потока массы в исходном состоянии, кДж;  $S_0$  – величина энтропии потока массы, до которой она вырастает при переходе в состояние равновесия с окружающей средой, кДж.

Исходя из формулы (4.70), при одной и той же энтальпии и, следовательно, внутренней энергии эксергия будет определяться изменением энтропии. Так, например, у более дисперсного материала

(цемента) энтропия будет меньше (при диспергировании материал получает энергию извне, уменьшая энтропию) и, значит, эксергия его будет больше, чем у клинкера.

Для оптимизации указанной ЭХТС и снижения энергозатрат на технологических пределах разработана автоматизированная система расчетов (АСР), методологической основой которой являются методы системного и эксергетического анализа.

Предложена эксергетическая оценка состава сырьевых шихт, количественно учитывающая расход топлива при обжиге клинкера, условную скорость превращения сырья в клинкер и его активность (предел прочности при сжатии образцов в 28-суточном возрасте). Такая оценка предусматривает использование эксергетических характеристик исходных карбонатных, алюмосиликатных и железосодержащих компонентов сырья, шихты и клинкера, которые непосредственно связаны с процессами обжига. При этом эксергия исходных компонентов отражает их физико-химические и физико-механические свойства; эксергия шихты отражает ее реакционную способность; эксергия клинкера характеризует активность клинкера; разница между эксергиями клинкера и шихты отражает энергозатраты при обжиге клинкера; разница отношения эксергии карбонатного и глинистого потоков  $a_E$  и отношения степеней термической диссоциации компонентов  $a_T$ , составляющих эти потоки, характеризует условную скорость превращения сырья в клинкер.

Схема выбора оптимального состава сырьевой шихты, требующей меньших затрат топлива на ее обжиг, показана на рис. 4.11.

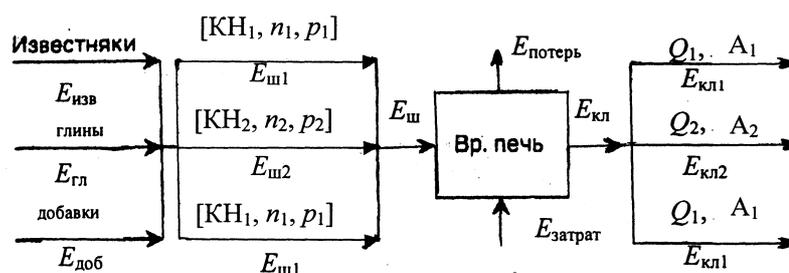


Рис. 4.11. Схема выбора оптимального состава сырьевой шихты:  
 $E_{\text{изв}}$ ,  $E_{\text{гл}}$ ,  $E_{\text{доб}}$ ,  $E_{\text{ш}}$ ,  $E_{\text{кл}}$  – соответственно эксергия известняка, глины, добавок, шихты, клинкера;

$KH_1$ ,  $KH_2$ ,  $KH_i$  – коэффициенты насыщения данного ряда шихты;  $n_1$ ,  $n_2$ ,  $n_i$  – кремнеземистый модуль заданного ряда шихт;  $p_1$ ,  $p_2$ ,  $p_i$  – глиноземистый модуль

заданных шихт;  $Q_1, Q_2, Q_i$  – расход топлива на обжиг клинкера из заданного ряда шихт, кг у.т./т;  $A_1, A_2, A_i$  – активность клинкера из заданного ряда шихт, МПа.

Для вращающейся цементной печи в соответствии с указанной схемой (рис. 4.11) составляется уравнение эксергетического баланса

$$E_{\text{ш}} + E_{\text{затрат}} = E_{\text{кл}} + E_{\text{потерь}} = E_{\text{кл}} + \text{const}, \quad (4.71)$$

которое решается с помощью АСР.

Затем рассчитываются  $E_{\text{затрат}} \downarrow \Rightarrow (E_{\text{кл}} - E_{\text{ш}}) \downarrow$  и оптимальный параметр  $R_{\text{opt},i} = f(E_{\text{кл},i}; \Delta E_i; \Delta \alpha_i)$  по формуле

$$R_{\text{opt},i} = \sqrt{\left(\frac{E_{\text{кл},i}}{E_{\text{кл,max}}} - 1\right)^2 + \left(\frac{\Delta E_i}{\Delta E_{\text{min}}} - 1\right)^2 + \left(\frac{\Delta \alpha_1 + 0,1}{\Delta \alpha_{\text{min}} + 0,1} - 1\right)^2}, \quad (4.72)$$

где  $\Delta E = (E_{\text{кл}} - E_{\text{ш}})$  – разность эксергий клинкера и исходной шихты, кДж;  $\Delta \alpha = (\alpha_T - \alpha_E)$  – условная скорость превращения сырья в клинкер.

Условную скорость превращения  $\Delta \alpha$  рассчитывают по формуле

$$\Delta \alpha = \frac{J_{\text{карб}} \cdot t_{\text{карб}}}{J_{\text{гл}} \cdot t_{\text{гл}}} - \frac{a \cdot E_{\text{кл}}}{b \cdot E_{\text{гл}}}, \quad (4.73)$$

где  $J_{\text{карб}}, J_{\text{гл}}, t_{\text{карб}}, t_{\text{гл}}, a, b$  – соответственно степени, температуры, °С, и доли диссоциации карбонатного и глинистого сырья.

Цель указанных расчетов состоит в том, чтобы при заданных сырьевых компонентах определить такое их количественное соотношение, при котором будет найден компромисс между минимальным расходом топлива и максимальной активностью клинкера, что решается путем введения векторного критерия  $R_{\text{opt}} \downarrow \Rightarrow E_{\text{кл}} \uparrow \Delta E \downarrow \Delta \alpha \downarrow$ .

Под оптимальной сырьевой шихтой понимают такую шихту, которая при обжиге во вращающейся печи обеспечивает одновременно минимальные энергозатраты при ее приготовлении, обжиге и максимально возможную активность клинкера.

Для определения различных параметров шихты используются данные об исходных компонентах: содержание оксидов, плотность, влажность, температура термической диссоциации.

Расчеты производятся в следующей последовательности: 1) задаются исходными сырьевыми компонентами сырьевой шихты; 2) определяют их физико-химические и физико-механические свойства; 3) формируют композиции исходных сырьевых компонентов; 4) задаются диапазонами изменений модульных характеристик, диапазоном

требуемого минералогического состава клинкера, соответствующего определенному виду цемента, диапазоном изменения  $Aa$ , шагом изменения соотношения исходных компонентов; 5) рассчитываются необходимые характеристики шихты и получаемого из нее клинкера; 6) проверяют соответствие этих величин заданным ранее диапазонам; 7) получают набор шихт, которые удовлетворяют заданным ранее условиям; 8) вычисляют критерий  $R_{opt}$  для определения оптимальной шихты.

Подробные методики и формулы расчета эксергий компонентов, шихт, клинкера, критерия  $R_{opt}$  приводятся в литературных источниках [47, 48]. Составленные по вышеприведенной методике эксергетические балансы ЭХТС для ряда цементных заводов России показали, что для всех их имеется возможность беззатратного снижения расхода топлива на обжиг до 14 кг условного топлива на тонну клинкера при одновременном повышении активности клинкера до 3–5 МПа.

#### **4.5. Вторичные энергоресурсы в технологии силикатных материалов**

В технологии силикатных материалов большинство процессов протекает с высоким температурным уровнем (обжиг, варка и др.), которые обусловлены как технологической необходимостью, так и стремлением интенсифицировать протекающие в материале процессы.

Из-за относительно низкой эффективности использования топлива при осуществлении высокотемпературных процессов в технологии силикатных материалов (25–70%) значительная часть вносимой в процессе энергии уходит из тепловой установки в виде энергетических отходов. Эти отходы имеют определенный энергетический потенциал и рассматриваются как вторичные энергетические ресурсы (ВЭР). ВЭР классифицируют на три группы – горючие, тепловые и избыточного давления. Последние две группы характерны для технологии силикатных материалов.

К тепловым ВЭР относят физическую теплоту отходящих газов тепловых установок, физическую теплоту основной и побочной продукции (материалов, изделий) и технологических отходов (конденсата пара, золы, шлаков и др.), физическую теплоту горячей воды, пара и вентиляционных выбросов; к ВЭР избыточного давления

(напора) – потенциальную энергию газов, отработанного пара, сжатого воздуха, жидкостей и сыпучих материалов, покидающих установку с избыточным давлением, которое необходимо, снизить перед последующей ступенью использования этих веществ или при выбросе их в атмосферу.

К тепловым ВЭР относится также попутная выработка теплоты (в виде пара и горячей воды).

Вторичный и отработанный водяной пар может использоваться как в виде тепловых ВЭР, так и в виде ВЭР избыточного давления.

Для снижения энергозатрат и экономии топлива ВЭР могут быть использованы либо непосредственно, без изменения вида энергоносителя, либо за счет выработки теплоты, холода, электроэнергии и механической работы в утилизационных установках.

Непосредственное (внутреннее) теплоиспользование ВЭР в самой установке называется регенерационным в отличие от утилизационного (внешнего) теплоиспользования.

Регенерационное использование теплоты широко применяется в тепловых установках технологии силикатных материалов (регенеративные и рекуперативные стекловарные печи, вращающиеся печи с запечными и внутренними теплообменными устройствами, туннельные, кольцевые, шахтные, вращающиеся печи с подготовительными зонами, зонами охлаждения, холодильниками и др.). Регенерационное внутреннее теплоиспользование обычно осуществляют для высокопотенциальных ВЭР, имеющих температуру не ниже 400°С.

Среднепотенциальные ВЭР с температурой 120–400°С утилизируются преимущественно во внешних теплоиспользующих установках. Возвращенная при этом энергия в виде теплоты сырья, воздуха, воды, пара используется как в технологическом процессе, так и для общехозяйственных нужд предприятия.

В технологии силикатных материалов имеется большое число тепловых установок, являющихся источниками среднепотенциальных тепловых ВЭР: стекловаренные и шахтные печи, печи для отжига стекла и стеклоизделий, вращающиеся печи для обжига клинкера, керамзита, извести, автоклавы для тепловлажностной обработки силикатных изделий и другие, тепловой КПД которых находится в пределах 25–70%. Источниками низкопотенциальных тепловых ВЭР с

температурой ниже 120°C являются практически все теплотехнологические установки производства силикатных материалов.

При тепловом направлении использования ВЭР экономия топлива ( $B_{\text{ЭК}}$ ) вычисляется по следующим формулам:

а) при выработке теплоты или непосредственном использовании ВЭР

$$B_{\text{ЭК}} = b_3 m_b \Delta h M \eta_y \sigma, \text{ т у.т.}, \quad (4.74)$$

где  $b_3 = 0,0341/\eta_{\text{зам}}$  – удельный расход топлива на выработку теплоты в замещаемой котельной установке (коэффициент 0,0341 – это коэффициент эквивалентного перевода ГДж в тонну условного топлива, равный  $10^6/(Q_y^p \cdot 1000) = 10^6/(29\,300 \cdot 1000)$ ;  $\eta_{\text{зам}}$  – КПД замещаемой котельной установки;  $m_b$  – выход ВЭР на единицу продукции, кг или м<sup>3</sup>;  $\Delta h$  – перепад энтальпии энергоносителя при температуре на выходе из агрегата и при температуре окружающей среды  $T_0$ , кДж/кг;  $M$  – выход основной продукции за данный период;  $\eta_y$  – условный КПД утилизационной установки;  $\sigma$  – коэффициент использования теплоты, выработанной в утилизационной установке;

б) при выработке холода

$$B_{\text{ЭК}} = b_3 Q_x / \varepsilon, \text{ т у.т.}, \quad (4.75)$$

где  $Q_x$  – выработка холода за счет ВЭР за данный период, ГДж;  $\varepsilon$  – холодильный коэффициент.

При оценке направления и перспектив применения ВЭР необходимо учитывать их качество, т. е. использовать эксергетический метод термодинамического анализа, т. к. в противном случае могут быть допущены существенные ошибки. Принципиальная схема использования ВЭР приведена на рис. 4.12, которая иллюстрирует отдельные потоки и сечения, количественные показатели.

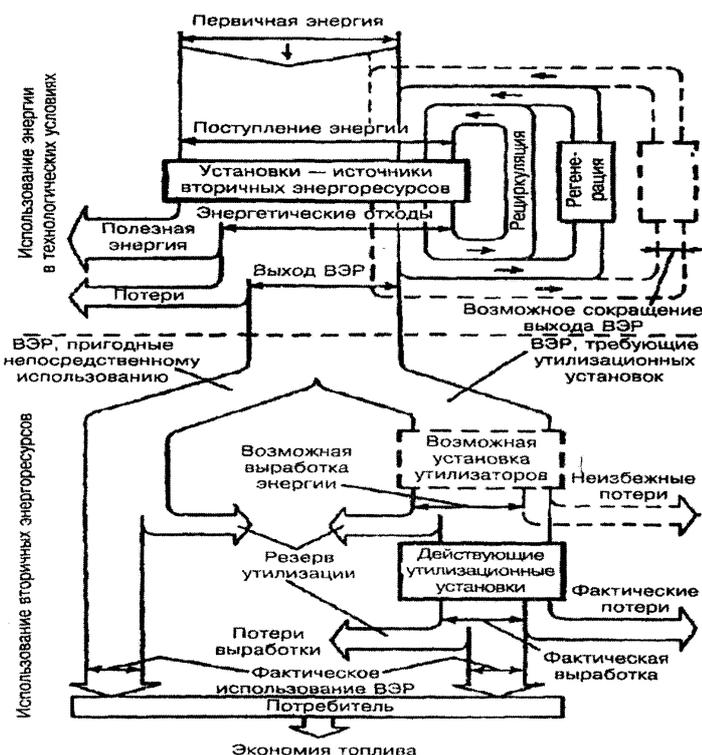


Рис. 4.12. Принципиальная схема использования энергоресурсов при утилизации ВЭР

#### 4.6. Энерготехнологическое комбинирование в технологии силикатных материалов

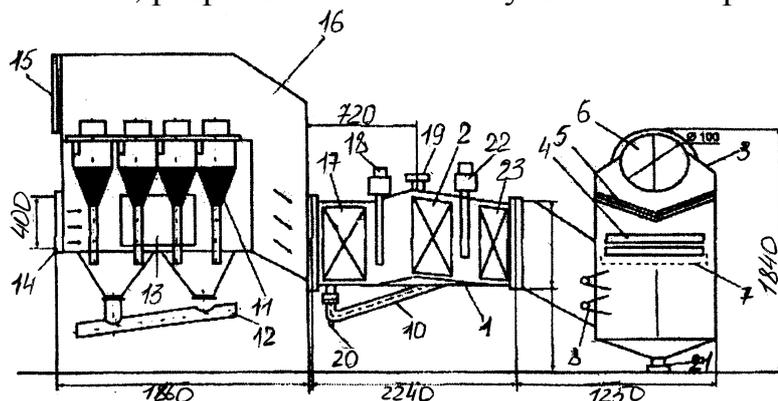
**4.6.1. Общие сведения.** Использование ВЭР, как следует из рис. 4.12, может быть регенерационным и утилизационным. Регенерация теплоты относится к внутреннему теплоиспользованию. Установки для внутренней регенерации теплоты называются энерготехнологическими, для внешнего теплоиспользования – утилизационными. К энерготехнологическим относятся установки, без которых не может протекать основной технологический процесс или режим претерпевает существенные изменения при выходе из строя. К ним относятся в технологии силикатных материалов системы рекуперации и регенерации теплоты в стекловаренных печах, системы рекуперации в печах обжига керамических изделий, системы внутренних и запечных теплообменных устройств в производстве цемента, извести и др. К утилизационным относятся установки, без которых основной технологический процесс может протекать. Такими установками являются котлы-утилизаторы (КУ), холодильные

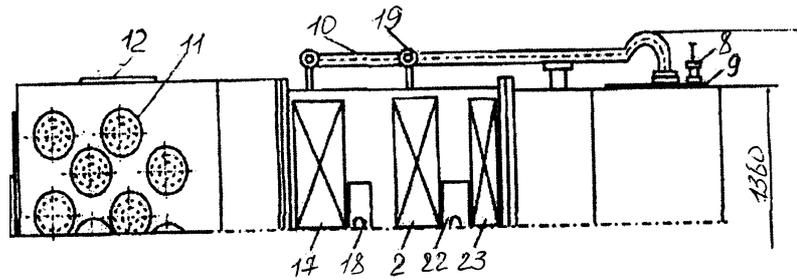
установки (ХУ), расширительные машины, заменяющие процессы дросселирования, различные теплообменные устройства для низкопотенциальных источников ВЭР (термотрансформаторы, контактные экономайзеры и др.). Энерготехнологическое комбинирование может осуществляться также и в установках утилизации ВЭР.

Примерами внешнего энерготехнологического комбинирования в технологии силикатных материалов являются: использование теплоты отходящих дымовых газов туннельных печей, вращающихся печей для обжига керамзита в сушильных установках для сушки кирпича-сырца; отходящих дымовых газов вращающихся печей обжига цементного клинкера – для сушки исходного сырья в процессе его помола в мельницах «Аэрофол»; перепуск пара свободного объема автоклавов после окончания запаривания силикатных изделий (кирпича, ячеистобетонных блоков и др.) во вновь подготовленные для запаривания автоклавы или в аккумуляторы пара.

**4.6.2. Примеры энерготехнологического комбинирования в производстве стекла и портландцемента.** Примерами утилизационного использования источников ВЭР является установка котлов-утилизаторов для отбора части теплоты у отходящих дымовых газов стекловаренных печей с температурой 400–600°С и получения пара или горячей воды для нужд предприятий.

На рис. 4.13 представлена схема комплексной установки с экономайзером по утилизации теплоты и очистке отходящих газов стекловаренных печей, разработанная институтом «Белгипрострой».





4.13. Комплексная схема утилизации теплоты и очистки отходящих газов стекловаренных печей:

- 1 – экономайзер; 2, 17, 23 – трубные пучки; 3 – барботажный аппарат;  
 4 – коллектор; 5 – жалюзийный сепаратор; 6 – выход очищенного газа; 7 –  
 распределительная решетка; 8 – коллектор с форсунками; 9 – подвод холодной  
 воды; 10 – соединительный трубопровод; 11 – циклон; 12 – отвод уловленной  
 пыли;  
 13, 15 – люк; 14 – подвод газа; 16 – циклонный аппарат; 18, 22 – обдувочное  
 устройство; 19 – выход горячей воды; 20 – дренаж; 21 – слив конденсата

В указанной установке за счет теплоты отходящих газов осуществляется нагрев воды для горячего водоснабжения производства. Установка рассчитана на объем отходящих дымовых газов 9,2 тыс. м<sup>3</sup>/ч с начальной температурой 400–500°С на входе и 60°С на выходе. Степень очистки газов в установке – 99,3%.

Значительным потенциалом ВЭР различного уровня в технологии силикатных материалов обладают печные агрегаты для обжига портландцементного клинкера, керамзита, извести.

Указанные тепловые установки требуют комплексного подхода к утилизации и сохранению теплоты.

Комплексное использование и сохранение тепловой энергии и топлива, например, в печных агрегатах для обжига клинкера включает использование и сохранение теплоты: корпусов вращающихся печей, барабанов рекуператорных холодильников; циклонных теплообменников; отходящих дымовых газов; клинкера в головке печи, пересыпном бункере, колосниковом холодильнике и на складе; избыточного горячего воздуха, уходящего из колосникового холодильника; сохранение теплоты в печи за счет изоляции холодной части корпуса; использование теплоты при воздушно-испарительном охлаждении клинкера и т. д.

Использование тепловых ВЭР печного агрегата осуществляется как энерготехнологическим, так и утилизационным комбинированием

для подогрева мазута и других технологических нужд, теплоснабжения предприятия.

Принципиальная схема распределения тепловых потоков, использования и сохранения ВЭР печного агрегата показана на рис. 4.14.

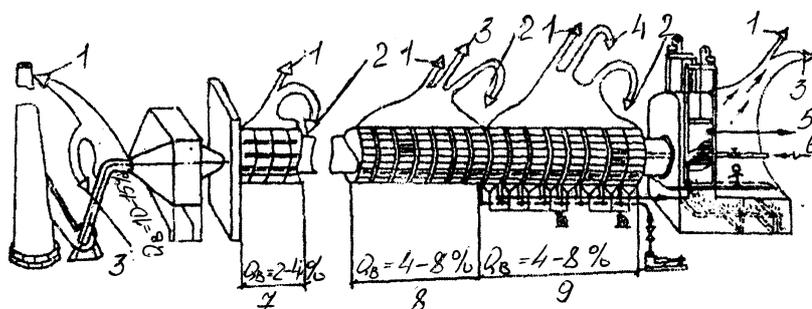


Рис. 4.14. Принципиальная схема распределения тепловых потоков, использования и сохранения ВЭР печного агрегата:

- 1 – неизбежные потери; 2 – сохранение теплоты за счет изоляции;
- 3 – возможна установка утилизаторов; 4 – необходима установка утилизатора; 5 – перегретая вода; 6 – газ;
- зоны: 7 – сушки; 8 – декарбонизации; 9 – обжига и охлаждения

В соответствии с приведенной схемой применение утилизационных установок позволяет использовать теплоту отходящих дымовых газов до 5% общего расхода теплоты, теплоту горячего клинкера и воздуха – до 3%, теплоту, излучаемую корпусами вращающихся печей, – до 1%.

Кроме того, за счет применения установок для утилизации теплоты корпусов печей вторичную теплоту частично можно сохранять в печи. В этом случае экономится топливо и создается возможность перераспределения тепловых потоков.

На отдельных переделах печного агрегата – головке печи, шахте и горячей части холодильника экономически целесообразно применять утилизационные установки, для которых может потребоваться даже дополнительная подача топлива в печь взамен подачи его в котельную. При этом печной агрегат будет работать по комбинированному циклу, обеспечивая тепловой энергией теплотехнологические процессы и тепловые хозяйственные потребности предприятия при более высоком КПД.

На рис. 4.15 приведена схема установки для комплексной утилизации теплоты печного агрегата для обжига клинкера при мокром способе производства цемента. Она представляет собой устройство неподвижной тепловой оболочки корпуса печи с переменными термическим сопротивлением в зоне спекания за счет установки между корпусом печи и тепловой оболочкой системы экранирующих блочных теплообменников и воздушного наддува.

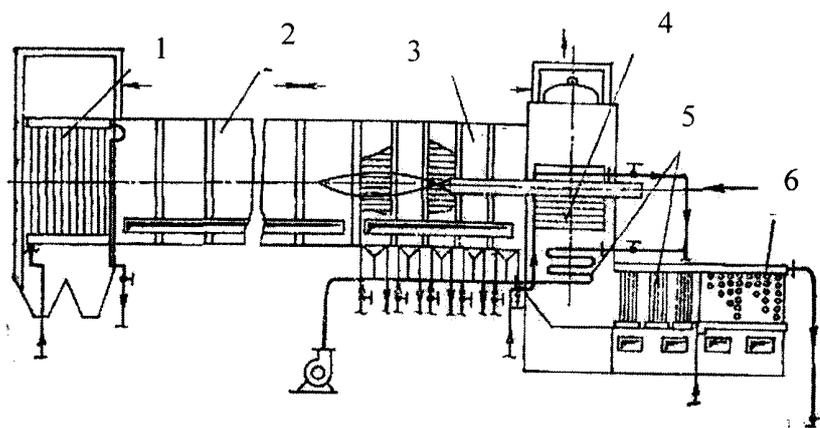


Рис. 4.15. Схема установки для комплексной утилизации теплоты печного агрегата для обжига клинкера:

1, 2, 3 – тепловые устройства соответственно для использования теплоты отходящих газов снижения теплотеря корпусом печи в подготовительных зонах и в зоне обжига и декарбонизации; 4 – теплообменные устройства для использования теплоты раскаленного клинкера; 5, 6 – теплообменные устройства для использования лучистой теплоты горячего клинкера и горячего воздуха из холодильника

Устройство (3) (рис. 4.15) является комбинированным и одновременно выполняет функции изоляции корпуса печи и утилизации теплоты. При этом 90–95% ранее теряемой теплоты используется. В зависимости от климатических и других условий соотношение сохраняемой утилизируемой теплоты может перераспределяться. Основной режим (%): сохранение теплоты – 45, утилизация – 50, безвозвратные потери – 5.

