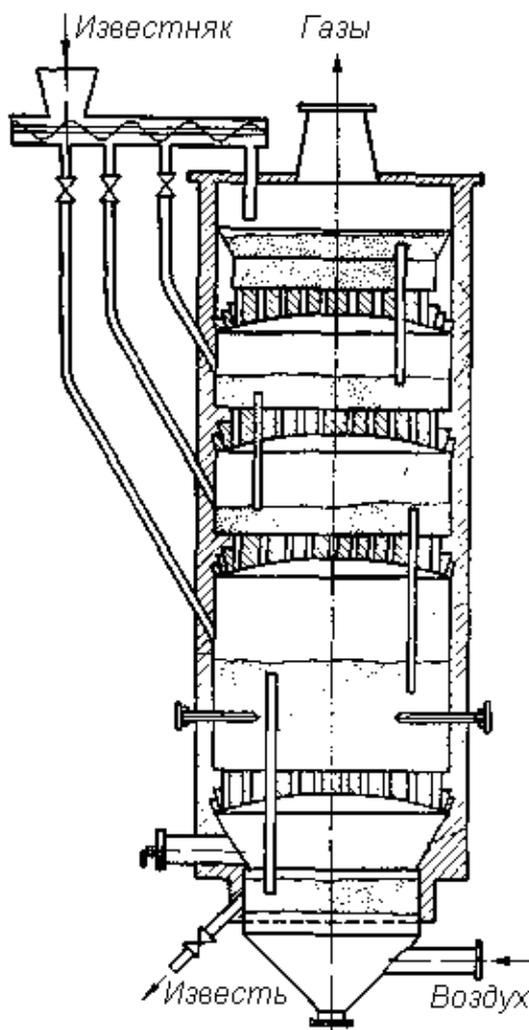


Н.Л. Овчинников, Л.Н. Овчинников, С.В. Натареев

# СУШКА И ОБЖИГ В КИПЯЩЕМ СЛОЕ

Учебное пособие



Иваново  
2009

Федеральное агентство по образованию  
Государственное образовательное учреждение  
высшего профессионального образования  
Ивановский государственный химико-технологический университет

**Н.Л. Овчинников, Л.Н. Овчинников, С.В. Натарева**

# **СУШКА И ОБЖИГ В КИПЯЩЕМ СЛОЕ**

**Учебное пособие**

Иваново 2009

УДК 66.047

Овчинников Н.Л., Овчинников Л.Н., Натарева С.В. Сушка и обжиг в кипящем слое: учеб. пособие / ГОУВПО Иван. гос. хим.- технол. ун-т. Иваново, 2009. 106с. ISBN 978 – 5 – 9616 – 0326 – 2.

В учебном пособии рассматриваются конструкции установок с кипящим слоем, применяемых для сушки и обжига материалов силикатной промышленности. Приводятся основные закономерности гидродинамики взвешенных систем, а также методики расчёта аппаратов с кипящим слоем для сушки и обжига мелкозернистых материалов.

Приведены конструкции сушилок и печей, конструктивные расчёты аппаратов и их узлов, осуществлен подбор вспомогательного оборудования. Представлены справочные данные по свойствам материалов, газов, топлива.

Предназначено для студентов-технологов и студентов-механиков при выполнении курсовых и дипломных проектов, а также для преподавателей специальных кафедр, осуществляющих консультирование студентов по темам, связанным с изучением процессов сушки и обжига в кипящем слое.

Табл. 26. Ил. 49. Библиогр.: 9 назв.

Печатается по решению редакционно-издательского совета  
Ивановского государственного химико-технологического университета

Рецензенты:

кафедра производства строительных материалов Ивановской государственной архитектурно-строительной академии; доктор технических наук, профессор В.П. Жуков (Ивановский государственный энергетический университет)

ISBN 978 – 5 – 9616 – 0326 – 2.

© Овчинников Н.Л., Овчинников Л.Н.,  
Натарева С.В., 2009

© ГОУВПО Ивановский государственный  
химико-технологический университет,  
2009

## Оглавление

Обозначения	4
Введение	5
Глава 1. Сушка в кипящем слое с использованием топочных газов	6
1.1. Основные гидродинамические характеристики кипящего слоя	6
1.1.1. Скорость начала псевдооживления	6
1.1.2. Скорость витания (уноса)	7
1.1.3. Высота псевдооживленного слоя	9
1.1.4. Гидравлическое сопротивление установки с кипящим слоем	9
1.1.5. Порозность кипящего слоя	10
1.2. Схемы аппаратов кипящего слоя	10
1.3. Схемы топочных устройств для сушильных установок	16
1.4. Устройства для сжигания топлива	21
1.5. Расчеты установок КС для сушки материалов	23
1.5.1. Минеральные продукты	23
1.5.2. Материальный баланс сушильной установки	23
1.5.3. Основные параметры сушильного агента	24
1.5.4. Построение процесса сушки на I - х диаграмме влажного воздуха	28
1.5.5. Тепловой баланс сушильной установки	32
1.6. Пример расчёта сушилки кипящего слоя для сушки кварцевого песка смесью дымовых газов и воздуха	33
1.6.1. Исходные данные	33
1.6.2. Расчет материального баланса	34
1.6.3. Расчет основных параметров сушильного агента	34
1.6.4. Построение процесса сушки на I-х диаграмме влажного воздуха	38
1.6.5. Тепловой баланс сушилки	40
1.6.6. Расчет объема газа, выходящего из сушилки	42
1.6.7. Расчет основных характеристик кипящего слоя и размеров сушилки	43
1.6.8. Расчет и подбор вспомогательных устройств	46
Глава 2. Обжиг сыпучих материалов в кипящем слое	48
2.1. Общие положения.	48
2.2. Основы расчета процесса обжига в установках с кипящим слоем	48
2.3. Характеристика обжиговых печей с псевдооживленным слоем	53
2.4. Выбор топлива и способы подвода тепла в псевдооживленный слой	56
2.5. Основные элементы высокотемпературных установок с псевдооживленным слоем.	65
2.5.1. Газораспределительные устройства	65
2.5.2. Устройства для перетока материала в установках с псевдооживленным слоем	66
2.6. Пример расчёта газовой обжиговой печи с псевдооживленным слоем	71
Список используемых источников	85
Приложения	86

## Обозначения

$W_{и}$	- истинная скорость газа в канале, м/с;
$W_{l}$	- скорость начала псевдооживления, м/с;
$W_{виг}$	- скорость витания (уноса) частиц, м/с;
$W_{раб}$	- рабочая скорость псевдооживления, м/с;
$W_{реш}$	- скорость газа в отверстиях решётки, м/с;
$W_{ср}$	- средняя скорость движения частиц в трубе, м/с;
$W_{г}$	- скорость газа в трубе, м/с;
$W_{м}$	- скорость материала, м/с;
$K_w$	- число псевдооживления;
$d_{ч}$	- диаметр частицы, м;
$D_{ап}$	- диаметр аппарата, м;
$S_{реш}$	- площадь сечения аппарата на уровне газораспределительной решётки, м <sup>2</sup> ;
$\rho_{м}, \rho_{г}$	- соответственно плотность материала и газа, кг/м <sup>3</sup> ;
$\rho_{нас}$	- насыпная плотность материала, кг/м <sup>3</sup> ;
$\mu_{г}, \nu_{г}$	- соответственно коэффициент динамической и кинематической вязкости газа, Па·с и м <sup>2</sup> /с;
$\varepsilon, \varepsilon_0$	- порозность псевдооживленного и неподвижного слоя соответственно;
$H, H_0$	- высота псевдооживленного и неподвижного слоя;
$G_{сл}$	- вес слоя, кг;
$\mu$	- относительная массовая концентрация материала, кг/кг;
$\mu'$	- относительная объёмная концентрация материала, кг/м <sup>3</sup> ;
$k$	- концентрация материала на 1 м <sup>3</sup> трубы, кг/м <sup>3</sup> ;
$D_{тр}$	- диаметр трубы, м;
$\Delta P$	- гидравлическое сопротивление, Па;
$G_{н}, G_{к}, G_{сух}$	- производительность по влажному, высушенному и абсолютно сухому материалу, кг/с;
$\omega_{н}, \omega_{к}$	- начальная и конечная относительные влажности материала, %;
$\omega_{н}^a, \omega_{к}^a$	- начальная и конечная абсолютные влажности материала, %;
$c_{м}$	- теплоемкость сухого материала, кДж/(кг·°С);
$W$	- количество влаги, удаляемое в процессе сушки, кг/с;
$x, d$	- влагосодержание воздуха, г/кг сух. воз.;
$t_0$	- температура наружного воздуха, °С;
$\Phi_0$	- относительная влажность наружного воздуха, %;
$t_{м}^H, t_{м}^K$	- начальная и конечная температура влажного материала, °С;
$t_{г}^H, t_{г}^K$	- температура воздуха на входе и на выходе из сушилки, °С.

## Введение

Основные технологические процессы силикатной промышленности включают тепловую обработку материалов.

Нагрев материалов до высоких температур необходим в технологиях, связанных с получением стекла, цемента, извести, фарфора, фаянса, шамота, динаса и т.д.

В стекольной промышленности при высоких температурах смесь твердых сырых материалов с шихтой превращается в однородный расплавленный продукт. Кроме того, при высоких температурах производят отжиг стекла с целью устранения напряжений и его закалку.

В керамической промышленности высокие температуры применяют при сушке и обжиге сырых материалов, а также при обжиге глазурованных изделий.

Промышленность вяжущих материалов использует высокотемпературные процессы в обжиге известняка и глины, мергелей в производстве цемента и в обжиге известняка при получении жженой извести.

За последние годы на практике стал широко применяться метод термической обработки мелкозернистых материалов в псевдооживленном слое. К таким производственным процессам можно отнести обжиг известняка и железной руды, цементного клинкера, перлита, активацию углей, химическую переработку углеводородистого сырья и др.

Внедрение в силикатную, химическую и другие виды промышленности этого прогрессивного метода взаимодействия между газовой и твердой фазами позволяет интенсифицировать тепло- и массообменные процессы, перемешивание твердой фазы, приводящее к выравниванию температур и концентраций в объеме слоя, снизить гидравлическое сопротивление псевдооживленного слоя, упростить конструкцию основного аппарата кипящего слоя (КС), достигнуть полной автоматизации технологического процесса высокотемпературной сушки или обжига.

Теория и практика применения псевдооживленного слоя к различным технологическим процессам нашла свое отражение в работах многих авторов: Н.И. Сыромятникова, В.Ф. Волкова, П. Ребу, П.Г. Романкова, Н.Б. Рашковской, Н.И. Гельперина, В.Г. Айнштейна, В.Б. Кваши и др.

В связи с этим в учебном пособии рассматриваются вопросы гидродинамики и тепловой обработки псевдооживленных систем на примерах высокотемпературной сушки и обжига материалов силикатной промышленности, приводятся примеры расчета высокотемпературных установок с кипящим слоем, а также сведения о конструкциях печей с псевдооживленным слоем и их основных узлов и деталей. Приводятся данные по выбору топлива и способах подвода тепла в псевдооживленный слой.

## Глава 1. Сушка в кипящем слое с использованием топочных газов

В настоящее время аппараты со взвешенным слоем широко используются для интенсификации процессов сушки и обжига, связанных с получением мелкозернистых продуктов. Интенсификация перечисленных процессов обуславливается тем, что мелкозернистый материал, приведённый во взвешенное состояние, приобретает свойства текучести, в результате чего ускоряются явления переноса энергии и вещества внутри самих частиц и в окружающей их среде.

В качестве сушильного агента при сушке во взвешенном слое применяют: нагретый воздух, топочные газы или смеси последних с воздухом.

Сушильный агент до заданной температуры нагревается в топках, в которых сжигается газообразное (природный, коксовый, доменный газ) или жидкое топливо (мазут, соляровое масло и т.п.).

Рассмотрим основные гидродинамические характеристики и схемы аппаратов кипящего слоя с использованием топочных газов.

### 1.1. Основные гидродинамические характеристики кипящего слоя

К основным гидродинамическим характеристикам кипящего слоя следует отнести: сопротивление кипящего слоя, скорости начала псевдооживления и уноса (витания), порозность и высоту псевдооживленных систем.

#### 1.1.1. Скорость начала псевдооживления

Взаимосвязь между критической скоростью газа и размером частиц твердого материала определяет конструктивные размеры аппарата, его производительность и другие показатели технологического процесса.

Для слоев, состоящих из зерен, форма которых близка к шарообразной, средняя порозность может быть принята равной  $\varepsilon \approx 0,4$ . В этом случае скорость начала псевдооживления  $W_1$  можно определить по формуле:

$$Re_{кр1} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}, \quad (1.1)$$

где  $Ar$  – критерий Архимеда,  $Re_{кр1}$  – критерий Рейнольдса, соответствующий началу псевдооживления частиц.

При расчете скорости начала псевдооживления с помощью этого уравнения вычисляется значение критерия Архимеда по выражению  $Ar = \frac{gd_q^3}{\nu_r^2} \frac{\rho_m - \rho_r}{\rho_r}$ , затем находят величину  $Re_{кр1}$  и по ней рассчитывают величину  $W_1$ :

$$W_1 = \frac{Re_{кр1} \mu_r}{d_q \rho_r}. \quad (1.2)$$

Уравнение (1.2) позволяет достаточно точно определить критическую скорость  $W_1$  при однородном псевдоожигении слоя частиц. При неоднородном псевдоожигении твердого материала газами уравнение (1.2) дает погрешность  $\pm 30\%$ .

### 1.1.2. Скорость витания (уноса)

Скорость газового потока, при которой гидродинамическое давление, создаваемое потоком на поверхности единичной твёрдой частицы, становится равным её весу, называется скоростью витания. Когда скорость потока превысит скорость витания, начинается совместное восходящее движение газового потока и твёрдой частицы. При достижении порозности слоя  $\varepsilon \approx 1$  частицы уносятся из аппарата, т.е. наступает режим пневмотранспорта зернистого материала.

Для расчета скорости осаждения (витания) может быть использована зависимость, связывающая критерии  $Re$  и  $Ar$  для всех гидродинамических режимов:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0.575\sqrt{Ar}}. \quad (1.3)$$

При малых значениях  $Ar$  вторым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и уравнение (1.3) превращается в зависимость:

$$Re = \frac{Ar}{18}, \quad (1.4)$$

соответствующую области действия закона Стокса (вязкостная зона). При больших значениях критерия  $Ar$  можно пренебречь первым слагаемым в знаменателе, и уравнение (1.3) превращается в уравнение (1.5), отвечающее инерционной области:

$$Re = 1,74\sqrt{Ar}. \quad (1.5)$$

Скорость уноса (осаждения) частиц неправильной формы меньше, чем скорость уноса (осаждения) шарообразных зерен. Для расчета скорости уноса частиц неправильной формы необходимо учитывать коэффициент формы  $\phi$ . Кроме того, в соответствующее уравнение при расчете скорости витания нешаровых частиц следует подставлять эквивалентный диаметр шара.

На рис.1.1 представлена зависимость  $Lu = f(Ar, \varepsilon)$  для взвешенного слоя от  $\varepsilon_0 = 0,4$  до  $\varepsilon = 1$ . Зависимости позволяют определять скорость газа  $W$ , необходимую для достижения заданной порозности взвешенного слоя, состоящего из частиц известного диаметра, или решать обратную задачу.

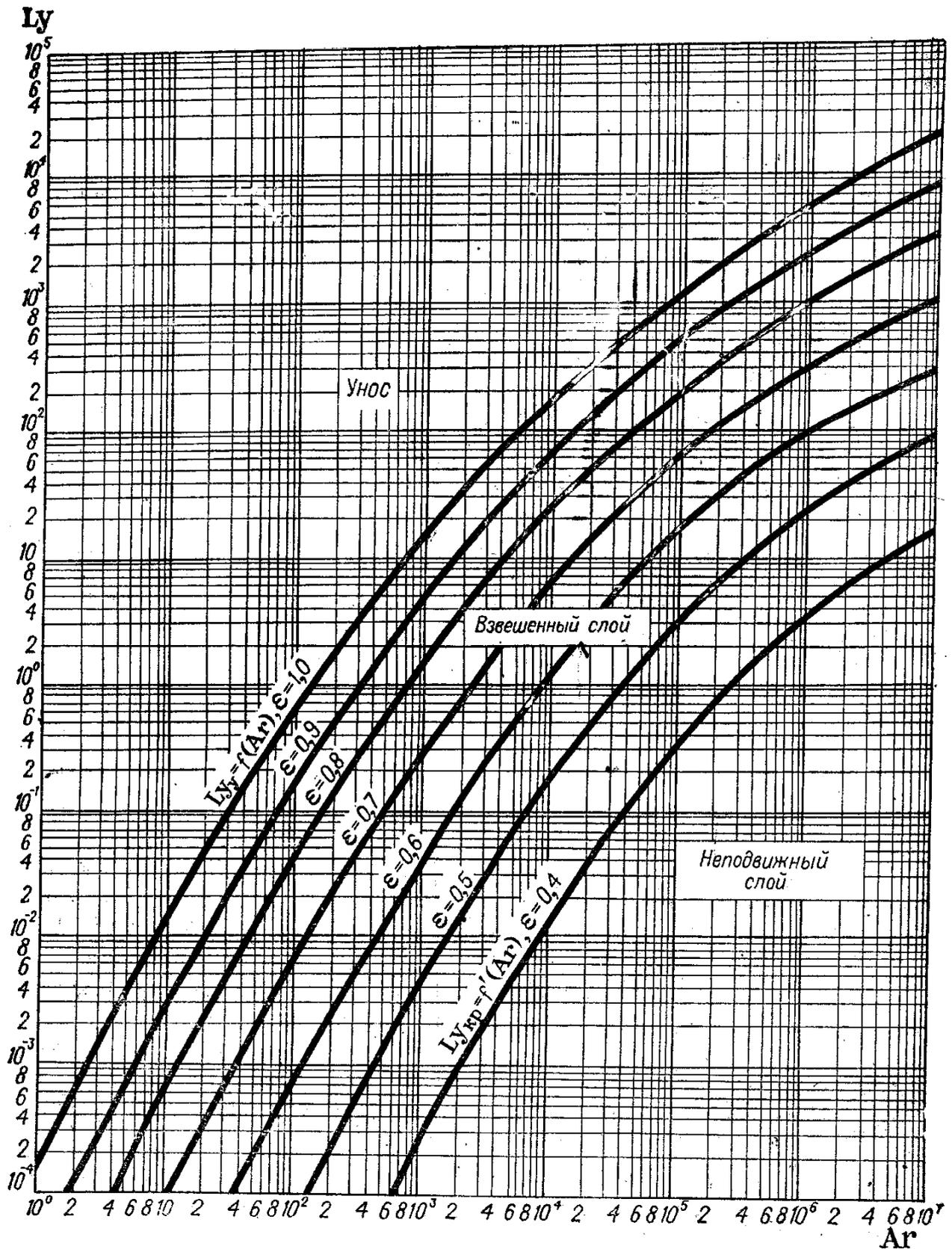


Рис.1.1. Зависимость критерия  $Ly$  от критерия  $Ar$  и порозности  $\epsilon$  слоя

### 1.1.3. Высота псевдооживленного слоя

При проектировании аппаратов с псевдооживленным слоем твердого материала необходимо знать высоту слоя при рабочих параметрах процесса. Точное определение высоты псевдооживленного слоя особенно необходимо учитывать при проектировании аппаратов, когда полезное использование внутреннего объема аппарата должно быть максимальным.

Движение газа через слой зернистого материала со скоростью выше первой критической вызывает его расширение, и высота кипящего слоя в общем случае может быть рассчитана по уравнению:

$$H = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}, \quad (1.6)$$

где  $H$  – высота псевдооживленного слоя;

$H_0$  - высота неподвижного слоя;

$\varepsilon$  - порозность псевдооживленного слоя;

$\varepsilon_0$  - порозность неподвижного слоя.

### 1.1.4. Гидравлическое сопротивление установки с кипящим слоем

Общее гидравлическое сопротивление установки с кипящим слоем рассчитывается по уравнению:

$$\Delta P_{\text{общ}} = \Delta P_{\text{к.с}} + \Delta P_{\text{реш}} + \Delta P_{\text{ц}} + \Delta P_{\text{сопр}}, \quad (1.7)$$

где  $\Delta P_{\text{к.с}}$ ,  $\Delta P_{\text{реш}}$ ,  $\Delta P_{\text{ц}}$ ,  $\Delta P_{\text{сопр}}$  - соответственно сопротивления кипящего слоя, газораспределительной решётки, циклона, и прочие сопротивления и динамические потери, Па.

Сопротивление кипящего слоя

$$\Delta P_{\text{к.с}} = \frac{G_{\text{сл}}}{S_{\text{реш}}}, \quad (1.8)$$

где  $G_{\text{сл}}$  – вес слоя;  $S_{\text{реш}}$  – площадь поперечного сечения аппарата на уровне газораспределительной решетки.

Сопротивление газораспределительной решётки определяют по формуле (1.9) и зависимости  $\Delta P_{\text{реш}} - W$ , представленной на рис. 1.2:

$$\Delta P_{\text{реш}} = \frac{0,503 \rho_{\text{г}} W_{\text{отв}}^2 (1 - \varphi^2)}{C^2} \quad (1.9)$$

где  $\varphi$  - доля живого сечения решетки;

$W_{\text{отв}}$  - скорость газа в отверстии решетки;

$C$  – коэффициент сопротивления решетки, зависящий от отношения диаметра к толщине решетки  $\frac{d_{\text{отв}}}{\delta_{\text{р}}}$  и определяемый по рис.1.2;

$\delta_p$  - толщина газораспределительной решётки

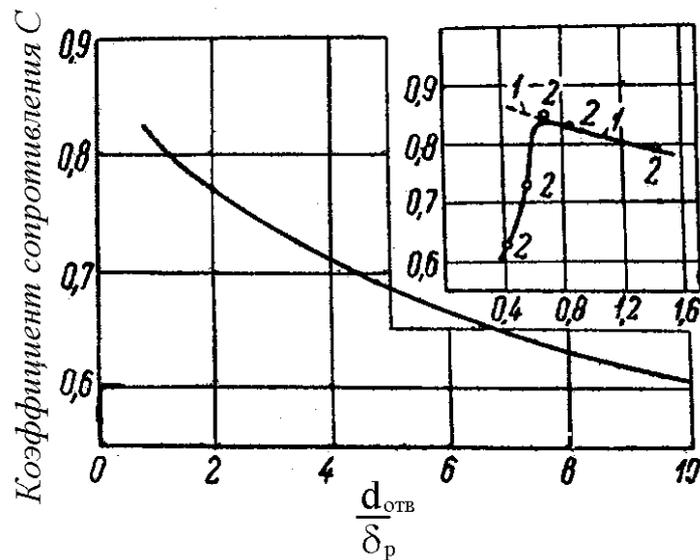


Рис.1.2 Зависимость коэффициента сопротивления решетки от  $\frac{d_{отв}}{\delta_p}$

### 1.1.5 Порозность кипящего слоя

Порозность взвешенного слоя частиц равна:

$$\varepsilon = \frac{V_{сл} - V_{ТВ}}{V_{сл}}, \quad (1.10)$$

где  $V_{сл}$  - объем взвешенного слоя,  $m^3$ ,  $V_{ТВ}$  - объем частиц, находящихся в слое,  $m^3$ .

Кроме того, порозность взвешенного слоя может быть рассчитана по формуле:

$$\varepsilon = \left( \frac{18 Re + 0,36 Re^2}{Ar} \right)^{0,21}. \quad (1.11)$$

## 1.2. Схемы аппаратов кипящего слоя

Сушка различных мелкодисперсных материалов в кипящем слое нашла широкое применение в строительной, химической, пищевой и других отраслях промышленного производства.

Отличительной особенностью этого конвективного метода сушки является его интенсивность, например, объемный коэффициент теплообмена, отнесенный к слою материала, составляет  $20000 - 40000 \text{ кДж}/(m^3 \cdot ч \cdot ^\circ C)$ , в то время как для барабанных сушилок он составляет на весь объем не более  $2000 \text{ кДж}/(m^3 \cdot ч \cdot ^\circ C)$ . Удельный съем влаги с  $1 m^2$  решетки в зависимости от дисперсности материала и температурного режима сушки  $A = 60 - 3000 \text{ кг}/(m^2 \cdot ч)$ .

В установках с кипящим слоем можно проводить процессы сушки при температуре теплоносителя от 80 до 900 °С, а при обжиге – от 400 до 1200 °С.

Сушильные аппараты с кипящим слоем различаются как по конструктивным особенностям, так и по гидродинамическим и тепловым режимам работы. Их можно классифицировать по следующим признакам:

- по количеству зон – однокамерные и многокамерные;
- характеру движения материала – с направленным и ненаправленным движением материала к месту его выгрузки;
- использованию теплоносителя – однократное и многократное;
- конфигурации сушильной камеры – круглые, прямоугольные и т.д.

Кроме того, сушильные аппараты можно классифицировать по характеру высушиваемого материала, что особенно важно для выбора типа сушилки. По этому признаку сушилки разделяются на две группы [1]:

- 1) для зернистых материалов;
- 2) пастообразных материалов, растворов, суспензий, расплавов.

По режиму работы сушильные установки бывают непрерывного и периодического действия.

Непрерывнодействующие сушильные установки получили наибольшее распространение в промышленности. В этих аппаратах загрузка и выгрузка материала происходит непрерывно.

Периодически действующие сушильные установки применяются в малотоннажных производствах при необходимости получения однородного по влажности продукта. Сушильную камеру загружают материалом и по окончании процесса полностью разгружают.

Рассмотрим одну из наиболее распространенных схем сушки известняка, мергеля, доломита, ракушечника, шлаков доменных печей, кварцевого песка и других термостойких неорганических материалов. По этой схеме топочные газы получают при сжигании мазута, природного газа или угля.

Схема сушильной установки для сушки термостойких материалов и компоновка односекционного аппарата КС для сушки кварцевого песка приведены на рис. 1.3, 1.4.

Другие типовые схемы для сушки, например, хлористого калия, с использованием аппаратов круглого и прямоугольного сечения представлены на рис.1.5, 1.6.

При сушке термостойких материалов в соответствии со схемами, приведенными на рис.1.3 – 1.6, могут использоваться аппараты с выносными и со встроенными топками, схемы которых приведены на рис.1.7, 1.8 [2].