Устройство (2) размещается в подготовительных зонах и представляет собой поясную каркасную изоляцию с окном для просмотра корпуса печного агрегата.

В обычных условиях корпус, например печи 5x185 м, теряет в окружающую среду от 30 до 40 МДж/(м<sup>2</sup> · ч). Устройство позволяет снижать потери теплоты до 3,6–1,8 МДж/(м<sup>2</sup> · ч).

Только устройства (2) и (3) позволяют утилизировать до 12 % тепловой энергии.

Полные ориентировочные данные по утилизируемой и сохраняемой теплоте при использовании установки комплексной утилизации (рис. 4.15) приведены в табл. 4.5.

Таблица 4.5

**Показатели работы установки комплексной утилизации  
теплоты печного агрегата**

Теплота, ГДж/ч	Значения показателей по участкам печного агрегата (рис. 4.15)						Итого
	1	2	3	4	5	6	
Утилизируемая	8,4	–	10,4	8,4	8,4	4,2	39,8
Сохраняемая	–	29,3	8,4	–	–	–	37,7

Указанная установка (рис. 4.15) позволяет отказаться от обычной котельной на цементном заводе. Достаточно иметь небольшую котельную с пиковыми бойлерами, в которых производится кратковременный подогрев циркулирующей воды в наиболее холодный период отопительного сезона. Пиковые бойлеры котельной являются также и резервными источниками теплоты в случае остановки и ремонта печей.

Схема утилизации теплотерь печным агрегатом в зоне обжига приведена на рис. 4.16.

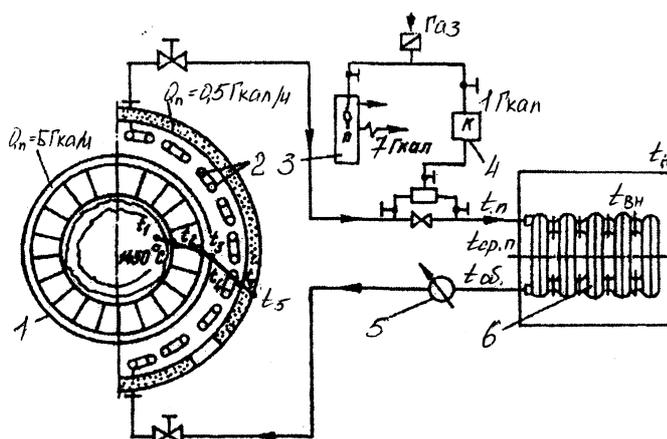


Рис. 4.16. Схема утилизации теплотерь в зоне обжига печного агрегата:  
1 – корпус печи; 2 – устройство для утилизации теплоты; 3 – топка;

4 – котел; 5 – циркуляционный насос; 6 – отопительный прибор

В схеме, приведенной на рис. 4.16, подогревается обратная вода из системы теплоснабжения через теплообменное устройство корпуса печи, которая затем идет вновь к потребителям.

Схема устройства для охлаждения клинкера приведена на рис. 4.17.

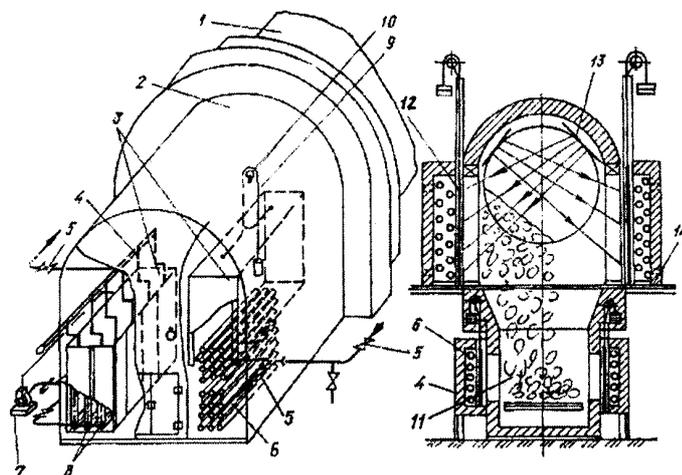


Рис. 4.17. Схема устройства для охлаждения клинкера:

1 – вращающаяся печь; 2 – головка печи; 3 – теплообменное устройство; 4 – поворотный теплоизолирующий кожух; 5 – арматура запорная; 6 – теплообменные трубы; 7 – вентилятор; 8 – теплообменные трубы горячей чистки головки печи; 9 – тяга с контргрузом; 10 – блок; 11 – клинкерный холодильник; 12 – подвижная стенка; 13 – рефлекторы; 14 – воздушные каналы

Устройство для охлаждения клинкера (рис. 4.17) содержит клинкерный холодильник и теплообменное устройство, включающее теплообменные трубы, заключенные в теплоизолирующий кожух. Теплообменное устройство устанавливается у наружной поверхности корпуса горячей головки вращающейся печи. Теплоизолирующий кожух имеет каналы для естественной либо принудительной циркуляции воздуха.

Через подводящие трубопроводы теплообменные трубы заполняются водой, после чего происходит принудительная циркуляция ее. Затем открывается подвижная стенка у горячей головки и у колосникового холодильника.

Тепловые лучи, излучаемые клинкером и отражателями, попадают на теплообменные трубы и нагревают циркулирующую в них воду, которая через отводящие трубопроводы поступает как на технологические, так и хозяйственные нужды предприятия.

На рис. 4.18 приведена схема использования теплоты в колосниковом холодильнике.

Для использования вторичной теплоты колосниковый холодильник разделяется на две части – холодную и горячую камеры (рис. 4.18).

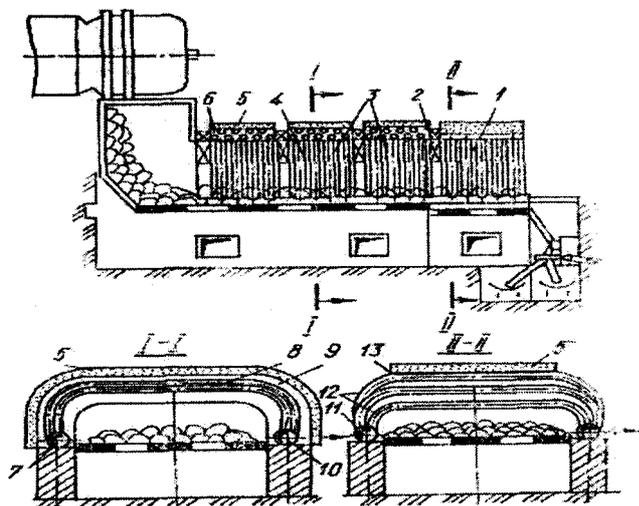


Рис. 4.18. Схема использования теплоты в колосниковом холодильнике:

1 – холодная камера; 2 – разделительная перегородка; 3 – экранные трубы горячей камеры; 4 – горячая камера; 5 – слой изоляции; 6 – свод горячей камеры; 7 – коллектор обратный; 8, 9 – боковые стены; 10 – коллектор нагретой воды; 11 – коллектор; 12 – теплообменные трубы; 13 – металлический лист

Холодная камера выполняется из труб, которые образуют стенки и свод. Отдельные группы экранных труб врезаются в боковые коллекторы и соединяются между собой параллельно. Стены и свод могут выполняться из теплообменных труб и покрываться теплоизоляцией.

В холодильнике холодная камера отделяется от горячей перегородками, выполненными из труб, включенных в общий циркуляционный контур, а боковые стены и свод – из теплообменных труб, подключаемых отдельными группами к коллекторам. Теплообменные трубы закрываются металлическим листом и слоем изоляции.

Устройство работает следующим образом. В холодную камеру поступает клинкер с температурой примерно 300–350°C. Клинкер охлаждается до 60°C, а нагретый до температуры 150–175°C воздух омывает теплообменные трубы и отдает теплоту циркулирующей воде.

Оборотная химически очищенная вода из системы теплоснабжения поступает в первый с разгрузочной стороны коллектор и, пройдя вначале пристенные ряды экранных труб (один или несколько рядов), поступает в экранные трубы свода, а затем в коллектор. Отвод нагретой воды производится из коллектора, расположенного со стороны горячей камеры возле перегородки. Нагрев воды в экранных трубах частично происходит также за счет радиационной теплоты клинкера.

В горячей камере частично отбирается и используется теплота излучения клинкера, т. к. он несет теплоты больше, чем требуется на подогрев воздуха, поступающего в печь на горение топлива.

Для использования лучистой теплоты горячего клинкера в металлическом корпусе и кирпичной кладке горячей камеры колосникового холодильника вырезают проемы.

Основная масса горячего воздуха, нагретого при соприкосновении со слоем раскаленного клинкера, проходит по свободному сечению камеры холодильника. Установленные в нишах экранные трубы с циркулирующей в них жидкостью улавливают только лучистую теплоту клинкера и не отбирают теплоту горячего воздуха, движение которого в нишах практически отсутствует. Для этого размеры ниш и выступающих стен выбираются такими, чтобы в нишах не было застоя воздуха.

Нагретая в экранных трубах химически очищенная вода через коллекторы поступает для теплоснабжения завода.

Для осуществления воздушно-испарительного охлаждения клинкера колосниковый холодильник также разделяется перегородкой на две камеры (рис. 4.19)

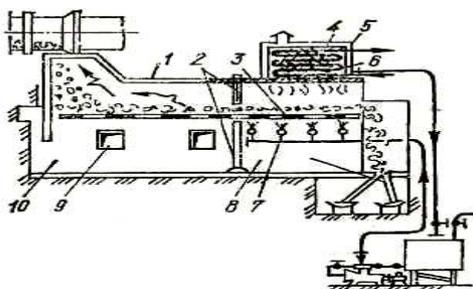


Рис. 4.19. Схема воздушно-испарительного охлаждения клинкера в колосниковом холодильнике:

- 1 – колосниковый холодильник; 2 – перегородка; 3 – колосниковая решетка; 4 – трубопроводы теплообменника; 5 – корпус теплообменника; 6 – теплообменник; 7 – форсунка; 8 – вторая камера; 9 – отверстия для подачи

воздуха;  
10 – первая камера

В первую по ходу материала камеру через отверстия поступает воздух в количестве, необходимом для сжигания топлива. Во вторую камеру из форсунок в подрешеточном пространстве подается распыленная горячая вода с температурой 85–97°С и давлением 0,15–0,35 МПа. Распыленная вода охлаждает решетку, клинкер и клинкерную просыпь и, испаряясь, образует пароводяную смесь. Пар затем конденсируется в теплообменнике и по трубопроводам выводится из холодильника. Теплота пара используется для отопительных и технологических нужд. На рис. 4.20 приведена схема установки теплообменников в пересыпных бункерах горячего клинкера.

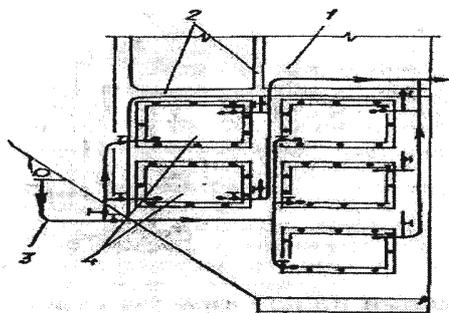


Рис. 4.20. Схема установки теплообменников в переносных бункерах горячего клинкера:

1 – бункер; 2 – пакеты теплообменных труб, установленных на подвижных панелях; 3 – отсекающие; 4 – подвижная панель

Для эффективного отбора теплоты от клинкера при его пересыпке создают более высокий слой пересыпаемого материала. Установленные внутри теплообменники могут быть различными: с пересыпными полками и отсекающими; с теплообменными трубами, которые выполняют функции бункера или шахты. Во всех случаях их делают съемными или поворотными.

Потери с отходящими дымовыми газами при обжиге клинкера достигают 15–20% теплоты расходуемого топлива. Однако температура отходящих газов, особенно при мокром способе производства цемента, относительно низка – порядка 190–200°С.

Сложность проблемы использования теплоты заключается в том, что отходящие газы содержат в себе пыль, которая, соприкасаясь

с поверхностью, торкретируется на ней. Таким образом, задача утилизации теплоты тесно переплетается с задачей защиты атмосферы. Устройства, позволяющие очищать дымовые газы и одновременно использовать теплоту и пыль, практически отсутствуют.

Фирмы США, Канады и других стран используют теплоту дымовых газов цементных печей таким образом: в поверхностных теплообменниках получают пар, с помощью которого в небольших тепловых электростанциях вырабатывают электроэнергию для собственных нужд. Однако это связано с техническими трудностями: необходимостью очистки газов, уменьшением тяги в дымовых трубах при снижении температуры, высокой стоимостью получаемой электроэнергии и т.д.

Теплота отходящих дымовых газов может быть использована в поверхностных и контактных тепловых устройствах, причем в обоих случаях основные трудности связаны с локализацией пыли, непосредственно влияющей на процессы тепло- и массообмена.

Поверхностные теплообменники (трубчатые, плиточные) различной формы размещают в пыльной камере, газоходах, дымовой трубе. В последнем случае теплообменники устанавливаются в уже готовом объеме, огражденном стенками от наружного воздуха. При этом используется принцип, предложенный для отбора теплоты горячего клинкера в пересыпных бункерах и шахтах, т.е. предусматривается возможность выключения теплообменников без остановки печи. Для этой цели в пыльной камере и газоходах за электрофильтрами размещают обводные борова-газоходы.

Вышеописанные направления утилизации теплоты отходящих газов являются лишь примерами, реализованными на практике. Поиски новых путей решения данной задачи постоянно находятся в центре внимания инженеров-технологов и теплотехников.

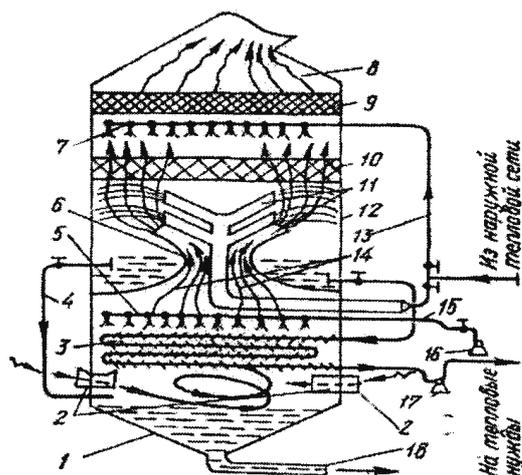


Рис. 4.21. Схема контактной установки для использования теплоты отходящих дымовых газов:

1 – отстойник; 2 – патрубок для отходящих газов; 3 – регистр для отбора теплоты от газового потока; 4 – трубопровод перепускной; 5 – насадки холодной воды; 6 – газовая камера; 7 – насадки обратной воды; 8 – диффузор для отвода охлажденных газов в трубу; 9 – фильтр для очистки дымовых газов; 10 – каплеуловитель; 11 – конические насадки импульсатора; 12 – корпус; 13 – трубопровод обратной воды; 14 – камеры импульсатора; 15 – трубопровод холодной воды; 16 – насос; 17 – насос циркуляционный; 18 – трубопровод удаления шлама

Принципиальное отличие контактных теплообменных устройств (4.21) состоит в том, что очистка дымовых газов от клинкерной пыли и отбор теплоты производятся в эжекционном импульсаторе, в котором потоки газа и воды взаимно эжектируются. Контакт воды и газового потока происходит за пределами импульсатора и приводит к поглощению потоком воды клинкерной пыли и отбору теплоты газового потока.

Отходящие газы, пройдя предварительную очистку в электрофильтрах, нагнетаются дымососом через патрубки, тангенциально расположенные по отношению к корпусу устройства. Из водяных насадок, тангенциально расположенных между трубами, в корпус поступает поток воды.

Закрученный газовый поток, выходящий из патрубков, отбрасывает к стенкам крупные частицы пыли, которые смешиваются с потоком воды, выходящей из насадок. Пыль, смытая этим потоком, поступает в отстойную камеру.

Предварительно очищенный от крупных частиц газовый поток поступает в газовые камеры импульсатора, поток воды из камер импульсатора увеличивается. Скорость струи, выходящей из конической насадки импульсатора, такова, что слой воды, выйдя из насадки, выгибается вверх и падает в виде завесы на боковые стенки корпуса.

Газовый поток, насыщенный мелкой пылью, протекает с большой скоростью сквозь слой воды, причем под действием эжекции (силы водоворота) продолжается поглощение мелкой пыли. Затем газовый поток, очищенный и отдавший часть теплоты потоку воды, проходит по наиболее длинному пути сквозь каплеуловитель, где дополнительно происходит отдача теплоты водному потоку, вводимому через насадки цилиндрической части корпуса.

Очищенный и охлажденный газовый поток удаляется через диффузор в общую дымовую трубу, а нагретая вода с частицами задержанной пыли поступает в камеру-отстойник. Загрязненная цементной пылью вода откачивается из камеры и используется для приготовления шлама. Нагретая в регистре вода поступает на тепловые нужды.

Утилизационные схемы комбинирования с использованием установки комплексной утилизации печного агрегата для обжига клинкера показаны на рис. 4.22 и 4.23.

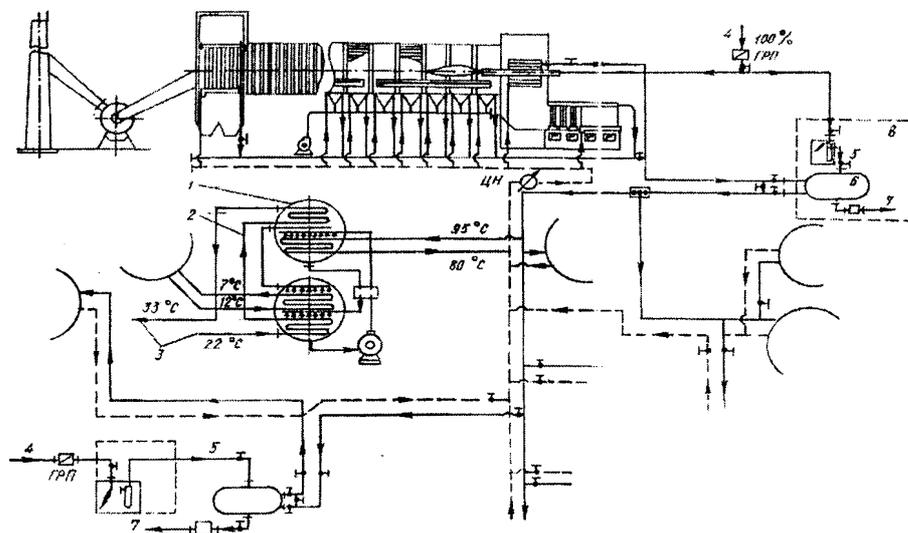


Рис. 4.22. Одноконтурная утилизационная энерготехнологическая схема:  
 1 – блок конденсаторов; 2 – раствор бромистого лития; 3 – обратная вода;  
 4 – газ; 5 – пар; 6 – бойлер; 7 – конденсат; 8 – котельная предприятия

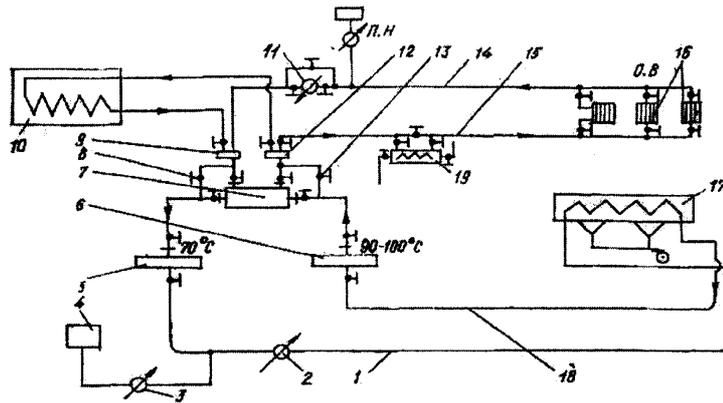


Рис. 4.23. Двухконтурная утилизационная энерготехнологическая схема:  
 1, 14, 15 – теплопровод; 2, 3, 11 – насос; 4 – бак; 5, 9 – обратный коллектор;  
 6, 12 – подающий коллектор; 7 – бойлер; 8, 13 – перемычка; 10 – аккумулятор;  
 16 – приемник теплоты; 17 – экранный контур установки утилизации теплоты

В одноконтурную схему (рис. 4.22) входят устройства для отбора теплоты корпусов печей, головки печи, холодильника и др. К системе подключается пиковый бойлер, бойлер для централизованного горячего водоснабжения и нагрева воды для приготовления шлама, а при необходимости – бромисто-литиевая абсорбционная холодильная установка для получения холодной воды (+6...+8°C) и кондиционирования воздуха. К централизованной системе подключаются все теплоприемники – потребители теплоты.

С помощью циркуляционных насосов обратная вода наружной тепловой сети поступает в устройства утилизации теплоты печного агрегата, где нагревается до 100°C, затем поступает для подогрева в теплообменники головки печи, холодильника, где может нагреваться до 110–130°C. Нагретая химически очищенная вода транспортируется потребителям. При недостаточно высокой температуре теплоносителя последний подогревается в пиковом бойлере, обычно в наиболее холодный период года. Именно бойлерная пиковой котельной гарантирует надежность работы утилизационных установок в зимний период, так же как воздушный наддув гарантирует от перегрева корпус печи и обеспечивает стабильную работу вращающейся печи в летний период. Существенным недостатком такой схемы является опасность размораживания системы и теплообменников установки утилизации в сильные морозы при остановках печи, стихийных бедствиях и др.

С целью устранения риска размораживания систем и устройства используется двухконтурная схема (рис. 4.23). В первом контуре обратный теплоноситель – этиленгликоль с температурой замерзания ниже  $-24^{\circ}\text{C}$  с помощью циркуляционного насоса 2 из коллектора 5 поступает по теплопроводу 1 в экранный контур (теплообменников) установки утилизации печи 17. Нагретый в установке до температуры  $100^{\circ}\text{C}$  этиленгликоль по теплопроводу 18 поступает в подающий коллектор 6, из которого нагретый теплоноситель поступает в бойлер цементного завода.

На выбор схемы влияют следующие основные факторы:

- взаимное расположение печных агрегатов, центральной заводской котельной, ТЭЦ, их мощности;
- выход ВЭР и характер тепловых потребителей завода и прилегающих объектов;
- климатические условия района теплоснабжения.

Система использования печных теплопотерь, например на печи  $5 \times 185$  м, обеспечивает: получение горячей воды в количестве 80–95 ГДж/г; экономию условного топлива при обжиге цементного клинкера до 2,5 тыс. т/г; повышение стойкости футеровки печи на 50–100%.

**4.6.3. Энерготехнологическое и утилизационное комбинирование с применением ГТУ и ГПА.** В последнее время в энерготехнологическом комбинировании широкое применение получают газотурбинные установки (ГТУ) и газопоршневые агрегаты (ГПА).

Их применение позволяет получить одновременно электрическую и тепловую энергию при сжигании газообразного или жидкого топлива. Газотурбинная установка на базе энергоблоков 15,0 МВт (ГТУ-15) (производство Украины) установлена в 2004 г. на ПРУП «Белорусский цементный завод» (рис. 4.24). Смонтированная ГТУ является установкой простого цикла (рис. 4.25.)