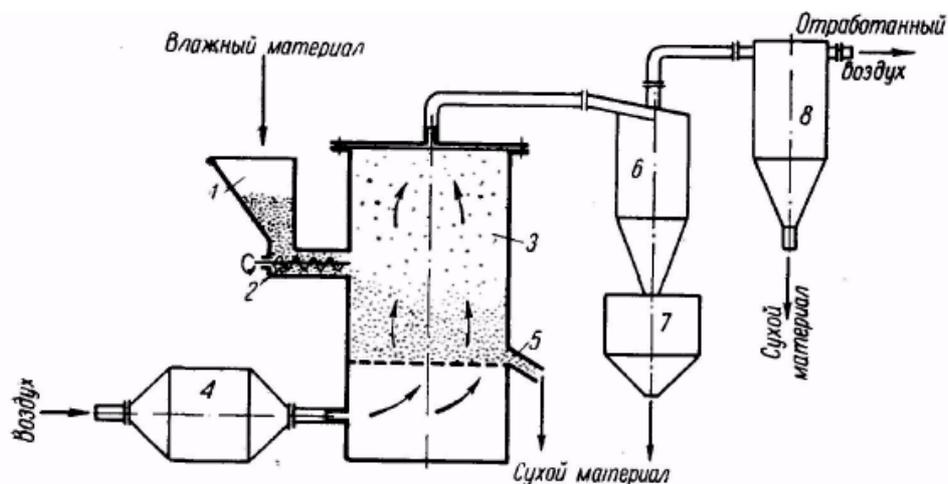


Рис.1.3. Схема сушильной установки с цилиндрической сушилкой: 1 — бункер; 2 — питатель; 3 — сушильная камера; 4 — топка; 5 — патрубок для выгрузки продукта; 6 — циклон; 7 — бункер циклона; 8 — фильтр

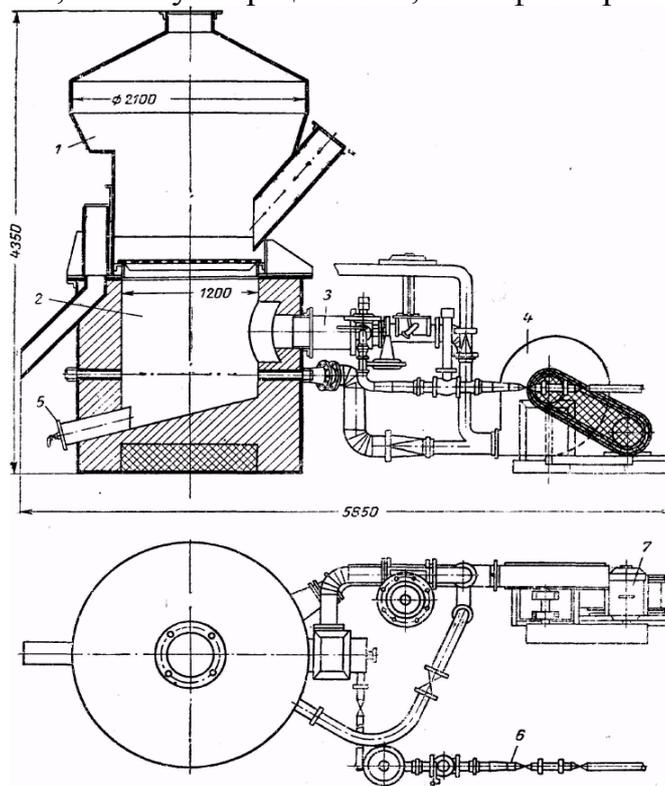


Рис. 1.4. Компоновка сушилки с кипящим слоем для суши песка [4]: 1— рабочая камера сушилки; 2 — подрешеточное пространство; 3 — подача продуктов сгорания; 4 — вентилятор; 5 — люк для чистки; 6 — подача газа; 7 — электродвигатель

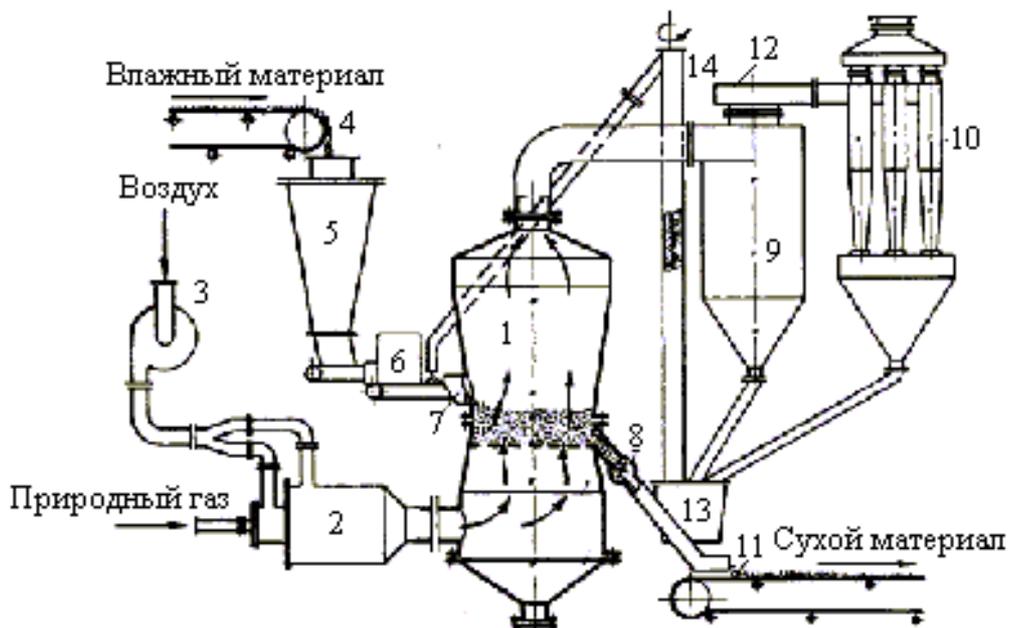


Рис. 1.5. Схема сушильной установки для хлористого калия:  
 1 – камера; 2 – топка газовая; 3 – вентилятор дутьевой; 4 – транспортер ленточный; 5 – бункер приемный; 6 – питатель; 7 – весоизмеритель; 8 – питатель лопастной; 9 – циклон ЛИОТа; 10 – циклон НИИОГаза (ЦН-15); 11 – конвейер разгрузочный; 12 – вентилятор вытяжной; 13 – сборник пыли; 14 – шнек вертикальный

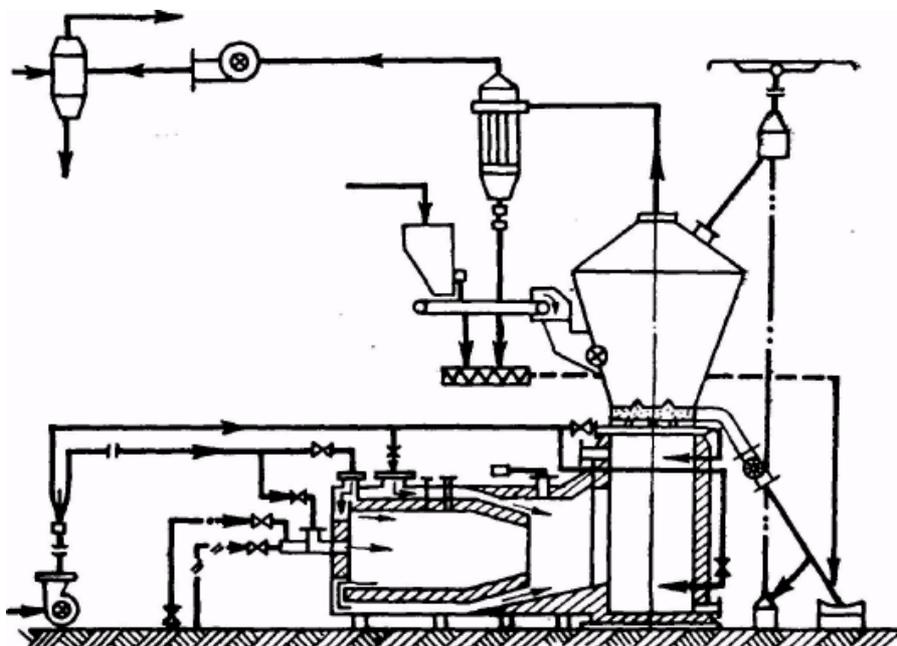


Рис. 1.6. Схема сушильной установки с вынесенной топкой для сушки флотационного хлористого калия

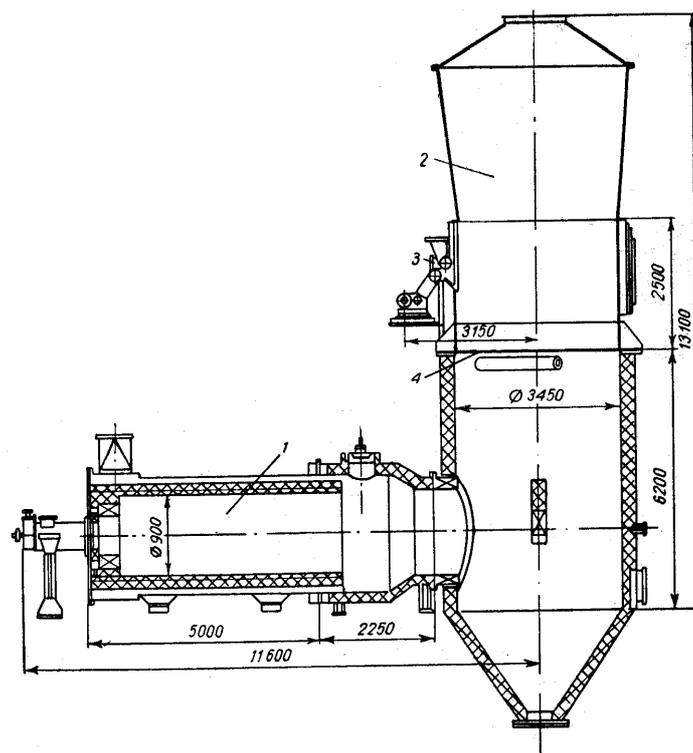


Рис.1.7. Схема аппарата с выносной топкой:  
1 – топка; 2 – корпус аппарата; 3 – загрузочное устройство; 4 – решётка

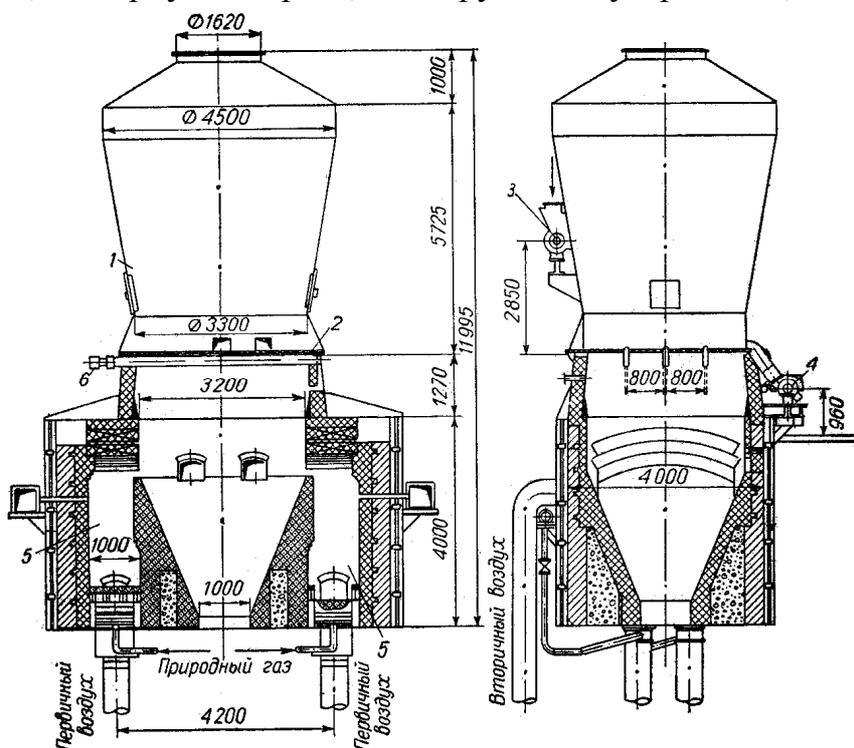


Рис.1.8. Схема аппарата со встроенной топкой:  
1 – корпус; 2 – решётка; 3 – загрузочное устройство; 4 – выгрузочное устройство;  
5 – топка; 6 – охлаждаемая опорная балка

При сушке различных материалов в случае использования газообразного топлива можно достичь следующих значений температур теплоносителя, подаваемого под решётку:

- 500 – 800 °С для различных солей;
- 1000 – 1200 °С для песка, некоторых рудных концентратов и других жаростойких соединений.

Практика показывает, что длительная работа огнеупорной футеровки даже из шамота класса Б в камере сгорания может обеспечиваться при температуре горения газа не выше 1200 °С.

Расчёты показывают, что для создания умеренных режимов с температурой газов, указанных выше, необходимо подавать к горелкам 17–18 м<sup>3</sup> воздуха на 1 м<sup>3</sup> природного газа и 19 - 20 м<sup>3</sup> на 1 кг жидкого топлива.

Следовательно, топочный процесс в сушильном агрегате во многом определяется правильным выбором расходов первичного воздуха и соответствующего количества топлива.

Для получения сушильного агента с температурой, необходимой для проведения процесса сушки, топочные газы смешиваются в определённом соотношении со вторичным воздухом в камере смешения.

Ориентировочные значения температур теплоносителя под решёткой зависят от суммарного расхода воздуха, подаваемого в топку и в камеру смешения (табл.1.1)

Таблица 1.1

Суммарный расход воздуха в зависимости от температуры теплоносителя под решёткой

Температура теплоносителя, °С	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
Расход природного газа, $\frac{\text{м}^3 \text{воздуха}}{\text{м}^3 \text{газа}}$	84,5	62,6	49,3	40,4	34,1	29,4	25,7	22,6	–	18,3
Расход мазута, $\frac{\text{м}^3 \text{воздуха}}{\text{кг мазута}}$	91,0	67,2	53,0	43,5	36,8	31,3	27,7	24,6	21,8	19,7

Число горелок для сжигания топлива в топке сушильного агрегата должно быть минимальным. При увеличении их числа возникают затруднения, связанные с распределением и регулированием первичного воздуха, подводимого к горелкам.

Топки представляют собой замкнутые камеры определенного объема, предназначенные для сжигания любого вида топлива. Объем топочного пространства можно определить по опытной величине его теплового напряжения

$q$ , величина которого изменяется в значительных пределах для одних и тех же установок:

$$q = \frac{B Q_H^p}{V_T} \text{ кВт/м}^3, \quad (1.12)$$

где  $B$  — часовой расход топлива, кг/ч ( $\text{м}^3/\text{ч}$ );  $Q_H^p$  — низшая теплота сгорания топлива, кДж/кг ( $\text{кДж/м}^3$ );  $V_T$  — объем топочного пространства,  $\text{м}^3$ .

Величина теплового напряжения существенно зависит от организации горения и температуры в камере горения. Тепловые напряжения для жидкого топлива принимаются до  $580 \text{ кВт/м}^3$ . Для газообразного топлива до  $1400 \text{ кВт/м}^3$ . Размеры топки по длине и ширине определяются конструктивно, исходя из условий удобства их обслуживания (длина не более 2 м и ширина не более 1 м); по конструкции они могут быть круглые и прямоугольные [3].

В настоящее время разработано большое количество топочных устройств для сушилок различных конструкций. В связи с этим, рассмотрим наиболее широко используемые топочные устройства применительно к сушильным аппаратам кипящего слоя.

### 1.3. Схемы топочных устройств для сушильных установок

Особенностью топок, используемых в сушильных установках КС, является их работа под избыточным давлением, эквивалентным сопротивлению системы, составляющем величину около 800–1000 мм вод.ст. По расположению относительно аппарата со взвешенным слоем различают топки выносные и встроенные, которые размещены в подрешёточном пространстве самого аппарата. Однако при встроенных топках высота аппаратов со взвешенным слоем значительно выше, чем для выносных топок.

Принципиальные схемы топочных устройств для сушильных установок приведены на рис. 1.9.

В настоящее время в структуре топливного баланса возрастает доля мазута и природного газа. Для сушки, в большинстве случаев, рациональнее использовать жидкое или газообразное топливо. Сжигание такого топлива дает ряд преимуществ по сравнению с сжиганием твердого топлива: продукты сгорания не загрязнены летучей золой, топочные устройства компактны и просты в эксплуатации, улучшаются санитарные условия труда, легче регулировать и автоматизировать режим работы топки.

На рис. 1.10 показана мазутная топка, которая представляет собой цилиндрическую камеру рабочим объемом  $160 \text{ м}^3$  для сжигания 300–400 кг/ч мазута. Кожух топки выполнен из листовой стали марки Ст.3 толщиной 10 мм. По фронту размещены две мазутные форсунки низкого давления; могут быть

установлены и механические форсунки с подводом через улитку и регулируемые жалюзи первичного воздуха в количестве, соответствующем коэффициенту избытка  $\alpha$  — 1,05 — 1,1.

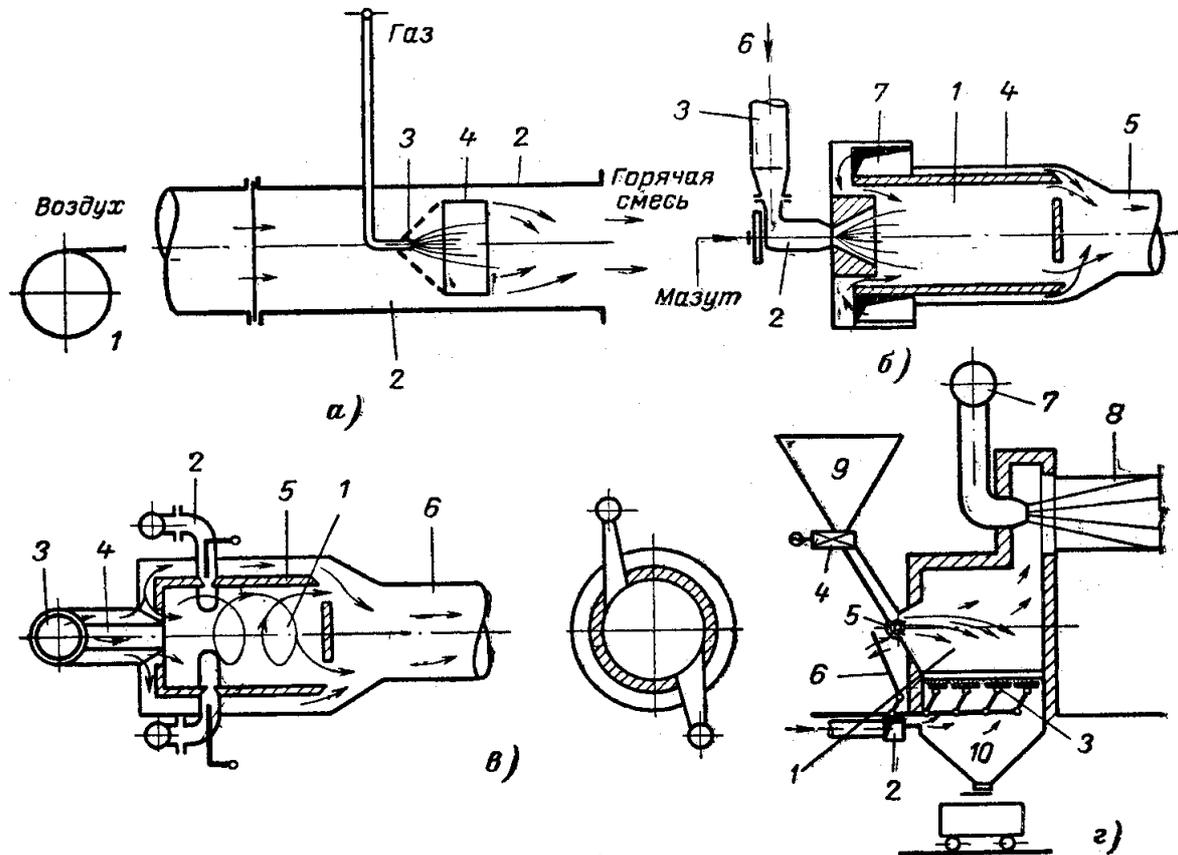


Рис.1.9. Принципиальные схемы топочных устройств для сушильных установок: а – при газообразном топливе: 1 – вентилятор; 2 – calorиферный участок; 3 – газовая горелка; 4 – обводной конус; б – при жидком топливе: 1 – топочный объём; 2 – форсунка; 3 – подача вторичного воздуха; 4 – воздух для смешения; 5 – подача смеси в сушилку; 6 – от вентилятора высокого давления; 7 – от вентилятора низкого давления; в – при сжигании мазута в циклонной топке: 1 – топочный объём; 2 – форсунка; 3 – воздух от вентилятора; 4 – подача вторичного воздуха; 5 – рубашка для воздушного охлаждения; 6 – газоздушная смесь к сушилке; г – при сжигании угольного топлива в полумеханической топке: 1 – топочный объём; 2 – подача воздуха для горения; 3 – решётка с качающимися колосниками; 4 – питатель для угля; 5 – забрасыватель топлива; 6 – привод решётки; 7 – воздух от вентилятора; 8 – газоздушная смесь к пылеотделителю и далее в сушилку; 9 – топливо; 10 – шлак

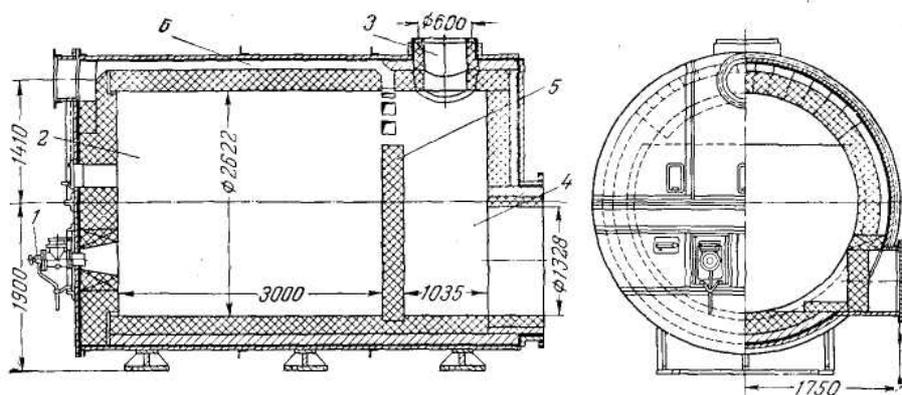


Рис. 1.10. Топка для сжигания мазута:

- 1 — форсунка низкого давления ( $p$  — 1,5 атм, давление воздуха 500 мм вод. ст.);  
 2 — камера сгорания; 3 — патрубок растопочной трубы; 4 — камера смешения;  
 5 — перегородка; 6 — каналы

Вторичный воздух подается также с фронта топки над форсунками. Воздух для разбавления газов вводится в смесительную камеру через каналы в верхней части топки, что позволяет одновременно охлаждать свод камеры. Изнутри камера футерована шамотным кирпичом класса А или Б и легковесным шамотным кирпичом; общая длина топки более 4 м. Топка может быть переведена на работу под избыточным давлением до 500 мм вод. ст. В ней можно сжигать и природный газ.

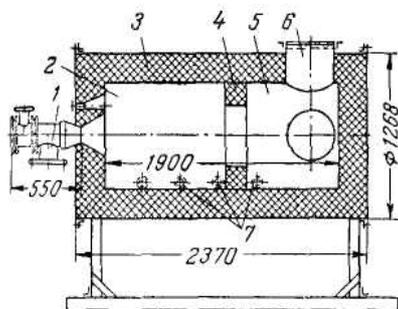


Рис. 1.11. Топка для сжигания газа:

- 1 — газовая горелка низкого давления (100 — 250 мм вод. ст.); 2 — камера сгорания; 3 — кожух; 4 — пережим; 5 — камера смешения; 6 — взрывной клапан; 7 — сопла

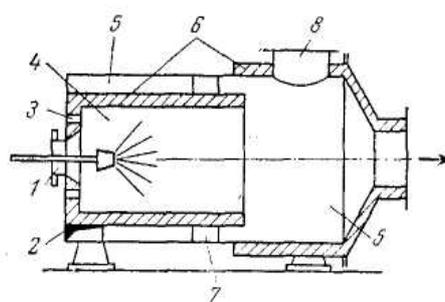


Рис. 1.12. Топка с охлаждением наружной стенки камеры горения:

- 1 - гнездо для установки горелки (или форсунки); 2 - окно для ввода вторичного воздуха; 3 — «гляделка»; 4 - камера горения; 5 - камера смешения; 6 - жаропрочный бетон или шамот; 7 - опоры; 8- взрывной клапан

На рис. 1.11 изображена цилиндрическая газовая топка со стальным кожухом толщиной 8—10 мм, изнутри футерованная шамотным кирпичом. Горелки низкого давления установлены на фронте топки. На фронтальной стенке

имеются также смотровой люк и отверстие для ввода запальника (ниже горелок). Топка работает при разрежении в пределах 2—5 мм вод. ст.; камера смешения отделена от камеры горения пережимом. Вторичный воздух подается в камеру горения тангенциально по образующей со скоростью 20—30 м/с. Закручивание потока обеспечивает хорошее перемешивание газа с воздухом, который одновременно охлаждает кладку топки. Температура газов за топкой 800—1000 °С. Тепловое напряжение камеры горения при работе с форсунками низкого давления составляет  $(6,3—8,4) \cdot 10^6$  кДж/(м<sup>3</sup>·ч); избыточное давление воздуха перед горелкой 120—180 мм вод. ст.

На рис. 1.12 представлена топка для сжигания газа с использованием эжекционной горелки или горелки внутреннего смешения. Отличительной особенностью такой топки является зазор между камерой горения и кожухом топки, в который тангенциально подается вторичный воздух. Он охлаждает наружную стенку камеры горения и смешивается далее с продуктами горения.

При использовании воздушного охлаждения камера может быть футерована в один кирпич или жаропрочным бетоном толщиной 150—250 мм, а сжигание топлива можно вести при высоких температурах и коэффициенте избытка воздуха  $\alpha$  — 1,15—1,5. При этом «химический недожог» топлива сводится к минимуму.

Температура газового теплоносителя для сушильных процессов обычно составляет 300—750 °С, поэтому в топочных устройствах для сушилок должна иметься специальная камера горения, где при высоких температурах интенсивно сжигается топливо, и отдельная камера смешения, в которой топочные газы разбавляются воздухом до требуемой температуры.

В конце наружной части камеры горения установлены направляющие для закручивания воздуха. Одновременно они являются опорой консольной части камеры горения и свободно перемещаются по кожуху. Потери тепла в окружающую среду для этих топок очень малы. Топка может работать под давлением и при разрежении. Тепловое напряжение объема камеры достигает 6,3 млн. кДж/(м<sup>3</sup>·ч) и зависит от температуры в камере горения и от давления.

Для получения теплоносителя, имеющего температуру 300—350 °С, можно рекомендовать газовую топку, показанную на рис.1.13. Ее отличием является то, что на выходе газов из камеры горения установлен экран, защищающий от прямой тепловой радиации крыльчатку дымососа, установленного непосредственно у топки. Благодаря наличию экрана обеспечивается также хорошее перемешивание топочных газов с воздухом, поступающим на смешение и на охлаждение камеры горения.

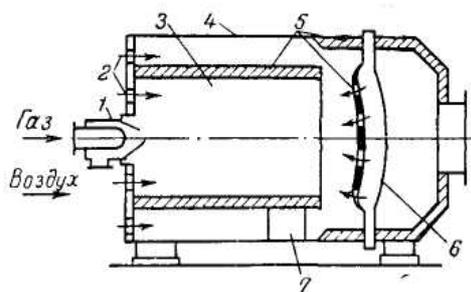


Рис. 1.13. Газовая топка с экраном:  
 1 – горелка; 2 – жалюзи; 3 – камера горения; 4 – корпус;  
 5 – жаропрочный бетон;  
 6 – экран; 7 – опоры

Экран представляет собой полую металлическую чашу, в передней стенке которой имеются отверстия. Чаша футерована тонким слоем жаропрочного бетона, в футеровке сделаны сквозные отверстия для сообщения с внутренней плоскостью экрана. Он крепится на трех или четырех трубах так, чтобы по ним свободно проходил наружный воздух внутрь экрана. Поскольку топка работает при разрежении, по трубам и через экран в нее непрерывно подсасывается из окружающей среды воздух, надежно охлаждающий экран. Подсос холодного воздуха в камеру горения и в кольцевой

охлаждающий зазор регулируется поворотными жалюзи, установленными по окружности на фронтальной стенке топки.

На рис. 1.14 приведена схема газовой топки теплопроизводительностью (4,2–8,4)  $10^4$  кДж/ч, работающей под избыточным давлением до 1000 мм вод.ст. Давление воздуха перед топкой 1100 мм вод.ст., давление газа 3000 мм вод.ст. Горелка снабжена запальником внутреннего смешения. Изнутри камера горения футерована жаропрочным бетоном, снаружи охлаждается воздухом. Смотровое стекло также охлаждается подводимым под него холодным воздухом. Тепловое напряжение объема топки  $Q/V = 6,3–8,4$  млн. кДж/( $m^3 \cdot ч$ ).

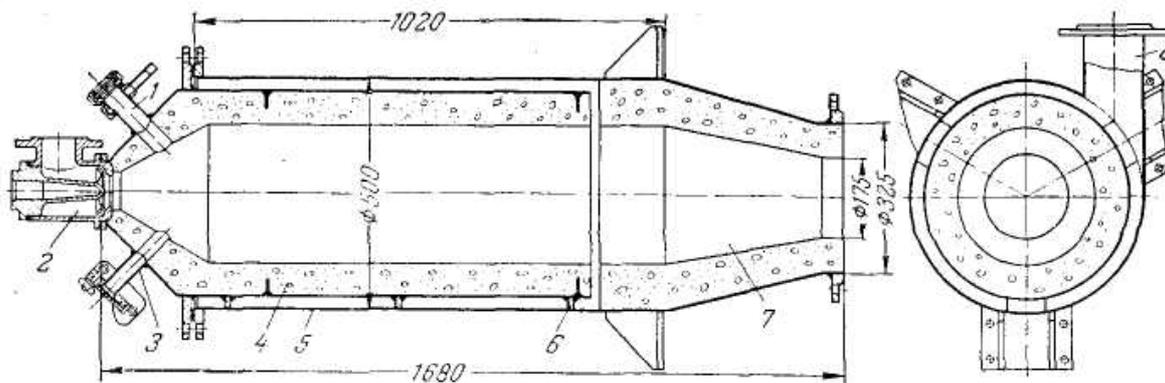


Рис. 1.14. Топка для сжигания газа, работающая под давлением до 1000 мм вод. ст.: 1 — «гляделка»; 2 — горелка; 3 — люк для зажигания;  
 4 — жаропрочный бетон; 5 — кожух топки; 6 — упоры камеры сгорания;  
 7 — камера сгорания; 8 — патрубок ввода вторичного воздуха

Для создания высоких температур газового теплоносителя применяют в основном циклонную топку, конструкция которой изображена на рис.1.15. Особенностью циклонной топки является сгорание топлива с очень малыми избытками воздуха ( $\alpha = 1 \div 1,02$ ). При сжигании высокосернистых мазутов в

продуктах сгорания получается мало  $SO_3$ , что очень важно, так как в условиях конденсации водяных паров  $SO_3$  дает серную кислоту. Кроме того, в печь вводятся раскаленные продукты сгорания в виде факела с относительно равномерным распределением лучистой энергии.

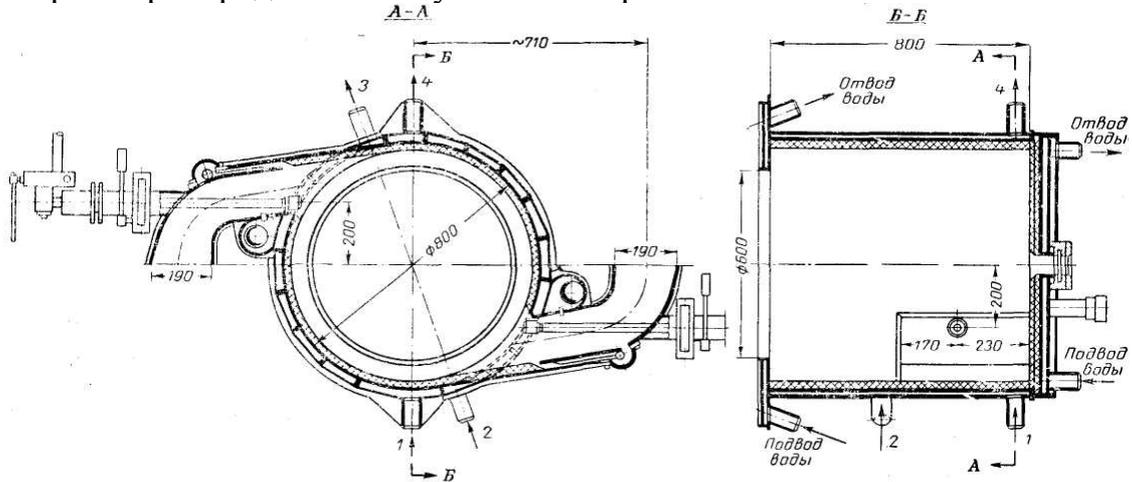


Рис. 1.15. Циклонная топка для сжигания мазута или природного газа:  
1 - вход воды в левую часть; 2 — вход воды в правую часть; 3 — выход воды из левой части; 4 — выход воды из правой части

Циклонная топка представляет собой стальную конструкцию с водяным или испарительным охлаждением, футерованную изнутри высокоогнеупорной обмазкой, укрепленной на металлических шипах (рис. 1.15). Воздух в камеру вводится тангенциально через два окна, продукты неполного сгорания (факел) вводятся в камеру печи по оси камеры. Топливо вводится через воздушные окна: газ – посредством двух сопел, а мазут – посредством двух механических форсунок.

#### 1.4. Устройства для сжигания топлива

Устройства в зависимости от сжигаемого топлива можно разделить на следующие группы: а) горелки для сжигания газа; б) форсунки для сжигания мазута.

Горелка - устройство для перемешивания природного газа и окислителя (воздуха) и подачи этой смеси на горение.

Форсунка – устройство, предназначенное для распыления жидкого топлива и смешения его с воздухом.

В настоящее время в промышленности применяются различные конструкции горелок для окисления газа [5].

Для сжигания природного газа в топке сушильного барабана широкое распространение получили горелки типа ГНП конструкции института

“Теплопроект” (рис.1.16) производительностью от 1,4 до 365 м<sup>3</sup>/ч по природному газу.

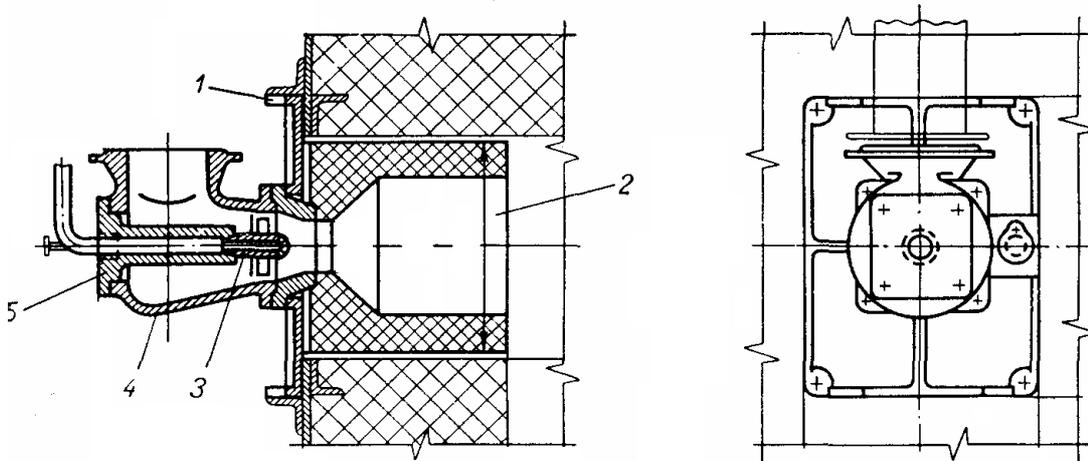


Рис.1.16. Горелка типа ГНП:

1 – плита; 2 –горелочный камень; 3 – наконечник сопла; 4 – корпус горелки; 5 – сопло для газа

Горелки устойчиво работают при изменении коэффициентного расхода воздуха в пределах от 0,7 до 1,4 и теплоты горения от 25 до 50 МДж/м<sup>3</sup>. По рассчитанному ранее расходу газа В можно выбрать горелку типа ГНП, используя рис. 1.17 и табл. 1.2.

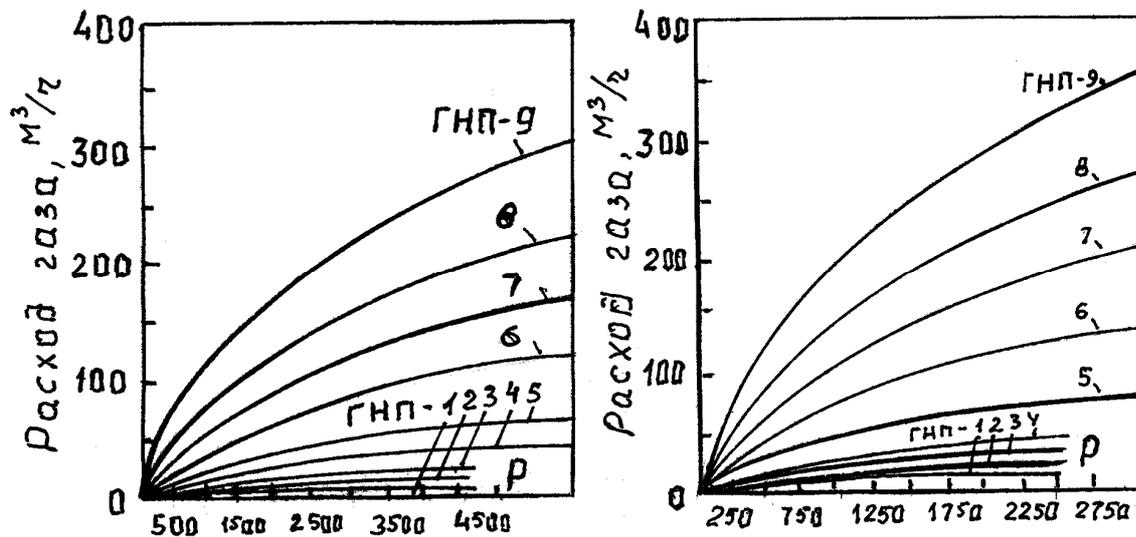


Рис. 1.17. Номограммы для подбора горелок типа ГНП по расходу газа

Таблица 1.2

Основные размеры горелок ГНП –1 ÷ ГНП - 9, мм

Горелки	А	Б	В	Г	Д	Е	Ж	И	К
ГНП-1	340	410	310	370	430	210	105	160	204
ГНП-2	340	410	310	370	430	210	220	170	204
ГНП-3	340	410	310	370	430	210	260	105	204
ГНП-4	340	410	310	370	430	210	290	215	204
ГНП-5	450	580	460	520	600	310	330	240	356
ГНП-6	450	580	460	520	600	310	365	260	356
ГНП-7	560	650	540	600	680	215	410	290	438
ГНП-8	560	650	540	600	680	215	460	325	438
ГНП-9	680	760	620	700	790	265	500	355	523

## 1.5. Расчеты установок КС для сушки материалов

### 1.5.1. Минеральные продукты

В строительной промышленности кипящий слой нашел применение для сушки мелкозернистых материалов при высоких температурах поступающих газов. К ним можно отнести доломит, известняк, ракушечный лом, мергель, кварцевый песок, вулканические и доменные шлаки. Так как требования в отношении равномерности сушки для этих материалов не очень высокие, то обезвоживание этих материалов наиболее целесообразно проводить в цилиндрических аппаратах при начальной температуре газового теплоносителя в диапазоне от 400 до 900 °С, уходящих – 80 ÷ 90 °С. В зависимости от дисперсности частиц высушиваемого материала и производительности аппарата высота кипящего слоя находится чаще всего в пределах от 100 до 300 мм.

### 1.5.2. Материальный баланс сушильной установки

Производительность по влажному материалу, кг/с:

$$G_H = G_K \frac{(100 - \omega_K)}{(100 - \omega_H)} \quad (1.13)$$

Производительность по высушенному материалу, кг/с:

$$G_K = G_H \frac{(100 - \omega_H)}{(100 - \omega_K)} \quad (1.14)$$

Количество влаги, удаляемое в процессе сушки, кг/с:

$$W = G_H \frac{(\omega_H - \omega_K)}{(100 - \omega_K)} \quad \text{или} \quad W = G_K \frac{(\omega_H - \omega_K)}{(100 - \omega_H)} \quad (1.15)$$

Проверка материального баланса:

$$W = G_H - G_K. \quad (1.16)$$

Если влажность материала выражена от массы абсолютно сухого вещества, то количество удаленной влаги определяется по формуле:

$$W = G_{\text{сух}} \frac{(\omega_H^a - \omega_K^a)}{100}, \quad (1.17)$$

где  $G_{\text{сух}}$  – производительность сушилки по абсолютно сухому материалу, кг/с;  
 $\omega_H, \omega_K$  – начальная и конечная относительная влажность материала, %;  
 $\omega_H^a, \omega_K^a$  – начальная и конечная абсолютная влажность материала, %.

### 1.5.3. Основные параметры сушильного агента

В качестве сушильного агента в сушилках КС могут применяться воздух, топочные газы, теплотехнические параметры которых влияют на интенсивность сушки. Для расчета процесса сушки материалов необходимо знать основные параметры теплоносителя (сушильного агента).

#### Воздух

Влажный воздух представляет собой смесь сухого воздуха и водяных паров. Он характеризуется относительной влажностью, влагосодержанием, теплосодержанием (энтальпией), плотностью и удельным объемом.

Относительную влажность воздуха определяют по формулам:

$$1) \text{ при } t < 100^\circ\text{C} \quad \varphi = \rho_{\text{п}} / \rho_{\text{н}} = p_{\text{п}} / p_{\text{н}}; \quad (1.18)$$

$$2) \text{ при } t > 100^\circ\text{C} \quad \varphi = p_{\text{п}} / B, \quad (1.19)$$

где  $\rho_{\text{п}}$  и  $\rho_{\text{н}}$  – соответственно плотность ненасыщенного и насыщенного пара при температуре смеси;  $p_{\text{п}}$  и  $p_{\text{н}}$  – соответственно парциальное давление ненасыщенного пара и давление насыщенного пара при температуре смеси;  $B$  – барометрическое давление.

Влагосодержание воздуха:

$$x = 0,622 p_{\text{п}} / (B - p_{\text{п}}) = 0,622 p_{\text{н}} \varphi / (B - \varphi p_{\text{н}}). \quad (1.20)$$

При температуре выше  $100^\circ\text{C}$ , когда  $p_{\text{н}} = B$ ,

$$x = 0,622 \varphi / (1 - \varphi). \quad (1.21)$$

Давление насыщенного водяного пара  $p_{\text{н}}$  определяют по таблицам [6].

Энтальпию влажного воздуха представляют как сумму энтальпий сухого воздуха и водяного пара:

$$I = c_{\text{с.в}} t + x i_{\text{п}} \quad (1.22)$$

или, учитывая, что  $i_{\text{п}} = r_0 + c_{\text{пт}} t$ ,

$$I = (c_{\text{с.в}} + c_{\text{п}} x) t + r_0 x = (1,01 + 1,97 x) t + 2493 x, \quad (1.23)$$

где  $c_{\text{с.в}} = 1,01$  кДж/(кг·К) – средняя удельная теплоемкость сухого воздуха при постоянном давлении;  $t$  – температура воздуха,  $^\circ\text{C}$ ;  $i_{\text{п}}$  – удельная энтальпия

перегретого пара, кДж/кг;  $c_{п}=1,97$  кДж/(кг·К) - средняя удельная теплоемкость водяного пара;  $r_0=2493$  кДж/кг - удельная теплота парообразования воды при  $0^{\circ}\text{C}$ . Удельный объем влажного воздуха рассчитывают по формуле:

$$v_{уд} = \frac{RT}{M_{с.в} p_{с.в}} = \frac{8314T}{29p_{с.в}} = \frac{288T}{P - p_{п}}, \quad (1.24)$$

где  $R=8314$  кДж/(моль·К) - универсальная газовая постоянная;  $T$  - температура воздуха, К;  $P$  - общее давление паровоздушной смеси, Па.

Плотность влажного воздуха:

$$\rho_{вл.в} = \frac{3,48 \cdot 10^{-3}}{T} (P - 0,378 p_{п}). \quad (1.25)$$

### Дымовые газы и смеси их с воздухом

В большинстве случаев при сушке влажных материалов в сушильных установках используется смесь дымовых газов с воздухом. Дымовые газы получают при сжигании различных видов топлива.

Теплотворная способность твердого и жидкого топлива рассчитывается по формуле:

$$Q_{н}^p = 339C^p + 1030H^p - 108,9(O^p - S^p) - 25W^p \text{ кДж/кг}, \quad (1.26)$$

где  $C^p, H^p, O^p, S^p, W^p$  - составляющие элементы рабочего топлива, %.

Теплотворная способность газообразного топлива:

$$Q_{нв}^p = 358,2CH_4 + 637,5C_2H_6 + 912,5C_3H_8 + 1186,5C_4H_{10} + 1460,8C_5H_{12} \text{ кДж/м}^3. \quad (1.27)$$

В формуле (1.26) составляющие газообразного топлива выражены в процентах по объему.

Для различных видов топлив состав и теплотворная способность приведены в приложении (табл.5-7, 9).

Высшая теплотворная способность газообразного топлива:

$$Q_{в}^p = Q_{н}^p + 2514 \sum \frac{0,09}{12x + y} C_x H_y \text{ кДж/кг}, \quad (1.28)$$

где  $Q_{н}^p$  - количество тепла, выделяющееся при сжигании 1 кг топлива.

$$Q_{н}^p = \frac{Q_{нв}^p}{\rho_{г}} \text{ кДж/кг}, \quad (1.29)$$

где  $\rho_{г}$  - плотность газообразного топлива.

$$\rho_{г} = \frac{\sum C_x H_y M_i}{v_o} \frac{T_o}{T_o + t_{г}} \text{ кг/м}^3, \quad (1.30)$$

где  $M_i$  - мольная масса  $i$ -го компонента топлива, кмоль/кг;  $t_{г}$  - температура топлива,  $^{\circ}\text{C}$ ;  $v_o$  - мольный объем, равный  $22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}$ ;  $x$  и  $y$  - соответствуют индексам при C и H (например, для  $\text{CH}_4$  -  $x=1, y=4$ ).

Теоретический расход воздуха, необходимый для сжигания 1кг твердого или жидкого топлива, определяется исходя из реакции процесса горения:

$$L_o = 0,115C^p + 0,343H^p + 0,43(S^p - O^p) \text{ кг/кг.} \quad (1.31)$$

Расход воздуха для сжигания 1 кг сухого газообразного топлива:

$$L_o = 1,38(0,0179CO + 0,248H_2 + 0,44H_2S + \sum \left( \frac{x + \frac{y}{4}}{12x + 4} C_xH_y - O_2 \right)) \text{ кг/кг,} \quad (1.32)$$

где CO, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, C<sub>x</sub>, H<sub>y</sub>, O<sub>2</sub>- количества составляющих газообразного топлива, мас. %.

При отсутствии точных данных о характере соединений углеводородов (C<sub>x</sub>H<sub>y</sub>) их принимают состоящими целиком из этилена (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>).

Для приближенных расчетов коэффициент избытка воздуха при горении можно принять по практическим данным из справочной литературы в зависимости от вида топлива и способа его сжигания.

Так, например, коэффициент избытка воздуха: для твердых топлив (каменный уголь, антрацит) - α=1,2÷1,25; для мазута - α=1,15; для природного газа - α=1,15.

Количество сухих газов, получаемых при сжигании 1кг:

– твердого или жидкого топлива:

$$L_{сг} = 1 + \alpha L_o - \frac{9H^p + W^p}{100} \text{ кг/кг;} \quad (1.33)$$

– газообразного топлива:

$$L_{сг} = 1 + \alpha L_o + \sum \frac{0,09}{12x + y} C_xH_y \text{ кг/кг.} \quad (1.34)$$

В этих выражениях C<sub>x</sub>H<sub>y</sub> - количество составляющих газа, мас. %.

Количество водяных паров при сжигании:

– твердого и жидкого топлива:

$$L_{вп} = \frac{9H^p + W^p}{100} + \alpha L_o x_o \text{ кг/кг;} \quad (1.35)$$

– газообразного топлива:

$$L_{вп} = \alpha L_o x_o + \sum \frac{0,09}{12x + y} C_xH_y \text{ кг/кг,} \quad (1.36)$$

где x<sub>o</sub>- влагосодержание атмосферного воздуха кг/кг.

Влагосодержание дымовых газов:

$$x_{г} = \frac{L_{вп}}{L_{сг}} \text{ кг/кг,} \quad (1.37)$$

Температура горения топлива  $t_T$  определяется по  $I-t$  диаграмме, исходя из теплосодержания дымовых газов [4]:

$$I_T = \frac{Q_H^P \eta_T + c_T t_T + \alpha L_o I_o}{L_{cr}} \text{ кДж/кг}, \quad (1.38)$$

где  $\eta_T$  - КПД топки, обычно принимается  $\eta_T=0,95$ ;  $c_T$  - удельная теплоемкость топлива, кДж/(кг·К);  $t_T$  - температура топлива, °С;  $I_o$  - теплосодержание атмосферного воздуха, кДж/кг.

По найденным значениям влагосодержания  $x_T$  и температуры  $t_T$  на диаграмме  $I-x$  находим положение точки F, которая характеризует состояние дымовых газов на выходе из топки (рис. 1.18).

Очень часто процесс сушки влажных материалов ведут при более низких температурах, чем температура дымовых газов.

Для получения низких температур дымовые газы смешиваются в камере смешения с атмосферным воздухом.

Общее количество сухих газов, получаемых при сжигании 1кг топлива и разбавлении топочных газов атмосферным воздухом до температуры сушильного агента  $t_1 = t_{cm}$ , можно определить по формулам:

– для твердого и жидкого топлива:

$$L_{cr}^{cm} = 1 + \alpha_{общ} L_o - \frac{9H^P + W^P}{100} \text{ кг/кг}, \quad (1.39)$$

– для газообразного топлива:

$$L_{cr}^{cm} = 1 + \alpha_{общ} L_o - \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y \text{ кг/кг}, \quad (1.40)$$

где  $\alpha_{общ}$  - общий коэффициент избытка воздуха, показывающий отношение действительного количества воздуха, введенного в топочное устройство и камеру смешения к теоретически необходимому количеству воздуха для горения.

Коэффициенты избытка воздуха рассчитываются по формулам:

– для твердого и жидкого топлива:

$$\alpha_{общ} = \frac{Q_B^P \eta_T + c_T t_T - \left(1 - \frac{9H^P + W^P}{100}\right) c_T t_T - \frac{9H^P + W^P}{100} i_{п}}{L_o (c_{c,r} t_1 + i_{п} x_o - I_o)} \text{ кг/кг}, \quad (1.41)$$

– для газообразного топлива:

$$\alpha_{общ} = \frac{Q_B^P \eta_T + c_T t_T - \left(1 - \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y\right) c_{c,r} t_1 - \left(\sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y\right) i_{п}}{L_o (c_{c,r} t_1 + i_{п} x_o - I_o)} \text{ кг/кг}, \quad (1.42)$$

где  $t_1$  - температура сушильного агента, °С;  $i_{п}$  - теплосодержание водяного пара при температуре  $t_1$ , кДж/кг;  $c_{с.г}$  - удельная теплоемкость сушильного агента, кДж/(кг·К), принимается равной теплоемкости воздуха.

Количество водяных паров при сжигании 1 кг:

– твердого и жидкого топлива:

$$L_{вп}^{см} = \alpha_{общ} L_o x_o + \frac{9H^p + W^p}{100} \quad \text{кг/кг}, \quad (1.43)$$

– для газообразного топлива:

$$L_{вп}^{см} = \alpha_{общ} L_o x_o + \sum \frac{0,09y}{12x + y} \quad \text{кг/кг}. \quad (1.44)$$

Влагосодержание газа на входе в сушильный барабан:

$$x_{1см} = \frac{L_{вп}^{см}}{L_{сг}^{см}} \quad \text{кг/кг}. \quad (1.45)$$

Теплосодержание (энтальпия) газов на входе в сушильный барабан:

$$I_{1см} = \frac{Q_n^p \eta_T + c_T t_T + \alpha_{общ} L_o I_o}{L_{сг}^{см}} \quad \text{кДж/кг}. \quad (1.46)$$

Так как физические свойства газовой смеси в данном случае практически мало отличаются от физических свойств воздуха, то в дальнейших расчетах можно использовать диаграмму  $I - x$  и физические параметры воздуха.

По найденным значениям влагосодержания  $x_{1см}$  и теплосодержания  $I_{1см}$  на диаграмме  $I - x$  находим точку М (рис.1.18), которая характеризует состояние смеси дымовых газов с воздухом на входе в сушилку .

#### 1.5.4. Построение процесса сушки на $I - x$ диаграмме влажного воздуха

На рисунке 1.18 изображено построение сушки с применением дымовых (топочных) газов в смеси с воздухом и использованием  $I - x$  диаграммы:

Топочные газы в смеси с воздухом поступают в сушилку из камеры смешения топки.

Линия |АВ| - отражает процесс смешения топочных газов и атмосферного воздуха.

Линия |ВС<sub>1</sub>| - характеризует теоретический процесс сушки, протекающий по линии постоянного теплосодержания.

Линия |ВС| - иллюстрирует действительный процесс сушки.

Сушильный агент в  $I-x$  диаграмме характеризуется следующими параметрами:

- влагосодержанием  $x$ ;
- относительной влажностью  $\varphi$  ;
- теплосодержанием  $I$ ;

- температурой  $t$ ;
- парциальным давлением  $p_{\text{пар}}$ .

Рассмотрим построение и физическое значение каждой из точек, нанесенных на  $I - x$  диаграмме:

Положение точки  $A$  определяется пересечением линий  $\varphi_0$  и  $t_0$  и характеризует состояние атмосферного воздуха. Обычно значения параметров  $\varphi_0$  и  $t_0$  выбираются в зависимости от местности и времени года. Для дальнейших расчетов процесса сушки следует определить параметры воздуха:  $I_0$  и  $x_0$ .

Положение точки  $F$  (рис.1.18) определяется пересечением линий  $I_T$  и  $t_T$  и характеризует состояние топочных газов после сгорания топлива в топке.

Положение точки  $B$  характеризует вход газа в сушилку и определяется в сушильном варианте с дымовыми газами пересечением линий  $|AF|$  и изотермы  $t_1=t_{1\text{см}}$  или по рассчитанным параметрам газовой смеси:  $I_{1\text{см}}$  и  $x_{1\text{см}}$ .

Далее следует определить параметры газа:  $I_1=I_{1\text{см}}$  и  $x_1$ .

Положение точки  $C_1$  определяется пересечением линий  $I_1$  и  $t_2$  и характеризует состояние газа теоретического процесса сушки на выходе из сушилки.

Для построения действительного процесса сушки в  $I-x$  диаграмме следует рассчитать величину  $\Delta$ , которая определяет отклонение действительного процесса от теоретического.

Составим внутренний тепловой баланс сушилки:

$$\Delta = q_{\text{доп}} + c_{\text{вл}} t_{\text{мн}} - (q_{\text{мат}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{пот}}), \quad (1.47)$$

где  $q_{\text{доп}}$  - удельный тепловой поток, сообщаемый дополнительными источниками теплоты, установленными в сушилке (принимаем  $q_{\text{доп}} \approx 0$ );  $c_{\text{вл}}$  - массовая теплоемкость влаги во влажном материале при начальной температуре материала  $t_{\text{мн}}$ , Дж/(кг·К);  $q_{\text{мат}}$  - удельный расход теплоты, идущей на нагрев влажного материала, Дж/(кг·К);

$$q_{\text{мат}} = \frac{G_{\text{к}} c_{\text{м}} (t_{\text{м}}^{\text{к}} - t_{\text{м}}^{\text{н}})}{W}, \quad (1.48)$$

где  $c_{\text{м}}$  - теплоемкость влажного материала на выходе из сушилки, Дж/(кг·К).

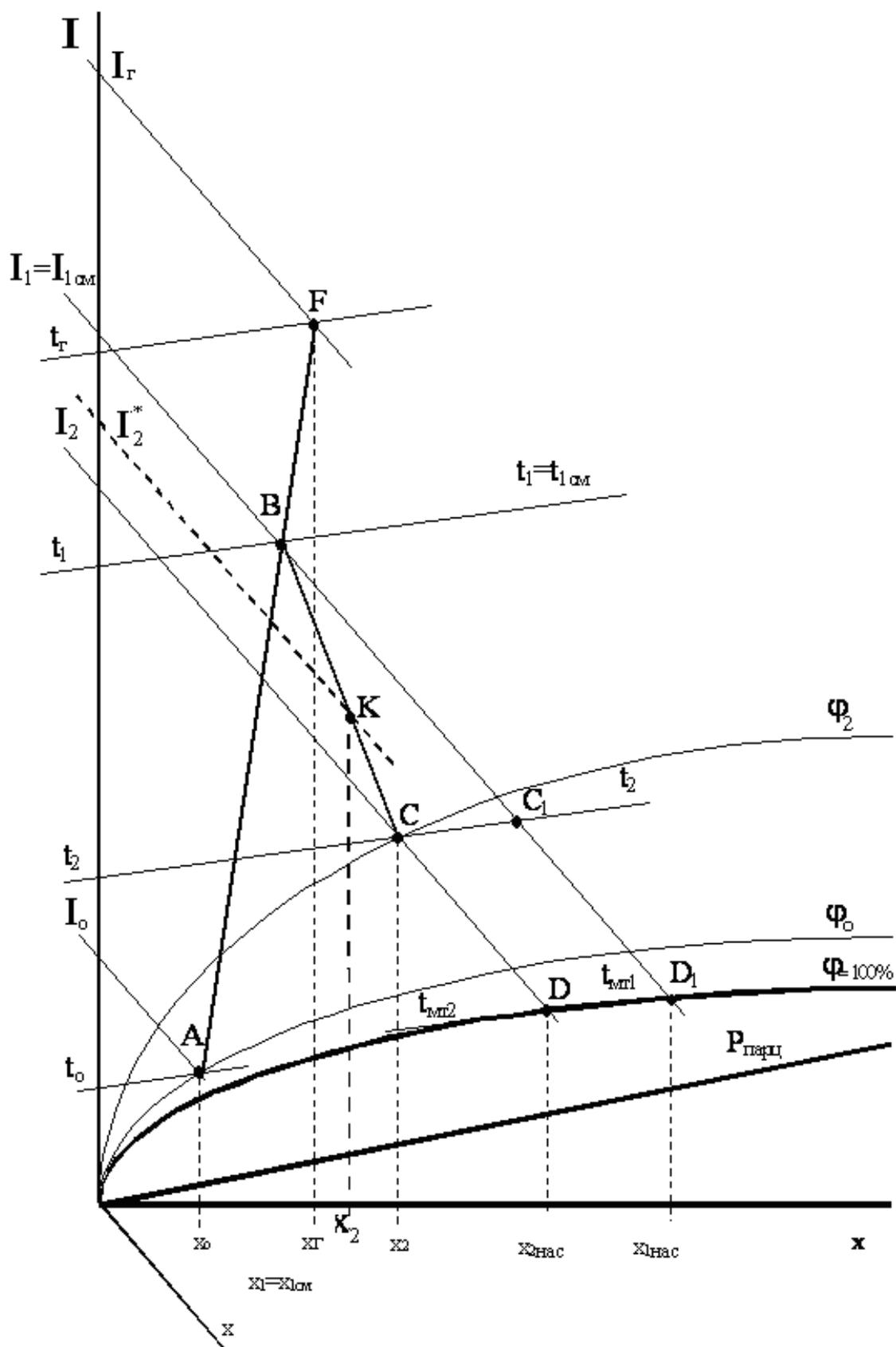


Рис.1.18. Изображение процесса сушки дымовыми газами на  $I-x$  диаграмме

$$c_m = \frac{c_{\text{сух.м}}(100 - \omega_k)}{100} + \frac{c_{\text{вл}} \omega_k}{100}, \quad (1.49)$$

где  $c_{\text{сух.м}}$  - теплоемкость абсолютно сухого материала, Дж/(кг·К).