а

б

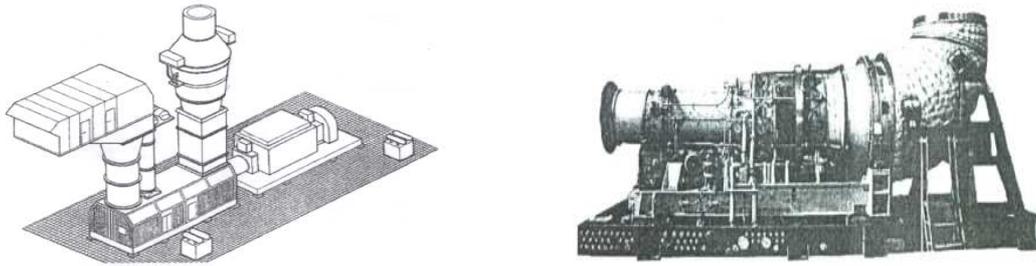


Рис. 4.24. Установка ГТУ-15:  
а – общий вид; б – газотурбинный двигатель

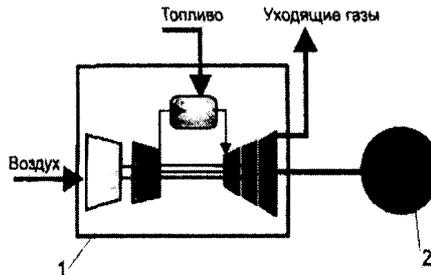


Рис. 4.25. Схема работы ГТУ по простому циклу:  
1 – газотурбинный двигатель; 2 – генератор

Она установлена в технологическом процессе на переделе одновременного помола и сушки мергеля, обеспечивает снабжение мельницы «Аэрофол» теплоносителем и одновременно электроэнергией в количестве, достаточном для покрытия 60–70% потребности в электроэнергии предприятия.

Мощность установленной ГТУ по электрической энергии 16,4, по тепловой – 23,9 МВт. При расходе природного газа 0,37 кг на 1 кВт электроэнергии образуется 5,3 кг/с продуктов горения. Продукты горения с температурой 400–430°C, содержащие 16–18% кислорода, затем используются в качестве окислителя для дожигания природного газа в действующей камерной топке и получения теплоносителя для сушки мергеля в мельнице «Аэрофол». Общий КПД ГТУ составляет 90%. Газотурбинные установки могут применяться на промышленных предприятиях вместо котельных установок при использовании их в качестве когенерационных установок для совместной выработки электрической и тепловой энергии в виде пара давлением более 1 МПа и горячей воды с температурой около 100°C (рис. 4.26).

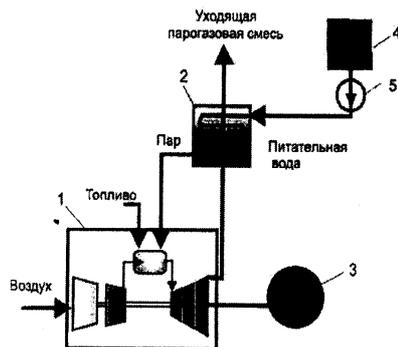


Рис. 4.26. Схема когенерационной тепловой установки на основе ГТУ:  
 1 – газотурбинный двигатель; 2 – генератор; 3 – котел-утилизатор;  
 4 – расходный бак питательной воды; 5 – насос; 6 – потребитель теплоты

Пар в качестве технологического может использоваться на предприятиях производства автоклавных материалов для тепловлажностной обработки, вода – в системе теплоснабжения предприятия.

Более совершенными по техническому и энергетическому уровню по сравнению с ГТУ считаются газопоршневые агрегаты. Использование ГПА вместо ГТУ имеет следующие преимущества:

- более высокий энергетический КПД (до 43%);
- обеспечивает требуемую электрическую мощность в диапазоне нагрузок 50–100%;
- свободен от необходимости установки дорогостоящих винтовых компрессоров для «дожатия» природного газа от 0,3 до 2–3 МПа;
- полный ресурс ГПА – 240 000 ч против 100 000 ч у ГТУ;
- ресурс до капитального ремонта соответственно 60 000 ч против 25 000 при сопоставимых затратах на ремонт.

Газопоршневые агрегаты выпускают газодизельными и газовыми с искровым зажиганием. В первых двигателях применяются два вида топлива, из которых жидкое топливо играет роль запального. Во вторых двигателях используется только газообразное топливо, а воспламенение инициируется с помощью электрической системы зажигания. Характеристики таких двигателей разнообразны как по мощностному ряду, так и по эксплуатационным и стоимостным показателям. Производителями ГПА являются американские, немецкие, чешские, российские, украинские и другие фирмы.

Наиболее передовыми фирмами-изготовителями ГПА являются американские фирмы «GE Energy Jenbacher», «Cummins Power Generation» и «Caterpillar». Основные показатели ГПА указанных фирм приведены в табл. 4.6.

Таблица 4.6

**Основные показатели двигателей GE Energy Jenbacher JMS 320,  
Cummins 1160GQKA и TEDOM («Caterpillar») C1000**

Модель газопоршневого агрегата	Размерность	JMS 320	1160 GQKA	C1000
1	2	3	4	5
Количество газопоршневых агрегатов	шт.	2	2	2
Электрическая мощность одного двигателя	кВт	1064	1160	1030
Мощность потоков дымовых газов	кВт	754	754	947
Мощность потока систем охлаждения двигателя	кВт	696	881	577
Система охлаждения двигателя				
Температура охлаждающей жидкости в системе:				
прямой поток	°С	90	90	90

Окончание табл. 4.6

1	2	3	4	5
обратный поток	°С	70	70	70
Расход охлаждающей воды	м <sup>3</sup> /ч	30	38	25
Мощность потока тепловой энергии из теплообменника	кВт	696	881	577
	Гкал/ч	0,60	0,76	0,50
Система утилизации дымовых газов				
Мощность потока дымовых газов при охлаждении до 120°С	кВт	552	607	723
	Гкал/ч	0,474	0,522	0,621
Температура дымовых газов:				
на выходе из двигателя	°С	433	469	489
на выходе из котла утилизатора	°С	120	120	120
Расход дымовых газов	м <sup>3</sup> /ч	4499	4393	4987
Коэффициент потерь в котле-утилизаторе	%	0,95	0,95	0,95
Температура сетевой воды:				
вход	°С	70	70	70
выход	°С	90	90	90
Расход тепла для нагрева сетевой воды в котле-утилизаторе	кВт	524	577	687
Расход сетевой воды	м <sup>3</sup> /ч	23	25	30
Суммарная тепловая мощность одного двигателя	кВт	1450	1635	1524
	Гкал/ч	1,25	1,41	1,31
Полезно используемая	кВт	1220	1458	1264
	Гкал/ч	1,05	1,25	1,09
Электрический КПД	%	0,398	0,390	0,374
Тепловой КПД	%	0,457	0,490	0,455
Общий КПД	%	0,855	0,880	0,833
Число часов работы двигателей в году	ч	8500	8500	8500
Суммарная электрическая мощность	кВт	2128	2320	2060
Выработка электроэнергии	млн. кВт*ч	18,088	19,72	17,51

Суммарная тепловая мощность	кВт	2441	2916	2529
	Гкал/ч	2,10	2,51	2,17
Выработка тепловой энергии	тыс. Гкал	17,84	21,31	18,48
Удельный расход условного топлива на выработку тепловой энергии	кг/Гкал	160	160	160
Расход условного топлива на выработку тепловой энергии	кг/ч	336	401	348
Расход условного топлива двигателя	кг/ч	657	731	677
Расход условного топлива на выработку электроэнергии	кг/ч	321	330	329
Удельный расход условного топлива на выработку электроэнергии	кг/кВт*ч	0,151	0,142	0,160

Как видно из табл. 4.6, вся установленная мощность энерготехнологического модуля из двух ГПА составит от 2,1 до 2,3 МВт, тепловая – от 2,4 до 2,8 МВт, из них 1,1–1,3 МВт – тепловая мощность, снимаемая с систем водяного охлаждения газопоршневых двигателей, 1,3–1,5 МВт – снимаемая при утилизации теплоты отработанных газов для выработки горячей воды или пара в паровых котлах-утилизаторах (возможно дожигание в них дополнительного количества природного газа с соответствующим увеличением паровой нагрузки). Принципиальная схема когенерационной установки на основе ГПА представлена на рис. 4.27.

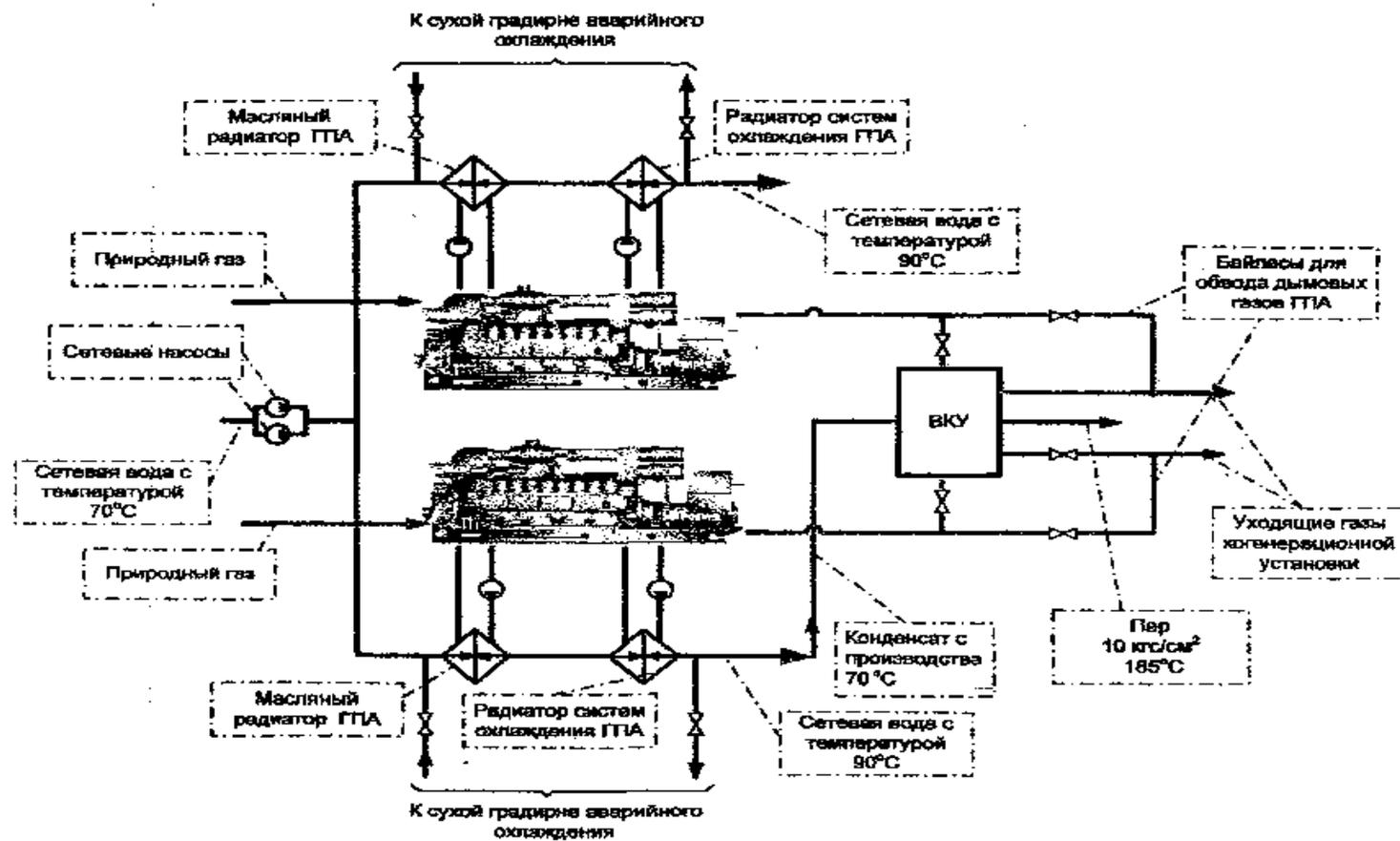


Рис. 4.27. Принципиальная энерготехнологическая схема на основе двух ГПА «Jenbacher» с использованием одного водогрейного котла-утилизатора

**4.6.4. Энерготехнологическое и утилизационное комбинирование для регенерации низкотемпературных ВЭР.** Энергетический потенциал низкотемпературных ВЭР в технологии силикатных материалов огромен. Для их регенерации могут быть использованы термотрансформаторы (холодильники, тепловые насосы), контактные экономайзеры, рекуперативные теплообменники. Применение их в энерготехнологических схемах позволяет частично возвращать теплоту в технологический процесс в виде горячего воздуха или воды. Горячий воздух может быть использован в качестве воздушного дутья, при сжигании топлива, сушильного агента, воздушных завес в установках тепловлажностной обработки и т.д.

На рис. 4.28 приведены принципиальные схемы тепловых насосов, использующих теплоту отработанного теплоносителя сушилок.

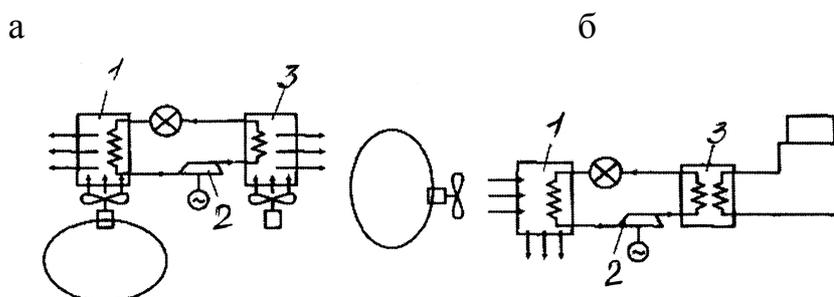


Рис. 4.28. Принципиальные схемы тепловых насосов для использования теплоты отработанного теплоносителя сушилок:  
а – для воздушного отопления; б – для теплоснабжения;  
1 – испаритель; 2 – компрессор; 3 – конденсатор

Рабочее вещество теплового насоса (рис. 4.28), получив в испарителе теплоту отработанного в сушилке теплоносителя (с температурой 30–40°C), сжимается компрессором и поступает в конденсатор. Температура рабочего вещества в результате сжатия значительно повышается. В конденсаторе происходит передача теплоты от рабочего вещества наружному воздуху или воде, которые подогреваются до 50–60°C и могут быть использованы как для технологических целей, так и для воздушного отопления (рис. 4.28, а) или для теплоснабжения (рис. 4.28, б).

На рис. 4.29 показана схема теплового насоса для регенерации теплоты сточных вод. Источником теплоты в них могут быть сточные

воды с температурой 18–54°C. Температура получаемой горячей воды достигает 60–104°C.

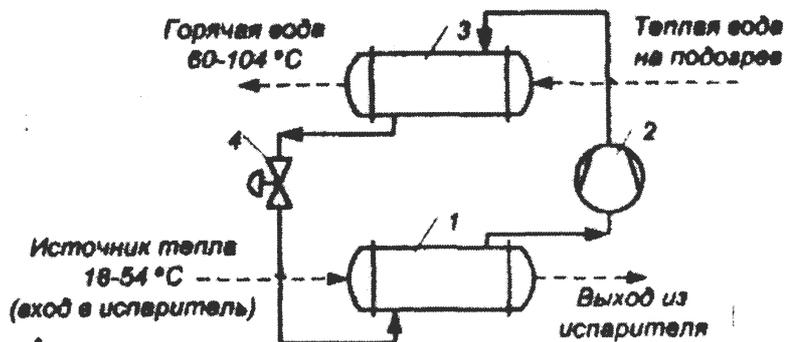


Рис. 4.29. Принципиальная схема теплового насоса для утилизации теплоты сточных вод:

1 – испаритель; 2 – компрессор; 3 – конденсатор; 4 – дроссель

На рис. 4.30 приведена схема контактного экономайзера, представляющего собой обычный смесительный теплообменник типа градирни, в котором происходит нагрев воды за счет теплоты контактирующих газов с температурой меньше 100°C.

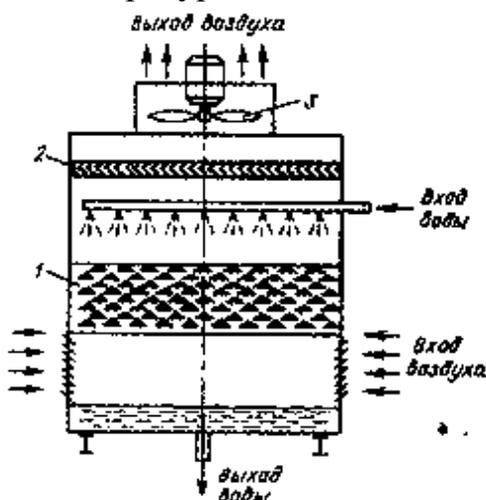


Рис. 4.30. Схема смесительного теплообменника (градирни):

1 – насадка; 2 – сепаратор водяных капель; 3 – вентилятор

Поскольку поверхность контакта капель воды с газом большая, такой теплообменник получается компактнее и дешевле по сравнению с рекуперативным (трубчатым, пластинчатым). Однако вода в нем насыщается вредными веществами, находящимися в дымовых газах, и применение ее может быть ограниченным.

Если загрязнение воды недопустимо, то ставят еще один теплообменник, в котором «грязная» вода отдает теплоту «чистой» и возвращается в контактный экономайзер. Змеевики, по которым циркулирует «чистая» вода, могут быть установлены внутри контактного экономайзера.

Уровень совершенства энерготехнологических схем с применением тех или иных установок для внутренней и внешней утилизации теплоты следует проводить с использованием термоэкономического анализа.

#### **4.7. Экологические аспекты теплотехнологий силикатных материалов**

При сжигании органического топлива в топках тепловых установок, рабочем пространстве печей и сушилок с находящимися в них материалами и изделиями образуются и удаляются в атмосферу продукты горения и технологические газы с достаточно большой энтальпией. Основными компонентами отходящих дымовых газов являются  $N_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $O_2$ ,  $SO_2$ , пыль. Из-за несовершенства процесса сжигания топлива в составе дымовых газов в различных количествах присутствуют  $CO$ , углеводороды, бензапирен и др. В связи с тем, что ряд силикатных материалов (стекло, цементный клинкер, фарфоровые изделия, керамическая плитка) требуют высокотемпературной тепловой обработки ( $1350\text{--}1550^\circ\text{C}$ ), возникает необходимость в достижении высоких температур горения топлива ( $1550\text{--}1750^\circ\text{C}$ ). Это приводит к образованию токсичных оксидов азота  $NO_x$ . Кроме того, при высоких температурах тепловой обработки происходит улетучивание из сырьевых материалов соединений различных элементов, в том числе соединений тяжелых металлов  $Cr$ ,  $Ni$ ,  $Pb$ ,  $Zn$ ,  $Cd$ ,  $Cu$ ,  $Sb$ ,  $V$ ,  $Hg$  и др., которые адсорбируются на пылевидных частицах и в виде аэрозолей выбрасываются в окружающую среду.

Так, например, ориентировочно цементными предприятиями Беларуси в окружающую среду выбрасывается (т/г): пыли – 7500;  $CO_2$  –  $1,5 \cdot 10^6$ ; оксидов азота – 1600;  $CO$  – 1200; тяжелых металлов – 30.

Одна туннельная печь для политого обжига фарфора с тепловой мощностью 2 МВт, работающая на природном газе, выбрасывает в атмосферу (т/г):  $CO_2$  – 3590;  $H_2O$  – 2830;  $SO_2$  – 130.

При варке стекла из стекольной шихты улетучивается (% мас.):  $\text{Na}_2\text{O}$  – 3–6;  $\text{K}_2\text{O}$  – 12;  $\text{B}_2\text{O}_3$  – 11–15,  $\text{ZnO}$  – 4;  $\text{PbO}$  – 1,4 (по отношению к данному оксиду в шихте).

Газопылевые выбросы тепловых установок загрязняют атмосферу вышеуказанными соединениями, из которых наиболее вредными и опасными являются  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{SO}_2$ , оксиды азота и пылевые выбросы, обогащенные оксидами тяжелых металлов.

Диоксид углерода газопылевых выбросов увеличивает содержание его в земной атмосфере, накопление которого может привести к парниковому эффекту Земли.

Поскольку основным источником выбросов  $\text{CO}_2$  является органическое топливо, то одним из главных путей их сокращения является технологическое энергосбережение.

В связи с подписанием в 2005 г. Республикой Беларусь Киотского протокола об ограничении выбросов  $\text{CO}_2$  в атмосферу и возможностью продажи квот на них другим странам, ограничение выделения  $\text{CO}_2$  в установках технологии силикатных материалов является весьма актуальным.

Снижение выбросов  $\text{CO}_2$  в окружающую среду при обжиге силикатных материалов, получаемых на основе карбонатного сырья (портландцемент, известь, стекло), может быть достигнуто за счет применения различных способов улавливания. Однако известные в настоящее время способы улавливания  $\text{CO}_2$  из низкоконцентрированных смесей газов (содержание  $\text{CO}_2$  до 20%) являются малоэффективными. Дымовые газы, содержащие  $\text{CO}$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{NO}_2$ , являются опасными из-за их токсичности и вредного воздействия на человека (табл. 4.7).

Таблица 4.7

**Характер действия вредных веществ на человека**

Характер действия газов и его длительность	Содержание газов в воздухе, % об.		
	$\text{CO}$	$\text{SO}_2$	$\text{NO}_2$
Без заметного действия в течение нескольких часов	0,01	0,0025	0,0008
Признаки легкого отравления или раздражения слизистых оболочек через 2–3 ч	0,01–0,05	0,005	0,001

Возможно серьезное отравление через 30 мин	0,2–0,3	0,008–0,015	0,005
Опасно для жизни при кратковременном действии	0,5–0,8	0,06	0,015

Снижение содержания СО и других вредных веществ органического происхождения (углеводороды, бензопирен и др.) в уходящих дымовых газах тепловых установок может быть сведено к минимуму рациональной организацией процесса горения: хорошим смешением топлива и окислителя, сжиганием топлива с оптимальным коэффициентом избытка воздуха, устойчивой стабилизацией факела. Однако эти мероприятия создают благоприятные условия для образования других вредных веществ – оксидов азота. На образование последних положительно влияют оптимальный режим горения и отсутствие недожога топлива.

С увеличением температуры горения концентрация NO в продуктах горения непрерывно возрастает : при 300 К – 0,00127, при 800 К – 2,54; при 1800 К – 4700 мг/м<sup>3</sup>.

При горении топлива различают образование так называемых термических, быстрых и топливных NO.

Образование термических NO происходит по цепной схеме окисления, в которой активную роль играют свободные атомы азота и кислорода:



где M – любая молекула.

Во фронте пламени углеводородов и углесодержащих топлив происходит образование быстрых оксидов азота по схеме



HCN и CN затем ведут к образованию оксидов азота. Задача снижения образования быстрых оксидов азота пока не решена.

Азотосодержащие соединения, входящие в состав топлив, являются источником образования топливных оксидов.

Механизм образования топливных оксидов азота связывается с наличием радикалов CN, NH, NH<sub>2</sub> и OH в зоне азотосодержащих веществ.

Образование топливных оксидов азота происходит на начальном участке факела, в области образования быстрых NO и до образования термических NO. Выход топливных оксидов слабо зависит от температуры процесса и нарастает с увеличением коэффициента избытка воздуха.

Образование NO<sub>2</sub> происходит в результате окисления NO атомарным кислородом и пероксидным радикалом HO<sub>2</sub>:



Процесс окисления лимитируется только количеством HO<sub>2</sub>, т.к. концентрация NO в продуктах горения значительно выше, чем радикалов HO<sub>2</sub>.

Радикалы HO<sub>2</sub> образуются при 500–600°С в результате протекания следующих реакций:



Отношение NO<sub>2</sub> к общему содержанию NO<sub>x</sub> в продуктах горения зависит от условий сжигания, мощности тепловой установки и может колебаться в пределах 1–45.

Снижение количества образующихся оксидов азота может быть достигнуто прежде всего уменьшением или ликвидацией термических NO<sub>x</sub>, а также сокращением топливных NO<sub>x</sub>.

Уменьшение термических оксидов азота достигается путем воздействия, главным образом, на максимальную температуру горения. Разработанные в настоящее время методы предусматривают применение новых и измененных методов сжигания топлива (ступенчатое сжигание, сжигание с рециркуляцией части продуктов горения, сжигание с добавками пара или воды), а также специальных горелочных устройств.

Все они предусматривают снижение температуры и содержания кислорода в зоне максимальных температур. Организация двухстадийного горения топлива снижает выход топливных оксидов азота.

Применяемые в настоящее время горелки должны подвергаться испытаниям по санитарно-гигиеническим показателям работы, учитывающих воздействие работающих горелок на окружающую

среду и человека. При их работе концентрация СО в уходящих газах не должна превышать 0,05%, оксидов азота – не более 260 мг/м<sup>3</sup>.