Конечную температуру материала  $t_{\text{МК}}$  можно определить, приравняв ее температуре мокрого термометра на входе в сушилку (т.В), т.е.  $t_{\text{МК}} = t_{\text{МТ1}}$ .

$q_{\text{тр}}$  - удельный расход теплоты на нагрев транспортных устройств, Дж/кг влаги. Принимаем  $q_{\text{тр}} = 0$ .

$q_{\text{пот}}$  - потерями теплоты в окружающую среду задаются. Принимаем величину тепловых потерь в окружающую среду равной 10 – 15% от расхода тепла на нагрев материала и испарение влаги.

Обычно для сушилок принимают  $q_{\text{пот}} = 120 \div 240$  кДж/кг влаги.

Величину  $\Delta$  можно определить также по уравнению:

$$\Delta = \frac{I_2 - I_1}{x_2 - x_1} \quad \text{Дж/кг влаги.} \quad (1.50)$$

Теплосодержание воздуха на выходе из сушилки:

$$I_2 = I_1 + \Delta(x_2 - x_1). \quad (1.51)$$

Если величина  $\Delta < 0$ , то линия  $|BC|$ , характеризующая действительный процесс, расположится ниже линии теоретического процесса  $|BC_1|$ , т.к.  $I_1 > I_2$ .

Если  $\Delta > 0$ , то линия  $|BC|$  расположится выше линии  $|BC_1|$ , т.к.  $I_1 < I_2$ . При данном условии следует установить дополнительный источник теплоты -  $q_{\text{доп}}$ .

Для построения действительного процесса сушки необходимо определить положение точки К в I - x диаграмме.

Принимаем  $x_2^*$  в пределах влагосодержания от  $x_1$  до  $x_2^T$ , т.е.  $x_2^* \approx (0,5 \div 0,6) x_2^T$ , где  $x_2^T$  - влагосодержание газа теоретического процесса сушки на выходе из сушилки (точка  $C_1$ ).

Теплосодержание газа при  $x_2^*$  определяем по соотношению

$$I_2^* = I_1 + \Delta(x_2^* - x_1). \quad (1.52)$$

Таким образом, положение точки К определяется перенесением линии влагосодержания  $x_2^*$  и изоэнтальпой  $I_2^*$ .

Положение точки С определяется пересечением изотермы  $t_2$  и продолжением линии  $|BK|$  и отражает состояние газа действительного процесса сушки на выходе из сушилки.

Для дальнейших расчетов процесса следует в точке С определить по I-x диаграмме параметры выходящего газа: влагосодержания  $x_2$  и теплосодержания  $I_2$ .

Удельный расход сухих газов на 1кг испаренной влаги:

$$\ell = \frac{1}{x_2 - x_1}. \quad (1.53)$$

Расход сухого газа:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1}. \quad (1.54)$$

Удельный расход теплоты на 1 кг испаренной влаги:

$$q = \ell (I_1 - I_2). \quad (1.55)$$

Полные расходы сухих газов и теплоты:

$$L = \ell W; \quad (1.56)$$

$$Q = qW. \quad (1.57)$$

Расход топлива, сжигаемого в топке:

$$B = \frac{qW}{Q_B^p \eta_T}. \quad (1.58)$$

### 1.5.5. Тепловой баланс сушильной установки

Тепловой баланс составляется из отдельных статей прихода и расхода теплоты.

#### Приход теплоты

1. Физическая теплота топлива:

$$Q_T = B c_T t_T, \quad (1.59)$$

где  $c_T$  – удельная теплоемкость топлива, кДж/кг;  $t_T$  – начальная температура топлива, °С.

2. Теплота, вносимая топливом при его сжигании:

$$Q_T^{сж} = B Q_H^p. \quad (1.60)$$

3. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на горение топлива:

$$Q_B^{гоп} = \alpha L_o B c_B t_o, \quad (1.61)$$

где  $c_B$  – удельная теплоемкость воздуха при начальной температуре  $t_o$ , кДж/(кг·К).

4. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на смешение с дымовыми газами:

$$Q_B^{см} = I_o L_{1см} B. \quad (1.62)$$

5. Теплота, вносимая влагой материала:

$$Q_{вл} = W c_{вл} \theta_1, \quad (1.63)$$

где  $c_{вл}$  – удельная теплоемкость влаги при начальной температуре  $\theta_1$ , кДж/кг.

6. Теплота, вносимая с материалом:

$$Q_{M1} = G_2 c_M \theta_1 . \quad (1.64)$$

### Расход теплоты

1. Теплота с отходящими газами:

$$Q_{2cM} = L_{CT}^{CM} I_2 B . \quad (1.65)$$

2. Теплота с высушенным материалом:

$$Q_{M2} = G_2 c_M \theta_2 . \quad (1.66)$$

3. Потери теплоты в топке:

$$Q_T = B Q_H^P (1 - \eta_T) . \quad (1.67)$$

4. Потери в окружающую среду:

$$Q_{пот} = q_{пот} W . \quad (1.68)$$

## 1.6. Пример расчёта сушилки кипящего слоя для сушки кварцевого песка смесью дымовых газов и воздуха

### 1.6.1. Исходные данные

Высушенный материал – кварцевый песок.

Производительность по высушенному материалу,  $G_k = 9000$  кг/ч.

Влажность материала: начальная,  $\omega_n = 14$  мас.%;  
конечная,  $\omega_k = 0,6$  мас.%.  
Размер частиц песка:  $d_{ч} = 1,0$  мм.

Температура влажного материала: начальная  $t_M^H = 15$  °С;  
конечная  $t_M^K = 90$  °С.

Теплоемкость сухого материала  $c_M = 0,8$  кДж/кг·°С.

Плотность материала: истинная  $\rho = 1500$  кг/м<sup>3</sup>;  
насыпная  $\rho_{нас} = 1200$  кг/м<sup>3</sup>.

Сушильный агент – смесь дымовых газов с воздухом.

Температура воздуха: на входе  $t_r^H = 400$  °С;  
на выходе  $t_r^K = 95$  °С.

Параметры наружного воздуха:

температура  $t_0 = 20$  °С;  
относительная влажность  $\varphi_0 = 72$  %;  
влагосодержание  $d_0 = 9,3$  г/кг сух. воз.

### 1.6.2. Расчет материального баланса

Производительность установки по влажному материалу:

$$G_n = G_k \frac{(100 - \omega_k)}{(100 - \omega_n)} = 2,5 \frac{(100 - 0,6)}{(100 - 14)} = 2,89 \text{ кг/с},$$

где  $G_k$  – производительность по сухому материалу,  $G_k = 9000 \text{ кг/ч} = 2,5 \text{ кг/с}$ .

Количество влаги, удаляемой в процессе сушки:

$$W = G_k \frac{(\omega_n - \omega_k)}{(100 - \omega_n)} = 2,5 \frac{(14 - 0,6)}{(100 - 14)} = 0,389 \text{ кг/с}.$$

Проверка материального баланса:

$$W = G_n - G_k = 2,89 - 2,5 = 0,39 \text{ кг/с}.$$

### 1.6.3. Расчет основных параметров сушильного агента

В качестве топлива используется сухой природный газ Ставропольского месторождения следующего состава (в об. %).

$\text{CH}_4 = 98$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6 = 0,3$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8 = 0,1$ ,  $\text{C}_4\text{H}_{10} = 0,1$ ,  $\text{CO}_2 = 0,3$ ,  $\text{N}_2 = 1,2$ .

Теоретическое количество сухого воздуха, затрачиваемое на сжигание 1 кг топлива:

$$L_0 = 138 \left( 0,0179 \text{ CO} + 0,248 \text{ H}_2 + 0,44 \text{ H}_2\text{S} + \sum \left( \frac{m + \frac{n}{4}}{12m + n} C_m H_n \right) \right);$$

$$L_0 = 138 \left( 0,0179 \cdot 0 + 0,248 \cdot 0 + 0,44 \cdot 0 + \frac{1 + \frac{4}{4}}{12 \cdot 1 + 4} \cdot 0,98 + \frac{2 + \frac{6}{4}}{12 \cdot 2 + 6} \cdot 0,003 + \frac{3 + \frac{8}{4}}{12 \cdot 3 + 8} \cdot 0,001 + \frac{4 + \frac{10}{4}}{12 \cdot 4 + 10} \cdot 0,001 \right) = 16,98 \text{ кг/кг};$$

Количество тепла  $Q_{\text{H}}^{\text{p}}$ , выделяющееся при сжигании 1 м<sup>3</sup> газа:

$$Q_{\text{H}}^{\text{p}} = 0,98 \cdot 35741 + 0,003 \cdot 63797 + 0,001 \cdot 91321 + 0,001 \cdot 118736 = 35427,6 \text{ кДж/м}^3,$$

где 35741, 63797, 91321, 118736 – тепловые эффекты реакций  $\left( \frac{\text{кДж}}{\text{м}^3} \right)$  горения метана ( $\text{CH}_4$ ), этана ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), пропана ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), бутана ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ) соответственно.

Плотность газообразного топлива:

$$\rho_{\text{T}} = \frac{\sum C_m H_n M_i}{V_0} \frac{T_0}{T_0 t_{\text{T}}};$$

где  $M_i$  – мольная масса топлива, кмоль / кг ;

$t_T$  – температура топлива –  $20^\circ\text{C}$  ;

$V_0$  – мольный объем, равный  $22,4 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль}}$  ;

$$\rho_T = \frac{(0,98 \cdot 16 + 0,003 \cdot 30 + 0,001 \cdot 58 + 0,001 \cdot 44 + 0,012 \cdot 28 + 0,003 \cdot 44)}{22,4} \frac{273}{273 + 20} = 0,68 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

Количество теплоты, выделяющейся при сжигании 1 кг топлива:

$$Q_H^p = \frac{Q_{HV}^p}{\rho_T} = \frac{35427,6}{0,68} = 52122,41 \text{ кДж / кг};$$

Масса сухого воздуха, подаваемого в топку (в расчете на 1 кг сжигаемого топлива), определяется общим коэффициентом избытка воздуха  $\alpha_{\text{общ}}$ , необходимого для сжигания топлива и разбавления топочных газов до температуры смеси  $400^\circ\text{C}$ . Значения  $\alpha_{\text{общ}}$  находим из уравнений материального и теплового балансов .

Уравнение материального баланса:

$$1 + L_0 = L_{\text{сг}} + \sum \frac{9 \cdot n}{12 \cdot m + n} C_m \cdot H_n;$$

$L_{\text{сг}}$  – масса сухих газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива.

Уравнение теплового баланса.

$$Q_H^p \eta_T + c_T \cdot t_T + \alpha_{\text{общ}} \cdot L_0 \cdot I_0 = (L_{\text{сг}} + L_0(\alpha_{\text{общ}} - 1)) i_{\text{сг}} + \left( \alpha_{\text{общ}} \cdot L_0 \cdot x_0 + \sum \frac{9n}{12m+n} C_m H_n \right) i_n$$

где  $\eta_T$  – общий КПД, учитывающий эффективность работы топки и потери тепла в окружающую среду, принимаем равным 0,95;

$c_T$  – теплоемкость газообразного топлива, при температуре  $t_T = 20^\circ\text{C}$ ,  $c_T = 1,34 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$  ;

$I_0$  – энтальпия свежего воздуха,  $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ,  $I_0 = 41,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  при температуре  $20^\circ\text{C}$  ;

$i_{\text{сг}}$  – энтальпия сухих газов,  $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;  $i_{\text{сг}} = c_{\text{сг}} \cdot t_{\text{сг}} = 1,05 \cdot 400 = 420 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$  ;

$c_{\text{сг}}$  – теплоемкость сухих газов,  $c_{\text{сг}} = 1,05 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$  ;

$t_{\text{сг}}$  – температура сухих газов  $t_{\text{сг}} = 400^\circ\text{C}$  ;

$x_0$  – влагосодержание свежего воздуха  $x_0 = 0,0093$  кг влаги/кг сух.воз. при температуре  $t = 20^\circ\text{C}$  и относительной влажности  $\phi = 72\%$  ;

$i_n$  – энтальпия водных паров,  $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ :  $i_n = r_0 + c_n \cdot t_n$  ;

$r_0$  – теплота испарения воды при температуре  $0^\circ\text{C}$ , принимаем  $2500 \text{ кДж/кг}$  ;

$c_n$  – средняя теплоемкость водяных паров  $c_n = 1,97 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  ;

$t_{\text{п}}$  – температура водяных паров;

$$t_{\text{п}} = t_{\text{сг}} = t_{\text{см}} = 400 \text{ }^{\circ}\text{C};$$

$$i_{\text{п}} = 2500 + 1,97 \cdot 400 = 3288 \text{ кДж/кг};$$

Решая совместно уравнения теплового и материального баланса, получим:

$$Q_{\text{н}}^{\text{п}} \eta_{\text{T}} + c_{\text{T}} t_{\text{T}} - i_{\text{сг}} \left(1 - \sum \frac{9n}{12m+n} C_{\text{м}} H_{\text{н}}\right) - \alpha_{\text{общ}} = \frac{-i_{\text{п}} \sum \frac{9n}{12m+n} C_{\text{м}} H_{\text{н}}}{L_0 (i_{\text{сг}} + i_{\text{п}} x_0 - I_0)};$$

Пересчитаем содержание компонентов топлива, при сгорании которых образуется вода, из объемных долей в массовые:

$$\text{CH}_4 = \frac{0,98 \times 16 \times 273}{22,4 \times 0,6797 \times (273 + 20)} = 0,9596;$$

$$\text{C}_2\text{H}_6 = \frac{0,03 \cdot 30 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,6797 (273 + 20)} = 0,0055;$$

$$\text{C}_3\text{H}_8 = \frac{0,001 \cdot 44 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,6797 (273 + 20)} = 0,0027;$$

$$\text{C}_4\text{H}_{10} = \frac{0,001 \cdot 58 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,6797 (273 + 20)} = 0,0035;$$

Количество влаги, выделяющейся при сгорании 1 кг топлива:

$$\sum \frac{9n}{12 \cdot m + n} C_{\text{м}} H_{\text{н}} = \frac{9 \cdot 4}{12 \cdot 4} 0,9596 + \frac{9 \cdot 6}{12 \cdot 2 + 6} 0,0055 + \frac{9 \cdot 8}{12 \cdot 3 + 8} 0,0027 + \frac{9 \cdot 10}{12 \cdot 4 + 10} 0,0035 = 2,179 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

Из общего уравнения материального и теплового балансов выразим количество избытка воздуха  $\alpha_{\text{общ}}$ :

$$\alpha_{\text{общ}} = \frac{Q + \eta + C_{\text{T}} \cdot t_{\text{T}} - i_{\text{сг}} \left(1 - \sum \frac{9n}{12m} C_{\text{м}} H_{\text{н}}\right) - i_{\text{п}} \left(\sum \frac{9n}{12m+n} C_{\text{м}} H_{\text{н}}\right)}{L_0 (i_{\text{сг}} + i_{\text{п}} x_0 - I_0)};$$

$$\alpha_{\text{общ}} = \frac{52122,41 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 - 420(1 - 2,179) - 3288 \cdot 2,179}{16,98 \cdot (420 + 3288 \cdot 0,0093 - 41,9)} = 6,18;$$

Общая удельная масса сухих газов, получаемая при сжигании 1 кг топлива и разбавления топочных газов воздухом до температуры смеси 400 °С:

$$L_{\text{сг}}^{\text{см}} = 1 + \alpha_{\text{общ}} \cdot L_0 - \sum \frac{9n}{12 \cdot m + n} \cdot C_{\text{м}} H_{\text{н}} = 1 + 6,18 \cdot 16,98 - 2,179 = 103,75 \text{ кг/кг}.$$

Удельная масса водяных паров в газовой смеси при сжигании 1 кг топлива:

$$L_{\text{п}} = \sum \frac{9n}{12m+n} C_{\text{м}} H_{\text{н}} + \alpha_{\text{общ}} \cdot L_0 \cdot X_0 = 2,179 + 6,18 \times 16,98 \times 0,0093 = 3,15 \text{ кг/кг}.$$

Влагосодержание газов на входе в сушилку ( $x_1 = x_{\text{см}}$ );

$$x_1 = \frac{L_{\text{п}}}{L_{\text{сг}}^{\text{см}}} = \frac{3,15}{103,75} = 0,0304 \text{ кг/кг.}$$

Энтальпия газов на входе в сушилку :

$$I_1 = \frac{Q \eta_{\text{т}} + C_{\text{T}} t_{\text{T}} + \alpha_{\text{общ}} L_0 I_0}{L_{\text{сг}}^{\text{см}}};$$

$$I_1 = \frac{52122,41 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 + 6,18 \cdot 16,98 \cdot 41,9}{103,75} = 519,9 \text{ кДж/кг.}$$

Количество сухих газов, получаемых при сжигании 1 кг газообразного топлива при коэффициенте избытка воздуха  $\alpha = 1,15$ ;

$$L_{\text{сг}} = 1 + \alpha L_0 + \sum \frac{0,09}{12 m + n} C_m H_n \text{ кг,}$$

$$L_{\text{сг}} = 1 + 1,15 \cdot 16,98 + \left( \frac{0,09}{12 + 4} 95,96 + \right.$$

$$\left. + \frac{0,09}{12 \cdot 2 + 6} \cdot 0,55 + \frac{0,09}{12 \cdot 3 + 8} 0,27 + \frac{0,09}{12 \cdot 4 + 10} 0,35 = 21,07 \text{ кг/кг.}$$

Количество водяных паров при сжигании газа:

$$L_{\text{вп}} = \alpha L_0 x_0 + \sum \frac{0,09}{12 m + n} C_m H_n;$$

$$L_{\text{вп}} = 1,15 \cdot 16,98 \cdot 0,0093 + \left( \frac{0,09}{12 + 4} 95,96 + \right.$$

$$\left. \frac{0,09}{12 \cdot 2 + 6} 0,55 + \frac{0,09}{12 \cdot 3 + 8} 0,27 + \frac{0,09}{12 \cdot 4 + 10} 0,35 = 0,7256 \text{ кг/кг};$$

Влагосодержание дымовых газов:

$$x_{\text{г}} = \frac{L_{\text{вп}}}{L_{\text{сг}}} = \frac{0,7256}{21,07} = 0,0344 \text{ кг/кг.}$$

Теплосодержание дымовых газов:

$$I_{\text{г}} = \frac{Q_{\text{н}}^{\text{п}} \eta_{\text{т}} + c_{\text{T}} t_{\text{T}} + \alpha L_0 I_0}{L_{\text{сг}}};$$

$\eta_{\text{т}}$  – КПД топки, принимаем  $\eta_{\text{т}} = 0,95$ ;

$c_{\text{T}}$  – удельная теплоемкость топлива,  $\frac{\text{кДж}}{(\text{кг} \cdot \text{К})}$ ;

$t_{\text{T}}$  – температура топлива, °С ;

$I_0$  – теплосодержание атмосферного воздуха,  $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ ;

$$I_{\text{г}} = \frac{52122,41 \cdot 0,95 + 1,34 \cdot 20 + 1,15 \cdot 16,98 \cdot 41,9}{21,07} = 2390,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}};$$

По  $I - t$  диаграмме находим температуру горения топлива. Она составляет величину  $t_{\text{г}} = 1430$  °С;

По найденным значениям влагосодержания  $x_T$  и температуры  $t_T$  на диаграмме  $I - x$  находим положение точки  $F$ , которая характеризует состояние дымовых газов на выходе из топки.

#### 1.6.4. Построение процесса сушки на $I - x$ диаграмме влажного воздуха

Уравнение внутреннего теплового баланса сушилки:

$$\Delta = q_{\text{доп}} + c_{\text{вл}} \cdot t_{\text{мн}} - (q_{\text{м}} + q_{\text{т.р}} + q_{\text{пот}});$$

где  $q_{\text{доп}}$  – удельный тепловой поток, сообщаемый дополнительными источниками теплоты, установленными в сушилке. Принимаем  $q_{\text{доп}} = 0$ ;

$c_{\text{вл}}$  – массовая теплоемкость влаги во влажном материале при начальной температуре материала  $t_{\text{м}}^{\text{н}}$ ,  $\frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot \text{К})}$ ;

$q_{\text{м}}$  – удельный расход теплоты, идущей на нагрев влажного материала,  $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$

$$q_{\text{м}} = \frac{G_{\text{к}} c_{\text{м}} (t_{\text{м}}^{\text{к}} - t_{\text{м}}^{\text{н}})}{W};$$

где  $c_{\text{м}}$  – теплоемкость влажного материала, на выходе из сушилки,  $\frac{\text{кДж}}{(\text{кг} \cdot \text{К})}$ ;

$$c_{\text{м}} = 0,8 \frac{\text{Дж}}{(\text{кг} \cdot \text{К})};$$

$$q_{\text{м}} = \frac{2,5 \cdot 0,8 (90 - 15)}{0,389} = 385,11 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \text{ влаги}};$$

где  $q_{\text{т.р.}}$  – удельный расход теплоты на нагрев транспортных устройств (в рассматриваемом случае принимаем  $q_{\text{т.р}} = 0$ );

$q_{\text{пот}}$  – потери теплоты в окружающую среду. Обычно  $q_{\text{пот}} = 120 \div 240$ .

Принимаем  $q_{\text{пот}} = 180 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \text{ влаги}};$

Подставив соответствующие значения, получим:

$$\Delta = 0 + 4,19 \cdot 15 - 385,11 - 180 = - 502,26 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \text{ влаги}};$$

Запишем уравнение рабочей линии сушки:

$$\Delta = \frac{I - I_1}{x - x_1} \quad \text{или} \quad I = I_1 + \Delta (x - x_1);$$

Для построения рабочей линии сушки на  $I - x$  диаграмме необходимо знать координаты минимум двух точек. Координаты одной точки  $M$  известны:

$$x_1 = 0,0304 \frac{\text{кг} \text{ влаги}}{\text{кг} \text{ сух. воз.}}, \quad I_1 = 519,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \text{ сух. воз.}};$$

Для нахождения координат второй точки К зададимся произвольным значением  $x_2^*$ . Пусть  $x_2^* = 0,05 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}$ , тогда

$$I_2^* = 519,9 - 502,26 (0,05 - 0,0304) = 510,06 \text{ кДж/кг.}$$

Через две точки М и К на I – x диаграмме с координатами  $x_1, I_1$  и  $x_2^*, I_2^*$  проводим линию сушки до пересечения с заданной конечной температурой теплоносителя  $t_2 = 95 \text{ }^\circ\text{C}$ . В точке пересечения линии сушки с изотермой  $t_2$  находим параметры отработанного сушильного агента  $x_2 = 0,108 \text{ кг/кг}$ ,  $I_2 = 462 \text{ кДж/кг}$ .

Расход сухого газа равен:

$$L_{\text{сг}} = \frac{W}{x_2 - x_1} = \frac{0,3895}{0,108 - 0,0304} = 5,019 \text{ кг/с.}$$

Определим удельный расход теплоты на нагрев материала;

$$q_{\text{м}} = \frac{G_{\text{к}} c_{\text{м}}}{W} (t_{\text{м}}^{\text{к}} - t_{\text{м}}^{\text{н}}) = \frac{2,5 \cdot 0,8}{0,3895} (90 - 15) = 385,11 \text{ кДж/кг влаги.}$$

Построим процесс сушки по I – x диаграмме.

Определим удельный расход сухих газов на 1 кг испаренной влаги:

$$\ell = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{0,108 - 0,0304} = 12,886 \text{ кг/кг влаги.}$$

Удельный расход теплоты на 1 кг испаренной влаги ;

$$q = \ell (I_1 - I_0) = 12,886 (519,9 - 41,9) = 6159,8 \text{ кДж/кг влаги.}$$

Полный расход сухих газов составит:

$$L = \ell W = 12,886 \cdot 0,3895 = 5,019 \text{ кг/с.}$$

Полный расход тепла равен:

$$Q = q \cdot W = 6159,8 \cdot 0,3895 = 2399,24 \text{ кВт.}$$

Расход топлива, сжигаемого в топке, составляет:

$$B = \frac{q W}{Q_{\text{н}}^{\text{р}} \eta_{\text{т}}} = \frac{6159,8 \cdot 0,3895}{52122,41 \cdot 0,95} = 0,048 \text{ кг/с.}$$

### 1.6.5. Тепловой баланс сушилки

Тепловой баланс составляется из отдельных статей прихода и расхода теплоты.

#### Приход теплоты

1. Физическая теплота топлива:

$$Q_T = V c_T t_T = 0,048 \cdot 1,34 \cdot 20 = 1,2 \text{ кВт.}$$

2. Теплота, вносимая топливом при его сжигании:

$$Q_T^{\text{сж}} = V Q_n^{\text{P}} = 0,048 \cdot 52122,4 = 2501,8 \text{ кВт.}$$

3. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на горение топлива:

$$Q_B^{\text{гор}} = \alpha_{\text{общ}} L_0 V c_B t_0 = 6,18 \cdot 16,9 \cdot 0,048 \cdot 1,05 \cdot 20 = 105,3 \text{ кВт.}$$

4. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на смешение с дымовыми газами:

$$Q_{\text{вл}}^{\text{см}} = I_0 L_{\text{сг}}^{\text{см}} V = 41,9 \cdot 103,7 \cdot 0,048 = 208,5 \text{ кВт.}$$

5. Теплота, вносимая влагой материала:

$$Q_{\text{вл}} = W c_{\text{вл}} t_M^{\text{H}} = 0,3895 \cdot 4,19 \cdot 15 = 24,4 \text{ кВт.}$$

6. Теплота, вносимая с материалом:

$$Q_{\text{M1}} = G_2 c_M t_M^{\text{H}} = 2,5 \cdot 0,8 \cdot 15 = 30 \text{ кВт.}$$

#### Расход теплоты

1. Теплота с отходящими газами:

$$Q_{2\text{см}} = L_{\text{сг}}^{\text{см}} I_2 V = 103,75 \cdot 462 \cdot 0,0485 = 2402,4 \text{ кВт.}$$

2. Теплота с высушенным материалом:

$$Q_{\text{M2}} = G_2 C_M t_M^{\text{K}} = 2,5 \cdot 0,8 \cdot 90 = 180 \text{ кВт.}$$

3. Потери теплоты в топке:

$$Q_{\text{пот}}^{\text{T}} = V Q_n^{\text{P}} (1 - \eta_T) = 0,0485 \cdot 52122,41 (1 - 0,95) = 127 \text{ кВт.}$$

4. Потери в окружающую среду:

$$Q_{\text{пот}}^{\text{окр}} = q_{\text{пот}} W = 180 \cdot 0,3895 = 70,3 \text{ кВт.}$$

Результаты расчета сводим в таблицу 1.3.

Таблица 1.3

## Тепловой баланс процесса сушки песка

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
1. Физическая теплота топлива	1,2	0,04	1. Теплота с отходящими газами	2402,4	83,67
2. Теплота, вносимая топливом при его сжигании	2501,8	87,13	2. Теплота с высушенным материалом	180	6,27
3. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемым на горение топлива	105,3	3,67	3. Потери теплоты в топке	127	4,42
4. Теплота, вносимая атмосферным воздухом, подаваемая на смешивание с дымовыми газами	208,5	7,26	4. Потери в окружающую среду	70,3	2,46
5. Теплота, вносимая влагой материала	24,4	0,85	Невязка	+91,2	3,18
6. Теплота, вносимая материалом	30	1,05			
Итого:	2871,2	100	Итого:	2871,2	100

Невязка теплового баланса составляет:

$$\frac{2871,2 - 2780}{2871,2} 100 = 3,18 \%$$

### 1.6.6. Расчет объема газа, выходящего из сушилки

Определим среднее влагосодержание газов в сушилке:

$$x_{cp} = \frac{x_1 - x_2}{2} = \frac{0,0304 - 0,108}{2} = 0,0692 \text{ кг/кг}.$$

Средняя разность температур в сушилке равна:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_1 - t_M^H) - (t_2 - t_M^K)}{2,31 \lg \left( \frac{t_1 - t_M^H}{t_2 - t_M^K} \right)} = \frac{(400 - 15) - (95 - 90)}{2,31 \lg \left( \frac{400 - 15}{95 - 90} \right)} = 87,58 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Средняя температура газа в сушилке

$$t_{cp} = \frac{t_M^H + t_M^K}{2} + \Delta t_{cp} = \frac{15 + 90}{2} + 87,58 = 140,08 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Средний удельный объем влажного газа, приходящегося на 1 кг сухого газа:

$$v_0^{cp} = 4,64 \cdot 10^{-6} (622 + x_{cp})(273 + t_{cp});$$

$$v_0^{cp} = 4,64 \cdot 10^{-6} (622 + 69,2) (273 + 140,08) = 1,32 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Средний удельный вес газа:

$$\gamma_{cp} = \frac{1 + 0,01 x_{cp}}{v_0^{cp}} = \frac{1 + 0,01 \cdot 69,2}{1,32} = 1,28 \text{ кг/м}^3.$$

Средний объем газов, проходящих через сушилку:

$$V_{cp} = B L_{cr}^{cm} v_0^{cp};$$

$$V_{cp} = 0,048 \cdot 103,75 \cdot 1,32 = 6,6 \text{ м}^3/\text{с} = 23664,96 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Количество сухих газов, проходящих через сушилку в течение 1 часа:

$$L_{cp} = \frac{V_{cp}}{v_0^{cp}} = \frac{23664,96}{1,32} = 17928 \text{ кг/ч}.$$

Удельный объем влажного газа, приходящегося на 1 кг сухого, на выходе из сушилки:  $v_0 = 4,64 \cdot 10^{-6} (622 + x_2)(273 + t_2)$ ;

$$v_0 = 4,64 \cdot 10^{-6} (622 + 0,108 \cdot 10^3)(273 + 95) = 1,25 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Количество газа, выходящего из сушилки:

$$V_{rP} = L_{cp} v_0 = 17928 \cdot 1,25 = 22347,1 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

## 1.6.7. Расчет основных характеристик кипящего слоя и размеров сушилки

### Расчет диаметра аппарата

Находим критерий Архимеда

$$Ar = \frac{d^3 \rho g}{v_c^2 \rho_c} = \frac{(1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 1500 \cdot 9,81}{(34 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,68} = 18728;$$

где  $d$  – диаметр частиц,  $d = 1$  мм;

$\rho$  – плотность частиц,  $\rho = 1500$  кг/м<sup>3</sup>;

$v_c$  – динамический коэффициент вязкости,  $v_c = 34 \cdot 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/с;

$\rho_c$  – плотность газа,  $\rho_c = 0,68$  кг/м<sup>3</sup>.

Определяем значение критерия Рейнольдса ( $Re_{кр}$ ):

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}} = \frac{18728}{1400 + 5,22 \sqrt{18728}} = 8,86.$$

Определяем значение начальной скорости псевдоожижения по формуле:

$$W_{кр} = \frac{Re_{кр} v_c}{d} = \frac{8,86 \cdot 34 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 10^{-3}} = 0,3 \text{ м/с}.$$

Для осаждения одиночной частицы определяем значение критерия  $Re_{вит}$  и скорости витания (уноса)  $W_{вит}$ :

$$Re_{вит} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}} = \frac{18728}{18 + 0,61 \sqrt{18728}} = 184,55;$$

$$W_{вит} = \frac{Re_{вит} v_c}{d} = \frac{184,55 \cdot 34 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 10^{-3}} = 6,275 \text{ м/с}.$$

Полученное значение критической скорости частицы, исходя из опытных данных, можно увеличить в 1,5 – 2 раза. Принимаем число псевдоожижения  $K_W = 1,5$ .

Определяем рабочую скорость газа в аппарате:

$$W_{раб} = K_W W_{кр} = 1,5 \cdot 0,3 = 0,45 \text{ м/с}.$$

Количество сушильного агента, поступающего в сушилку, составит:

$$V_c = \frac{L_{сп}}{\rho_c \cdot 3600} = \frac{17928}{0,68 \cdot 3600} = 7,33 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $L_{сп}$  – количество сухих газов, проходящих через сушилку в течение 1 часа;  $\rho_c$  – плотность газа.

Определяем диаметр сушилки по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{V_c}{0,785 W_{раб}}} = \sqrt{\frac{7,33}{0,785 \cdot 0,45}} = 4,7 \text{ м}.$$

### Расчет высоты аппарата

Находим рабочее значение критерия Рейнольдса ( $Re_{\text{раб}}$ ):

$$Re_{\text{раб}} = \frac{W_{\text{раб}} d_{\text{ч}}}{\nu_{\text{с}}} = \frac{0,45 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{34 \cdot 10^{-6}} = 14.$$

Определяем порозность кипящего слоя:

$$\varepsilon_{\text{р}} = \left( \frac{18 Re_{\text{раб}} + 0,36 Re_{\text{раб}}^2}{Ar} \right)^{0,21} = \left( \frac{18 \cdot 14 + 0,36 \cdot 14^2}{18728} \right)^{0,21} = 0,43.$$

Гидравлическое сопротивление аппарата:

$$\Delta p_{\text{апп}} = \Delta p_{\text{реш}} + \Delta p_{\text{сл}},$$

где  $\Delta p_{\text{реш}}$  – сопротивление решетки;

$\Delta p_{\text{сл}}$  – сопротивление слоя.

Определим сопротивление решетки

$$\Delta p_{\text{реш}} = \frac{0,503 \omega_{\text{отв}}^2 \rho_{\text{г}} (1 - \varphi^2)}{C^2},$$

где  $\varphi$  – живое сечение решетки,  $\varphi = 0,03$ ;

$\omega_{\text{отв}}$  – скорость сушильного агента в отверстиях решетки при  $\varphi = 0,03$ ;

$$\omega_{\text{отв}} = \frac{W_{\text{раб}}}{\varphi} = \frac{0,45}{0,03} = 15 \text{ м/с};$$

$c$  – коэффициент, определяется по графику в зависимости от отношения  $\frac{d_0}{\delta_{\text{р}}}$ .

Принимаем диаметр отверстий решетки  $d_0 = 3$  мм, а толщину решетки  $\delta_{\text{р}} = 5$  мм.

Тогда отношение  $\frac{d_0}{\delta_{\text{р}}}$  составит величину  $\frac{d_0}{\delta} = \frac{3}{5} = 0,6$ .

При  $\frac{d_0}{\delta} = 0,6$  по графику (см. рис.1.1) находим значение  $C = 0,73$ .

$$\Delta p_{\text{реш}} = \frac{0,503 \cdot 15^2 \cdot 0,68 (1 - 0,03^2)}{0,73^2} = 144,3 \text{ Па}.$$

Определим поверхность частиц материала в аппарате, необходимую для обеспечения передачи тепла  $Q$ :

$$f = \frac{Q}{\alpha \Delta t_{\text{ср}}},$$

где  $Q$  – расход тепла,  $Q = 2871200$  Вт;

$\alpha$  – коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к частицам материала, Вт/(м<sup>2</sup>·°С). Принимаем значение  $\alpha = 3,26$  Вт/(м<sup>2</sup>·°С).

$$f = \frac{2871200}{3,26 \cdot 87,58} = 10008 \text{ м}^2.$$

Определим заполнение сушилки материалом по формуле:

$$G_3 = \frac{1}{6} d_q \rho f = \frac{1}{6} 1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,9 \cdot 10008 = 2502 \text{ кг.}$$

Находим удельную нагрузку на 1 м<sup>2</sup> решетки:

$$g = \frac{G_3}{F_p},$$

где  $F_p$  – площадь решетки,  $F_p = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 4,7^2}{4} = 17,3 \text{ м}^2$ ;

$$g = \frac{2502}{17,3} = 144,6 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2}.$$

Определим высоту неподвижного слоя:

$$H_0 = \frac{g}{\rho_{\text{нас}}} = \frac{144,6}{1200} = 0,121 \text{ м.}$$

Высота кипящего слоя:

$$H = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_p} = 0,121 \frac{1 - 0,4}{1 - 0,43} = 0,127 \text{ м,}$$

где  $\varepsilon_0$  – порозность слоя,  $\varepsilon_0 = 0,4$ .

Определим среднее время сушки.

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{G_3}{0,5 (G_n + G_k)} = \frac{2502}{0,5 (10404 + 9000)} = 0,26 \text{ ч} \approx 16 \text{ мин.}$$

где  $G_k$  – производительность по сухому продукту, кг/ч;

$G_n$  - производительность по влажному материалу, кг/ч.

Сопротивление кипящего слоя:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \frac{G_3}{F_p} = \frac{2502}{17,3} = 144,6 \text{ Па.}$$

Гидравлическое сопротивление сушилки:

$$\Delta p_{\text{апп}} = 144,3 + 144,6 = 288,9 \text{ Па.}$$

С учетом динамического напора сопротивлений в трубопроводах и циклоне общее сопротивление аппарата увеличивается на 20 %.

$$\Delta p_{\text{общ}} = 1,2 \cdot \Delta p_{\text{апп}} = 1,2 \cdot 289 = 346,8 \text{ Па.}$$

### 1.6.8. Расчет и подбор вспомогательных устройств

#### Топка

Принимаем к установке круглую отдельно стоящую топку.

Определим объем топочного пространства по формуле:

$$V_T = \frac{B Q_H^P}{q};$$

где  $B$  – расход топлива, кг/с;

$Q_H^P$  – низшая теплота сгорания топлива;

$q$  – тепловое напряжение. Для газообразного топлива принимаем

$$q = 1400 \text{ кВт} / \text{м}^3.$$

Тогда объем топочного пространства составит:

$$V_T = \frac{0,048 \cdot 52122,41}{1400} = 1,8 \text{ м}^3.$$

#### Горелка

Принимаем к установке две двухпроводные дутьевые горелки типа ГНП-7.

#### Циклон

Для разделения газовой и твердой фазы выбираем циклон НИИОГаз марки ЦН – 24. По табл.14 (прилож) определяем оптимальную скорость газов в аппарате  $\omega_{\text{опт}}$ . Она составляет  $\omega_{\text{опт}} = 4,5 \text{ м} / \text{с}$ .

Определяем необходимую площадь сечения циклона:

$$F = \frac{V_{\Gamma}^P}{\omega_{\text{опт}}} = \frac{6,2}{4,5} = 1,38 \text{ м}^2,$$

где  $V_{\Gamma}^P$  – количество очищаемого газа при рабочих условиях,

$$V_{\Gamma}^P = 22347,1 \text{ м}^3 / \text{ч} = 6,2 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

Находим диаметр циклона, предварительно задавшись числом циклов  $N$ .

Принимаем  $N = 6$ , тогда

$$D = \sqrt{\frac{F}{0,785 N}} = \sqrt{\frac{1,38}{0,785 \cdot 6}} = 0,54 \text{ м}.$$

Принимаем диаметр циклона равным  $D = 600 \text{ мм}$ .

#### Вентилятор

Определяем напор, развиваемый вентилятором, по формуле:

$$H = \frac{\Delta p_{\text{общ}}}{\rho_r g} = \frac{346,8}{0,68 \cdot 9,81} = 52 \text{ Па} .$$

Определяем мощность, потребляемую вентилятором, по формуле:

$$N_{\text{вал}} = \frac{L_{\text{вл}} \Delta p_{\text{общ}}}{1000 \rho_r \eta_{\text{общ}}} = \frac{6,2 \cdot 346,8}{1000 \cdot 0,68 \cdot 0,6} = 5,3 \text{ кВт},$$

где  $L_{\text{вл}}$  – расход влажного газа,  $\text{кг}/\text{с}$ ;

$$L_{\text{вл}} = V_r^p = 22347,1 \text{ м}^3/\text{ч} = 6,2 \text{ м}^3/\text{с} .$$

$\eta_{\text{общ}}$  - общий КПД воздуходувной машины (0,5 – 0,6). Принимаем  $\eta_{\text{общ}} = 0,6$ .

Находим установочную мощность электродвигателя

$$N_{\text{эл}} = k N_{\text{вал}} = 1,1 \cdot 5,3 = 5,8 \text{ кВт},$$

где  $k$  – коэффициент запаса электродвигателя на пусковой момент,

$$k = 1,1 - 1,25 .$$

По [8] выбираем к установке центробежный вентилятор серии ВРН №14 со следующими характеристиками: расход воздуха – 25000  $\text{м}^3/\text{ч}$ , полное давление 50  $\text{кг}/\text{м}^2$ , КПД = 0,58.

По [8] выбираем электродвигатель типа АО – 63 – 8 мощностью  $N_M = 7 \text{ кВт}$ , скорость вращения вала 735 об/мин,  $\eta_{\text{дв}} = 0,9$ .

### Питатель

Производительность питателя определим по формуле:

$$G = 15 \pi n D_{\text{рот}} L_{\text{рот}} \rho_{\text{нас}} \psi \varphi ,$$

где  $n$  – частота вращения ротора,  $\text{об}/\text{мин}$ ;

$D_{\text{рот}}$  – диаметр ротора, м. Принимаем  $D_{\text{рот}} = 250 \text{ мм}$ ;

$L_{\text{рот}}$  – длина ротора, м. Принимаем  $L_{\text{рот}} = 1200 \text{ мм}$ ;

$\psi$  – коэффициент, характеризующий отношение площади сечения ячеек, к площади окружности ротора,  $\psi = 0,85$ ;

$\varphi$  – коэффициент заполнения ячеек материалом,  $\varphi = 0,85$ ;

$$G = 15 \cdot 3,14 \cdot 0,85 \cdot 0,85 \cdot 250 \cdot 1200 \cdot 10^{-3} \cdot 3,5 \cdot 0,26 = 9290,12 \text{ кг}/\text{ч} .$$

Выбираем секторный (шлюзовой) питатель марки ПШ 1 – 250.

## Глава 2. Обжиг сыпучих материалов в кипящем слое

### 2.1. Общие положения

В настоящее время для обжига сыпучих (мелкозернистых) материалов более целесообразно применять печи с псевдоожиженным слоем, отличающиеся от стандартных подовых печей высокими технико-экономическими показателями.

Особенность обжига в псевдоожиженном слое состоит в том, что при движении нагретого газа через слой мелкозернистого материала происходит непрерывная циркуляция частиц. Большая поверхность соприкосновения их с газовой средой-теплоносителем способствует быстрому протеканию физико-химических процессов, что позволяет осуществлять процесс нагрева в компактных установках при высокой интенсивности.

В зависимости от количества псевдоожиженных слоёв, расположенных в одном агрегате, результаты обжига могут быть различными. В печи с одним псевдоожиженным слоем при работе по непрерывному циклу вследствие неодинакового времени пребывания частиц в камере обжиг протекает неравномерно. Кроме того, всестороннее перемешивание твёрдой и газовой фаз в псевдоожиженном слое препятствует противотоку между ними, что, как известно, ухудшает тепло- и массообмен в процессе нагрева.

Указанные отрицательные стороны псевдоожиженного слоя в значительной мере устраняются, если применять ступенчатое псевдоожижение. В этом случае движение материала в печи осуществляется путём последовательного перетока через порог каждой камеры навстречу газовому потоку, что способствует более равномерному обжигу при экономичном использовании тепла.

### 2.2. Основы расчета процесса обжига в установках с кипящим слоем

Основные типы высокотемпературных установок с псевдоожиженным слоем (обжиговые печи) работают преимущественно при непрерывной подаче и выгрузке материала. В зависимости от материала тепловые процессы могут сопровождаться различными химическими процессами. Например, обжиг известняка и других материалов — эндотермические реакции, понижающие температуру процесса. В общем виде процесс теплообмена в этом случае выразится следующим уравнением:

$$Q = F_t \alpha \Delta t - (q_{вн} - q_n). \quad (2.1)$$

Теплообмен в псевдоожиженном слое можно представить также в виде уравнения теплового баланса:

$$Q = 3600 F_t W_r \rho_r C_r (t_r' - t_r'') - (q_{вн} - q_n), \quad (2.2)$$

где  $Q$  — количество тепла, передаваемого слою, кДж/ч (Вт);

$F_T$  — суммарная поверхность теплообмена частиц, одновременно находящихся в слое, определяется по формуле,  $m^2$ :

$$F_T = \frac{6G_M}{\rho_m d_p}, \quad (2.3)$$

где  $\alpha$  — суммарный коэффициент теплообмена между газом и средой, учитывающий все его виды: кондуктивный, конвективный и лучистый;

$\Delta t$  — средняя разность температур между частицами и газом,  $^{\circ}C$ ;

$t'_r, t''_r$  — температура газа на входе в слой и на выходе из него,  $^{\circ}C$ .

Для теплового расчета установки необходимо знать значения коэффициентов теплообмена и средние разности температур между газом и частицами. Приближенное значение коэффициента теплообмена можно найти по уравнению:

$$Nu = 1,25 \cdot 10^{-3} Re^{1,46}. \quad (2.4)$$

Температурный напор в псевдооживленном слое рассчитывается по формуле:

$$\Delta t = \frac{(t'_r - t'_m) - (t''_r - t''_m)}{\ln \frac{(t'_r - t'_m)}{(t''_r - t''_m)}}, \quad (2.5)$$

где  $t'_m, t''_m$  - начальная и конечная температура материала,  $^{\circ}C$ .

Если учитывать, что температура частиц в слое равна температуре материала на выходе из аппарата, то уравнение теплообмена будет следующим:

$$q = \alpha F_1 \Delta t \tau_{cp} = \frac{3\alpha}{\rho_m R} (t_r - t_{cp}) \tau_{cp}, \quad (2.6)$$

где  $F_r = \frac{3}{\rho_m R}$  — поверхность частиц 1 кг материала;

$R$  — радиус частицы;

$\tau_{cp}$  — среднее время пребывания слоя в печи;

$t_{cp}$  — средняя температура частиц.

Так как

$$q = C_m (t_{cp} - t'_m); \quad (2.7)$$

то

$$\tau_{cp} = \frac{C_m \rho_m R (t_{cp} - t'_m)}{3\alpha (t_r - t_{cp})}. \quad (2.8)$$

В промышленных установках целесообразно применять высокие псевдооживленные слои, которые обеспечивают достаточную тепловую инерцию слоя, необходимую для устойчивой работы печи. Так как теплообмен в

псевдооживленном слое протекает интенсивно, то конечной разностью температур среды и материала ( $\Delta t$ ) можно пренебречь. Поэтому в данном случае нет необходимости пользоваться уравнением теплообмена, обусловленным значением коэффициента теплоотдачи, а можно ограничиться расчетом по материальному и тепловому балансу.

Конструирование высокотемпературных установок с псевдооживленным слоем связано с вопросом утилизации физического тепла газов, неиспользованных в процессе нагрева материала. Для этого, как указывалось выше, устраивают несколько последовательно расположенных слоев по высоте аппарата.

Теплотехническая характеристика многокамерного аппарата печи обуславливается распределением температур в псевдооживленных слоях. В зависимости от их значений устанавливается оптимальное количество камер, при которых достигается максимальное использование тепла в процессе нагрева. Для расчета температур удобно пользоваться графоаналитическим способом, разработанным В. М. Дементьевым [9], основанном на анализе тепловых балансов отдельных псевдооживленных слоев. Методика расчета состоит в следующем.

Составляют тепловые балансы камер печи. Уравнение теплового баланса для основной камеры нагрева (обжига) :

$$(G_r Q_r - G_r V_g c_r t_1) \eta_n = [c_m (t_1 - t_2) + q_{вн}] G_m. \quad (2.9)$$

Уравнение теплового баланса для первой камеры подогрева

$$[G_r V_g c_r (t_1 - t_2) + G_m m c_c (t_1 - t_2)] \eta_n = G_m c_m (t_2 - t_3). \quad (2.10)$$

Уравнения теплового баланса печи в общем виде:

$$\left( \frac{G_r}{G_m} \right)_1 = \frac{c_m (t_1 - t_2) + q_{вн}}{(Q - V_g c_r t_1) \eta_n}, \quad (2.11)$$

$$\left( \frac{G_r}{G_m} \right)_i = \frac{c_m (t_1 - t_{i+1}) + q_{вн}}{V_g c_r \eta_n (t_{i-1} - t_i)} - \frac{m c_c}{V_g c_r}. \quad (2.12)$$

При наличии в аппарате камеры для охлаждения материала и подогрева воздуха тепловой баланс ее выражается уравнением :

$$G_r L_g c_b (t_{охл} - t_0) = 0,56 G_m c'_m (t_1 - t_{охл}) \eta_n. \quad (2.13)$$

Откуда при  $t_0 \approx 0 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$t_{охл} = \frac{t_1}{\frac{G_r L_g c_b}{G_m} \frac{1}{0,56 c'_{обж} \eta_n} + 1}. \quad (2.14)$$

Вводя поправку на физическое тепло воздуха в это уравнение, получим

$$\frac{G_r}{G_m} = \frac{c_m (t_1 - t_2) + q_{вн}}{(Q - V_g c_r t_1 + L_g c_b t_{охл}) \eta_n}. \quad (2.15)$$

Во всех уравнениях, приведенных выше:

$Q_r$  — теплотворность топлива (газа);

$V_g$ — количество дымовых газов на  $1 \text{ м}^3$  топлива;  
 $m$  — количество газообразных продуктов, выделяющихся при разложении материала;  
 $c_p$ — удельная теплоемкость газообразных продуктов, выделяющихся при разложении материала;  
 $c_b$ — удельная теплоемкость воздуха;  
 $c_{\text{обж}}$ —удельная теплоемкость обожженного материала, поступающего в камеру охлаждения;  
 $L_g$ —количество воздуха на  $1 \text{ м}^3$  газа;  
 $i$ — количество камер (кипящих слоев) — 2, 3...,  $n$ ;  
 $\eta_n$ — коэффициент потерь в окружающую среду.

Индексы при  $t$  указывают температуру среды (слоя) в соответствующей камере.

Теплотехнический расчет многокамерной печи по приведенным уравнениям состоит в определении удельного расхода топлива ( $G_r/G_m$ ) и распределения температур в печи в зависимости от числа камер. Анализ уравнений теплового баланса показывает, что для их решения не требуется значений температур от  $t_2$  до  $t_n$ , а можно ограничиться значением соотношения

$$\frac{t_2 - t_3}{t_1 - t_2}.$$

Приняв это положение, после математических преобразований получаем уравнение

$$c x^n - (c + 1)x^{n-1} + 1 = 0, \quad (2.16)$$

где

$$c = \frac{t_2 - t_0}{t_1 - t_2}; \quad x = \frac{1}{A}; \quad A = \frac{(t_n - t_0)}{(t_{n-1} - t_n)}.$$

Это уравнение решается при помощи номограммы (рис. 2.1). Для чего принимаем несколько значений  $t_2$ , определяем  $c$ . Затем по номограмме для данного  $n$  находим значение  $x$ , а по формуле теплового баланса определяем  $G_r/G_m$ .

По этим данным строим график зависимости  $\frac{G_r}{G_m} = f(t_2)$  (рис. 2.2), в точке пересечения которого с кривой, соответствующей уравнению теплового баланса, находится искомое значение  $G_r/G_m$  и  $t_2$ . Таким же путем определяется зависимость для последующих камер:

$$\frac{G_r}{G_m} = f(n) \text{ и } t_2 = f(n).$$

Из уравнения теплового баланса, составленного для последней камеры

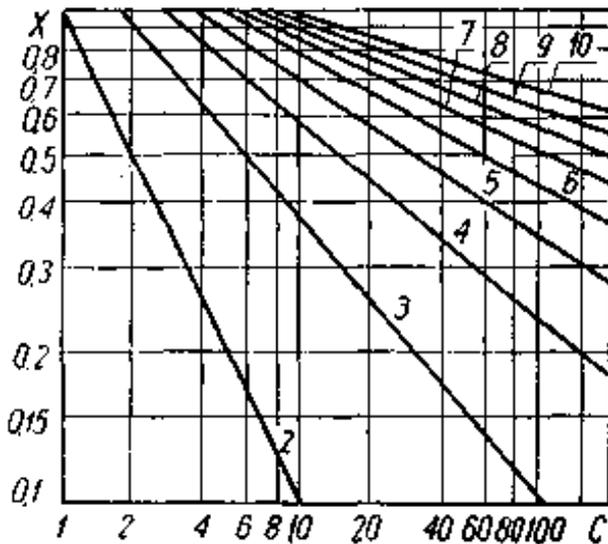


Рис. 2.1. Номограмма для решения уравнения (2.16). Количество камер в печи: 2; 3; 4; 5; 6; 7; 8; 9; n=10

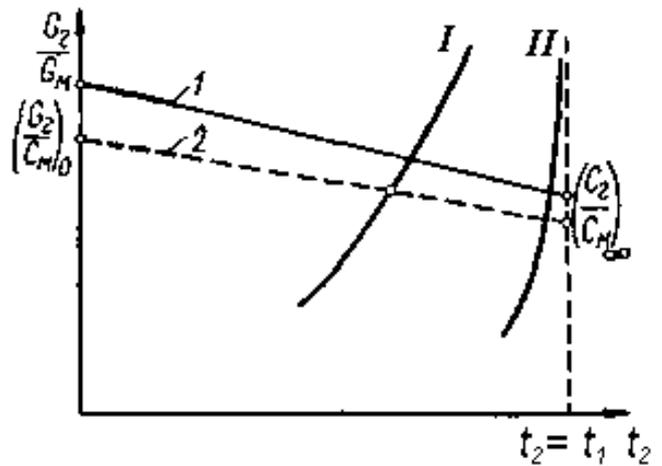


Рис. 2.2. График зависимости удельного расхода топлива от температуры (I —  $i = 2$ ; II —  $i = n$ ): 1 — нагрев материала; 2 — охлаждение материала

для  $n$  камер, можно определить температуру уходящих из печи газов последней камеры:

$$t_n = t_1 - \frac{t_2 - t_0}{\left( \frac{G_r}{G_m} \frac{V_g c_r}{c_m} + \frac{m c_p}{c_m} \right) \eta_n} \quad (2.17)$$

Оптимальное количество камер  $N$  определяется по степени использования тепла отходящих из камеры обжига газов. Считая, что при  $n = \infty$  степень использования равна 100%, имеем при  $n$  слоев

$$N = \frac{\left( \frac{G_r}{G_m} \right)_1 - \left( \frac{G_r}{G_m} \right)_n}{\left( \frac{G_r}{G_m} \right)_1 - \left( \frac{G_r}{G_m} \right)_\infty} \quad (2.18)$$

Принимая интенсивность процесса псевдооживления постоянной, можно найти относительное увеличение производительности печи  $G_{r(n)}/G_r$  или ее КПД.

В приведенных расчетных характеристиках рассматривался псевдооживленный слой мелких частиц. В этом случае можно не учитывать внутреннее тепловое сопротивление, так оно незначительно по сравнению с внешним тепловым сопротивлением.

Это допустимо лишь в том случае, если средний размер частиц не превышает 4—5 мм. Поэтому при расчетах теплообменных процессов его следует учитывать. В этом случае теплообмен между газом – теплоносителем и поверхностью частиц будет определяться суммой внешнего и внутреннего тепловых сопротивлений.

### 2.3. Характеристика обжиговых печей с псевдооживленным слоем

Рассмотрим некоторые типы печей для обжига материалов в псевдооживленном слое. Схема такой печи показана на рис. 2.3.

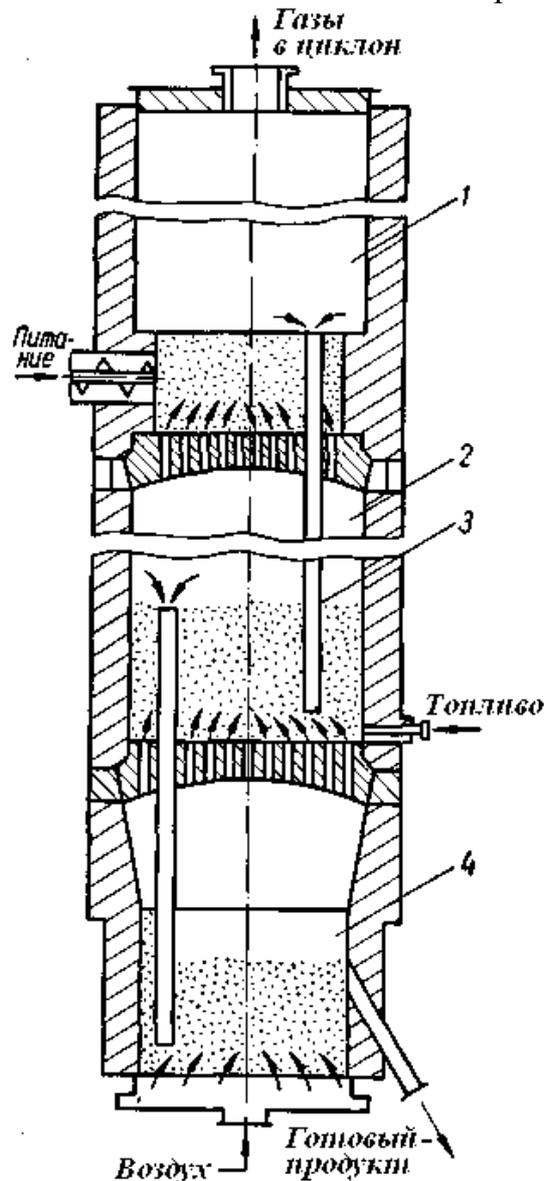


Рис. 2.3. Схема трёхкамерной обжиговой печи с псевдооживленным слоем:

1 – камера подсушки и подогрева; 2 – камера обжига; 3 – переточные трубы; 4 – камера охлаждения обожженного материала и подогрева воздуха

Печь имеет вид цилиндрической шахты, разделённой перфорированными перегородками (решётками) на три камеры. В верхних двух камерах осуществляется подогрев и обжиг материала; нижняя камера служит для охлаждения обожжённого материала и подогрева воздуха, вдуваемого в печь для горения топлива. По мере поступления сырого материала в печь нагретые частицы вытесняются из слоёв и переходят через сообщающиеся полые трубки в нижерасположенные камеры. Топливо сжигается в средней камере.