Однако методы подавления образования оксидов азота, связанные со снижением температуры горения, применяемые в теплоэнергетике, не подходят для теплотехнологий силикатных материалов, т.к. будет нарушаться технологический процесс формирования состава и структуры подвергаемых тепловой обработке материалов. В этих условиях требуется применение методов очистки отходящих газов от NO<sub>x</sub>. Однако все известные методы очистки (сорбционные, восстановительные) не дают положительных результатов и трудно осуществимы на многотоннажных производствах. Поэтому единственным направлением снижения NO<sub>x</sub> в настоящее время является дальнейшее совершенствование процессов сжигания топлива.

Снижение содержания SO<sub>2</sub> в дымовых газах достигается прежде всего применением не содержащего серу топлива, в частности природного газа, или малосернистых марок мазута. В иных случаях уходящие дымовые газы требуют очистки, которые весьма сложны, трудно осуществимы для многотоннажного производства и не стабильны в поддержании режима.

К числу новейших способов очистки отходящих газов одновременно от оксидов серы и азота относится радиационно-химический, основанный на облучении молекул дымовых газов электронами с образованием ионов, свободных атомов, вторичных электронов. Оксиды серы и азота доокисляются и с водяными парами образуют пары серной и азотной кислоты, которые конденсируются в аэрозоли и улавливаются в электрофильтрах. При добавлении аммиака в облучаемый газ эффективность очистки газов от оксидов азота и SO<sub>2</sub> повышается. Степень улавливания NO ожидается на уровне 80–90%, а SO<sub>2</sub> – 90%.

Для снижения удельных выбросов тяжелых металлов в окружающую среду необходимо повышать степень очистки газопылевых выбросов.

Для поддержания предельно допустимых концентраций вредных веществ (ПДК) в атмосфере населенных мест (табл. 4.8.) осуществляют после очистки, проведенной до возможных пределов, рассеивание остаточных загрязняющих веществ через дымовые трубы.

Таблица 4.8

## ПДК вредных веществ в атмосферном воздухе населенных мест

Загрязняющее вещество	ПДК, мг/м <sup>3</sup>	
	максимально разовая	среднесуточная
1	2	3
Пыль нетоксичная	0,5	0,15
SO <sub>2</sub>	0,5	0,05
CO <sub>2</sub>	3,0	1,0

Окончание табл. 4.8

1	2	3
CO	0,085	0,04
NO <sub>x</sub>	0,6	0,06
Сажа (копоть)	0,15	0,05
H <sub>2</sub> S	0,008	0,008
Бензапирен	–	0,000001
Фтористые соединения (по фтору)	0,035	0,020
Мышьяк	–	0,003
V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	–	0,002

Выбросы, поступающие в воздушный бассейн, распределяются в соответствии с законами атмосферной диффузии. Рассеиваясь в окружающей среде, они разбавляются воздухом и создают так называемый токсичный фон, под которым подразумевается концентрация вредных веществ в зоне обитания (анализы на содержание вредных веществ берут на высоте 1,5 м от земли).

Минимально допустимая высота трубы ( $H$ ), при которой обеспечивается необходимое рассеивание вредных веществ для получения регламентированных ПДК при нескольких трубах одинаковой высоты и наличии фоновой загазованности ( $C_{\phi}$ ) от других источников такой же вредности, рассчитывается по формуле

$$H = \sqrt{\frac{A \cdot M \cdot F \cdot m \cdot n \cdot \eta}{\text{ПДК} - C_{\phi}}} \sqrt[3]{\frac{N}{V \Delta t}}, \text{ м}, \quad (4.85)$$

где  $A$  – коэффициент, зависящий от температурной стратификации атмосферы, который принимается равным 160;  $M$  – суммарный расход

вредных веществ, выбрасываемых в атмосферу, г/с, определяемый по формуле

$$M = M_{\text{SO}_2} + 5,88M_{\text{NO}_2}, \quad (4.86)$$

5,88 – коэффициент, полученный из соотношения ПДК<sub>SO<sub>2</sub></sub> / ПДК<sub>NO<sub>2</sub></sub> ;

$F$  – безразмерный коэффициент, учитывающий скорость оседания вредных веществ в атмосферном воздухе (для газообразных примесей  $F = 1$ , для пыли при степени улавливания более 90%  $F = 2$ , менее 90%  $F = 2,5$ );  $m$  и  $n$  – безразмерные коэффициенты, учитывающие условия выхода газовоздушной смеси из устья выброса; коэффициент  $m$  определяется в зависимости от параметра

$$f = \frac{10^3 w_0^2 D_0}{H^2 \Delta t} \quad (4.87)$$

по формуле

$$m = \left(0,67 + 0,1\sqrt{f} + 0,34\sqrt[3]{f}\right)^{-1}, \quad (4.88)$$

коэффициент  $n$  для дымовых труб принимается равным 1;  $N$  – число дымовых труб одинаковой высоты;  $D_0$  – диаметр устья дымовой трубы, м;  $\Delta t$  – разность между температурой выбрасываемых газов  $t$  и средней температурой воздуха  $t_b$ , °С, под которой понимается средняя температура самого жаркого месяца в 14 ч по летнему времени;  $V$  – объем удаляемых дымовых газов суммарно из всех труб, м<sup>3</sup>/с;  $\eta$  – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рельефа местности (в случае равнинной или слабопересеченной местности с перепадом высот, не превышающим 50 м на 1 км,  $\eta = 1$ ).

Норма общего предельно допустимого выброса вредных веществ определяется по формуле

$$\text{ПДВ} = \frac{(\text{ПДК} - C_{\phi})H^2}{A \cdot F \cdot m \cdot n} \sqrt[3]{\frac{V\Delta t}{N}}, \text{ г/с.} \quad (4.89)$$

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Силикатные материалы являются самыми крупнотоннажными из числа тех, которые производит человечество в настоящее время в результате своей производственной деятельности. Важнейшими из них являются бетон и железобетон, объем производства которых превышает 2 млрд. м<sup>3</sup> в год. В технически развитых странах объем производства этого главного строительного материала и в XXI веке будет высоким и составит 1–2 м<sup>3</sup> на душу населения. Значительны объемы производства в мире и изделий из керамики и стекла.

Характерной особенностью силикатных технологий является их большая энергоемкость. Самыми энергоемкими технологиями являются: производство стекла, на получение одной тонны которого в нашей республике в среднем расходуется 0,35–0,40 т у. т.; портландцемента 0,199–0,228 при мокром способе производства и 0,184 т у. т. при сухом способе производства; керамических изделий – 0,23–0,41 т у. т. на 1000 шт. условного кирпича.

В связи с непрерывным ростом цен на энергоносители и прежде всего на углеводородное топливо удельный вес затрат теплоты в себестоимости силикатных материалов будет увеличиваться. Все это диктует необходимость изыскания путей энергосбережения в силикатной технологии и создания малоэнергоемких технологических процессов. Поэтому в подготовке инженеров-химиков-технологов теплотехнологическая составляющая приобретает не меньшее значение, чем химико-технологическая. Поскольку в производстве силикатных материалов технологические процессы неразрывно связаны с тепловыми процессами, в последнее время их стали называть теплотехнологическими.

Авторы выражают надежду, что данное учебное пособие «Тепловые процессы в технологии силикатных материалов» послужит хорошей основой для освоения дисциплин «Теплотехнические установки и агрегаты предприятий вяжущих веществ и строительных материалов на их основе», «Теплотехнические установки и агрегаты предприятий производства керамики и огнеупоров», «Теплотехнические установки и агрегаты предприятий производства стекла»

## ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица 1

### Влагосодержание газообразного топлива в зависимости от температуры окружающей среды

$t, ^\circ\text{C}$	$w, \text{г/м}^3$ сух.газа при н.у.						
0	4,9	26	27,6	51	118	76	528
1	5,2	27	29,3	52	125	77	566
2	5,6	28	31,1	53	132	78	608
3	6,1	29	33,1	54	140	79	654
4	6,5	30	35,1	55	148	80	705
5	7,0	31	37,3	56	156	81	761
6	7,5	32	39,6	57	166	82	825
7	8,0	33	42,0	58	175	83	896
8	8,6	34	44,5	59	186	84	976
9	9,2	35	47,3	60	197	85	1070
10	9,9	36	50,1	61	208	86	1170
11	10,5	37	53,1	62	221	87	1290
12	11,3	38	56,2	63	234	88	1440
13	12,1	39	59,6	64	248	89	1600
14	12,9	40	63,1	65	263	90	1800
15	13,8	41	66,8	66	280	91	2050
16	14,7	42	70,8	67	297	92	2360
17	15,7	43	74,9	68	315	93	2760
18	16,7	44	79,3	69	335	94	3290
19	17,8	45	84,0	70	357	95	4040
20	19,0	46	88,8	71	380	96	5160
21	20,2	47	93,0	72	405	97	7040
22	21,5	48	99,5	73	432	98	10 800
23	22,9	49	105,0	74	461	99	22 000
24	24,4	50	111	75	493	100	–
25	26,0						









Таблица 3

**Средняя характеристика природного газа некоторых газопроводов СНГ**

Газопровод	Состав газа по объему, %							Теплота сгорания $Q_n^c$ , КДж/м <sup>3</sup>	Плотность при 0°С и 101,3 кПа, кг/м <sup>3</sup>
	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> и тяжелее	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>		
Уренгой–Ужгород	98,9	0,1	<0,1	0,01	---	0,9	0,1	33 142	0,726
Уренгой–Новопсков	98,9	0,1	<0,1	0,01	—	0,9	0,1	33 142	0,726
Уренгой – Сургут – Челябинск	98,2	0,3	0,2	0,04	0,04	1,0	0,1	33 350	0,731
Уренгой–Надым–Ухта	98,7	0,1	<0,1	0,01	—	1,0	0,1	33 101	0,726
Надым–Свердловск–Челябинск	98,6	0,2	0,1	0,01	—	1,0	0,1	33 140	0,728
Горький–Иваново–Череповец	98,9	0,3	0,1	0,01	—	0,6	0,1	33 268	0,729
Бухара–Урал	94,2	3,0	0,9	0,17	0,22	0,9	0,3	36 950	0,766
Средняя Азия–Россия	94,1	2,8	0,7	0,17	0,1	1,0	1,0	36 400	0,750
Саратов–Москва	90,3	2,8	1,1	0,3	0,65	4,2	0,3	36 420	0,795
Мострансгаз (кольцо)	96,6	1,4	0,4	0,08	0,6	0,3	0,2	36 900	0,751
Оренбург–Александров–Гай	86,4	3,9	1,7	0,3	0,24	0,1	0,1	35 850	0,729
Газли–Ташкент	94,0	2,8	0,4	0,3	0,1	2,0	0,4	35 200	0,751
Ямал–Зап. Европа	98,3	0,33	0,12	0,15	—	0,1	0,1	—	—









Таблица 8

**Удельная теплоемкость сухой массы твердого топлива, кДж/(кг · К)**

Вид топлива	Температура, °С				
	0	100	200	300	400
Антрацит и тощие угли	0,9209	0,9630	1,0467	1,1304	1,1723
Каменные угли	0,9630	1,0886	1,2560	1,4235	–
Бурые угли	1,0886	1,2560	1,4654	–	–
Горючие сланцы	1,0467	1,1304	1,2979	–	–
Фрезерный торф	1,2979	1,5073	1,8003	–	–

Таблица 9

**Зависимости для приближенного определения расхода воздуха, продуктов и температуры полного горения топлив**

Вид топлива	Расход воздуха, $L_\alpha$ , м <sup>3</sup> /кг (м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> )	Объем продуктов горения, $V_\alpha$ , м <sup>3</sup> /кг (м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> )	Температуры горения, °С
Газообразное низкокалорийное	$\left[ \frac{0,875 Q_H}{1000 \cdot 4,18} \right] \alpha$	$\left[ \frac{0,725 \cdot Q_H}{1000 \cdot 4,18} + 1 \right] \alpha$	$h_{ПГ} = \frac{Q_H^p + L_\alpha \cdot c'_{pm,e} \cdot t_v}{V_\alpha}$ $t_{\text{кал(теор)}} = f(h_{ПГ}),$ определить по графику (рис. 1.4) $t_d = \eta_{пг} \cdot t_{\text{теор}},$ $\eta_{пг}$ выбрать из табл. 1.15
Газообразное высококалорийное	$\left[ \frac{1,09 \cdot Q_H}{1000 \cdot 4,18} - 0,25 \right] \alpha$	$\left[ \frac{1,14 \cdot Q_H}{1000 \cdot 4,18} + 0,25 \right] \alpha$	
Природный газ	$\left[ \frac{1,083 \cdot Q_H}{1000 \cdot 4,18} + 0,13 \right] \alpha$	$\left[ \frac{1,16 \cdot Q_H}{1000 \cdot 4,18} + 0,58 \right] \alpha$	
Дрова	$\left[ 4,66 \left( 1 - \frac{W^p}{100} \right) \right] \alpha$	$\left[ 5,3 - 4,055 \frac{W^p}{100} \right] \alpha$	
Уголь	$\left[ \frac{1,01 \cdot Q_H^p}{1000 \cdot 4,18} + 0,5 \right] \alpha$	$\left[ \frac{0,89 \cdot Q_H^p}{1000 \cdot 4,18} + 1,65 \right] \alpha$	
Жидкое топливо	$\left[ \frac{0,85 \cdot Q_H^p}{1000 \cdot 4,18} + 2 \right] \alpha$	$\left[ \frac{1,11 \cdot Q_H^p}{1000 \cdot 4,18} \right] \alpha$	

## Основные показатели работы ручных топок

Виды топлива	$\alpha$	$q_R \cdot 10^{-6}$ кДж/(м <sup>2</sup> · ч)	$q_V \cdot 10^{-6}$ кДж/(м <sup>3</sup> · ч)	$q_x + q_{m_0}$ , в %	Содержание углерода $C_{\text{шл+пр}} + C_{\text{ун}}$ , в %	Доля золы в шлаках, провале и уносе $a_{\text{шл+пр}} + a_{\text{ун}}$ , в %	Давление дутья под решеткой $p$ , Па
Каменные угли Д, Г, П, Ж, ПС с приведенной зольностью, $A^p=1$ г/МДж	1,4	3,5	1,00–1,25	5 + 7	15 + 25	0,8 + 0,2	800
Тощие каменные угли, $A^p=0,6$ г/МДж	1,4	2,9	1,00–1,25	3 + 6	10 + 45	0,75 + 0,25	800
Антрациты, АС и АМ, $A^p=0,5$ г/МДж АРШ . . .	1,3 1,4	3,8 3,5	1,25 1,25	2 + 7 2 + 12	20 + 50 20 + 50	0,7 + 0,3 0,65 + 0,35	1000 1000
Бурые угли рядовые типа челябинских с мерным $A^p$ и $W^p$ , $A^p=1,6$ г/МДж	1,4	3,5	1,00–1,25	2 + 7	12 + 15	0,8 + 0,2	1000
То же с повышенной $A^p$ и $W^p$ , $A^p=2,4$ г/МДж	1,4	2,9	1,00–1,25	3 + 11	12 + 15	0,8 + 0,2	1000
То же, сортированные, типа подмосковных $A^p=1,9$ г/МДж	1,35	3,8	1,00–1,25	2 + 8	10 + 15	0,8 + 0,2	1000

Таблица 11

## Основные показатели работы полумеханических и механических топок

Виды топлива	$\alpha$	$q_R \cdot 10^{-6}$ кДж/(м <sup>2</sup> · ч)	$q_V \cdot 10^{-6}$ кДж/(м <sup>3</sup> · ч)	$q_X + q_{M_r}$ , %	Содержание углерода $C_{\text{шл+пр}} + C^{\text{ун}}$ , %	Доля золы в шлаках, провале и уносе $a_{\text{шл+пр}}^{\text{ун}} + a^{\text{ун}}$ , в %	Давление дутья под решеткой $p$ и $t$ , Па и °С
<b>Топки с неподвижным слоем и забрасывателями</b>							
<b>Топки с шурующей планкой</b>							
Бурые угли типа подмосковных, $A^{\text{п}} = 2,4$ г/МДж	1,4	3,8	1,0	0 + 11	10 + 20	0,75 + 0,25	600 и 200
	1,35	3,5	1,0	2 + 8	6 + 20	0,80 + 0,20	1000 и 200
Бурые угли типа челябинских $A^{\text{п}} = 1,6$ г/МДж	1,4	3,8	1,0	0 + 7	10 + 20	0,75 + 0,25	600 и 200
	1,35	3,8	1,0	1 + 6	6 + 20	0,80 + 0,20	1000 и 200
Каменные угли типа воркутинского ППС и Г, $A^{\text{п}} = 1$ г/МДж	1,4	3,8	1,0	0 + 7	15 + 30	0,75 + 0,25	600 и 200
	1,35	3,8	1,0	2 + 7	15 + 25	0,80 + 0,20	1000 и 200
Антрациты, АРШ, $A^{\text{п}} = 0,7$ г/МДж	1,5	3,8	1,2	0 + 12	25 + 50	0,7 + 0,3	1000 и 25
<b>Топки с цепной решеткой и забрасывателями</b>							
Бурые угли: $A^{\text{п}}=2,4$ г/МДж $A^{\text{п}}=1,6$ г/МДж	1,3	4,2	1,0	0,5 + 7	6 + 20	0,75 + 0,25	800 и 250
	1,3	6,3	1,0	0,5 + 6	6 + 20	0,75 + 0,25	800 и 250
Каменные угли Г и Д, $A^{\text{п}}=1$ г/МДж	1,3	6,3	1,0	0,5 + 5	10 + 25	0,75 + 0,25	800 и 200
<b>Топки с цепной решеткой</b>							
$A^{\text{п}}=0,5$ г/МДж, АС $A^{\text{п}}=0,75$ г/МДж, АРШ	1,3	4,2	1,2	0 + 7	20 + 50	0,75 + 0,25	1000 и 200
	1,5	3,5	1,2	0 + 12	20 + 50	0,70 + 0,30	1000 и 200

Таблица 12

## Основные показатели работы топок для торфа и древесных отходов

Виды топлива	Тип топки	$\alpha$	$q_R \cdot 10^{-6}$ кДж/(м <sup>2</sup> · ч)	$q_V \cdot 10^{-6}$ кДж/(м <sup>3</sup> · ч)	$q_x + q_m$ , %	$p$ , Па	$t$ , °С
Кусковой торф, $W^p = 45-50\%$ То же, $W^p = 40\%$ , $A^c = 10\%$	Шахтная	1,3	8,4	1,00–1,45	1 + 2	800	250
	цепная Шахтная	1,4	4,6	1,00	1 + 2	800	25–200
Древесные отходы и опилки То же	С наклонно й решеткой	1,45	2,3	1,00–1,25	4	–	25
	Скоростна я Померанц ева	1,25	16,8	1,25–1,85	4	1000	250
Рубленая щепа, $W^p = 40-50\%$	То же	1,2	33,6	1,45–1,85	3	700	250

Таблица 13

## Основные показатели работы камерных топок

Тип топки	Виды топлива	$\alpha$	$q_v$ , МВт	Тонк. помола, (ост. на сите 008), %	$q_x$ , %	$q_m$ , %
Факельная Пылеугольн ая	Мазут, газ	1,15	0,35–0,65	–	1,5	0
	Антрацит АШ	1,25	0,15–0,35	6–7	0	5–6
	Тоший уголь	1,25	0,19–0,40	9	0	2–3
	Каменные угли ( $V^r < 25\%$ )	1,2	0,19–0,40	11–13	0	2–3
	Каменные угли ( $V^r < 25\%$ )	1,2	0,19–0,40	20–30	0,5	1,5–2,5
	Бурые угли	1,2	0,23–0,45	30–40	0,5	0,5–1

Шахтно-мельничная	Каменные угли	1,25	0,15–0,40	25–35	0,5	4–6
	Бурые угли	1,25	0,17–0,38	45–65	0,5	1–2
	Сланцы	1,25	0,15–0,33	60	0,5–1	1–3
	Фрезерный торф	1,25	0,15–0,23	–	0,5–1	2–4
Вихревые	То же	1,25	0,15–0,23	–	1–2	2–4
Беспламенное сжигание	Газ	1,05–1,15	0,93–1,16	–	1	0

Таблица 14

**Рекомендуемые давления и удельные расходы распылителей для пневматических форсунок высокого давления**

Тип форсунки	Давление, МПа		Удельный расход, кг/кг	
	пара	компрессорного воздуха, природного газа	пара	компрессорного воздуха, природного газа
Прямоструйная с суживающимся соплом	0,3–0,6	0,3–0,6	0,3–0,5	0,6–0,8
То же с соплом Лавалья	0,5–1,2	0,4–0,7	0,25–0,3	0,5–0,6
Вихревая	0,5–1,0	0,4–0,6	0,3	0,5

Таблица 15

**Характеристика мазутного факела форсунок**

Типы форсунок, производительность их	Длина факела, м	Центральный угол раскрытия факела, град
Механические центробежные с вихревым подводом воздуха, $G_T = 80 \div 2500$ кг/ч	1–6	70–120
Пневматические и паровые высокого давления, $G_T = 60 \div 2000$ кг/ч	Прямоструйные	2,5–8,0
	Вихревые	1,0–2,5
Вентиляторные, $G_T = 60 \div 2000$ кг/ч	Прямоструйные	1,5–4,0
	Вихревые	0,5–1,0

Таблица 16

**Значения  $k$  ( $p_2/p_1$ )<sub>кр</sub> и  $R$  для некоторых распыливающих сред**

Распыливающая среда	$k$	$\left(\frac{p_2}{p_1}\right)_{кр}$	$R$ , Дж/(кг · К)
Воздух	1,40	0,529	287,04
Сухой насыщенный водяной пар	1,135	0,577	461,89
Перегретый водяной пар	1,30	0,546	461,89
Природный газ ( $CH_4 \geq 95\%$ )	1,31	0,538	518,77

Таблица 17

### Пористость слоя для различных сыпучих материалов

Материал	Диаметр зерна, мм	Пористость слоя, $\phi$
Гранулированное цементное сырье	3–10	0,42–0,48
Цементный клинкер	3–50	0,46–0,51
Гравий	40–45	0,38–0,39
Агломерат	10–30	0,48–0,49
Руда	0,8–1,1	0,58–0,59
Гипсовая крошка	1,2–2,1	0,34–0,39
Металлические шары	1,8–4,9	0,36–0,50

Таблица 18

### Коэффициенты аэродинамического сопротивления циклонов различных видов

Наименование циклонов	$\xi$
Циклон простой конический	7,0
Циклон СИОТ конический	4,2
Циклон ЛИОТ обычный и укороченный с раскручивающейся улиткой	2,5
То же, без раскручивающейся улитки	2,8
Циклон с отводом пыли	2,6
Циклон ЛИОТ с водяной пленкой	3,0
Циклон НИИОГАЗ ЦН-15	2,98
То же, ЦН-15У	2,98
То же, ЦН-24	4,8
То же, ЦН-11	2,7
Циклон НИИОГАЗ групповой	3,0 ÷ 6,4

Батарейный циклон БЦ с направляющим аппаратом «ВИНТ»	85*
То же, с направляющим аппаратом «розетка», $\alpha = 25^\circ$	90*
То же, $\alpha = 30^\circ$	65*

\* Для циклонов БЦ приведенные значения подсчитаны по условной скорости газов, отнесенной к поперечному сечению аппарата.

Таблица 19

### Падение температуры газов в каналах

Температура, °С	Падение температуры, °С/пог. м, в каналах		
	подземных кирпичных	надземных	
		изолированных	неизолированных
200–300	1,5	1,5	2,5
300–400	2	3	4,5
400–500	2,5	3,5	5,5
500–600	3	4,5	7
600–700	3,5	5,5	10

*Примечание.* Скорость газов в кирпичных подземных каналах 0,5–1 и в надземных 1,5–3 м<sup>3</sup>/с.

Таблица 20

### Паспортные характеристики вентиляторов и дымососов

Назначение и тип	Подача, м <sup>3</sup> /с	Полное давление, кПа	Частота вращения, мин <sup>-1</sup>	кпд	Температура, °С
1	2	3	4	5	6
Дутьевые вентиляторы:					
ВД-6	1,8	2,1	970	0,67	20
ВД-8	2,8	1,7	730	0,67	20
ВД-10	5,6	2,6	730	0,67	20
ВД-12	9,7	3,8	730	0,67	20
ВД-13,5	16,1	4,9	730	0,70	20
ВД-15,5	24,5	6,5	730	0,68	20
ВДН-14-11у	16,4/12,4	2/1,1	980	0,82	30
ВДН-14-11	22,2/16,8	2,4/1,3	980	0,82	30
ВДН-16-11-у	22,9/17,3	2,4/1,4	980/740	0,85	30
ВДН-16-11	31,2/23,6	2,8/1,6	980/740	0,87	30
ВДН-18-11у	32/32,6	3,6/2,1	980/740	0,82	30
ВДН-18-11	50/37,5	3,5/2,1	980/740	0,83	30
ВДН-19у	27,8	2,4	735	0,83	30

ВДН-20,5у	33,4	2,6	735	0,84	20
ВДН-20-11у	66,7/50	4,3/2,4	980/740	0,83	20
ВДН-22-11у	58,5/46,5	3,2/2,1	740/590	0,82	30
ВДН-24у	55,5	3,8	735	0,83	20
ВДН-24-11у	76,5/61,6	3,9/2,4	740/590	0,85	30
ВДН-25у	61,6	4,2	735	0,83	20
ВДН-26у	66,6	4,6	735	0,83	20
ВДН-26-11у	97,5/77,9	4,5/2,9	740/590	0,85	30
ВДН-28-11у	116,8/94	4,8/3,1	740/590	0,85	30

Окончание табл. 20

1	2	3	4	5	6
ВДН-28,6-11у	133,5/105,5	5,5/3,5	740/590	0,85	30
ВДН-32Б	132	6,1	730	0,87	30
ВДН-24х2-11у	166,7	3,6	735	0,85	30
Вентиляторы горячего дутья:					
ВГД-13,5у	16,5	2,1	970	0,7	400
ВГД-15,5у	23,6	2,8	970	0,7	400
ВГД-20у	40,6	2,7	730	0,87	400
Дымососы:					
Д-8	2,8	1,1	480	0,61	200
Д-10	5,6	1,6	730	0,61	200
Д-12	9,7	2,3	970	0,61	200
Д-13,5	16,1	2,3	970	0,63	200
Д-15,5	23,3	3,1	970	0,63	200
Д-18	29,2	3,1	730	0,70	200
Д-20	41,6	3,8	730	0,70	200
Д 13,5х2у	28	3,1	970	0,70	200
Д 15,5х2у	29,2	2,3	730	0,70	200
Д 18х2	50	3,2	730	0,70	200
Д 20,8х2	68	4	730	0,70	200
Д 21,5х2у	85	4,6	730	0,70	200
Д 25х2ШВ	194,5	3,6	585	0,85	200
ДН 18х2у	66,6	1,5	735	0,85	200
ДН 21х2у	106,5	2	735	0,85	200
ДН 26х2у	139	3,4	735	0,85	100
ДО-31,5ГМ-Ш	222	3,4	495	0,85	100
ДО-31,5-Ш	222	3,4	495	0,85	100
ДЦ -25х2	83,3	6,5	1000	–	200
ГД-15,5х2	43,0	9,0	1450	–	200
ДРЦ-21х2	116,7	3,15	735	–	200

Таблица 21

**Интерполяционные формулы для средних массовых и объемных  
теплоемкостей газов**

Газ	Теплоемкость	
	массовая, кДж/(кг · К)	объемная, кДж/(м <sup>3</sup> · К)
В пределах 0–1000°С		
O <sub>2</sub>	$c_{pm} = 0,9127 + 0,00012724$ $c_{vm} = 0,6527 + 0,00012724$	$c'_{pm} = 1,3046 + 0,00018183$ $c'_{vm} = 0,9337 + 0,00018183$
N <sub>2</sub>	$c_{pm} = 1,0258 + 0,00008382$ $c_{vm} = 0,7289 + 0,00008382$	$c'_{pm} = 1,2833 + 0,00010492$ $c'_{vm} = 0,9123 + 0,00010492$
CO	$c_{pm} = 1,0304 + 0,00009575$ $c_{vm} = 0,7335 + 0,00009575$	$c'_{pm} = 1,2883 + 0,00011966$ $c'_{vm} = 0,9173 + 0,00011966$
Воздух	$c_{pm} = 0,9952 + 0,00009349$ $c_{vm} = 0,7084 + 0,00009349$	$c'_{pm} = 1,2870 + 0,00012091$ $c'_{vm} = 0,9161 + 0,00012091$
H <sub>2</sub> O	$c_{pm} = 1,8401 + 0,00029278$ $c_{vm} = 1,3783 + 0,00029276$	$c'_{pm} = 1,4800 + 0,00023551$ $c'_{vm} = 1,1091 + 0,00023551$
O <sub>2</sub>	$c_{pm} = 0,6314 + 0,00015541$ $c_{vm} = 0,5016 + 0,00015541$	$c'_{pm} = 1,8472 + 0,00004547$ $c'_{vm} = 1,4763 + 0,00004547$
В пределах 0–1500°С		
H <sub>2</sub>	$c_{pm} = 14,2494 + 0,00059574$ $c_{vm} = 10,1241 + 0,00059574$	$c'_{pm} = 1,2803 + 0,00005355$ $c'_{vm} = 0,9094 + 0,00005355$
CO <sub>2</sub>	$c_{pm} = 0,8725 + 0,00024053$ $c_{vm} = 0,6837 + 0,00024053$	$c'_{pm} = 1,7250 + 0,00004756$ $c'_{vm} = 1,3540 + 0,00004756$

Таблица 22

**Физические константы воздуха и дымовых газов**

Температура, °С	Коэффициент кинематической вязкости при 101 кН/м <sup>2</sup> , $\nu \cdot 10^{-6}$		Коэффициент теплопроводности, $\lambda$ , Вт/(м · К)	
	воздух	дымовые газы	воздух	дымовые газы
0	13,3	12,2	0,0248	0,0228
100	23,2	21,5	0,0319	0,0313
200	34,9	32,8	0,0383	0,0401
300	48,3	45,8	0,0455	0,0484
400	63,1	60,4	0,0505	0,0570
500	79,2	76,3	0,0563	0,0656
600	96,8	93,6	0,0619	0,0742
700	115,1	112,1	0,0672	0,0827
800	134,7	131,8	0,0723	0,0915
900	155,2	152,5	0,0772	0,1001
1000	176,7	174,3	0,0820	0,1090
1100	199,2	197,1	0,0864	0,1175
1200	222,7	221,0	0,0908	0,1262
1400	273,0	272,0	0,0998	0,1442

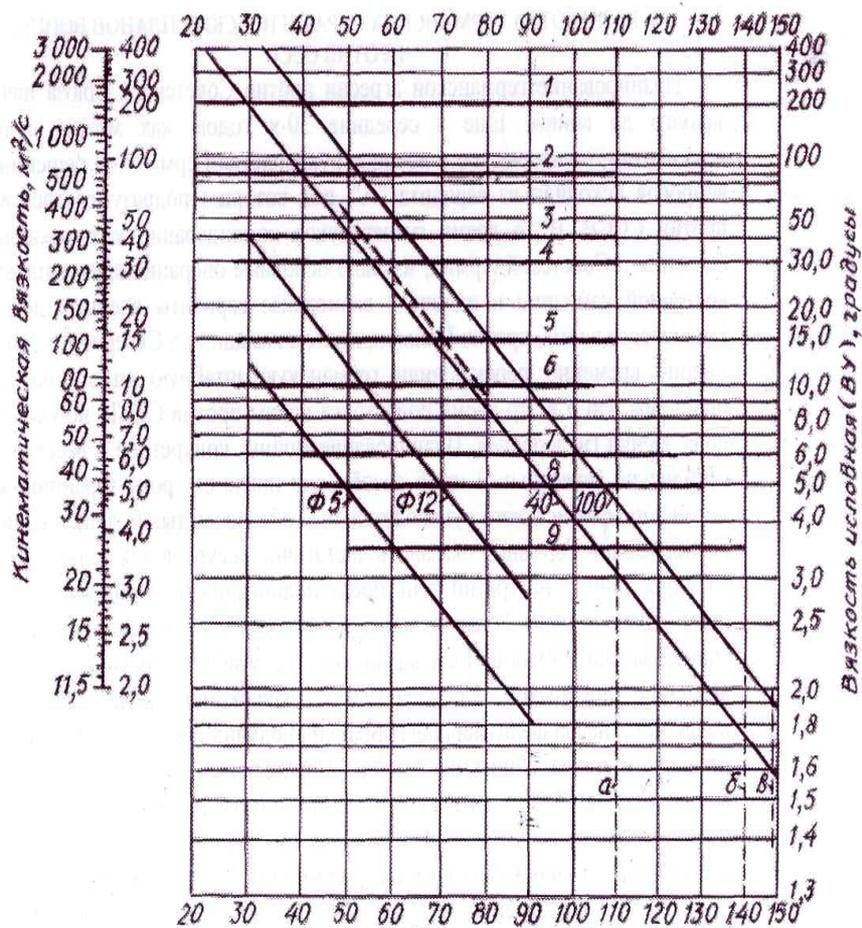


Рис. 1. Номограмма для определения вязкости мазута (с линиями основных эксплуатационных параметров)

1 – максимальная вязкость для винтовых и шестеренчатых насосов; 2 – то же для поршневых и скальчатых насосов; 3 – средняя вязкость для подачи насосами и для слива; 4 – максимальная вязкость для центробежных насосов производительностью 20–40 т/ч; 5 – максимальная вязкость для ротационных и

паровых форсунок и в главной циркуляционной системе; 6 – то же для воздушных форсунок высокого давления и для вентиляторных форсунок низкого давления; 7 – предельная вязкость для механических форсунок и рекомендуемая вязкость для паровых форсунок; 8 – рекомендуемая вязкость для воздушных форсунок высокого и низкого давления; 9 – рекомендуемая вязкость для механических форсунок;

а – максимальная температура мазута в подогревателе (для мазутов с температурой вспышки выше 110°C); б – максимальная температура пара в подогревателе; в – температура подогревателя, при которой начинается осаждение углерода на поверхности подогревателя (0,5 мм в месяц).

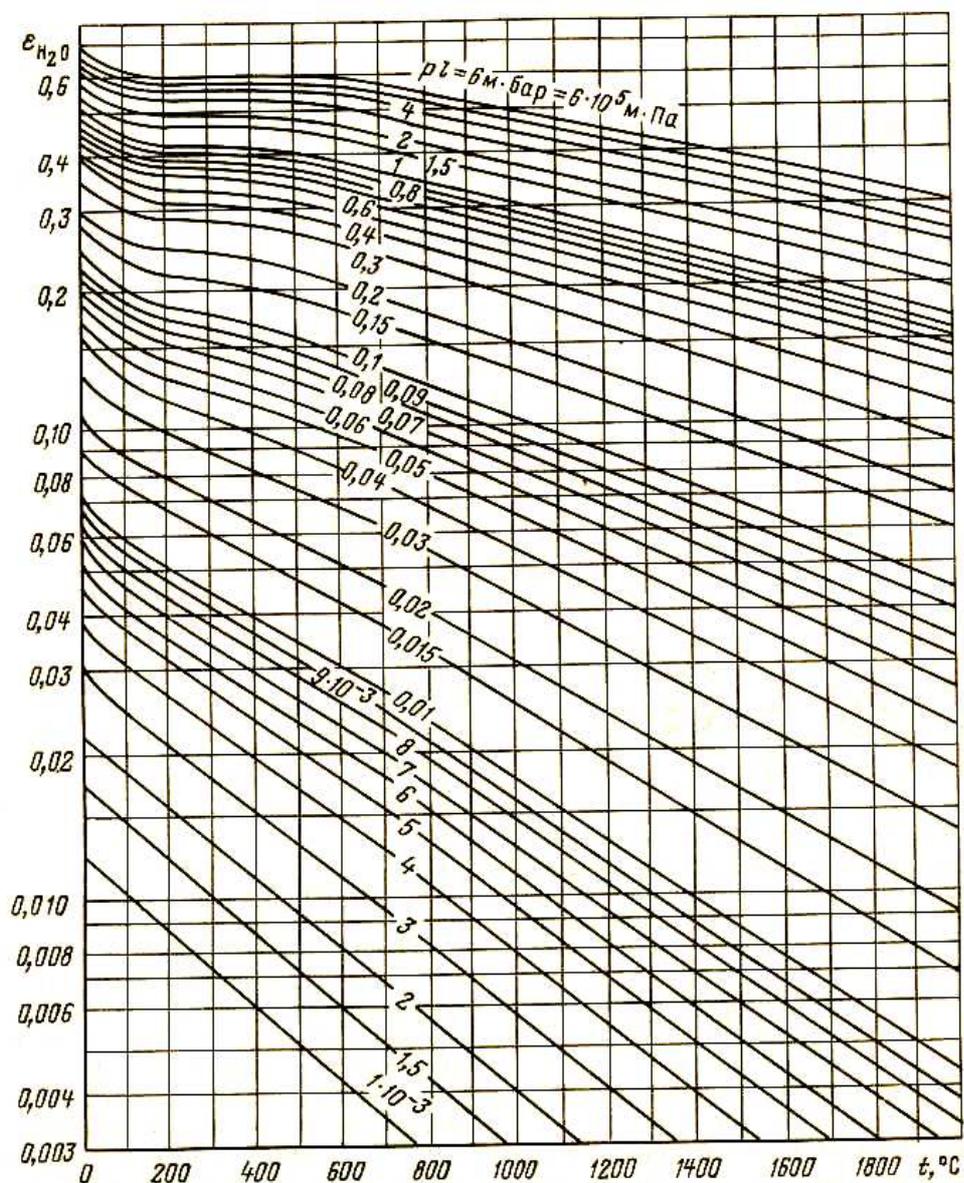


Рис. 2. Степень черноты газового объема  $\text{CO}_2$

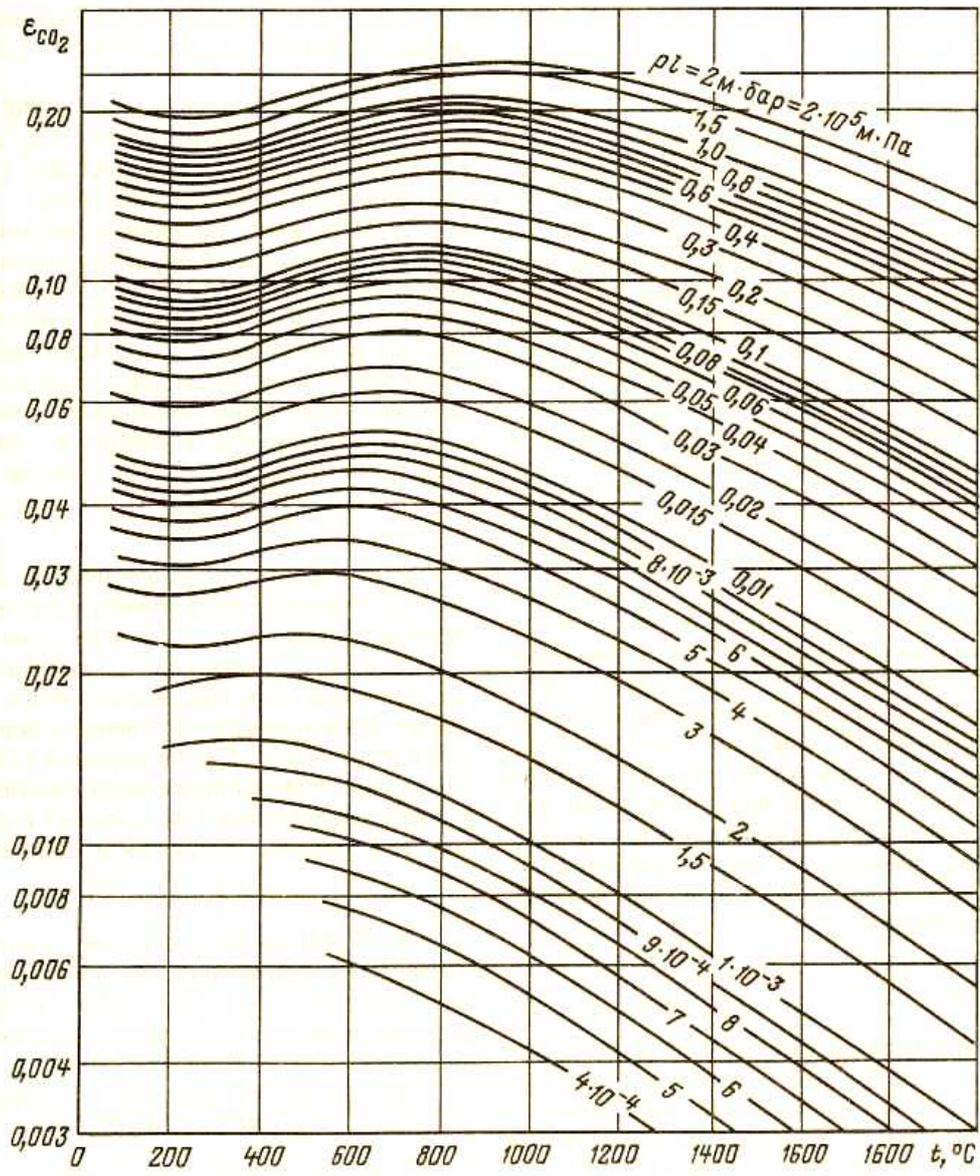


Рис. 3. Степень черноты водяных паров

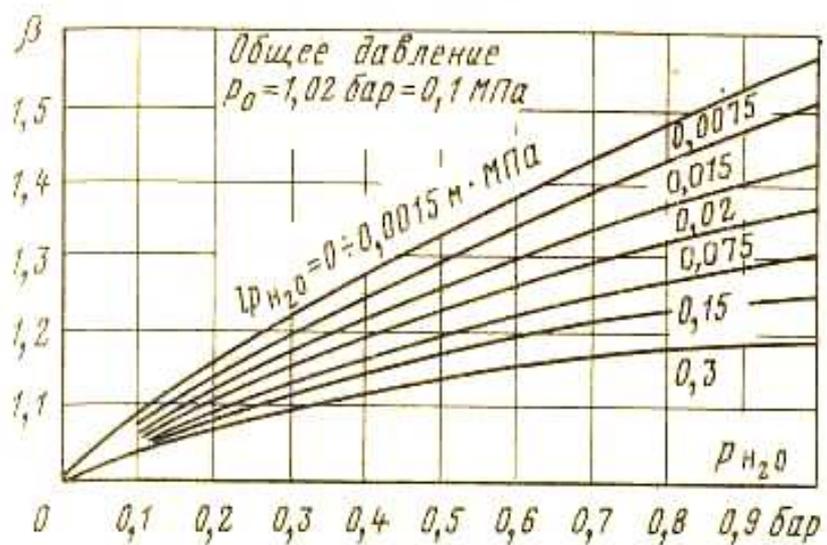
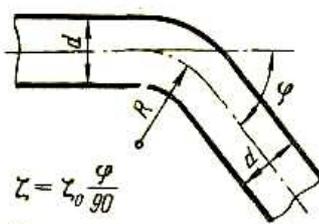
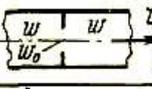
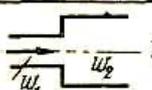
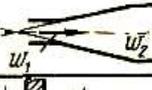
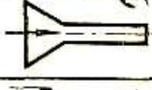
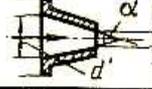
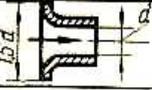
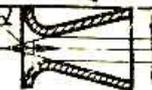


Рис. 4. График определения поправочного коэффициента  $\beta$  на парциальное давление  $H_2O$



<p>1) Поворот на любой угол, <math>\varphi</math> с закрутением</p>  <p><math>\zeta = \zeta_0 \frac{\varphi}{90}</math>  <math>\zeta_0</math> - коэффициент сопротивления при <math>\varphi = 90^\circ</math>  <math>\zeta_0 = f\left(\frac{R}{d}\right)</math>:</p> <table border="1" data-bbox="470 660 805 739"> <tr> <td>R/d</td> <td>1</td> <td>2</td> <td>3</td> <td>4</td> <td>5</td> </tr> <tr> <td><math>\zeta_0</math></td> <td>0,29</td> <td>0,15</td> <td>0,12</td> <td>0,10</td> <td>0,08</td> </tr> </table>	R/d	1	2	3	4	5	$\zeta_0$	0,29	0,15	0,12	0,10	0,08		<p>4) Дилатация в трубе постоянного сечения</p>  <p><math>\zeta = \left(1 + \frac{0,707}{\alpha} \sqrt{1 - \frac{w}{w_0}}\right)^2</math></p> <p>5) Вход в трубу с острыми краями и выход из трубы</p>  <p><math>\zeta = 0,5</math>  <math>\zeta = 1,0</math></p> <p>6) Вход в трубу с закругленной кромкой</p>  <p><math>\zeta = 0,5 - 0,25</math></p> <p>7) Внезапное сужение потока</p>  <p><math>\zeta = 0,5 \left(1 - \frac{w_2}{w_1}\right)</math></p> <p>8) Внезапное расширение потока</p>  <p><math>\zeta = \left(\frac{w_1}{w_2} - 1\right)^2</math></p>																																											
R/d	1	2	3	4	5																																																				
$\zeta_0$	0,29	0,15	0,12	0,10	0,08																																																				
<p>2) Колена сварные с резким поворотом</p> <p>а) Колена, сваренные в один шов:</p> <table border="1" data-bbox="470 817 805 1019"> <tr> <td><math>\varphi</math></td> <td><math>\zeta</math></td> </tr> <tr> <td><math>90^\circ</math></td> <td>1,3</td> </tr> <tr> <td><math>60^\circ</math></td> <td>0,7</td> </tr> <tr> <td><math>45^\circ</math></td> <td>0,3</td> </tr> <tr> <td><math>30^\circ</math></td> <td>0,2</td> </tr> <tr> <td><math>22,5^\circ</math></td> <td>0,1</td> </tr> </table> <p>б) Колена разные:  <math>\varphi = 90^\circ</math>, два шва, <math>\zeta = 0,6</math>;  <math>\varphi = 90^\circ</math> три шва, <math>\zeta = 0,5</math>;  Отступ (утка), 2 сварки, <math>\zeta = 0,5</math>;  Тройники (штаны), <math>\zeta = 1,5</math>;  Тройники (встречный ток), <math>\zeta = 3,0</math></p>	$\varphi$	$\zeta$	$90^\circ$	1,3	$60^\circ$	0,7	$45^\circ$	0,3	$30^\circ$	0,2	$22,5^\circ$	0,1		<p>9) Расходящийся конус (диффузор)</p>  <p><math>\zeta = k \left(\frac{w_1}{w_2} - 1\right)^2</math>  <math>(k = 0,12 - 0,20)</math></p> <p>10) Выход через отверстие в тонкой стенке</p>  <p><math>C = 0,64</math>  <math>\zeta = 0,065</math></p> <p>11) Насадок Вентури</p>  <p><math>C = 0,82</math>  <math>\zeta = 0,50</math></p> <p>12) Насадок борда с тонкими стенками</p>  <p>при <math>l = 3d</math> <math>C = 0,71</math> <math>\zeta = 1,0</math>  при <math>l &lt; 3d</math> <math>C = 0,53</math> <math>\zeta = 2,6</math></p> <p>13) Насадок борда с толстыми стенками (<math>b &gt; d/5</math>)</p>  <p><math>C = 0,81</math>  <math>\zeta = 0,53</math></p>																																											
$\varphi$	$\zeta$																																																								
$90^\circ$	1,3																																																								
$60^\circ$	0,7																																																								
$45^\circ$	0,3																																																								
$30^\circ$	0,2																																																								
$22,5^\circ$	0,1																																																								
<p>3) Арматура трубопроводов</p> <table border="1" data-bbox="470 1220 805 1666"> <thead> <tr> <th>Наименования</th> <th><math>\zeta</math></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Вентили проходные</td> <td>4 - 8</td> </tr> <tr> <td>Вентили целовые</td> <td>6</td> </tr> <tr> <td>Вентили „Косва“</td> <td>2</td> </tr> <tr> <td>Забвужки нормальные</td> <td>0,5 - 1,0</td> </tr> <tr> <td>Краны проходные</td> <td>0,6 - 2,0</td> </tr> <tr> <td>Краны целовые</td> <td>0,4</td> </tr> <tr> <td>Обратные клапаны</td> <td>7,0</td> </tr> <tr> <td>Водоотделители</td> <td>8 - 12</td> </tr> <tr> <td>Грязевики</td> <td>5 - 10</td> </tr> <tr> <td>Радиаторы 2-колонные</td> <td>2,0</td> </tr> <tr> <td>Дроссельный клапан, <math>\varphi = 10^\circ</math></td> <td>0,52</td> </tr> <tr> <td>„ „ „ <math>\varphi = 30^\circ</math></td> <td>3,97</td> </tr> <tr> <td>„ „ „ <math>\varphi = 50^\circ</math></td> <td>32,6</td> </tr> <tr> <td>„ „ „ <math>\varphi = 70^\circ</math></td> <td>751,0</td> </tr> </tbody> </table>	Наименования	$\zeta$	Вентили проходные	4 - 8	Вентили целовые	6	Вентили „Косва“	2	Забвужки нормальные	0,5 - 1,0	Краны проходные	0,6 - 2,0	Краны целовые	0,4	Обратные клапаны	7,0	Водоотделители	8 - 12	Грязевики	5 - 10	Радиаторы 2-колонные	2,0	Дроссельный клапан, $\varphi = 10^\circ$	0,52	„ „ „ $\varphi = 30^\circ$	3,97	„ „ „ $\varphi = 50^\circ$	32,6	„ „ „ $\varphi = 70^\circ$	751,0		<p>14) Брандспойт</p>  <p><math>C = 0,98</math>  <math>\zeta = 0,04</math></p> <p>15) Насадок конический, сходящийся</p>  <table border="1" data-bbox="1125 1288 1295 1377"> <tr> <td><math>\alpha</math></td> <td>C</td> <td><math>\zeta</math></td> </tr> <tr> <td><math>13^\circ</math></td> <td>0,945</td> <td>0,09</td> </tr> <tr> <td><math>30^\circ</math></td> <td>0,896</td> <td>0,05</td> </tr> <tr> <td><math>45^\circ</math></td> <td>0,85</td> <td>0,04</td> </tr> </table> <p>16) Насадок по форме сжатой струи (конодальный)</p>  <p><math>C = 0,96 - 0,99</math>  <math>\zeta = 0,09 - 0,02</math></p> <p>17) Насадок конический, расходящийся</p>  <table border="1" data-bbox="1125 1467 1295 1556"> <tr> <td><math>\alpha</math></td> <td>C</td> <td><math>\zeta</math></td> </tr> <tr> <td><math>8^\circ</math></td> <td>0,98</td> <td>0,04</td> </tr> <tr> <td><math>45^\circ</math></td> <td>0,55</td> <td>2,3</td> </tr> <tr> <td><math>90^\circ</math></td> <td>0,58</td> <td>2,0</td> </tr> </table> <p>18) Труба Вентури</p>  <p><math>C = 0,96 - 1,5</math>  <math>\zeta \leq 0,09</math></p>	$\alpha$	C	$\zeta$	$13^\circ$	0,945	0,09	$30^\circ$	0,896	0,05	$45^\circ$	0,85	0,04	$\alpha$	C	$\zeta$	$8^\circ$	0,98	0,04	$45^\circ$	0,55	2,3	$90^\circ$	0,58	2,0	
Наименования	$\zeta$																																																								
Вентили проходные	4 - 8																																																								
Вентили целовые	6																																																								
Вентили „Косва“	2																																																								
Забвужки нормальные	0,5 - 1,0																																																								
Краны проходные	0,6 - 2,0																																																								
Краны целовые	0,4																																																								
Обратные клапаны	7,0																																																								
Водоотделители	8 - 12																																																								
Грязевики	5 - 10																																																								
Радиаторы 2-колонные	2,0																																																								
Дроссельный клапан, $\varphi = 10^\circ$	0,52																																																								
„ „ „ $\varphi = 30^\circ$	3,97																																																								
„ „ „ $\varphi = 50^\circ$	32,6																																																								
„ „ „ $\varphi = 70^\circ$	751,0																																																								
$\alpha$	C	$\zeta$																																																							
$13^\circ$	0,945	0,09																																																							
$30^\circ$	0,896	0,05																																																							
$45^\circ$	0,85	0,04																																																							
$\alpha$	C	$\zeta$																																																							
$8^\circ$	0,98	0,04																																																							
$45^\circ$	0,55	2,3																																																							
$90^\circ$	0,58	2,0																																																							