Взвешивающей средой для псевдоожижения слоёв служат для верхних двух камер – продукты горения топлива, для нижней камеры – нагретый воздух.

В зависимости от вида материала и характера протекающих при обжиге процессов применяют печи с внутренними источниками тепла, обусловленными экзотермическими реакциями (окислительный обжиг сернистых материалов), и печи с внешним подводом тепла, работающие на топливе (обжиг известняка и руд).

В печах с псевдоожиженным слоем с внутренними источниками тепла осуществляют окислительный обжиг. Конструкции печей для этого вида обжига мало отличаются: все они имеют одну камеру с псевдоожиженным слоем, в которой протекают процессы, возникающие при горении и обжиге.

На рис. 2.4 и 2.5 приведены схема установки и конструкция печи с псевдоожиженным слоем для обжига цинковых и флотационных пиритных концентратов.

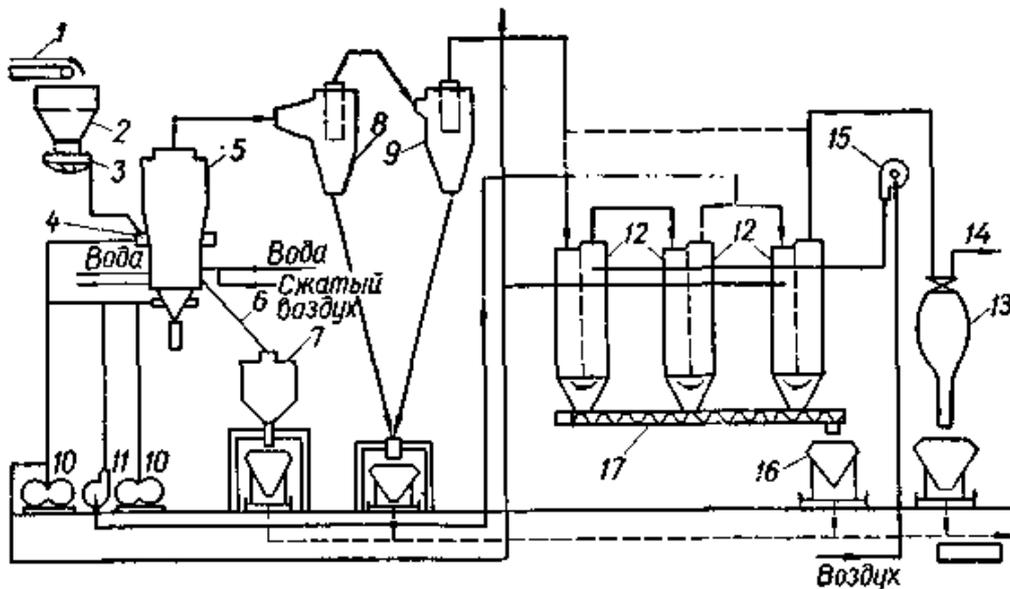


Рис. 2.4. Схема установки для обжига в псевдоожиженном слое:

1 – ленточный транспортер; 2 – бункер сырого материала; 3 – тарельчатый питатель; 4 – загрузочный лоток; 5 – печь; 6 – отбор огарка; 7 – бункер огарка; 8 – первый циклон; 9 – второй циклон; 10 – воздуходувка; 11 – газодувка; 12 – газовый холодильник; 13 – газовый канал; 14 – задвижка; 15 – вентилятор; 16 – вагонетка; 17 – шнек

Печь имеет вид огнеупорной шахты. Материал обжигается в цилиндрической части шахты. Он подаётся в печь по наклонной трубе при помощи механического питателя. Расход материала регулируется изменением толщины слоя на ленте транспортёра или скоростью её движения. Воздух поступает снизу через распределительную решётку под давлением. Огарок из печи отводится по переточным трубам, на разной высоте слоя. Для охлаждения слоя до заданной температуры служит трубчатый теплообменник в виде змеевика, внутри которого протекает вода; предусмотрено также регулирование температуры обжига путём рециркуляции охлаждённых газов и впрыском воды в слой при помощи форсунки.

Обжиговые печи с псевдоожженным слоем, для которых необходим подвод тепла извне, выполняют различными по конструкции, преимущественно в виде многокамерных агрегатов.

В установках, оборудованных печами этого типа, можно осуществлять различный обжиг: восстановительный обжиг железных руд, обжиг известняка, цементного клинкера и других материалов.

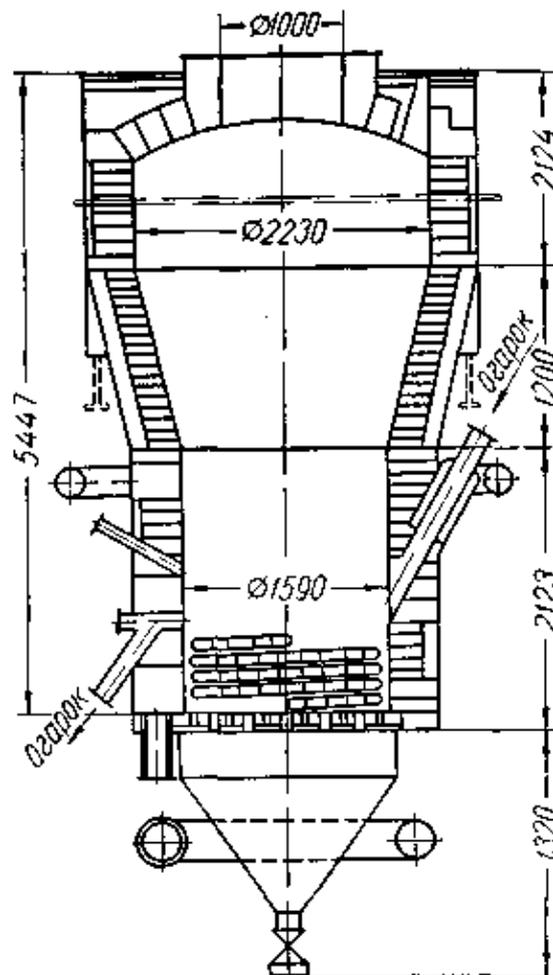


Рис. 2.5. Схема печи с псевдоожженным слоем

#### Характеристика установки:

Размер частиц обжигаемого материала, мм.....	<0,2
Рабочее давление в печи, бар.....	1,13÷1,15
Площадь решётки, м <sup>2</sup> .....	2,0
Производительность печи, т/сут.....	30
Степень использования серы, %.....	97,3
Потери с огарком, %.....	2,7
Температура обжига, °С.....	880÷920
Температура над слоем, °С.....	875
Температура газа перед циклонами, °С.....	650
Температура газа после холодильника, °С.....	280

#### 2.4. Выбор топлива и способы подвода тепла в псевдоожиженный слой

В высокотемпературных установках с псевдоожиженным слоем в зависимости от свойств обрабатываемого материала и технологических условий производства используют твёрдое, жидкое или газообразное топливо. В некоторых случаях печь с псевдоожиженным слоем имеет электрический обогрев.

Наилучшие показатели работы печей с псевдоожиженным слоем получены при использовании газообразного топлива, так как газовые печи легко обслужить, отрегулировать и автоматизировать. Применяют также жидкое топливо или уголь, предварительно его газифицируя. Электрические печи с псевдоожиженным слоем просты по конструкции и целесообразны для получения высоких температур (~1500 °С).

Для обжиговых процессов в псевдоожиженном слое (известняка, перлита, железной руды) наиболее выгодным оказывается доменный газ. При его сжигании температура в слое не превышает температуры начала спекания этих материалов; при этом наиболее полно утилизируется физическое тепло обжигаемого материала.

Расход условного топлива при использовании для обжига железных руд доменного газа составляет 3,0 – 3,3% от веса руды, а при использовании природного или коксового газа – 5,5 – 7,5%.

Природный и коксовый газы обладают высокой восстановительной способностью и поэтому применяются в печах для получения губчатого железа, железного порошка, безокислительного нагрева металла.

Максимальная температура нагрева псевдоожиженного слоя при сжигании газообразного или жидкого топлива (окислитель – холодный воздух) – 1400 – 1500 °С. Подогревая воздух или применяя кислородное дутьё, температуру слоя можно повысить до 2500 °С.

Подвод тепла в псевдоожиженный слой можно осуществлять различными способами (рис. 2.6):

1. Подачей газа-теплоносителя через распределительную решётку в слой (схема 1)
2. Сжиганием газообразного, жидкого или твёрдого измельчённого топлива в слое (схемы 2, 3);
3. Теплоотдачей от нагретых поверхностей (схемы 4, 7, 8);
4. Посредством электрических разрядов в слое электропроводимых материалов (схема 6);
5. Циркулирующим теплоносителем в виде частиц твёрдого топлива или инертного материала (схема 5).

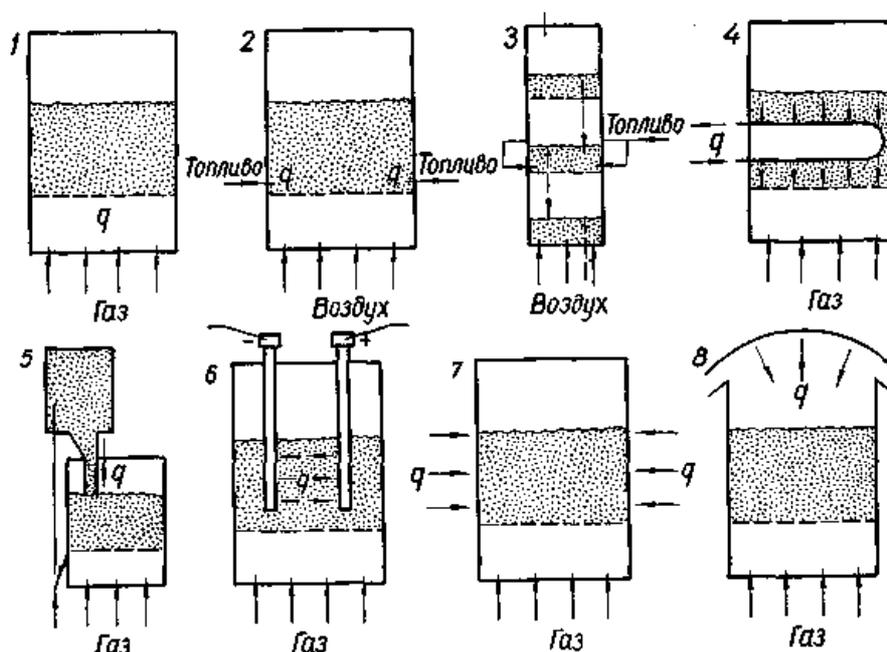


Рис. 2.6. Способы подвода тепла в псевдооживленный слой

Подвод газо-теплоносителя в псевдооживленный слой через распределительную решётку применяется при термической обработке строительных материалов (известняк, перлит), обжиге и прямом восстановлении железных руд, парогазовой активации углей и в других процессах.

Теплообмен между газом-теплоносителем и частицами преимущественно конвекционный. Так как поверхность частиц велика, то процесс теплообмена протекает очень быстро и заканчивается на небольшом расстоянии от газораспределительной решётки.

Установлено, что при факельном сжигании газа в подрешёточном пространстве газораспределительные устройства быстро выходят из строя (рис. 2.7, а).

Поэтому для сжигания газа используют тоннельные беспламенные горелки, оборудованные устройствами для разбавления продуктов горения вторичным

воздухом или другим газом. Это позволяет регулировать температуру газовой среды в заданных пределах (рис. 2.5, б, в).

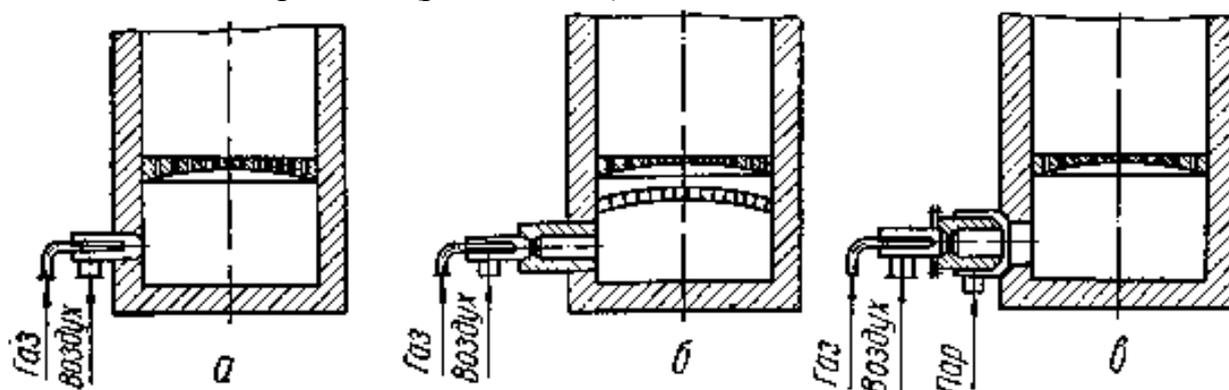


Рис. 2.7. Схема газогорелочных устройств для получения реакционного газа:

а – факельная горелка; б – беспламенная горелка; в – беспламенная горелка с подачей пара

В некоторых технологических процессах газ-теплоноситель является одновременно ожигающей средой и реакционной смесью.

Так, для обжига железных руд применяют газ, содержащий 12 – 16 % CO и H<sub>2</sub>. Чтобы получить такой газ, сжигают доменный газ полностью, а затем продукты горения разбавляют им до заданного состава и температуры.

Горелки, в которых сжигают доменный газ, применяют также для получения газа-теплоносителя требуемой восстановительной способности, вводимого в реактор с псевдоожиженным слоем при прямом восстановлении железных руд. При испытании таких горелок сжигают природный газ, смешанный с кислородом ( $\alpha \approx 0,3 - 0,35$ ), после чего газы высокотемпературной конверсии ( $t \approx 1150 - 1250$  °C) разбавляют чистым природным газом или возвратным восстановительным газом. При этом температура в слое снижается до 1000 °C, что способствует меньшей слипаемости частиц.

Подвод тепла в псевдоожиженный слой сжиганием в нём газообразного топлива эффективен в печах, где частицы не взаимодействуют с газовой атмосферой.

Пользуясь этим способом, при неполном горении углеводородов в псевдоожиженном слое можно получить защитную газовую атмосферу или восстановительный газ для безокислительного нагрева металлов или для восстановления железных руд. При использовании газообразного топлива в слой подают заранее подготовленную смесь газа с воздухом или отдельно газ и воздух, которые смешиваются непосредственно в слое.

Наиболее показательной характеристикой процесса сжигания топлива в псевдоожиженном слое следует считать объёмное теплонапряжение, отнесённое к 1 м<sup>3</sup> зоны горения. По данным [7] значения объёмных теплонапряжений при

сжигании газовой смеси в псевдооживленном слое при температуре 900 – 1000<sup>0</sup>С достигают (165 – 380) 10<sup>9</sup> Дж/(м<sup>3</sup>·ч).

При подводе в слой газовой смеси необходимы устройства для перемешивания газа с воздухом. Газовая смесь может быть получена механическим перемешиванием в смесительных машинах или при помощи кинетической энергии струи сжатого газа, направленной в поток воздуха. При этом давление смеси должно быть достаточным для преодоления сопротивления системы. В установках небольшой производительности применение смесительных устройств не вызывает трудностей. При больших расходах газа увеличиваются габариты реактора (печи) и усложняется её конструкция.

На рис. 2.8 приведён эскиз горелки этой печи. Горелка представляет собой полую цилиндрическую трубу, внутри которой расположено сопло. Газовая смесь образуется при прохождении через трубу воздуха, в который вдувается газ из сопла в виде струй, направленных перпендикулярно потоку. Вверху смесительная труба горелки присоединена к колпачку подины. Одна горелка оборудована подиной из девяти колпачков. Колпачок выполнен в виде набора концентрических колец высотой 50 мм, щель между ними – 0,8 мм. Каждая подина охлаждается водой. Такая горелка обеспечивает устойчивый процесс беспламенного горения газа без проскоков пламени через щели колпачка в смесительную камеру.

Однако предотвращение проскоков пламени путём соответствующего подбора выходных отверстий (сечений) подин решётки не исключает взрывоопасности горючей смеси при гидродинамических нарушениях псевдооживления: пульсации слоя, резком изменении режима, когда возможно проникновение (провал) мелких раскалённых частиц в газовое пространство, вызывающее хлопки. Кроме того, при неравномерном распределении давления по всему выходному сечению горелки – подины, служащей одновременно газораспределительным устройством, скорость газовой смеси может снизиться в ней до величины, меньше критической, что также способствует возникновению взрыва или хлопка (в зависимости от объёма смесительной камеры). При магнетизирующем обжиге в псевдооживленном слое окисленных кварцитов было установлено, что при подводе в слой подогретой газовой смеси горение происходит на выходе из отверстий (щелей) колпачков решётки, что вызывает перегрев её поверхности и плавление материала.

Таким образом, способ подвода тепла в псевдооживленный слой путём сжигания в нём заранее подготовленной газовой смеси в практических условиях применим лишь при подаче горючей смеси в камеры малого объёма, предотвращающего проскоки пламени в смесительные устройства. Кроме того, необходим устойчивый режим псевдооживления.

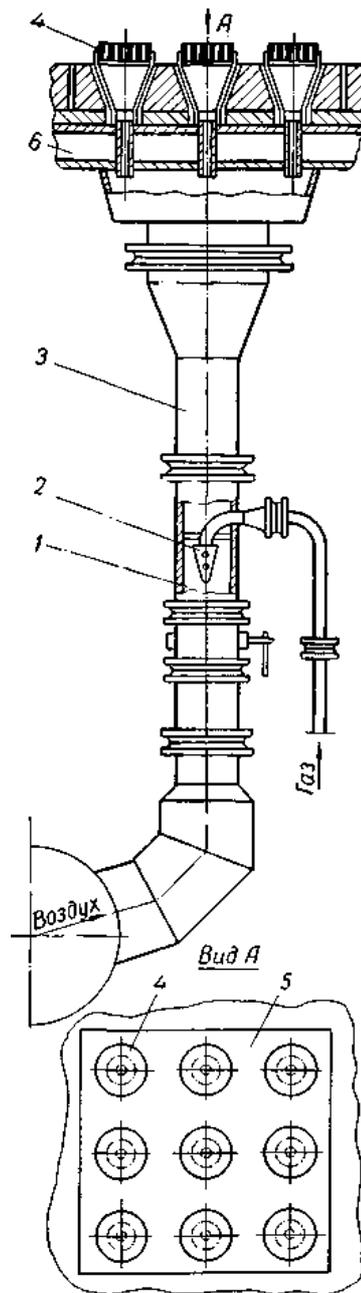


Рис. 2.8. Газогорелочное устройство с предварительным перемешиванием газа и воздуха: 1 – воздушная труба; 2 – газовое сопло; 3 – смесительная труба; 4 – распределительный колпачок подины; 5 – подина решётки; 6 – водоохлаждаемая панель

Для промышленных установок с высокими псевдоожиженными слоями ( $H \geq 1000$  мм) в некоторых случаях обжига целесообразна схема отдельного подвода газа и воздуха в печь.

На рис. 2.9 приведена схема отопления газовой печи для обжига мелкозернистого известняка в псевдоожиженном слое.

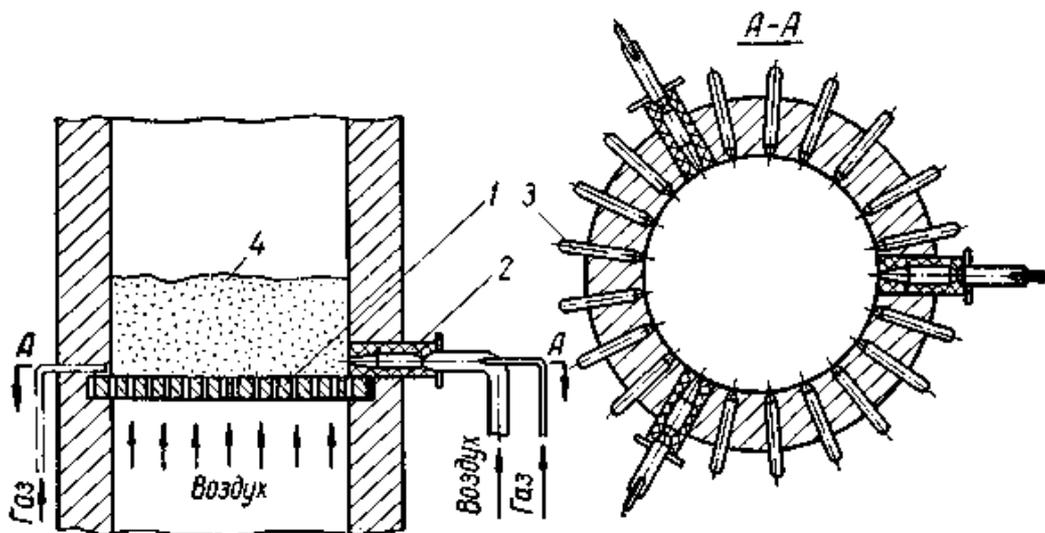


Рис. 2.9. Схема газовой отопления печи для обжига мелкозернистого известняка в псевдооживленном слое: 1- распределительная решётка; 2 – розжиговая горелка; 3 – газопровод; 4 – псевдооживленный слой

Газ вдувается в слой через сопла, расположенные перпендикулярно потоку воздуха. Для хорошего перемешивания и устойчивого горения скорость истечения газовых струй должна быть высокой. При этом газовая струя, проникая в слой, вытесняет частицы до тех пор, пока давление струи не уравновесится сопротивлением слоя.

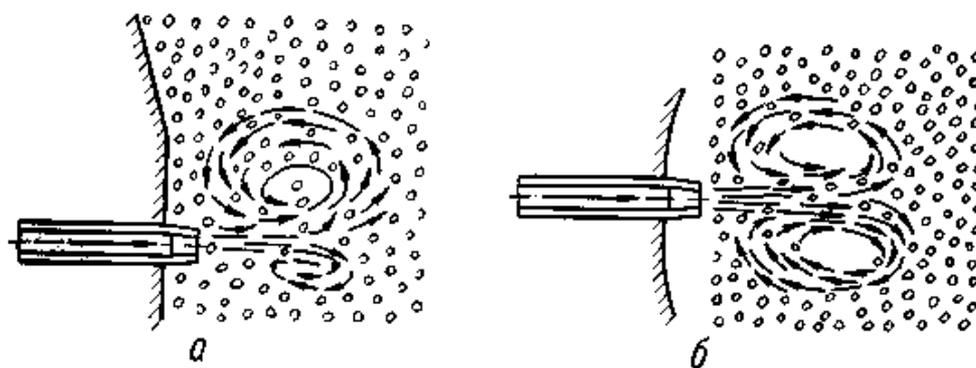


Рис. 2.10. Схема движения газов в зоне фурмы:  
а – вертикальный разрез; б – горизонтальный разрез

Согласно представлению о движении газовой струи, вдуваемой в плотный (фильтрующий) слой вблизи входного отверстия сопла образуется пространство, свободное от материала (фурменная зона) (рис. 2.10). Фурменная зона делится на проточную и циркуляционную области. В циркуляционной области по обе стороны струи возникает обратное движение газов, которое увлекает частицы твёрдого материала. Это увеличивает скорость выхода струи из сопла, которая при соответствующем его диаметре значительно превышает скорость оживающей среды и поэтому не влияет на состояние фурменной зоны.

Проникновение фурменной зоны в глубь слоя в результате сжигания газа зависит главным образом от начальной скорости и количества газа, вытекаемого из сопла в единицу времени. Поэтому, чем больше масса потока, тем значительнее будет проникновение газовой струи в глубь слоя. Подбором размеров сопла при максимальной скорости истечения газа можно достигнуть необходимого радиального распространения фурменной зоны.

При вдувании через сопло в псевдооживленный слой воздуха наблюдается двухфазный слой, который состоит из двух зон: газовой и смешанной (частицы и газ). При этом форма и характеристика струи обусловлены опытными коэффициентами.

Газ в слой целесообразно подводить при критической скорости истечения из сопла, так как полное использование кинетической энергии струи способствует проникновению газа в глубь слоя. Если по расчёту требуется скорость истечения газа выше критической, то необходимы расширяющие насадки (сопла Лавалея).

В псевдооживленном слое наиболее трудно сжигать лёгкие газы, характеризующиеся малой плотностью и высокой скоростью распространения пламени. Например, в водороде благодаря его небольшому удельному весу образуются газовые пузыри, легко всплывающие на поверхность, что ухудшает структуру слоя, а следовательно, способствует неустойчивому горению. Легче сжигать углеводородные газы (природный, попутный, нефтяной и др.).

Для подвода в слой готовой газозадушной смеси через распределительную решётку нужны смесительные камеры небольших объёмов, сообщающиеся с подинами решётки. Подины целесообразно изготавливать в виде двойной решётки: внизу металлическая водоохлаждаемая пластина и над ней – пористая керамическая плита или решётка из жаростойкого бетона. Для предотвращения проникновения пламени в смесительную камеру отверстия решётки должны иметь размеры, допускающие любые скорости прохождения газозадушной смеси.

Ниже приведены размеры отверстий (мм) решётки для различных газов:

Коксовый газ.....	0,8 – 0,9
Природный.....	1,6 – 1,8
Пропан – бутан.....	1,3

Рассмотрим подвод тепла в псевдооживленный слой сжиганием в нём жидкого топлива.

При впрыске в разогретый слой топливо обволакивает поверхности частиц и таким образом распределяется по всему объёму слоя. Одновременно с этим жидкие углеводороды на поверхности частиц испаряются и пиролизуются, образуя водород, метан и другие компоненты (первая стадия). Пиролиз углеводородов происходит в микрообъёмах, поэтому образующиеся газообразные продукты мгновенно сгорают, а коксовая плёнка, возникающая на поверхности частиц, выжигается по реакции кислородом воздуха (вторая стадия). С увеличением весового соотношения углерода и водорода сжигание топлива в жидких углеводородах улучшается.

Тепловые напряжения при горении жидкого топлива на поверхности частиц слоя достигают  $(25 - 38) 10^9$  Дж/(м<sup>3</sup> · ч).

При сжигании газообразного топлива в псевдоожигенном слое структура слоя улучшается, что объясняется взрывным характером горения газа в псевдоожигенном слое. Возникающие при взрывном горении силы значительно превышают гидродинамические силы и разрушают газовые пузыри.

Сжигание тяжёлых жидких топлив осуществляется в крупных обжиговых установках с псевдоожигенным слоем. В США в 1949 г. впервые была освоена печь с псевдоожигенным слоем, в которой обжигали мелкозернистый известняк.

Топливо в слой подавалось 12 форсунками, выполненными из специальной углеродистой стали (рис. 2.11).

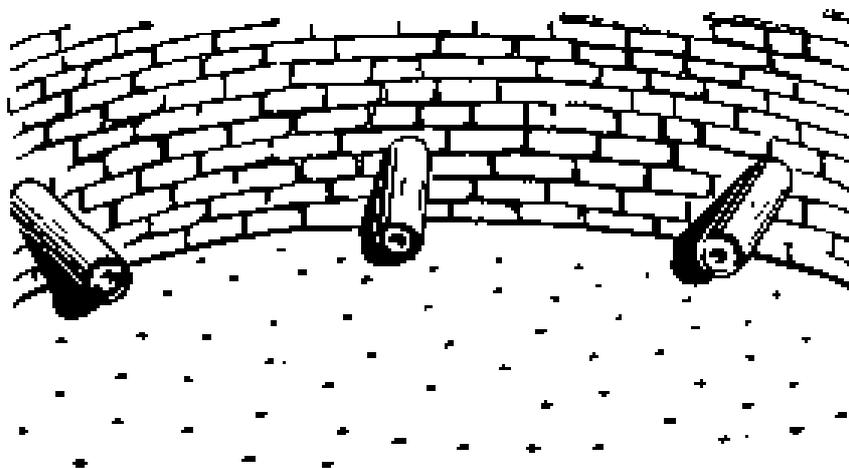


Рис. 2.11. Вид форсунок для топлива внутри камеры печи

Топливо полностью сгорало в объёме псевдоожигенного слоя при 1000-1015 °С.