Примечание:  $\zeta$  отнесены к средней скорости за сопротивлением, C – коэффициент расхода

Рис. 5 Коэффициенты различных местных сопротивлений

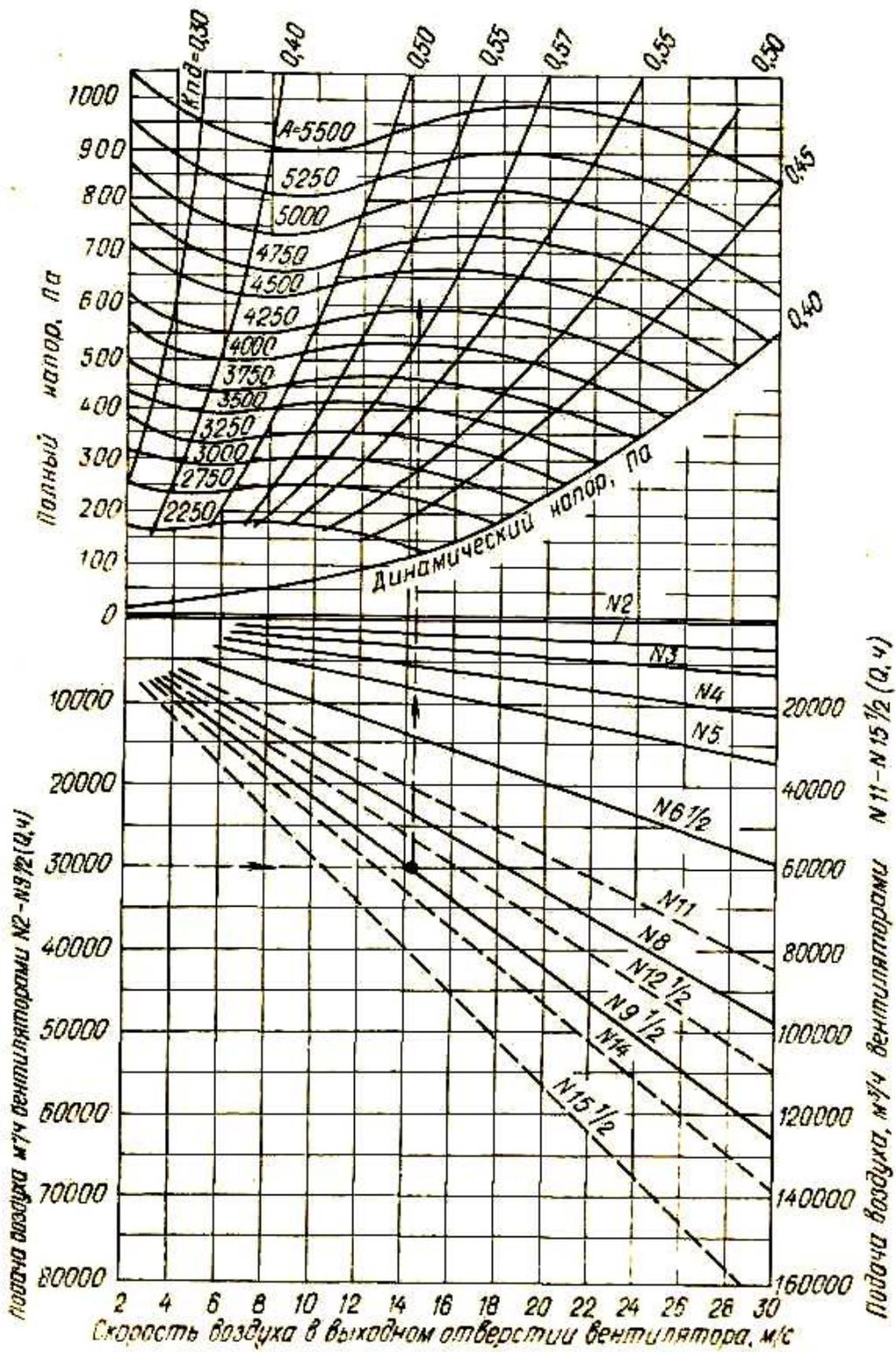


Рис. 6. Номограмма для подбора вентиляторов низкого давления

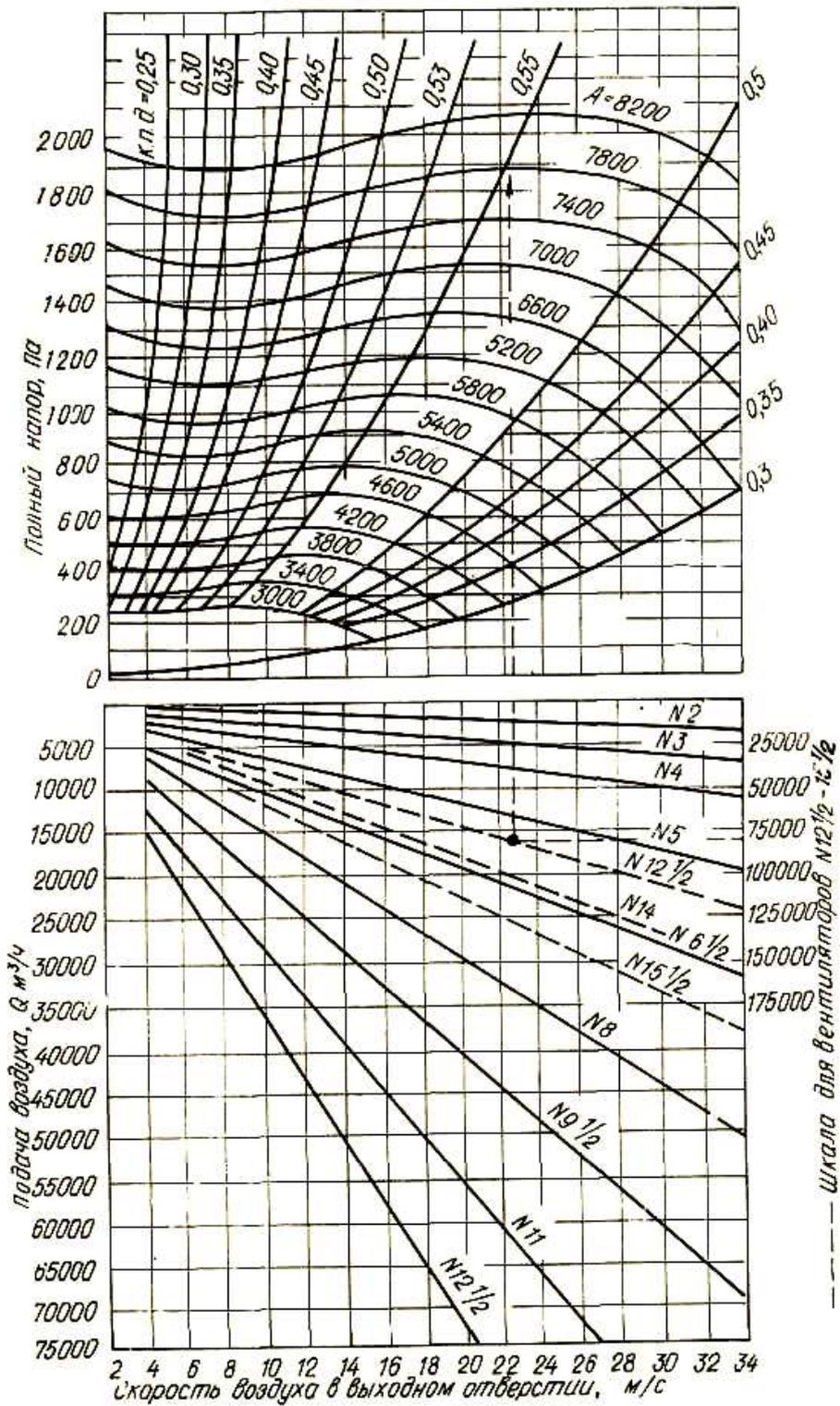


Рис. 7. Номограмма для подбора вентиляторов среднего давления

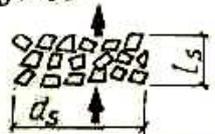
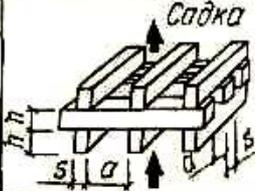
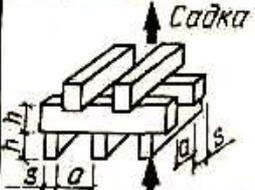
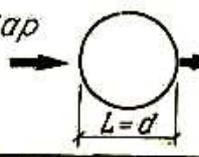
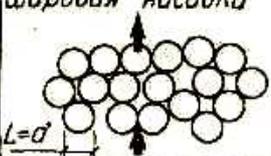
форма тела	Область существования	Значения критерия
<p>любая форма кусков</p> 	$Re \geq 200$ $d_s \geq 10d$ куска $L_s \geq 3...6d$ куска	$Nu = 0,0596 \frac{C}{\Psi} \frac{Re}{Re^{0,35} - 1,9}$ $C = \frac{\text{свободная поверхность}}{(\text{объем частиц})^{2/3}}$ $\Psi = \text{коэффициент порозности}$
<p>Садка</p> 	$\frac{a}{s} = 0,5... 2$	$Nu = 0,18 C^{1,95} Re^{0,88} - 0,20 C$ $C = \frac{a}{s}$
<p>Садка</p> 	$\frac{h}{s} = 2$ $\frac{h}{a} = 1,4... 2$	$Nu = 0,63 Re^{0,54}$
	$Re < 300000... 500000$ $Pr = 0,1... 10^3$	$Nu = 0,664 Re^{0,5} Pr^{0,33}$
	$Re > 100000... 500000$	$Nu = 0,0325 Re^{0,8} Pr^{0,33}$
<p>Шар</p> 	$Re = 20... 150000$	$Nu = 0,37 Re^{0,6} Pr^{0,33}$
<p>Шаровая насадка</p> 	$Re = 13... 2100$	$Nu = 1,1 \frac{Re Pr^{0,33}}{Re^{0,71} - 1,5}$

Рис. 8. Значения определяющих критериев для видов садки

Таблица 2

## Общая характеристика твердого топлива основных месторождений СНГ

Страна добычи, бассейн, месторождение	Марка угля	Класс или продукт обогащения	Состав рабочей массы топлива, %								Теплота сгорания, $Q^p$ , МДж/кг	Гигроскопичность, $W^m$ , %	Выход летучих, $V^p$ , %	Характер нелетучего осадка	Плавкость золы, °С		
			$W^p$	$A^p$	$S^p_H$	$S^p_{ор+к}$	$C^p$	$H^p$	$N^p$	$O^p$					$t_A$	$t_B$	$t_C$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
РОССИЯ																	
Подмосковный	Б2	Р, ОМСШ	32,0	28,6	1,7	1,0	26,0	2,1	0,4	8,2	9,3	7,5	48,0	Порошкообразный	1350	1500	1500
Кизеловский	Г	Р, МСШ	6,0	34,9	3,5	1,8	45,4	3,4	0,8	4,2	18,38	1,5	44,0	От порошкообразного до спекшегося	1100	1320	1350
Печорский	Д	Р, отсев	11,5	27,4	1,6	0,9	45,2	3,1	1,5	8,2	17,54	7,0	40,0	Порошкообразный	1050	1220	1300
	Ж	Р, отсев	5,5	28,5	0,9		55,5	3,6	1,7	4,4	22,02	2,5	33,0	Спекшийся	1060	1250	1360
Кузнецкий	Д	Р, СШ	12,0	13,2	0,4		58,6	4,2	1,9	9,7	22,86	5,0	42,0	Спекшийся	1110	1230	1310
	Г	Р, СШ	8,0	14,3	0,5		63,3	4,4	2,1	7,4	25,25	3,0	40,5	-//-	1150	1270	1340
	ОС	Р	6,0	14,1	0,6		72,5	3,4	1,7	1,7	27,42	1,5	14,5	От слабоспекшегося до спекшегося	1130	1300	1395
	1СС	Р, отсев	9,0	18,2	0,3		61,5	3,6	1,5	5,09	23,57	3,0	30,0	От порошкообразного до слабоспекшегося	1180	1380	1410
	Т	Р, отсев	7,0	18,6	0,5		67,0	2,8	1,6	2,5	25,12	1,5	13,0	То же	1250	1370	1450
	Г	Промпродукт	12,0	23,8	0,5		51,4	3,8	1,9	6,6	20,01	3,0	41,0	Спекшийся	1180	1280	1350
Кузнецкий, углеразрезы	ОС	Шлам	21,0	16,6	0,4		56,2	2,8	1,3	1,7	20,98	1,3	18,0	-//-	1240	1375	1430
	А	Р	10,0	11,7	0,3		72,8	1,6	1,0	2,6	26,04	4,0	4,0	Порошкообразный	1180	1290	1375
	Г	РОК1	11,0	13,4	0,3		59,3	4,1	1,9	10,0	22,94	-	40,0	-//-	1250	1350	1450
	1СС	РОК1	12,0	11,4	0,4		63,6	3,4	1,5	7,7	23,99	-	27,0	-//-	1300	1350	1430
	Т	РОК1	9,0	15,5	0,4		66,7	2,8	1,6	4,0	24,70	-	15,0	-//-	1280	1450	1480
Челябинский	БЗ	Р, МСШ	17,0	32,4	0,9		35,9	2,6	1,0	10,2	13,44	8,0	44,0	Порошкообразный	1170	1280	1350
Свердловская область:																	
Волчанское	БЗ	Р	22,0	31,2	0,2		29,7	2,4	0,6	13,9	10,63	9,0	49,0	Порошкообразный	1330	1500	1500
Богословское	БЗ	Р	22,0	31,2	0,2		30,4	2,3	0,6	13,3	10,47	9,5	47,0	-//-	1250	1500	1500

Продолжение табл. 2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Кемеровская область:																	
Уропское	Д	–	16,6	8,3	0,3	58,0	3,8	1,7	11,3	22,02	8,5	39,0	–/–	1125	1230		
Караканское	Д	–	17,3	11,2	0,3	54,7	3,6	1,6	11,3	20,43	8,5	40,0	–/–	1150	1240	1300	
Сибиргинское	Т, А	–	8,0	20,7	0,3	66,7	1,5	1,4	1,4	23,49	3,8	5,0	–/–	1200	1400	1490	
Красноярский край:																	
Боготольское	Б1	–	44,0	6,7	0,5	34,3	2,4	0,3	11,8	11,81	13,5	48,0	–/–	1150	1170	1190	
Черногорское	Д	Р, МСШ	14,0	17,2	0,5	52,9	3,5	1,4	10,5	20,10	8,0	42,0	Спекшийся	1200	1280	1460	
Канско-Ачинский:																	
Ирша-Бородинское	Б2	Р	33,0	6,7	0,2	43,1	3,0	0,6	13,4	15,49	12,0	47,0	Порошкообразный	1180	1210	1230	
Назаровское	Б2	–	39,0	7,3	0,4	37,6	2,6	0,4	12,7	13,02	13,0	48,0	–/–	1200	1220	1240	
Березовское	Б2	Р	33,0	4,7	0,2	44,2	3,1	0,4	14,4	15,66	12,0	48,0	–/–	1270	1290	1310	
Иркутская область:																	
Черемховское	Д	Р, отсев	13,0	27,0	1,0	46,2	3,4	0,7	8,7	17,88	4,5	47,0	От порошкообразного до слабоспекшегося	1130	1320	1395	
Мугунское	Б3	–	22,0	14,3	0,9	0,5	46,6	3,7	0,9	11,1	17,5	10,5	46,0	Порошкообразный	1350	1480	>1500
Бурятия:																	
Гусиноозерское	Б3	Р	23,0	19,3	0,7	43,6	3,0	0,6	9,8	16,16	11,0	43,0	–/–	1070	1220	1240	
Никольское	Д, ДГ	–	6,0	18,2	0,4	59,6	4,2	1,1	10,5	19,4	3,5	45,0	Спекшийся	1260	1370	1440	
Читинская область:																	
Букачачинское	Г	Р	8,0	10,1	0,6	67,2	4,7	0,8	8,6	26,04	4,0	42,0	Спекшийся	1170	1300	1330	
Черновское	Б2	Р	33,5	9,6	0,5	42,7	2,8	0,7	10,2	15,37	9,5	44,0	Порошкообразный	1150	1220	1320	
Хабаровский край:																	
Райчихинское	Б2	К,О,Р	37,5	9,4	0,3	37,7	2,3	0,5	12,3	12,73	11,0	43,0	–/–	1150	1250	1310	
Ургальское	Г	Р	7,5	29,6	0,4	50,9	3,6	0,6	7,4	19,97	2,5	42,0	Спекшийся	1200	>1500	>1500	
Якутия:																	
Сангарское	Д	Р	10,0	13,5	0,2	61,2	4,7	0,8	9,6	24,24	3,7	50,0	От слипшегося до слабоспекшегося	1100	1130	1150	
Нерюнгринское	СС	Р	10,0	19,8	0,2	60,0	3,1	0,6	6,3	22,48	3,5	20,0	Порошкообразный	1240	1340	1400	
Приморский край:																	
Липовецкое	Д	Р, СШ	6,0	33,8	0,4	46,1	3,6	0,5	9,6	18,13	3,5	50,0	От порошкообразного до слабоспекшегося	1450	>1500	>1500	

Продолжение табл. 2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Подгородненское	Т	Р	4,0	40,3	0,4		48,7	2,6	0,3	3,7	18,38	1,2	16,0	Порошкообразный	1250	1440	>1500
Артемовское	БЗ	Р, СШ	23,0	30,8	0,3		31,6	2,6	0,6	11,0	11,74	9,0	50,0	-//-	1320	>1500	>1500
Партизанское	Гб	Р	5,5	34,0	0,4		49,8	3,2	0,8	6,3	19,47	2,0	36,0	Спекшийся	1220	>1500	>1500
Санкт-Петербург	горючие сланцы		11,0	48,2+ 17,4*	1,0	0,3	17,3	2,2	0,1	2,5	7,66	-	85,9	-//-	1275	1360	1375
Кашпирский	горючие сланцы		14,0	58,9+ 8,3*	1,2	1,2	10,9	1,4	0,3	3,8	4,60	3,5	80,0	-//-	1110	1140	1170
Фрезерный	Торф	-	50,0	6,3	0,1	-	24,7	2,6	1,1	15,2	8,12	11,0	70,0	Порошкообразный	1140	1280	1330
УКРАИНА																	
Донецкий	Д	Р	13,0	24,4	1,8	1,3	47,0	3,4	1,0	8,1	18,50	4,5	45,0	От порошкообразного до слабоспекшегося	1000	1200	1280
	Д	Отсев	14,0	27,5	2,3	1,2	43,3	3,2	0,9	7,6	16,95	6,0	44,0	То же	1100	1250	1350
	Г	Р	10,0	25,2	2,1	1,1	51,2	3,6	0,9	5,9	20,47	3,0	40,0	Спекшийся	1050	1200	1280
	Г	Отсев	11,0	28,5	2,5	1,0	47,2	3,3	0,9	5,6	18,88	3,0	41,0	-//-	1150	1250	1280
	Г	Промпродукт	12,0	35,2	2,0	0,9	40,1	3,0	0,8	6,0	15,95	3,5	42,0	Слабоспекшийся	1200	1340	1380
	Г	Шлам	17,0	34,9	1,7	0,8	36,8	2,7	0,7	5,4	14,44	3,0	42,0	-//-	1180	1350	1400
	ОС	Р	5,0	23,8	2,1	0,7	61,9	3,2	1,1	2,2	24,20	1,0	19,0	Спекшийся	1100	1250	1300
	Т	Р	6,0	25,4	1,6	0,8	61,1	2,9	1,0	1,2	23,40	1,5	12,0	От порошкообразного до слабоспекшегося	1120	1200	1250
	А	Штыб, СШ	8,5	30,2	1,1	0,5	56,4	1,1	0,5	1,7	19,97	2,5	4,0	-То же	1110	1210	1240
А	Шлам	20,0	32,0	1,0	0,4	43,8	0,9	0,4	1,5	15,09	2,5	5,0	-//-	1130	1240	1260	
Львовско-Волынский	Г	Р, отсев	10,0	22,5	2,1	0,9	53,3	3,5	1,0	6,7	20,85	3,5	39,0	От слабоспекшегося до спекшегося	1100	1200	1230
	ГЖ	Р, отсев	8,0	32,2	2,1	0,7	48,7	3,3	0,7	4,3	35,0	1,5	36,0	То же	1130	1200	1230
БЕЛАРУСЬ																	
	торф. куск.	-	40,0	6,0	0,2		30,9	3,2	1,3	17,8	10,7	10,0	70,0	Порошкообразный	-	-	-
	торф. фрез.	-	40,	0,6	-	-	30,3	3,6	0,4	25,1	10,3	-	85,0	Порошкообразный	-	-	-
	дрова	-	50,0	6,0	0,1		25,7	2,7	1,1	14,9	8,5	11,5	70,0	Порошкообразный	-	-	-

Окончание табл. 2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
КАЗАХСТАН																	
Карагандинский	К	Р, отсеv	8,0	32,2	0,8		49,6	3,1	0,8	5,5	19,26	1,8	28,0	Спекшийся	1300	1480	1500
	К	Промпродукт	10,0	38,7	0,8		41,8	2,7	0,6	5,4	16,24	2,0	30,0	-//-	1230	1490	1510
	К	Шлам	15,0	27,2	0,9		47,9	3,1	0,7	5,2	18,42	2,0	28,0	-//-	1300	1480	1500
Экибастузский	СС	Р	6,5	36,9	0,4	0,3	44,8	3,0	0,8	7,3	17,38	2,5	24,0	От порошкообразного до спекшегося	1300	>1500	>1500
Тургайский	Б2	–	37,0	11,3	1,4		36,6	2,6	0,6	10,5	13,15	10,5	48,5	Порошкообразный	1170	1230	1320
	Б3	Р, отсеv	29,0	14,2	1,2	0,5	42,9	2,4	0,3	9,5	15,28	10,0	40,0	-//-	1030	1050	1070
ГРУЗИЯ																	
Ткварчельское	Ж	Промпродукт, шлам	11,5	35,0	0,9	0,4	42,5	3,2	0,9	5,6	16,31	1,5	36,0	Спекшийся	1450	1500	1500
Ткибульское	Г	Промпродукт, шлам	15,0	25,5	1,7		44,9	3,5	0,9	8,5	17,08	3,0	44,0	Слабоспекшийся	1450	1470	1480
УЗБЕКИСТАН																	
Ангренское	Б2	ОМСШ	34,5	14,4	16,3		39,1	1,9	0,2	8,6	13,44	11,0	33,5	Порошкообразный	1160	1300	1320
КИРГИЗИЯ																	
Ташкумырское	Д	СШ	14,5	21,4	1,2		47,8	3,1	0,8	11,2	17,87	10,0	41,0	-//-	1275	1335	1360
Сулюктинское	Б3	СШ	20,0	16,4	0,5		47,7	2,5	0,4	10,5	17,00	10,0	33,0	-//-	1120	1230	1250
ТАДЖИКИСТАН																	
Шурабское	Б3	Р	21,5	15,7	0,8		46,2	2,9	0,6	12,3	16,83	11,0	37,0	Порошкообразный	1080	1160	1190
ЭСТОНИЯ																	
Шахты, разрезы	гор. сланцы	0–300мм	12,0	44,4+ 16,7*	1,0	0,4	19,9	2,6	0,1	2,9	9,00	1,2	90,0	Порошкообразный	1300	1400	1430

Таблица 4

## Средние показатели качества мазута СНГ

Страна, район добычи	Марка мазута	Плотность, $\rho^{20}$	Вязкость условная при 800°C, °УВ	Содержание серы, %	$A^c$ , %	$W^p$ , %	Механические примеси, %	Температура вспышки, °С	Температура застывания, °С	Теплота сгорания $Q_H^p$ , кДж/кг
Россия	40	0,915–0,961	3,06–7,07	1,4–2,7	0,03–0,07	0,2–0,7	0,10–0,90	100–160	7–20	40447–41158
	100	0,938–0,977	6,21–11,69	1,9–3,9	0,04–0,12	0,2–0,7	0,10–0,90	110–170	20–28	40278–40948
Сибирь	40	0,953–0,961	6,30–6,50	2,2–2,6	0,4–0,12	Следы–0,3	0,03–0,60	125–140	8–10	40739–41032
	100	0,957–0,967	10,20–11,90	2,3–2,6	0,4–0,12	Следы–0,3	0,04–0,70	140	12–25	40571–40865
Восток	40	0,932–0,943	2,18–3,65	0,4–3,7	0,02–0,04	Следы–0,3	0,07–0,09	120–150	10–16	41242
Поволжье	40	0,890–0,970	2,06–6,90	0,4–4,1	0,03–0,13	0–0,3	0–0,50	110–140	10–30	40194–41870
	100	0,892–0,980	2,48–11,80	0,4–4,2	0,06–0,14	0–0,2	0,15–0,90	90–140	15–35	40194–41870
Урал	40	0,941–0,969	3,90–6,33	1,6–3,5	0,5–0,13	0–0,2	0,05–0,90	90–140	7–10	40027–41284
	100	0,945–0,987	5,42–12,75	1,6–3,9	0,6–0,13	0–0,2	0,07–0,80	110–150	10–25	39943–40613
Казахстан	100	0,961	3,52	3,5	0,14	0	0,10	121	33	41284
Азербайджан	40	0,902–0,956	2,10–6,92	0,3–0,4	0,03–0,19	0–0,06	0,05–0,25	120–140	20–24	40864–41744
	100	0,912–0,970	2,30–11,17	0,3–0,5	0,03–0,22	0–0,04	0,07–0,20	145–170	18–38	40697–41451

Таблица 5

## Характеристика индивидуальных газов, входящих в состав газообразного топлива

Газ	Химическая формула	Молярная масса, г	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Температура кипения при 101,3 кПа, °С	Теоретический объем воздуха, необходимый для горения, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Теоретический объем продуктов горения V <sup>о</sup> , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Теоретический объем сухих продуктов горения V <sup>пр</sup> , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Теплота сгорания, МДж/м <sup>3</sup>		RO <sub>2</sub> <sup>макс</sup> сухих продуктов горения, %
								высшая Q <sub>в</sub>	низшая Q <sub>н</sub>	
Метан	CH <sub>4</sub>	16,04	0,717	-162	9,52	10,52	8,52	39,63	35,82	11,8
Этан	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	1,342	-89	16,66	18,16	15,16	69,75	63,75	13,2
Пропан	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,09	1,967	-42	23,80	25,80	21,80	99,30	91,40	13,8
Бутан	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	2,598	-0,5	30,93	33,44	28,44	128,0	118,0	14,0
Пентан	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,15	3,219	+36	38,08	41,08	35,08	158,2	146,0	14,2
Этилен	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	1,260	-104	14,28	15,28	13,28	63,0	59,07	15,0
Пропилен	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	42,09	1,915	-48	21,42	22,92	19,92	92,10	86,01	15,0
Бутилен	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	56,10	2,503	-6	28,56	30,56	26,56	121,12	113,2	15,0
Ацетилен	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26,04	1,173	-84	11,90	12,40	11,40	58,0	56,0	17,5
Оксид углерода	CO	28,01	1,250	-192	2,38	2,88	2,88	12,58	12,64	34,7
Водород	H <sub>2</sub>	2,02	0,090	-253	2,38	2,88	1,88	12,72	10,80	-
Сероводород	HS <sub>2</sub>	34,08	1,539	-60	2,38	3,38	2,88	25,85	23,65	-
Азот	N <sub>2</sub>	28,02	1,250	-196	-	-	-	-	-	-
Кислород	O <sub>2</sub>	32,00	1,428	-183	-	-	-	-	-	-
Диоксид углерода	CO <sub>2</sub>	44,01	1,977	-78	-	-	-	-	-	-

Таблица 6

Теплоемкость газов,  $c'_{pm}$ , кДж/(м<sup>3</sup>\*К)

Температура, °С	CO <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub>	CO	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	Сухой воздух	Влажный воздух (d=10г/кг сух.возд)
0	1,5998	1,7334	1,5073	1,4943	1,2766	1,2992	1,2946	1,3059	1,5500	1,2868	1,2971	1,3167
100	1,7003	1,8130	1,5324	1,5053	1,2908	1,3017	1,2959	1,3176	1,6421	2,0621	1,3005	1,3232
200	1,7874	1,8883	1,5617	1,5224	1,2971	1,3072	1,2996	1,3352	1,7590	2,2828	1,3076	1,3297
300	1,8628	1,9553	1,5952	1,5425	1,2992	1,3168	1,3068	1,3562	1,8862	2,4955	1,3177	1,3409
400	1,9298	2,0181	1,6329	1,5655	1,3022	1,3289	1,3164	1,3775	2,0156	2,6860	1,3294	1,3522
500	2,9888	2,0684	1,6706	1,5898	1,3051	1,3428	1,3277	1,3980	2,1404	2,8635	1,3428	1,3664
600	2,0412	2,1144	1,7083	1,6149	1,3080	1,3574	1,3402	1,4168	2,2610	3,0259	1,3570	1,3806
700	2,0885	2,1521	1,7460	1,6413	1,3122	1,3721	1,3537	1,4345	2,3770	3,1700	1,3712	1,3948
800	2,1312	2,1814	1,7837	1,6681	1,3168	1,3863	1,3670	1,4500	2,4942	3,3082	1,3846	1,4090
900	2,1693	2,2149	1,8172	1,6957	1,3227	1,3997	1,3796	1,4646	2,6026	3,4317	1,3976	1,4220
1000	2,2036	2,2359	1,8507	1,7230	1,3289	1,4127	1,3918	1,4776	2,6994	3,5472	1,4098	1,4350
1100	2,2350	2,2610	1,8842	1,7502	1,3361	1,4248	1,4035	1,4893	2,7865	3,6657	1,4219	1,4469
1200	2,2639	2,2777	1,9093	1,7770	1,3432	1,4361	1,4144	1,5003	2,8631	3,7528	1,4328	1,4588
1300	2,2899	–	–	1,8029	1,3511	1,4466	1,4253	1,5107	–	–	1,4437	1,4696
1400	2,3137	–	–	1,8280	1,3591	1,4567	1,4349	1,5203	–	–	1,4537	1,4805
1500	2,3355	–	–	1,8527	1,3675	1,4659	1,4441	1,5295	–	–	1,4629	1,4899
1600	2,3556	–	–	1,8762	1,3754	1,4747	1,4529	1,5379	–	–	1,4717	1,4993
1700	2,3745	–	–	1,8996	1,3834	1,4826	1,4613	1,5463	–	–	1,4797	1,5072
1800	2,3916	–	–	1,9214	1,3918	1,4901	1,4688	1,5542	–	–	1,4872	1,5152
1900	2,4075	–	–	1,9424	1,3997	1,4973	1,4759	1,5618	–	–	1,4948	1,5227
2000	2,4222	–	–	1,9629	1,4077	1,5040	1,4826	1,5693	–	–	1,5015	1,5203
2100	2,4360	–	–	1,9825	1,4152	1,5102	1,4893	1,5760	–	–	1,5082	1,5369
2200	2,4486	–	–	2,0010	1,4227	1,5161	1,4952	1,5831	–	–	1,5140	1,5436
2300	2,4603	–	–	2,0190	1,4303	1,5216	1,5010	1,5898	–	–	1,5203	1,5496
2400	2,4712	–	–	2,0366	1,4374	1,5270	1,5065	1,5965	–	–	1,5257	1,5558
2500	2,4812	–	–	2,0529	1,4449	1,5320	1,5115	1,6028	–	–	1,5312	–

Таблица 7

Энтальпия газов, кДж/м<sup>3</sup> (при 101,3 кПа)

Температура, °С	CO <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> S	N <sub>2</sub>	Сухой воздух	O <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>
100	170,0	181,3	150,7	153,2	129,8	130,04	131,9	130,2	129,0	164,1	206,4	249,5	350,9	470,6	583,7
200	357,6	377,7	304,4	312,3	260,0	261,42	267,1	261,3	259,6	315,7	456,4	554,8	793,0	1051,4	1303,0
300	558,9	586,6	462,7	478,6	391,9	395,16	407,0	395,2	389,8	566,1	748,6	913,2	1310,9	1731,7	2140,8
400	772,1	807,2	626,4	653,2	526,7	513,56	551,0	531,7	520,9	806,4	1074,4	1323,5	1903,8	2506,8	3096,3
500	994,4	1034,2	795,1	835,3	664,1	671,35	699,2	671,6	652,7	1070,2	1431,9	1776,5	2546,9	3344,6	4128,4
600	1224,7	1268,7	968,9	1025,0	804,3	813,90	850,0	814,4	784,6	1356,6	1815,5	2266,8	3259,2	4269,1	5269,8
700	1462,1	1506,5	1148,9	1222,2	947,5	959,56	1004,0	960,5	918,6	1663,9	2219,1	2790,6	4006,5	5239,6	6462,2
800	1704,9	1745,1	1334,4	1426,9	1093,6	1107,36	1159,8	1109,1	1053,4	1995,5	2646,6	3345,0	4790,8	6246,6	7700,3
900	1952,4	1993,4	1526,2	1635,4	1241,9	1257,84	1318,1	1259,9	1190,4	2342,2	3088,3	3925,7	5608,5	7303,0	8992,8
1000	2203,6	2235,9	1722,9	1850,6	1391,7	1409,70	1477,6	1412,7	1328,9	2699,4	3547,2	4529,5	6461,4	8404,1	10344,8
1100	2458,6	2487,1	1925,2	2072,6	1543,7	1563,54	1638,4	1567,2	1469,6	3065,3	4021,1	5152,5	7345,7	9546,8	11747,5
1200	2716,5	2733,3	2132,4	2291,1	1697,4	1719,24	1800,8	1723,4	1612,0	3435,8	4503,5	5790,6	8258,0	10726,3	13196,2
1300	2976,9	–	2343,9	–	1852,7	1876,16	1963,7	1880,8	1756,4	–	–	–	–	–	–
1400	3239,1	–	2559,1	–	2008,9	2033,92	2128,2	2039,5	1902,6	–	–	–	–	–	–
1500	3503,3	–	2779,3	–	2166,3	2193,00	2294,5	2199,0	2051,2	–	–	–	–	–	–
1600	3769,1	–	3002,1	–	2324,6	2353,28	2460,7	2359,4	2200,7	–	–	–	–	–	–
1700	4036,7	–	3229,4	–	2484,1	2513,96	2628,6	2520,6	2351,8	–	–	–	–	–	–
1800	4305,1	–	3458,5	–	2643,7	2676,06	2797,7	2682,2	2505,1	–	–	–	–	–	–
1900	4574,3	–	3690,4	–	2804,4	2838,41	2967,3	2844,6	2659,6	–	–	–	–	–	–
2000	4844,4	–	3925,7	–	2965,2	3002,00	3138,6	3007,6	2815,3	–	–	–	–	–	–
2100	5115,7	–	4163,5	–	3127,7	3165,12	3309,4	3171,6	2971,9	–	–	–	–	–	–
2200	5387,0	–	4402,2	–	3289,3	3329,70	3485,7	3335,4	3130,2	–	–	–	–	–	–
2300	5658,7	–	4643,8	–	3452,6	3494,62	3656,5	3499,5	3289,7	–	–	–	–	–	–
2400	5930,9	–	4887,9	–	3615,5	3660,72	3831,5	3664,9	3449,7	–	–	–	–	–	–
2500	6203,0	–	5132,4	–	3778,8	3825,75	4007,0	3830,3	3612,5	–	–	–	–	–	–

## ЛИТЕРАТУРА

1. Соколовский Л. В. Энергосбережение в строительстве. – Мн.: НПООО «Стринко», 2000. – 90 с.
2. Перегудов В. В., Роговой М. И. Тепловые процессы и установки в технологии строительных изделий и деталей. – М.: Стройиздат, 1983. – 416 с.
3. Булавин И. А., Макаров И. А., Рапопорт А. Я., Хохлов В. К. Тепловые процессы в технологии силикатных материалов. – М.: Стройиздат, 1982. – 248 с.
4. Левченко П. В. Расчеты печей и сушилок силикатной промышленности. – М.: Высш. шк., 1968. – 367 с.
5. Чечеткин А. В., Занемонец Н. А. Теплотехника. – М.: Высш.шк., 1986. – 344 с.
6. Перегудов В. В. Теплотехника и теплотехническое оборудование. – М.: Стройиздат, 1990. – 336 с.
7. Лариков Н. Н. Теплотехника. – М.: Стройиздат, 1985. – 432 с.
8. Выбросы тяжелых металлов в атмосферу: Опыт оценки удельных показателей / С. В. Какарека, В. С. Хомич, Т. И. Кухарчик и др. – Мн.: Институт геологических наук НАН Беларуси. – 1998. – 156 с.
9. Никифорова Н. М. Теплотехника и теплотехническое оборудование предприятий промышленности строительных материалов и изделий. – М.: Высш.шк., 1981. – 271 с.
10. Теоретические основы теплотехники. Теплотехнический эксперимент.: Справочник / Под общ. ред. чл.-корр. АН СССР В. А. Григорьева, В. М. Зорина. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 560с. – (Теплоэнергетика и теплотехника; Кн. 2).
11. Павлов В.Ф., Никифорова Н. М. Теплотехника и теплотехническое оборудование заводов промышленности строительных материалов и изделий. – М.: Высш.шк., 1965. – 572 с.
12. Основы энергосбережения: Цикл лекций / Под. ред. Н. Г. Хутской. – Мн.: Тэхналогія, 1999. – 100 с.
13. Адамов В. А. Сжигание мазута в топках котлов. – Л.: Недра, 1989. – 304 с.
14. Тепловые расчеты печей и сушилок силикатной промышленности / А. М. Баренбойм, Т. М. Галиева, Д. Б. Гинзбург и др. Под ред. Д.

- Б. Гинзбурга и В. Н. Зимина. – М.: Изд-во литер. по строительству, 1964. – 496 с.
15. Вознесенский А. А. Тепловые установки в производстве строительных материалов и изделий. – М.: Госстройиздат, 1958. – 371 с.
  16. Равич М. Б. Упрощенная методика теплотехнических расчетов. – М.: Наука, 1964. – 366 с.
  17. Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод) Под ред. д-ра техн. наук Н. В. Кузнецова – М.: Энергия, 1973. – 295 с.
  18. Теплоэнергетические установки и системы энергосбережения в текстильной промышленности: Учеб. пособие для вузов/ Н. И. Взоров, А. И. Анциферова, В. Е. Дымков и др. – М.: Легпромбытиздат, 1991. – 512 с.
  19. Теплотехника: Учеб. для вузов/ А. П. Баскаков, Б. В. Берг, О. К. Витт и др. Под ред. А. П. Баскакова. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 224 с.
  20. Жучков П. А., Гофлин А. П., Саунин В. И. Теплотехника целлюлозно-бумажного производства: Учебное пособие для вузов. 2000 – М.: Экология, 1991. – 352 с.
  21. Воробьев Х. С., Мазуров Д. Я., Соколов А. А. Теплотехнологические процессы и аппараты силикатных производств. – М.: Высш. шк., 1965. – 773 с.
  22. Винтовкин А. А., Ладыгичев М. Г., Гусовский В. Л. Горелочные устройства промышленных печей и топок. – М.: Интернет Инжиниринг, 1999. – 560 с.
  23. Высокотемпературные теплотехнологические процессы и установки: Учебное пособие/ А. П. Несенчук, В. Г. Лисиенко, В. К. Тимошпольский и др.; Под общ. ред. Лисиенко В. Г. – Мн.: Высш. шк., 1988. – 320 с.
  24. Исламов М. И. Проектирование и эксплуатация промышленных печей. – Л.: Химия, 1986. – 280 с.
  25. Булавин И. А. Теплотехника в производстве фарфора и фаянса. – М.: Легкая индустрия, 1972. – 440 с.
  26. Левицкий И. А. Расчет тепловых процессов, установок и агрегатов керамического производства: Учебное пособие. – Мн.: БГТУ, 2003. – 163 с.

27. Волгина Ю. М., Теплотехническое оборудование стекольных заводов. – М.: Стройиздат, 1982. – 276 с.
28. Свенчанский А. Д. Электрические промышленные печи. – М.: Энергия, 1964. – Ч.1–382 с.
29. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. – М.: Альянс, 2004. – 751 с.
30. Кузьменков М. И., Куницкая Т. С. Вяжущие вещества и технология производства изделий на их основе. – Мн.: БГТУ, 2003. – 212 с.
31. Мазуров Д. Я. Теплотехническое оборудование заводов вяжущих материалов. – М.: Стройиздат, 1982. – 288 с.
32. Нохротян К. А. Сушка и обжиг в промышленности строительной керамики. – М.: Госстройиздат, 1962. – 602 с.
33. Румянцев Б. М., Журба В. П. Тепловые установки в производстве строительных материалов и изделий. – М.: Высш. шк., 1991. – 160 с.
34. Тепловые процессы в технологии силикатов: Учебник / А. В. Ралко, А. А. Крупа, Н. Н. Племянников, Н. В. Алексеенко, Ю. Д. Зинько. – Киев: Вища шк., 1986. – 232 с.
35. Жунина Л. А., Кузьменков М. И., Яглов В. Н. Пироксеновые ситаллы. – Мн.: Изд-во БГУ, 1974. – 224 с.
36. Бутт Л. М., Полляк В. В. Технология стекла. – М.: Изд-во литер. по строительству, 1971. – 368 с.
37. Бабушкин В. И., Матвеев Г. М., Мчедлов-Петросян О. П. Термодинамика силикатов / Под ред. О. П. Мчедлов-Петросяна. – М.: Стройиздат, 1986. – 408 с.
38. Матвеев М. А., Матвеев Г. М., Френкель Б. Н. Расчеты по химии и технологии стекла: Справочное пособие. – М.: Стройиздат, 1977. – 239 с.
39. Бобкова Н. М. Физическая химия силикатов и тугоплавких соединений. – Мн.: Высш. шк., 1984. – 256 с.
40. Боженков П. И. Технология автоклавных материалов. – Л.: Стройиздат, 1978. – 368 с.
41. Шаргут Я., Петела Р. Эксергия / Пер. с польск. Ю.И. Батурина и Д.Ф. Стржижановского Под. ред. В. М. Бродянского. – М.: Энергия, 1968. – 279 с.

42. Гохштейн Д. П. Современные методы термодинамического анализа энергетических установок. – М.: Энергия, 1969. – 368 с.
43. Эксергетический метод и его приложения / Пер. Н. В. Калинина, А. В. Мартынова, Ю. И. Батурина и др.: Под. ред. В. М. Бродянского. – М.: Мир, 1967. – 248 с.
44. Козлов А. С., Шутникова Л. П., Коцелко Р. С. и др. Эксергетический баланс стекловаренных печей // Стекло и керамика. – 1985. – №12. – С. 10–11.
45. Штаудте В. Рациональное использование энергии при обжиге керамики / Пер. с нем. А. И. Концевич / под ред. Г. П. Коминой. – М.: Легпромбытиздат, 1987. – 88 с.
46. Вердиян М. А., Бобров Д. А., Вердиян А. М. и др. Автоматизированная система оптимизации сырьевых шихт на основе эксергетического анализа // Цемент и его применение. – 2003. – №6. – С. 21–24.
47. Сивков С. П., Игнатъев В. Б. Использование электронных таблиц Excel для расчета и оптимизации многокомпонентных сырьевых смесей при производстве специальных цементов // Цемент и его применение. – 2001. – №3. – С. 30–31.
48. Вердиян М. А., Привалкин С. Г., Вердиян А. М. и др. Научные основы технологии цемента. Ч. 2. Оптимизация состава сырьевых шихт и параметров комбинированной системы обжига клинкера на основе эксергетического анализа. – М.: 2000. – 185 с.
49. Воробейчиков Л. Т. Вторичные тепловые энергоресурсы вращающихся печных агрегатов (ВТЭР в цементной и химической промышленности цветной и черной металлургии). – Киев: Будівельник, 1991. – 184 с.
50. Челноков А. А., Плышевский С. В. К вопросу об эмиссии тяжелых металлов в атмосферу при производстве цемента // Цемент и его применение. – 2000. – №5. – С. 41–45.
51. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: Справочник / Под общ. ред. В. А. Григорьева, В.М. Зорина. – М.: Энергоатомиздат, 1991. – 588 с. (Теплоэнергетика и теплотехника, кн. 4).
52. Вагнер А. Модернизация горелочного оборудования для газообразного и пылеугольного топлива // Цемент и его применение. – 2005. – №1. – С. 6–12.