Другой способ подвода тепла в псевдоожигенный слой состоит в использовании электрической энергии. Нагрев слоя осуществляется следующими способами:

- 1) подводом электрического тока к элементам сопротивления, погружённым в слой;
- 2) высокочастотной индукцией электрического тока;
- 3) прохождением электрического тока через кипящий слой.

В последнем случае нагрев слоя происходит вследствие электрической проводимости частиц, способствующей превращению энергии электрической в тепловую.

Температуры слоя до 4500 °С достигаются в процессе превращения электрической энергии в тепловую благодаря возникновению электрических разрядов между частицами.

Например, в реакторе с псевдоожженным слоем (рис. 2.12), где твердой фазой были частицы графита и окислы циркония, нагрев осуществлялся передачей электрического тока от электрода в слое к графитовому тиглю (второму электроду).

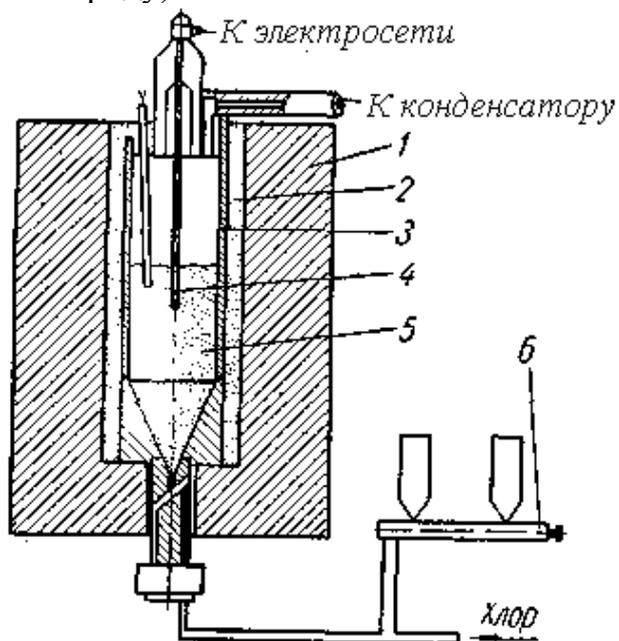


Рис. 2.12. Схема реактора с электротермическим псевдоожженным слоем: 1 - изоляционный огнеупорный блок; 2 - ламповая сажа; 3 - графитовая труба; 4 - электрод; 5 - псевдоожженный слой; 6 - винтовой питатель

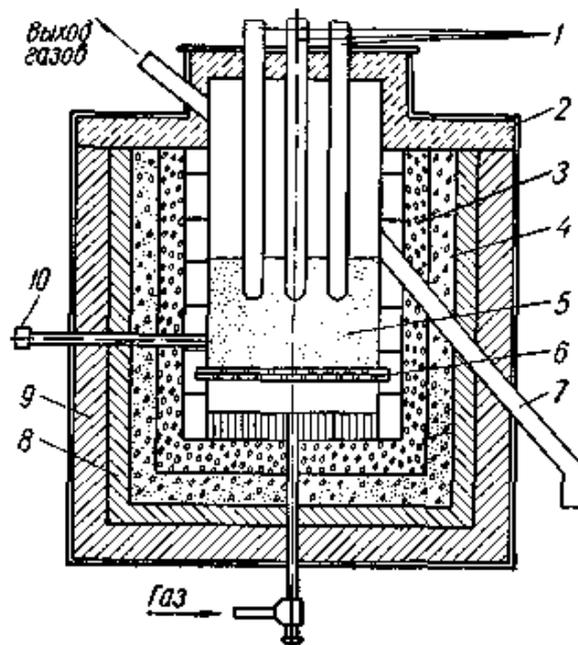


Рис. 2.13. Схема электротермического реактора с псевдоожженным слоем: 1 - электроды; 2 - пористый огнеупорный блок; 3 - кокс с цементирующей присадкой; 4 - пористый алюминий; 5 - псевдоожженный слой; 6 - подовая пористая плита; 7, 10 - разгрузочные трубы; 8, 9 - огнеупорный блок

Другой тип электротермического реактора с псевдоожженным слоем приведён на рис. 2.13. В нём электрический ток проходит между электродами. В реакторе диаметром 127 мм при напряжении 40 – 80 В и мощности 3 – 10 кВт слой нагревался от 1000 до 2800 °С. Для реактора с диаметром 610 мм напряжение выше 100 В применяется редко, при этом энергетическая мощность составляет 350 – 450 кВт.

Для регулирования температуры в электротермическом псевдоожженном слое обычно изменяют а) скорость газа, от которой зависит проводимость слоя; б) величину поверхности электрода или глубину погружения его в слой; в) напряжение и силу тока.

Электротермический псевдоожженный слой перспективен для различных углетермических процессов. Он может быть применён при производстве HCN и фосфора, восстановлении тугоплавких окислов, нитридов и хлоридов.

## **2.5. Основные элементы высокотемпературных установок с псевдооживленным слоем**

К основным элементам установок с псевдооживленным слоем относятся газораспределительные и переточные устройства. От их типов и конструкций зависят условия работы установок.

В опытах и на практике применяют различные варианты подвода и распределения оживляющей среды (газа) в печь.

Качество работы газораспределительных устройств обусловлено воздействием высоких температур. Поэтому при выборе их конструкции, кроме гидродинамической характеристики, важными являются также термические свойства материалов, из которых они изготавливаются.

В многокамерных непрерывнодействующих установках передвижение материала от места загрузки к месту выхода из печи должно быть равномерным. Для этого применяют различные устройства, выполненные по принципу перетока жидкости.

### **2.5.1. Газораспределительные устройства**

Рассмотрим основные типы газораспределительных устройств и их особенности. Конструкция и тип газораспределительного устройства влияют на процессы псевдооживления, теплообмена и др.

При неправильном конструировании этих устройств газовый поток плохо распределяется по сечению аппарата. Это проявляется в образовании каналов, фонтанирования, поршневых всплесков и т.д., что способствует неравномерности температурного поля псевдооживленного слоя и увеличивает унос частиц из него. Неравномерность температурного поля ухудшает режим работы установки и приводит к спеканию материала, заплыванию и разрушению решеток.

В промышленных установках с псевдооживленным и фонтанирующим слоем используют различные газораспределительные устройства: фурмы, диафрагмы и решетки (рис. 2.14).

Фурменное дутьё широко применяется в газогенераторах с псевдооживленным слоем. В них бурые угли газифицируются парокислородным дутьём до синтез-газа. Диафрагмы рекомендуются применять в реакторах для прямого восстановления железных руд до губчатого железа и в процессах обжига спекающихся и слипающихся материалов.

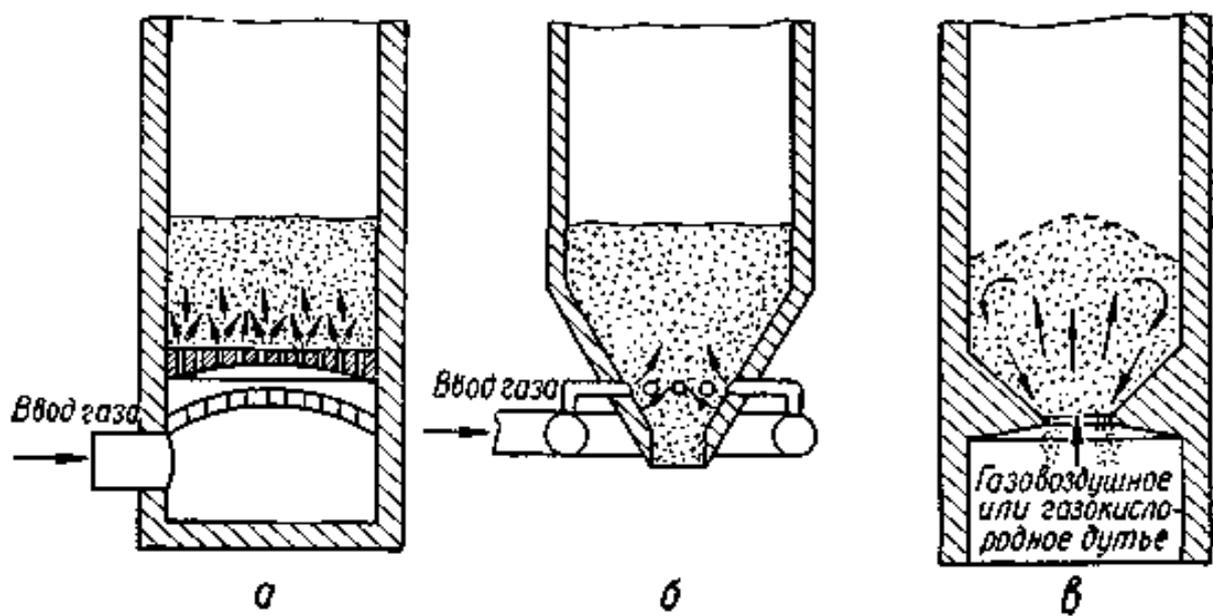


Рис. 2.14. Типы газораспределительных устройств в установках с псевдооживленным слоем: а – решетка; б – фурмы; в – диафрагма

### 2.5.2. Устройства для перетока материала в установках с псевдооживленным слоем

Для устойчивой работы непрерывнодействующих установок с псевдооживленным слоем необходим равномерный ход материала в реакторе. В многокамерных установках непрерывность движения материала осуществляется путём перетока его по каналам, сообщающимся со смежными камерами.

На рис. 2.15 показано устройство, представляющее собой полую цилиндрическую трубу, которая устанавливается так, что верхняя её часть выступает над газораспределительной решёткой на уровне перетока слоя, а выпускное отверстие трубы расположено в глубине слоя смежной (нижней) камеры.

При таком расположении труб внутри камер переток материала будет равномерным. Однако такие устройства имеют недостатки, например, при изменениях гидравлического режима смежных камер часто наблюдается проникновение газа через трубу, вызывающее обратное движение материала.

На рис. 2.16 и 2.17 изображены переточные устройства, оборудованные приспособлением для регулирования скорости движения материала.

Выпускное отверстие трубы располагается над приёмником в виде углубления в подине решётки или внутри отдельного сосуда (чаши). В этом случае материал поступает сначала в приемник, а из него удаляется путём размыва струей газа (воздуха) образующегося естественного откоса материала.

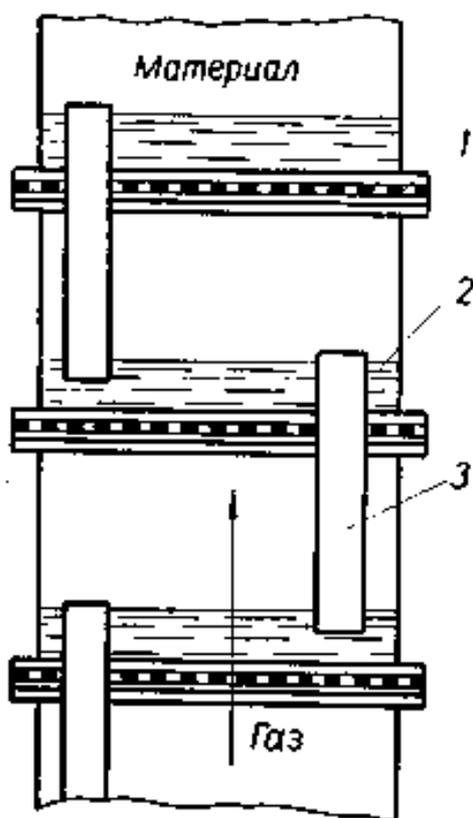


Рис. 2.15. Схема цилиндрических переточных труб:

- 1 – газораспределительная решётка;
- 2 - псевдооживленный слой;
- 3 – переточная труба

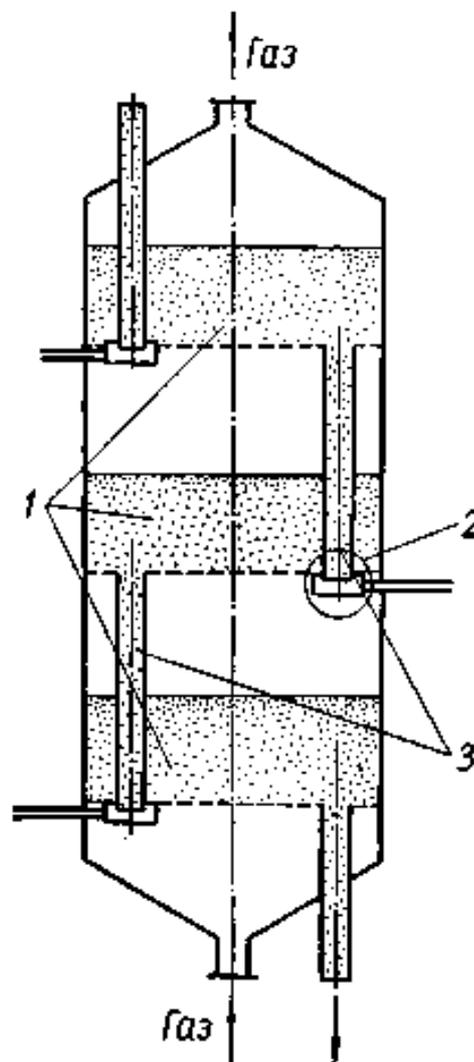


Рис. 2.16. Схема переточных устройств с регулированием скорости движения материала: 1 – псевдооживленный слой; 2 – приспособление для размыва угла естественного откоса материала; 3 – переточные трубы

Скорость перетока в этих трубах не зависит от гидравлического режима системы и регулируется изменением подачи дутья в приемник. В период работы переточных устройств приемник полностью заполняется материалом, что препятствует проникновению газа в трубу. Недостатком таких устройств является трудность поддержания постоянного уровня слоя при переменной производительности реактора.

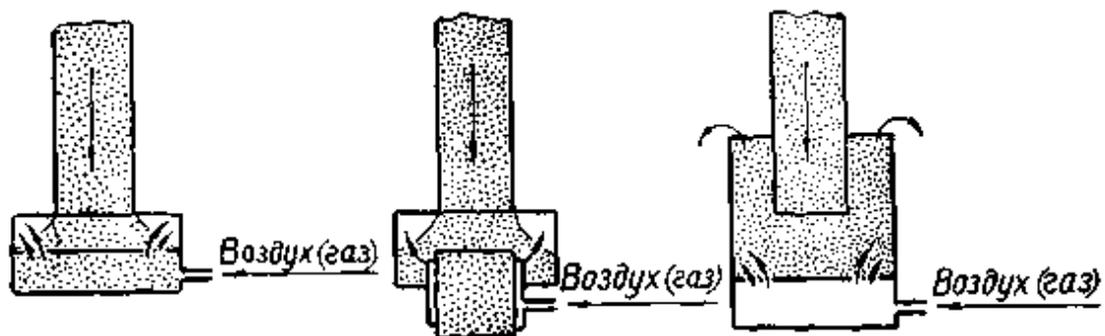


Рис. 2.17. Приспособление для размыва угла естественного откоса материала

Для устранения указанного недостатка под выпускным отверстием трубы устанавливают ограничитель в виде конусной тарелки (рис. 2.18). Переток материала в таком устройстве происходит до тех пор, пока уровень нижнего слоя не достигнет линии обреза трубы, после чего переток прекращается. При уменьшении высоты слоя в верхней камере, которое вызвано быстрым выводом из неё материала, скорость перетока будет возрастать по времени до момента восстановления прежнего уровня. Так осуществляется саморегулирование уровней псевдооживленных слоёв независимо от режима работы установки.

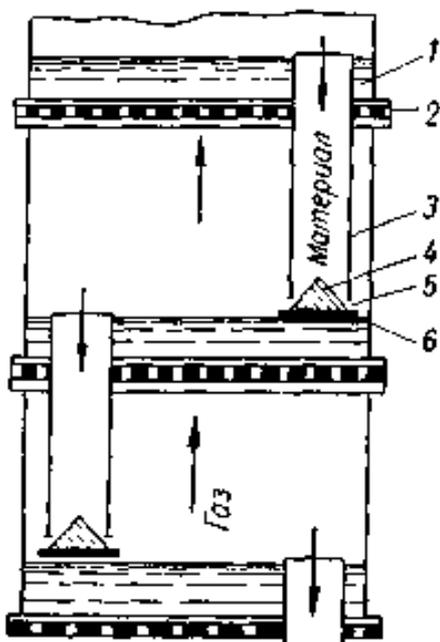


Рис. 2.18. Устройство для регулирования скорости перетока: 1 – переточной трубы; 1 – верхний псевдооживленный слой; 2 – псевдооживленный слой; 2 – нижний газораспределительная решётка; 3 – псевдооживленный слой переточная труба; 4 – конусная тарелка; 5 – щель для прохода материала; 6 – пластина

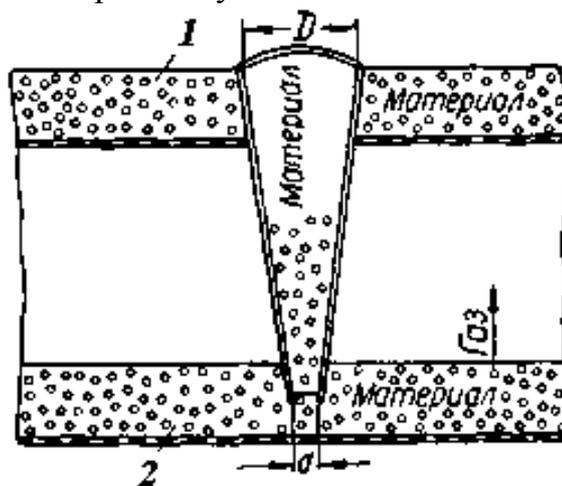


Рис. 2.19. Схема конической переточной трубы: 1 – верхний псевдооживленный слой; 2 – нижний псевдооживленный слой; 2 – газораспределительная решётка; 3 – псевдооживленный слой переточная труба; 4 – конусная тарелка; 5 – щель для прохода материала; 6 – пластина

Переточное устройство может быть выполнено в виде конусной трубы (рис. 2.19). В этом случае при проникновении газа в трубу вследствие переменного сечения, устанавливается разность скоростей потока, что затрудняет проход газа в верхнюю камеру.

Для перетока частиц через конусную трубу необходимо, чтобы скорость газового потока в расширенной её части была ниже критической скорости псевдооживления данного материала.

Работа конусных труб характеризуется некоторыми недостатками: неравномерностью перетока материала, пульсациями слоя в трубе, вызывающими периодические провалы материала в расположенную ниже камеру.

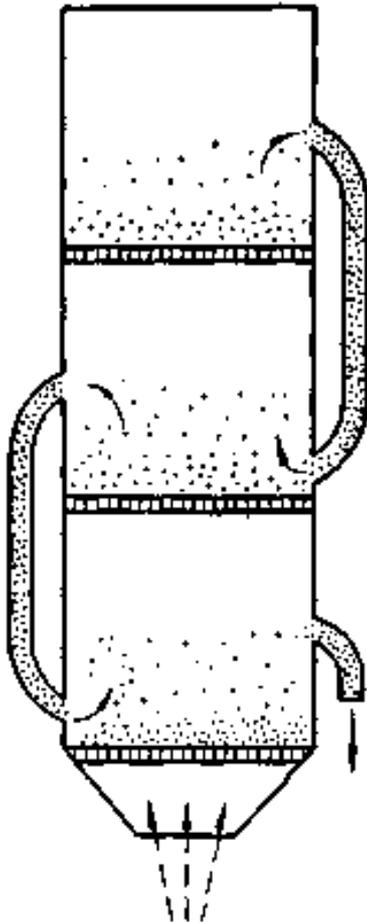


Рис. 2.20. Переточное устройство с внешним расположением труб

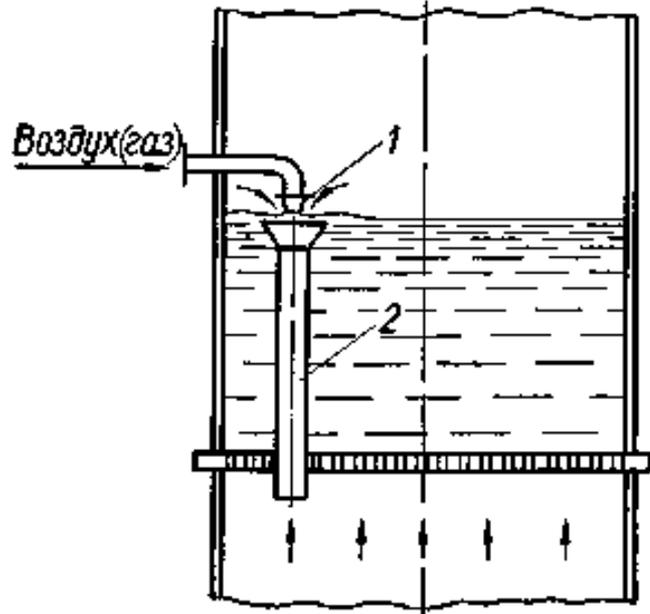


Рис. 2.21. Схема переточного устройства, оборудованного соплами для наддува в трубы газа (воздуха):

- 1 – сопло для наддува газа (воздуха);
- 2 – переточная труба

В некоторых типах аппаратов с псевдооживленным слоем применяют переточные устройства в виде полых цилиндрических труб, расположенных с

наружной стороны сообщающихся камер (рис. 2.20). Трубы оборудуются приспособлениями для регулирования перетока (см. рис. 2.18).

Эти переточные устройства целесообразно применять в крупных установках, позволяющих располагать выводные участки труб под углом  $\leq 30^\circ$ , в противном случае возможны образования затворов, препятствующих продвижению материала.

Указанные выше недостатки переточных устройств устраняются, если применить принудительное регулирование скорости перетока путём наддува воздуха (газа) в трубу навстречу газовому потоку (рис. 2.21). Над цилиндрической трубой 2 точно по её оси устанавливается сопло 1. Воздух или другой газ подводится к соплу под давлением, превышающим давление газа в камере. При истечении газа из сопла в свободном сечении впускного отверстия трубки образуется инжектируемый поток, способствующий переходу материала из камеры.

Переток материала будет происходить вместе с инжектируемым газом (воздухом). Уменьшение расхода газа на наддув достигается повышением коэффициента инжекции путём подбора соответствующего отношения:

$$\frac{F_1}{F_2 - F_1},$$

где  $F_1$  - площадь сечения сопла;

$F_2$  - площадь сечения переточной трубки.

## 2.6. Пример расчёта газовой обжиговой печи с псевдоожженным слоем

Печь предназначена для обжига мелкозернистого известняка. Она состоит из четырех камер: двух камер для предварительного подогрева известняка, камеры для обжига известняка и камеры для охлаждения готового продукта (извести).

Исходные данные:

Производительность печи по сырому материалу.....	100 т/сут
Кажущаяся плотность известняка ( $\rho_m$ ).....	2600 кг/м <sup>3</sup>
Насыпная плотность известняка ( $\rho_n$ ).....	1500 кг/м <sup>3</sup>
Кажущаяся плотность извести ( $\rho_{изв}$ ).....	1550 кг/м <sup>3</sup>
Насыпная плотность извести ( $\rho'_n$ ).....	930 кг/м <sup>3</sup>
Теплопроводность известняка ( $\lambda$ ).....	1,05 Вт/(м ·град)
Теплоемкость известняка ( $c_m$ ).....	1,05 кДж/(кг · град)
Температура обжига.....	1000 °С
Состав топлива (природный газ), об. %	
СН <sub>4</sub> .....	98,36
С <sub>2</sub> Н <sub>6</sub> .....	0,5
N <sub>2</sub> .....	1,04
СО <sub>2</sub> .....	0,1
Коэффициент избытка воздуха ( $\alpha$ ).....	≈ 1,05
Начальная температура газа, известняка и воздуха.....	10 °С

Определим расчётные характеристики топлива.

Плотность газа заданного состава:

$$\rho_{\Gamma} = (1,98 \cdot 0,1 + 1,34 \cdot 0,5 + 0,717 \cdot 98,36 + 1,25 \cdot 1,04) 0,01 = 0,73 \text{ кг / м}^3.$$

Теплота сгорания газа

$$Q_{\text{н}}^{\text{п}} = 358,7 \cdot 98,36 + 649,5 \cdot 0,5 = 35677,9 \text{ кДж / кг.}$$

Количество сухого воздуха, необходимого для сжигания газа данного состава:

$$L = 0,048 (2 \cdot 98,36 + 3,5 \cdot 0,5) = 9,4 \text{ м}^3 / \text{м}^3.$$

Действительное количество воздуха, поступающего в печь при  $\alpha = 1,05$ ,

$$L_{\text{г}} = 9,4 \cdot 1,05 = 9,9 \text{ м}^3 / \text{м}^3.$$

Количество продуктов горения

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 0,01 (2 \cdot 98,36 + 3,5 \cdot 0,5) = 1,97 \text{ м}^3 / \text{м}^3.$$

$$V_{\text{CO}_2} = 0,01 (0,1 + 98,36 + 2 \cdot 0,5) = 1 \text{ м}^3 / \text{м}^3;$$

$$V_{N_2} = 0,79 \cdot 9,9 + \frac{1,04}{100} = 7,85 \text{ м}^3 / \text{м}^3;$$

$$V_{O_2} = 21(1,05 - 1) 9,4 \cdot 0,01 = 0,1 \text{ м}^3 / \text{м}^3;$$

Суммарное количество продуктов горения

$$V_g = 1 + 1,97 + 7,85 + 0,1 = 10,92 \text{ м}^3 / \text{м}^3.$$

Плотность продуктов горения при нормальных условиях

$$\rho_{п.г} = \frac{44,1 + 18 \cdot 1,97 + 28 \cdot 7,85 + 32 \cdot 0,1}{22,4 \cdot 10,92} = 1,24 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

Плотность продуктов горения при температуре 1000 °С

$$\rho_r = 1,24 \cdot 0,215 = 0,27 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

Состав продуктов горения

$$CO_2 = \frac{1}{10,92} 100 = 9,1 \%;$$

$$H_2O = \frac{1,97}{10,92} 100 = 18 \%;$$

$$N_2 = \frac{7,85}{10,92} 100 = 72,8 \%;$$

$$O_2 = \frac{0,1}{10,92} 100 = 0,9 \%;$$

Теплоёмкость продуктов горения при 1000 °С.

$$c_{п.г} = 1,412 \cdot 0,728 + 1,710 \cdot 0,18 + 2,230 \cdot 0,091 + 1,467 \cdot 0,0009 = \\ = 1,55 \text{ кДж} / (\text{м}^3 \cdot \text{град}), \text{ или } 1,25 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot \text{град}).$$

Рассчитаем температуры в камерах печи. В камере обжига температура должна равняться 1000 °С. Температуры в других камерах определяем по графоаналитическому методу. Для этого принимаем значения от  $t_2 = 0^\circ\text{C}$  до  $t_2 = t_1 = 1000^\circ\text{C}$ , и подставляем их в уравнение баланса камеры обжига:

$$\frac{G_r}{G_M} = \frac{c_M (t_1 - t_2) + q_{изв}}{(Q - V_g c_r t_1) \eta_{п.г}}.$$

Получим различные значения  $G_r / G_M$  в зависимости от температуры  $t_2$ , которые приведены в табл.2.1.

По найденным значениям  $\frac{G_r}{G_M} = f(t_2)$  строим график. График (рис. 2.22)

имеет вид наклонной прямой, ограниченной крайними значениями заданных температур ( $t_2 = 0; t_2 = t_1 = 1000^\circ\text{C}$ ). Затем принимаем ряд значений  $t_2$  для камер подогрева.