## Справка

по доработке рукописи учебного пособия «Тепловые процессы в технологии силикатных материалов» авторов Плышевского С.В., Кузьменкова М.И. в соответствии с замечаниями рецензентов проф., д.т.н. Несенчука А.П. и зав. отделением ИТМО НАНБ, д.т.н. Журавского Г.И.

### По замечаниям А. П. Несенчука

1. Учтено справедливое замечание по написанию вместо выражения «силикатной технологии» – «технологии силикатных материалов» (стр. 5, последняя строка последнего абзаца)
2. Исправлено название подраздела 1.2. (стр. 29) на «Физико-химические основы горения топлива» вместо «Физико-химические основы теории горения топлива».
3. В подрисуночной подписи рис. 1.5. (стр. 72) исключено выражение «ПГ – продукты горения», т. к. оно не обозначено на схемах топок.
4. Устранена ошибка в написании слова «участков», которое было написано «участников» (стр. 111, второй абзац снизу).
5. В подрисуночной подписи к рис. 2.1. (стр. 131) дана расшифровка обозначения  $q_{ГМ}^T$ , показанного на схеме 2.1. а, в соответствии с замечанием:  $q_{ГМ}^T$  – кондуктивный поток теплоты от кладки в слой материала.
6. На стр. 175 во втором абзаце сверху исправлена ошибочная запись единицы измерения коэффициента излучения абсолютного черного тела ( $C_0$ ) на Вт/(м<sup>2</sup> · К<sup>4</sup>) вместо написанного Вт/(м · К<sup>4</sup>).
7. Во втором абзаце снизу, стр. 193 уточнена запись слова «неограничная», которое по смыслу требует написания «неограниченная».
8. В соответствии с замечанием уточнена формула 4.38 (стр. 228). Из нее исключен член  $\Delta s+$ , написанный ошибочно в ней дважды.
9. Исправлено название рис. 4.8 (стр. 239), в котором вместо правильного названия диаграммы «Грассмана-Шаргута» было написано «Грассмана».
10. Уточнено в подрисуночной подписи к рис. 4.16 (стр. 257) название обозначения под номером 3: написанное «печь» исправлено в соответствии с замечанием на «топка».
11. Исправлено в соответствии с замечанием ошибочное написание слова «эжектрируется», было написано «экжектируется».

### По замечаниям Г. И. Журавского

1. В отношении замечания об отсутствии оценки структуры энергопотребления в республике. Оно присутствует в рукописи на стр. 27 в

подразделе 1.1.4. Выбор топлива для тепловой обработки. В этом подразделе указывается сложившаяся в РБ структура топливного баланса в последние годы (точные данные по 2001 г.).

Однако, в связи с рекомендацией обратить внимание на статью С.В. Черноусова «Энергетика Беларуси смотрит в будущее» – Энергоэффективность /01/2006, с 5–8, сделаны уточнения: на стр. 16 (по запасам торфа); на стр. 17 (по запасам в РБ бурого угля); на стр. 19 (по запасам и перспективности использования в РБ горючих сланцев; по утилизации изношенных автопокрышек в цементном производстве в Японии, Германии); на стр. 20 (по запасам и добыче в республике нефти); на стр. 21 (по перспективности рекомендуемого направления сжигания автопокрышек в производстве цемента); на стр. 23 (о потенциале получения биогаза из органических отходов); на стр. 26 (уточнение технико-экономических факторов, влияющих на выбор топлива для тепловой обработки в технологии силикатных материалов); на стр. 27 (даны уточнения о перспективе применения угольного топлива взамен природного газа; приведена прогнозируемая структура энергопотребления в республике к 2020 году; указан объем местных видов топлива в т у.т., который должен достигнут к 2012 г.).

2. Относительно замечания по отражению в книге уровня развития водородной энергетики и возможности использования водорода в новых технологиях можно ответить следующее.

В обозримой перспективе такое топливо вряд ли будет использоваться в технологии силикатных материалов для производства строительных материалов. Для этого есть более приоритетные технологии. Что касается уровня развития водородной энергетики, то данная тема рассматривается студентами в курсе «Энергосбережение и энергетический менеджмент» в разделе «Возобновляемые источники энергии» (стр. 114 учебного пособия В.И. Володина Энергосбережение. – Мн. : БГТУ, 2001, 182 с.).

3. Ответ на вопрос перспективы применения угля отражен при ответе на замечание по п. 1.

4. Сделано исправление в подрисуночной подписи к рис. 4.15 на стр. 255. Вставлено пропущенное слово «теплоты».

5. Уточнена подрисуночная подпись к рис. 4.16, стр. 257. Вместо подписи «Схема улавливания и сохранения теплоты в зоне обжига печного агрегата» записано «Схема утилизации теплотерь в зоне обжига печного агрегата».

6. Что касается замечания по указанному в книге большому содержанию в каменных углях внешнего балласта 40% (стр. 17) то авторы с ним не согласны. Во внешний балласт входят содержание золы и влажность, величины которых для ряда каменных углей разрабатываемых

месторождений действительно может быть такой (табл. 1.6, стр. 24; прил., табл. 2). Данные по составу каменных углей взяты из источника [10], приведенного в данной рукописи.

7. На стр. 19 внесены данные об использовании изношенных автопокрышек в цементном производстве.

8. Везде по тексту сделаны исправления термина «молекулярная масса» на термин «молярная масса» (стр. 40, 47, 81, 174).

Авторы:

С.В. Плышевский  
М.И. Кузьменков

## РЕЦЕНЗИЯ

на рукопись учебного пособия

«Тепловые процессы в технологии силикатных материалов» авторов  
Плышевского С.В. и Кузьменкова М.И.

### Общая часть

Представленная на рецензию рукопись учебного пособия «Тепловые процессы в технологии силикатных материалов» включает 4 раздела и 22 подраздела, содержание которых отражено на 279 страницах. Кроме того, рукопись включает приложение на 28 страницах, перечень использованной литературы на 3 страницах и оглавление рукописи на 4 страницах. Общий объем – 19,0 учетно-издательских листов.

Структура учебного издания построена логически. Последовательно излагается материал, касающийся предмета одноименной дисциплины, изучаемой студентами специальности «Химическая технология неорганических веществ, материалов и изделий» специализаций, по химической технологии силикатных материалов (керамики, стекла, вяжущих материалов и изделий на их основе).

В учебном пособии вначале рассматриваются источники и процессы получения теплоты и, прежде всего, органическое топливо, которое используется в настоящее время в технологии силикатных материалов в качестве основного источника теплоты, и все процессы, связанные с его горением и способами сжигания. Затем для изучения предлагаются процессы теплообмена и аэродинамика газовых потоков в тепловых установках технологии силикатных материалов (сушилках, печах, установках тепловлажностной обработки) и тепловые процессы, происходящие в материалах и изделиях, находящихся в рабочих камерах тепловых установок во время тепловой обработки.

Завершается материал учебного пособия разделом по основам энерготехнологии силикатных материалов, в котором во взаимосвязи и во взаимообусловленности излагаются энергетические и технологические процессы и их организация для достижения высоких технологических показателей при минимальном потреблении теплоты за счет оптимизации теплотехнологических процессов, утилизации вторичных энергоресурсов.

Отличительной особенностью данного учебного пособия в сравнении с существующими является то, что в нем весь комплекс тепловых процессов (получение теплоты, организация движения газовых потоков и процессов теплопередачи, утилизация теплоты) при тепловой обработке силикатных материалов рассматривается с точки зрения энерготехнологии, предусматривающей осуществление теплотехнологических процессов с максимальной экономией первичных и наиболее полном использовании вторичных энергоресурсов при

обеспечении охраны окружающей среды. Для оптимизации теплотехнологических процессов и минимизации ряда параметров тепловых процессов в данном издании предлагается воспользоваться современным методом термодинамического анализа, каким является эксергетический метод, с помощью которого можно более правильно проводить энерготехнологическое комбинирование в технологии.

Учебное пособие в рекомендуемом объеме охватывает основные, базовые теплотехнологические процессы силикатной технологии и поэтому оно полностью не заменяет существующие учебные издания, а лишь дополняет их, предлагает современные способы осуществления процессов тепловой обработки.

Издание учебного пособия «Тепловые процессы в технологии силикатных материалов» в настоящее время является более чем актуальным, так как оно предназначается для подготовки инженеров с высоким знанием промышленной теплоэнергетики, которые будут проводить государственную политику энергосбережения в Республике Беларусь, в частности, в выбранной сфере своей профессиональной деятельности.

Предлагаемое учебное пособие соответствует государственному образовательному стандарту и программе одноименной учебной дисциплины, полностью обеспечивает мировоззренческую направленность курса и не выходит за рамки методических требований его преподавания. Материал имеет доступное изложение, объединяет знания, полученные студентами в дисциплинах на предыдущих курсах, расширяет их теплотехнические представления о технологических процессах, рассматриваемых параллельно в технологических дисциплинах. Иллюстрированный материал (65 рис.) является информативным и имеет хорошее оформление. Рекомендуемое приложение (22 табл. и 8 рис.) отвечает необходимости их представления и вытекает из излагаемого материала. Сведения, приведенные в приложении, могут быть использованы для проведения расчетов тепловых процессов.

Данное учебное пособие можно отнести к изданиям, дающим возможность самостоятельной подготовки и работы студентам очной и особенно заочной форм обучения, освоения как теории, так и практики расчетов тепловых процессов. Не менее полезным данное издание является и для инженерно-технических работников отрасли строительных материалов, а также работников других отраслей по вопросам источников теплоты, процессам горения и способам сжигания топлива, применения эксергетического термодинамического анализа энерготехнологических систем.

#### Анализ содержания рукописи

Рукопись учебного пособия начинается с предисловия (4 стр), в котором представлен уровень потребления топлива, энергии, теплоты

отраслью промышленности строительных материалов, энергоемкость его производств и необходимость приобретения инженером-химиком-технологом знаний тепловых процессов.

Указано, что знание комплекса тепловых процессов в тепловой установке и в материале, вооружает будущего специалиста умением правильно проводить тепловую обработку материала.

Здесь даны определения понятий теплового процесса, тепловой обработки, указаны применяемые виды тепловой обработки, история развития теории тепловых процессов и тепловых установок.

Указана цель, которая ставилась при написании учебного пособия, а именно показать во взаимосвязи основные тепловые процессы происходящие в тепловых установках технологии силикатных материалов и в подвергнутом тепловому воздействию материале, предложить к рассмотрению комплекс тепловых процессов при тепловой обработке с позиции энерготехнологии, показать возможность анализа тепловых процессов с использованием эксергетического термодинамического анализа.

На стр. 5 следует вместо выражения «силикатная технология» писать «технология силикатных материалов».

Раздел 1. Источники и процессы получения теплоты занимает объем 124 стр., включает 5 подразделов, 20 табл., 31 рис., 243 формулы. К нему относятся 16 табл. и один рисунок приложения.

В подразделе 1.1. Виды и характеристика топлива рассмотрены: состав органического топлива; его характеристики; виды, классификация, свойства; критерии выбора его для тепловой обработки. Приведены формулы расчета состава и показателей свойств – теплоты сгорания, приведенных характеристик. При рассмотрении топлив обращено внимание на местные виды топлива: торф, горючие сланцы, древесные отходы, техногенное топливо, искусственные газы, в частности, генераторный газ, биогаз, являющиеся перспективными и альтернативными природному газу и жидкому топливу в нашей республике.

При оценке критериев для выбора топлива рассмотрена структура топливного баланса Республики Беларусь и показана необходимость постепенного перехода в менее ответственных теплотехнологических процессах на альтернативные источники теплоты в связи с ростом цен в обозримой перспективе на все виды топливно-энергетических ресурсов при опережающем росте стоимости высококачественного газомазутного топлива.

Показаны основные направления проведения энергосберегающей политики в производстве силикатных материалов.

Обсуждены вопросы загрязнения окружающей среды при сжигании топлива и способы их снижения. Приведены критерии оценки выбора

источников для генерации энергии, разработанные Европейской ассоциацией производителей возобновляемой энергии.

В подразделе 1.2. Физико-химические основы теории горения топлива рассмотрены: скорость процесса горения топлива; процессы горения газообразного, твердого и жидкого топлива. Обсуждены факторы, влияющие на процесс горения, области, стадии горения топлива; температура воспламенения; нижний и верхний пределы вспышки жидкого топлива.

На стр. 29 название подраздела 1.2. «Физико-химические основы теории горения топлива» более правильно записать «Физико-химические основы горения топлива».

В подразделе 1.3. Основы расчета процесса горения дается пояснения для чего проводятся расчет процесса горения топлива, как ведется расчет расхода воздуха на горение, объема продуктов горения, их состава, температур горения с применение различных методик. Приводится особенность расчета неполного горения топлива, применяемого в отдельных теплотехнологических процессах. Показано как рассчитывать минимальную температуру подогрева воздуха при использовании топлива с низкой теплотой сгорания. Приведены методические указания по расчету горения бинарных топлив.

В подразделе 1.4. Сжигание топлива в технологии силикатных материалов приведены способы сжигания топлива в технологии силикатных материалов и топочные устройства. Рассмотрены процессы сжигания кускового топлива в слоевых топках, газообразного, жидкого и пылевидного топлив в камерных, вихревых и циклонных топках, а также в рабочем пространстве печей. Дана классификация применяемых групп горелок и форсунок для сжигания топлива, их схемы, особенности устройства, пара – метры работы, структура факела. Приведены схемы и описаны особенности работы экономичных современных многоканальных комбинированных горелок.

Рассмотрены также системы подачи топлива к топливосжигающим устройствам и техника безопасности при их розжиге и эксплуатации. Показано, какими показателями характеризуется работа топок, печей, горелок, форсунок и приведены основы их расчета.

В этом подразделе в подрисуночной подписи к рис. 1.5. следует убрать выражение «ПГ – продукты горения», так как обозначение «ПГ» отсутствует на рисунке. На стр. 111 во втором абзаце снизу вместо слова «участников» следует, по-видимому, писать «участков».

В подразделе 1.5. Способы электронагрева и их применение рассмотрено в каких тепловых установках технологии силикатных материалов используется электрический ток, какими способами получается теплота, какие применяются нагревательные элементы и электроды, конструктивные особенности нагревательных устройств и

схемы расположения электродов и создаваемых электрических полей в стекловаренных печах. Приведены основы расчета нагревательных элементов косвенного нагрева и электротехнического расчета при осуществлении прямого нагрева.

Раздел 2. Процессы теплообмена и аэродинамика газовых потоков в тепловых установках имеет объем 55 стр., включает 4 подраздела, один рисунок, 163 формулы. К нему относятся 6 табл. и 7 рис. приложения.

В подразделе 2.1. Режимы теплообмена приведены виды теплообмена и теплоносители в тепловых установках, режимы внешнего и внутреннего теплообмена в печах, сушилках и установках тепловлажностной обработки.

В подразделе 2.2. Теплообмен в пламенном пространстве печей рассмотрен механизм теплообмена в пламенном пространстве вращающейся и ванной печей, потоки теплоты, воспринимаемые материалом, основы расчета теплообмена, а также факторы, влияющие на теплообмен.

На стр. 131 в подписи к рис. 2.1. следует привести расшифровку обозначения потока теплоты  $q_{\text{км}}^{\text{T}}$ , показанного на рис. 2.1 а.

В подразделе 2.3. Закономерности и особенности движения газовых потоков в тепловых установках силикатных материалов показана роль движения газовых потоков в процессах теплообмена, рассмотрены виды напоров газов, применение метода физического моделирования для изучения движения газовых потоков и сопротивления, преодолеваемые или на пути движения. Приведены уравнения для расчетов сопротивлений возникающих в тепловых установках при встрече газовых потоков с кусковым материалом в плотном слое, изделиями, тонкодисперсным материалом, скоростей расчета газов при преодолении отверстий, насадок, сопел. Обсуждены виды движения газов в установках, применение циркуляции и рассмотрено оборудование для перемещения газов и основы его расчета.

В данном подразделе в его название следует включить упущенное слово «технологии», хотя в оглавлении подраздел назван правильно.

В подразделе 2.4. Теплообмен при движении газов в тепловых установках технологии силикатных материалов даются основы моделирования и оптимизации конвективного теплообмена, рассмотрен теплообмен в тепловых установках с различающимся расположением и состоянием материала: с гравитационным, пересыпающимся, псевдожизненным, фонтанирующим слоем; с материалом во взвешенном состоянии и при пневмотранспортировании; в виде изделий, а также расплава.

Приведен также теплообмен в установках для тепловлажностной обработки изделий.

На стр. 175 во втором абзаце сверху неправильно записана единица измерения коэффициента излучения абсолютно черного тела. Следует вместо  $Вт/(м \cdot K^4)$  писать  $Вт/(м^2 \cdot K^4)$ .

Раздел 3. Тепловые процессы в материалах и изделиях, подвергаемых тепловой обработке представлен на 30 стр., включает 6 подразделов, 3 рисунка, одну таблицу и 32 формулы.

В подразделе 3.1. Виды тепловой обработки показано, какие виды тепловой обработки применяются в технологии силикатных материалов, их цель и условия осуществления. Выделены для рассмотрения четыре основных процесса: сушка, обжиг, варка и тепловлажностная обработка.

В подразделе 3.2. Общая характеристика процессов в силикатных материалах показано, какими явлениями сопровождаются различные процессы в материалах и изделиях и от каких факторов они зависят.

В подразделе 3.3. Сушка в технологии силикатных материалов даны краткие сведения о процессе сушки: цель сушки, виды влаги в материале, состояния влажности материала по отношению к окружающей среде, этапы удаления влаги из материала и т.д. В нем рассмотрены периоды и режимы процесса сушки, явление усадки и усадочные напряжения, характерные для коллоидных материалов, к которым относятся глинистые материалы, приведены основы расчета оптимального режима сушки и применяемые способы сушки.

Из замечаний по этому подразделу следует отметить на стр. 193 ошибочное название пластины (абзац второй снизу). Вместо слова «неограничная» следует писать «неограниченная».

В подразделе 3.4. Обжиг в технологии силикатных материалов рассмотрены основные фазовые и химические превращения при обжиге керамических материалов и портландцементного клинкера, условия образования химических соединений и энергетика протекающих процессов.

В подразделе 3.5. Тепловые процессы при варке стекла приводятся все стадии образования стекломассы, температурные области и затраты теплоты на протекающие при этом физико-химические процессы. Отмечено, что варка стекла является самым энергоемким видом тепловой обработки в технологии силикатов.

В подразделе 3.6. Фазовые и химические превращения в изделиях при тепловлажностной обработке рассмотрены процессы тепло- и массообмена как материалов на основе портландцемента (бетон, асбестоцементные изделия), так и материалов на основе известково-кремнеземистого вяжущего (силикатный кирпич, ячеистый бетон), и обсуждены сложные термохимические процессы формирования новых фаз и структуры материалов.

Раздел 4 Основы энерготехнологии силикатных материалов занимает в учебном пособии объем 70 стр., включает 7 подразделов, 30 рисунков, 8 таблиц и 89 формул.

В подразделе 4.1. Энерготехнологические схемы производства и термодинамический анализ дано понятие энерготехнологии, рассмотрены методы термодинамического анализа энерготехнологических систем. Обращено внимание на наиболее универсальный метод – эксергетический. Здесь же приведены основы этого метода – понятие и виды эксергии, ее свойства, методика расчета, применяемые эксергетические диаграммы состояния. Обращено внимание на правила составления эксергетического баланса и построения диаграмм потоков и потерь эксергии энерготехнологических систем. Показано, что для оценки уровня совершенства тепловой установки следует пользоваться такими характеристиками, как эксергетическая производительность, мощность, КПД, а также применять наряду с эксергетическим термоэкономический метод анализа.

Формулу 4.38 в данном подразделе следует уточнить на правильность присутствия в ней члена  $\Delta s_+$ .

В подразделе 4.3. Примеры применения метода эксергетического анализа тепловых процессов рассмотрены конкретные примеры эксергетического анализа тепловых процессов в технологии силикатных материалов, в частности, процессов сжигания топлива, теплообмена, дросселирования пара, разбавления продуктов сгорания воздухом, сушки материала.

В подразделе 4.4. Анализ и термодинамическая оптимизация энерготехнологических систем приведены примеры эксергетического анализа таких тепловых установок силикатной технологии, как стекловаренная печь, сушильный барабан, автоклав. В этих примерах показано, какие сведения о теплотехническом совершенстве тепловой установки можно получить, применяя метод эксергетического анализа и какие на основе этого могут быть приняты технические мероприятия по ее совершенствованию.

Более широко рассмотрено применение метода эксергетического анализа в технологии цемента. Здесь проведен эксергетический анализ энерго – химико – технологической системы, включающей и технологические и тепловые процессы, на основе которого проводится в дальнейшем оптимизация состава шихт для обжига клинкера.

В подписи к рис. 4.8., стр. 239 следует уточнить название диаграмм. Следует писать вместо слова «Грассмана» слово «Грассмана-Шаргута».

В подразделе 4.5. Вторичные энергоресурсы в технологии силикатных материалов приведены виды энергоресурсов, уровень, направления и перспективы их использования, возможная при этом экономия топлива.

В подразделе 4.6. Энерготехнологическое комбинирование в технологии силикатных материалов дана общая характеристика установкам ВЭР и приведены примеры энерготехнологического комбинирования в производстве стекла и портландцемента, показано как проводится энерготехнологическое комбинирование с применением современных газотурбинных установок и газопоршневых агрегатов, рассмотрены примеры энерготехнологического и утилизационного комбинирования для регенерации низкотемпературных ВЭР.

К данному подразделу имеются следующие замечания: в подписи к рис. 4.16 на стр. 257 вместо требуемого слова «топка» написано слово «печь»; на стр. 262 в третьем абзаце снизу в четвертой строке абзаца написано слово «экжектируются», а следует писать «эжектируются».

В подразделе 4.7. Экологические аспекты теплотехнологий силикатных материалов рассмотрены виды загрязняющих веществ и источники загрязнения атмосферы при осуществлении тепловых процессов, условия образования и способы снижения выбросов CO, CO<sub>2</sub>, NO, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> и аэрозолей, содержащих тяжелые металлы.

#### Заключение

Анализируя в целом рукопись, следует отметить удачный подбор материала, последовательность изложения, наличие новых сведений и примеров применения эксергетического анализа и энерготехнологического комбинирования в теплотехнологии силикатных материалов. Для написания ее использованы источники ведущих ученых и инженеров в области теплотехники, тепловых процессов, теплотехнологических установок и химической технологии силикатных материалов. Используемая терминология соответствует общепринятой, не выходит за рамки норм и стандартов. Единицы измерения приведены в принятой системе СИ.

В заключение следует отметить и такую положительную сторону рукописи, как неотрывность рассмотрения в ней тепловых и технологических процессов. Поэтому поставленную авторами при написании рукописи цель можно считать успешно выполненной.

Считаю целесообразным издание данной рукописи с грифом Министерства образования в качестве учебного пособия для студентов специальности «Химическая технология неорганических веществ, материалов и изделий».

Профессор кафедры  
промышленной теплоэнергетики  
и теплотехники БНТУ,

доктор технических наук

А.П. Несенчук

Рецензия утверждена на заседании кафедры промышленной теплоэнергетики и теплотехники УО «Белорусский национальный технический университет», протокол № 16 от 28.02.2006г.

Заведующий кафедрой,  
доцент, к.т.н.

В.А. Седнин