Таблица 2.1  
Зависимость  $G_{\Gamma}/G_M$  от температуры  
продуктов горения

$t_2, ^\circ\text{C}$	$G_{\Gamma}/G_M$
0	0,15
100	0,144
200	0,138
300	0,133
400	0,128
500	0,120
600	0,115
700	0,109
800	0,103
900	0,098
1000	0,092

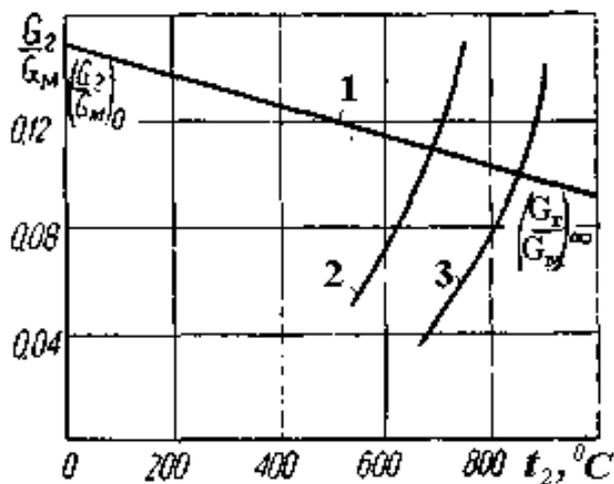


Рис. 2.22. Расчётный график для определения температур в слое: 1 – по уравнению теплового баланса в камере обжига; 2 – температуре в камере подогрева 1; 3 – температуре в камере подогрева 2

Для этого определяем величины  $c = \frac{t_2 - t_0}{t_1 - t_2}$ , где  $t_0 = 10^\circ\text{C}$  - температура

среды, в которую поступают отходящие из печи газы. По значениям  $c$  при помощи расчётной номограммы (рис. 2.23) для данных камер ( $n=2, n=3$ ) определяем величины  $x$  и подставляем их в уравнение теплового баланса камер подогрева:

$$\frac{G_{\Gamma}}{G_M} = \frac{c_M}{V_g c_{\text{пот}}} \frac{1}{x} - \frac{m c_c}{V_g c_{\Gamma}}$$

где  $c_c$  - теплоёмкость  $\text{CO}_2$ ;

$m$  - выход  $\text{CO}_2$  при обжиге  $\text{CaCO}_3$ . Определяется из соотношения

$$m = \frac{M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{CaCO}_3}} \frac{1}{\rho_{\text{CO}_2}} = \frac{44}{100} \frac{1}{1,915} = 0,23 \text{ м}^3 / \text{кг}.$$

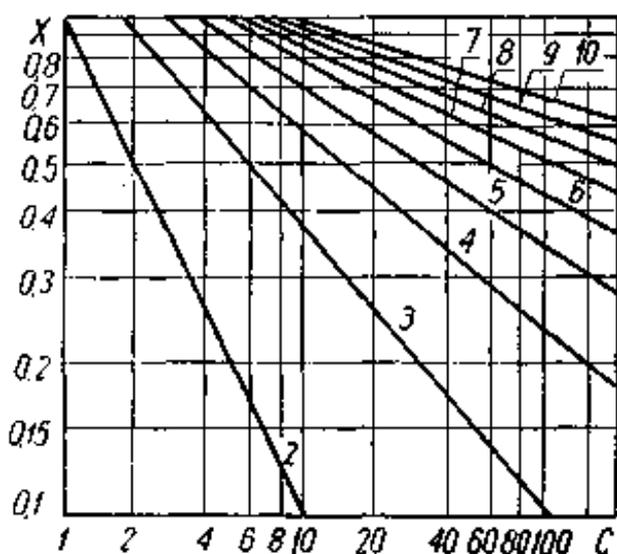


Рис.2.23. Номограмма для определения  $c$  при различном значении камер. Количество камер в печи,  $n$ : 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10

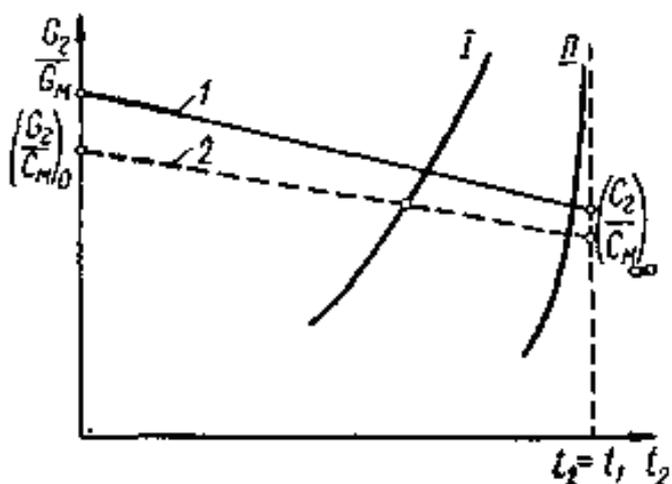


Рис.2.24. График зависимости удельного расхода топлива от температуры (I –  $i = 2$ ; II –  $i = n$ ): 1 – нагрев материала; 2 – охлаждение материала

Получаем ряд  $G_{\Gamma}/G_M$ , соответствующих заданным температурам  $t_2$  (табл. 2.2).

Таблица 2.2

Значения  $G_{\Gamma}/G_M = f(t_2)$  для камер подогрева

$t_2^0, C$	$c$	$n = 2$		$n = 3$	
		$x$	$G_{\Gamma}/G_M$	$x$	$G_{\Gamma}/G_M$
900	8,9	-	-	0,40	0,132
850	5,6	-	-	0,52	0,095
800	3,96	-	-	0,61	0,076
750	2,95	0,36	0,145	0,81	0,051
700	2,29	0,42	0,114	0,90	0,043
650	1,83	0,52	0,095	0,99	0,036
600	1,48	0,68	0,065	-	-
550	1,2	0,80	0,053	-	-

Табличные значения  $G_{\Gamma}/G_M$  для камер подогрева наносим на график (рис. 2.22) в виде кривых 2 и 3. По пересечению кривых с прямой 1 находим искомые  $G_{\Gamma}/G_M$  и  $t_2$ . Согласно графику расчётные значения  $t_2$  для второй и третьей камер равны 850 и 680 °C; им соответствуют  $G_{\Gamma}/G_M = 0,10$  и  $G_{\Gamma}/G_M = 0,11$ .

Подставляем расчётные значения  $t_2$  и  $G_{\Gamma}/G_M$  в обобщённое уравнение:

$$t_n = t_1 - \frac{t_2 - t_0}{\left( \frac{G_\Gamma}{G_M} V_g \frac{c_\Gamma}{c_M} + \frac{c_C}{c_M} \right) \eta_{II}}$$

Откуда температура во второй камере

$$t_{II} = 1000 - \frac{680 - 10}{\left( 0,11 \frac{10,92 \cdot 1,55}{1,05} + \frac{0,23 \cdot 2,2}{1,05} \right) 0,96} = 700 \text{ } ^\circ\text{C};$$

в третьей камере

$$t_{III} = 1000 - \frac{850 - 10}{\left( 0,10 \frac{10,92 \cdot 1,55}{1,05} + \frac{0,23 \cdot 2,2}{1,05} \right) 0,96} = 585 \text{ } ^\circ\text{C};$$

Температура подогрева воздуха в камере охлаждения обожжённого материала (извести)

$$t_{\text{охл}} = t_B = \frac{t_1 - t_0}{\frac{G_\Gamma}{G_M} \frac{L_g}{0,56} \frac{c_B}{c_{\text{изв}}} \frac{1}{\eta_{II}} + 1},$$

где  $G_\Gamma / G_M$  - соответствует значению  $(G_\Gamma / G_M)_\infty$  при  $t_2 = 1000^\circ\text{C}$ .

Согласно расчётному графику (см. рис. 2.22)  $G_\Gamma / G_M \approx 0,092$ , тогда

$$t_{\text{охл}} = t_B = \frac{1000 - 10}{0,092 \frac{9,9}{0,56} \frac{1,3}{0,9} \frac{1}{0,96} + 1} = 308 \text{ } ^\circ\text{C},$$

где 0,56 – экспериментальный коэффициент.

Расход тепла на обжиг известняка в псевдоожжиженном слое:

1) на нагрев известняка до  $t_1 = 1000^\circ\text{C}$

$$q_1 = \frac{G_M c_M (t_1 - t_0)}{24} = \frac{1 \cdot 10^5 \cdot 1,05 (1000 - 10)}{24} = 4320937,5 \text{ кДж / ч.}$$

2) на диссоциацию  $\text{CaCO}_3$ .

Диссоциация известняка – эндотермическая реакция. Теплоту диссоциации определяем по формуле:

$$\begin{aligned} q_{\text{изв}} &= 1758,5 + 13,8 \cdot 10^{-2} T - 21 \cdot 10^{-5} T^2 + 2,6 \cdot 10^{-8} T^3 = \\ &= 1758,5 + 13,8 \cdot 10^{-2} \cdot 1273 - 21 \cdot 10^{-5} \cdot 1273^2 + 2,6 \cdot 10^{-8} \cdot 1273^3 \approx \\ &\approx 1650,9 \text{ кДж / кг;} \end{aligned}$$

$$q_2 = \frac{q_{\text{изв}} G_M}{24} = \frac{1650,9 \cdot 1 \cdot 10^5}{24} = 687,2 \cdot 10^4 \text{ кДж / ч.}$$

3) с уходящими из печи газами.

Уходящие из печи газы кроме продуктов горения содержат также  $\text{CO}_2$ , выделяющийся при диссоциации  $\text{CaCO}_3$ . Выход  $\text{CO}_2$  из 1 кг  $\text{CaCO}_3$  составляет в среднем 0,4 кг. Общее количество газов, уходящих из печи,

$$G_{\text{yx}} = V_{\text{g}} G_{\text{r}} + \frac{0,4 \cdot G_{\text{m}} / 24}{\rho_{\text{CO}_2}} = 10,92 G_{\text{r}} + \frac{0,4 \cdot 4160}{1,977} = (10,92 G_{\text{r}} + 842) \text{ м}^3;$$

$$q_3 = (10,92 G_{\text{r}} + 842) c_{\text{r}} t_{\text{ш}} = (10,92 G_{\text{r}} + 842) 1,55 \cdot 585 = \\ = (9901,7 G_{\text{r}} + 763483,5) \text{ кДж / ч.}$$

4) вследствие потерь тепла печью в окружающую среду (принимая равными 4% от общего расхода тепла)

$$q_4 = (q_1 + q_2 + q_3) 0,04 = [4320937,5 + 6872000 + (9901,7 G_{\text{r}} + 763483,5)] 0,04 = \\ = (478256,8 + 396 G_{\text{r}}) \text{ кДж / ч.}$$

Приход тепла в печь:

1) физическое тепло известняка при температуре  $10^\circ\text{C}$ :

$$q_{\text{изв}} = \frac{G_{\text{M}}}{24} c_{\text{M}} t_{\text{M}} = \frac{10^5}{24} \cdot 1,05 \cdot 10 = 43580 \text{ кДж / ч;}$$

2) физическое тепло газа при температуре  $10^\circ\text{C}$  :

$$q_{\text{r}} = G_{\text{r}} c_{\text{r}} t_{\text{r}} = G_{\text{r}} \cdot 1,59 \cdot 10 = 15,9 G_{\text{r}} \text{ кДж / ч;}$$

3) физическое тепло воздуха, подводимого в печь при температуре  $308^\circ\text{C}$ ,

$$q_{\text{в}} = L_{\text{g}} G_{\text{r}} c_{\text{в}} t_{\text{в}} = 9,9 \cdot G_{\text{r}} \cdot 1,3 \cdot 308 = 3964 G_{\text{r}} \text{ кДж / ч;}$$

4) тепло от горения газа:

$$q_{\text{r}}' = Q_{\text{H}}^{\text{p}} \cdot G_{\text{r}} = 35677,9 G_{\text{r}} \text{ кДж / ч.}$$

Расход газа на обжиг определится из уравнения:

$$12123848,8 + 12029,5 G_{\text{r}} = 43580 + 39657,8 G_{\text{r}}$$

откуда

$$G_{\text{r}} = \frac{12080268,8}{27628,3} = 437 \text{ м}^3 / \text{ч} (319 \text{ кг / ч}).$$

Удельный расход тепла по  $\text{CaCO}_3$ :

$$q' = \frac{437 \cdot 35677,9}{4160} = 3737,5 \text{ кДж / кг.}$$

Удельный расход тепла по готовому продукту (извести):

$$q'' = \frac{437 \cdot 35677,9}{0,6 \cdot 4160} = 6222,2 \text{ кДж / кг.}$$

Удельный расход природного газа теплопроводностью  $35677,9 \text{ кДж/м}^3$  на 1 кг известняка:

$$q_{\text{уд}} = \frac{437 \cdot 24}{1 \cdot 10^5} = 0,104 \text{ м}^3.$$

Согласно тепловому балансу количество газов, служащих взвешивающей средой псевдоожженного слоя, равно

$$G^{kc}_{\Gamma} = 10,92 \cdot 437 + 842 = 5612 \text{ м}^3 / \text{ч} (7580 \text{ кг} / \text{ч}),$$

в том числе

1)  $\text{CO}_2$  от диссоциации  $\text{CaCO}_3$  –  $842 \text{ м}^3/\text{ч}$  ( $1660 \text{ кг}/\text{ч}$ );

2) продукты горения газа –  $4470 \text{ м}^3/\text{ч}$  ( $5920 \text{ кг}/\text{ч}$ ).

Тогда количество  $\text{CO}_2$  по отношению к  $1 \text{ м}^3$  сжигаемого газа составит

$$\frac{842}{437} = 1,93 \text{ м}^3 / \text{м}^3.$$

Следовательно, суммарное количество печных газов по отношению к  $1 \text{ м}^3$  сжигаемого газа

$$V_g = 10,92 + 1,93 = 12,85 \text{ м}^3 / \text{м}^3.$$

Печные газы будут иметь следующий состав:

$$\text{CO}_2 = \frac{3,02}{12,85} 100 = 23,5\%; \quad \text{H}_2\text{O} = \frac{1,97}{12,85} 100 = 15,31\%;$$

$$\text{N}_2 = \frac{7,85}{12,85} 100 = 60,41\%; \quad \text{O}_2 = \frac{0,1}{12,85} 100 = 0,78\%.$$

Плотность печных газов при  $0^\circ\text{C}$  и  $760 \text{ мм рт. ст.}$

$$\rho_{\Gamma} = \frac{44 \cdot 23,5 + 18 \cdot 15,31 + 28 \cdot 60,41 + 32 \cdot 0,78}{22,4 \cdot 100} = 1,33 \text{ кг} / \text{м}^3.$$

В печь поступает мелкозернистый известняк следующего гранулометрического состава (табл. 2.3).

Таблица 2.3

Гранулометрический состав мелкозернистого известняка, поступающего в печь для обжига

Номер партии	Размер частиц, мм	Фракция $x_i$ , мас.доля	Диаметр фракции $d_i$ , мм	$\frac{x_i}{d_i}$
1	3,3 – 4	0,58	3,63	0,161
2	2,8 – 3,3	0,25	2,84	0,089
3	2,3 – 2,8	0,10	2,56	0,040
4	1,2 – 2,3	0,04	1,66	0,024
5	0,7 – 1,2	0,015	0,91	0,0164
6	0,105 – 0,7	0,010	0,45	0,022
7	0,085 – 0,105	0,005	0,095	0,053

Средний (расчётный) диаметр частиц

$$d_{cp} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}} = \frac{1}{0,41} = 2,45 \text{ мм}.$$

Порозность насыпного слоя известняка

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_n}{\rho_m} = 1 - \frac{1500}{2600} = 0,42.$$

Определим режимы псевдоожжижения в камерах печи.

Камера подогрева 1. При средней температуре газа  $585^{\circ}\text{C}$ .

$$\rho_r = 1,33 \frac{273}{273 + 585} = 0,42 \text{ кг / м}^3;$$

коэффициент кинематической вязкости  $\nu = 82,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$ ;

Критерий Архимеда:

$$\text{Ar} = \frac{9,81 \cdot (2,45 \cdot 10^{-3})^3}{(82,9 \cdot 10^{-6})^2} \cdot \frac{2600 - 0,42}{0,42} = 129,5 \cdot 10^3.$$

Значение критерия  $\text{Re}_{\text{кр1}}$  при минимальной (критической) скорости псевдоожжижения:

$$\text{Re}'_{\text{кр1}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ar}}} = \frac{129,5 \cdot 10^3}{1400 + 5,22\sqrt{129,5 \cdot 10^3}} = 40.$$

Минимальная (критическая) скорость псевдоожжижения

$$W_{\text{кр1}} = \frac{\text{Re}'_{\text{кр1}} \cdot \nu}{d_{\text{ср}}} = \frac{40 \cdot 82,9 \cdot 10^{-6}}{2,45 \cdot 10^{-3}} = 1,35 \text{ м / с}.$$

Число псевдоожжижения ( $K_{\text{пс}}$ ) принимаем равным 2,5. Тогда действительная (рабочая) скорость ожижающей среды (газа):

$$W_p = W_{\text{кр1}} K_{\text{пс}} = 1,35 \cdot 2,5 = 3,37 \text{ м / с}.$$

Значение критерия  $\text{Re}_p$ , соответствующего рабочей скорости ожижающего агента

$$\text{Re}_p = \text{Re}_{\text{кр1}} \cdot K_{\text{пс}} = 40 \cdot 2,5 = 100.$$

Массовая скорость газового потока

$$W_{\text{гмас}} = 3600 W_p \rho_r = 3600 \cdot 3,37 \cdot 0,42 = 4060 \text{ кг / (м}^2 \cdot \text{ч)}.$$

При цилиндрической форме камеры площадь её сечения

$$F_K = \frac{G_r}{W_{\text{гмас}}} = \frac{7580}{4060} = 1,86 \text{ м}^2;$$

диаметр камеры

$$D_K = \sqrt{1,27 \cdot 1,86} = 1,54 \text{ м}.$$

Высоту насыпного слоя в камере принимают равной 0,5 м. Определяем среднюю порозность псевдоожжиженного слоя:

$$\varepsilon = \left( \frac{18 \text{Re}_p + 0,36 \text{Re}_p^2}{\text{Ar}} \right)^{0,21} = \left( \frac{18 \cdot 100 + 0,36 \cdot 100^2}{129,5 \cdot 10^3} \right)^{0,21} = 0,52.$$

Высота псевдоожженного слоя:

$$H = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} = 0,5 \frac{1 - 0,42}{1 - 0,52} = 0,6 \text{ м.}$$

Степень расширения слоя:

$$n = \frac{H}{H_0} = \frac{0,6}{0,5} = 1,2.$$

Вес слоя:

$$G = H_0 F_k \rho_H = 0,5 \cdot 1,86 \cdot 1500 = 1390 \text{ кг.}$$

Известняк, поступающий в печь для обжига, имеет частицы, скорость свободного витания которых меньше рабочей скорости газа. Кроме того, в процессе псевдоожжения вследствие столкновений частиц и соприкосновения их со стенками материал истирается и содержание пыли в слое повышается. Поэтому будет происходить вынос мелких частиц из печи газовым потоком. Определим относительное количество уноса:

$$q_{\text{ун}} = k \frac{\mu W_p}{d_{\text{CP}}^2 \rho_m} = 10 \frac{3,54 \cdot 10^{-6} \cdot 3,37}{(2,45 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 2600} = 0,77 \cdot 10^{-2} \text{ кг/кг,}$$

где  $k$  - коэффициент, зависящий от массовой концентрации пыли ( $\mu$ ) в уходящих газах. При массовой концентрации пыли в уходящих газах от  $3,54 \cdot 10^{-6}$  кг/кг  $k = 10$ .

Общее количество известняка, выносимого из печи,

$$G_{\text{ун}} = 7580 \cdot 0,77 \cdot 10^{-2} = 58 \text{ кг/ч,}$$

что составляет  $\frac{58}{4160} 100 = 1,4 \%$ .

Как видно, унос незначителен. Поэтому расчётный (средний) диаметр частиц для последующих камер считаем неизменным.

*Камера подогрева 2.* При средней температуре слоя  $700^\circ\text{C}$ .

$$\rho_{\Gamma} = 1,33 \frac{273}{273 + 700} = 0,37 \text{ кг/м}^3;$$

$$v = 108,7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Ar = \frac{9,81(2,45 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 2600 - 0,37}{(108,7 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,37} = 86 \cdot 10^3.$$

Значение критерия  $Re$  при минимальной (критической) скорости псевдоожжения

$$Re'_{\text{кр}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{86 \cdot 10^3}{1400 + 5,22\sqrt{86 \cdot 10^3}} = 29,2.$$

Минимальная (критическая) скорость псевдоожжения

$$W_{кр} = \frac{Re_{кр} \nu}{d_{ср}} = \frac{29,2 \cdot 108,7 \cdot 10^{-6}}{2,45 \cdot 10^{-3}} = 1,3 \text{ м/с.}$$

Действительная (рабочая) скорость оживающей среды (газа):

$$W_p = \frac{W_{\Gamma}}{3600 \cdot \rho_{\Gamma}} = \frac{4060}{3600 \cdot 0,37} = 3,1 \text{ м/с.}$$

Число псевдооживления:

$$W_{ПС} = \frac{W_p}{W_{кр}} = \frac{3,1}{1,3} = 2,38.$$

Значение критерия  $Re_p$ :

$$Re_p = Re'_{кр} W_{ПС} = 29,2 \cdot 2,38 = 69,5.$$

Средняя порозность псевдооживленного слоя:

$$\varepsilon = \left( \frac{18 \cdot 69,5 + 0,36 \cdot 69,5^2}{86 \cdot 10^3} \right)^{0,21} = 0,5.$$

Высота псевдооживленного слоя:

$$H = 0,5 \frac{1 - 0,42}{1 - 0,5} = 0,58 \text{ м.}$$

Степень расширения слоя:

$$n = \frac{H}{H_0} = \frac{0,58}{0,5} = 1,16.$$

Камера для обжига. При средней температуре газа  $1000^{\circ}\text{C}$

$$\rho_{\Gamma} = 1,33 \frac{273}{273 + 1000} = 0,28 \text{ кг/м}^3;$$

$$\nu = 167 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$Ar = \frac{9,81(2,45 \cdot 10^{-3})^3}{(167 \cdot 10^{-6})^2} \frac{2600 - 0,28}{0,28} = 48 \cdot 10^3.$$

Значение критерия  $Re$  при минимальной (критической) скорости псевдооживления:

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{48 \cdot 10^3}{1400 + 5,22\sqrt{48 \cdot 10^3}} = 19,4.$$

Минимальная (критическая) скорость псевдооживления

$$W_{кр} = \frac{Re_{кр} \nu}{d_{ср}} = \frac{19,4 \cdot 167 \cdot 10^{-6}}{2,45 \cdot 10^{-3}} = 1,32 \text{ м/с.}$$

Действительная (рабочая) скорость газа:

$$W_p = \frac{W_{\Gamma}}{3600 \cdot \rho_{\Gamma}} = \frac{4060}{3600 \cdot 0,28} = 2,98 \text{ м/с.}$$

Число псевдоожжижения:

$$W_{\text{ПС}} = \frac{2,98}{1,32} = 2,28.$$

Значение критерия  $Re_p$ :

$$Re_p = Re_{\text{кр}} W_{\text{ПС}} = 19,4 \cdot 2,28 = 44,3.$$

Средняя порозность псевдоожжиженного слоя

$$\varepsilon = \left( \frac{18 \cdot 44,3 + 0,36 \cdot 44,3^2}{48 \cdot 10^3} \right)^{0,21} = 0,48.$$

Высота псевдоожжиженного слоя:

$$H = 0,5 \frac{1 - 0,42}{1 - 0,48} = 0,56 \text{ м.}$$

Степень расширения слоя:

$$n = \frac{H}{H_0} = \frac{0,56}{0,5} = 1,12.$$

*Камера для охлаждения извести.* При средней температуре среды (воздуха)  $308^\circ\text{C}$ :

$$\rho_{\text{В}} = 1,293 \frac{273}{273 + 308} = 0,605 \text{ кг / м}^3;$$

$$\nu = 50,1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с};$$

$$Ar = \frac{9,81(2,45 \cdot 10^{-3})^3}{(50,1 \cdot 10^{-6})^2} \frac{1550 - 0,605}{0,605} = 148 \cdot 10^3.$$

Значение критерия  $Re$  при минимальной (критической) скорости псевдоожжижения:

$$Re_{\text{кр}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{148 \cdot 10^3}{1400 + 5,22\sqrt{148 \cdot 20^3}} = 44.$$

Минимальная (критическая) скорость псевдоожжижения

$$W_{\text{кр}} = \frac{Re_{\text{кр}} \nu}{d_{\text{ср}}} = \frac{44 \cdot 50,1 \cdot 10^{-6}}{2,45 \cdot 10^{-3}} = 0,89 \text{ м / с.}$$

Количество воздуха, подводимого для горения в печь через слой извести,

$$G_{\text{В}} = L_{\text{г}} G_{\text{г}} = 9,9 \cdot 437 = 4350 \text{ м}^3 / \text{ч.}$$

С учетом изменения плотности воздуха при нагреве количество воздуха составит

$$G_{\text{В}} = 4350 \frac{1,293}{0,605} = 9300 \text{ м}^3 / \text{ч.}$$

Число псевдоожжижения принимаем равным 2,8, тогда действительная (рабочая) скорость воздуха в камере

$$W_p = 0,89 \cdot 2,8 = 2,50 \text{ м/с.}$$

Диаметр камеры для охлаждения извести:

$$D = \sqrt{\frac{G_b}{0,785 \cdot 3600 W_p}} = \sqrt{\frac{9300}{0,785 \cdot 3600 \cdot 2,50}} = 1,15 \text{ м.}$$

Значение критерия  $Re_p$ :

$$Re_p = Re_{кр} W_{пс} = 44 \cdot 2,8 = 123.$$

Средняя порозность псевдоожжиженного слоя:

$$\varepsilon = \left( \frac{18 \cdot 116 + 0,36 \cdot 123^2}{148 \cdot 10^3} \right)^{0,21} = 0,53.$$

Порозность насыпного слоя извести:

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{930}{1550} = 0,40.$$

Вес слоя извести в камере:

$$G_{изв} = 0,6 \cdot 1390 \cdot 0,996 = 830 \text{ кг.}$$

Высота насыпного слоя в камере:

$$H_0 = \frac{G_{изв}}{F_k \rho_n} = \frac{830}{0,785 \cdot 1,15^2 \cdot 930} = 0,86 \text{ м.}$$

Высота псевдоожжиженного слоя:

$$H = 0,86 \frac{1 - 0,40}{1 - 0,53} = 1,1 \text{ м.}$$

Степень расширения слоя:

$$n = \frac{1,1}{0,86} = 1,28.$$

Определим гидравлическое сопротивление слоя и газораспределительных решёток.

Гидравлическое сопротивление слоя в камерах обжига и подогрева известняка:

$$H_0 \rho_H = 0,5 \cdot 1500 = 750 \text{ кг/м}^2.$$

Гидравлическое сопротивление слоя в камере охлаждения извести:

$$p_{охл} = H_0 \cdot \rho'_H = 0,86 \cdot 930 = 800 \text{ кг/м}^2.$$

Общее гидравлическое сопротивление слоёв в печи:

$$p_{общ} = 3 \cdot 750 + 800 = 3 \cdot 750 + 800 = 3050 \text{ кг/м}^2.$$

Определим гидравлическое сопротивление газораспределительных решёток. В печи расположены четыре решётки: для холодного воздуха, поступающего в камеру охлаждения извести; для подогретого воздуха, поступающего в камеру обжига, и две решётки для пропуска горячих газов из камеры обжига в камеры подогрева известняка. Выбираем тип решётки по рис. 2.25.

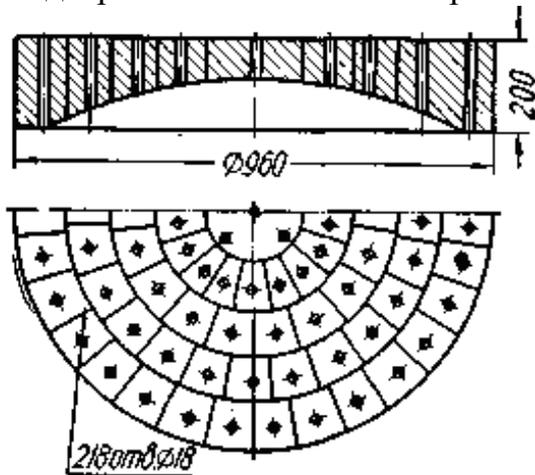


Рис.2.25. Сводчатая газораспределительная решетка из шамотных кирпичей

просыпания материала в дутьевую камеру на поверхность решётки укладывается металлическая сетка, а затем слой керамических шаров диаметром 20 мм, высотой 200 мм.

Площадь живого сечения решётки:

$$F_p = 0,785 \cdot 1,15^2 \cdot 3 \cdot 10^{-2} = 0,031 \text{ м}^2.$$

Скорость воздуха в отверстиях решётки:

$$W_{\text{отв}} = \frac{4350}{3600 \cdot 0,031} = 39 \text{ м/с}.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления принимаем равным 0,6.

Гидравлическое сопротивление решётки:

$$\Delta p_{p1} = \frac{0,0512 \cdot 39^2 \cdot 1,25(1 - 0,03^2)}{0,6^2} = 281 \text{ кг/м}^2.$$

Гидравлическое сопротивление слоя керамических шаров, укладываемых на решетку, составляет не более 10 % от сопротивления решетки.

$$\Delta p = 0,1 \cdot 281 = 28 \text{ кг/м}^2.$$

*Решётка для подогретого воздуха.* Живое сечение решётки – 3 %. Диаметр отверстий решётки – 30 мм. Средняя толщина решётки – 100 мм. Коэффициент

Гидравлическое сопротивление решётки находим по эмпирической формуле.

$$\Delta p_p = \frac{0,0512 W_{\text{отв}}^2 \rho_{\Gamma} (1 - \beta^2)}{C^2} \text{ кг/м}^2,$$

где  $W_{\text{отв}}$  – скорость газа в отверстиях решётки, м/с;

$\beta$  – живое сечение решётки;

$C$  – коэффициент гидравлического сопротивления, зависящий от отношения диаметра отверстий решётки к её толщине.

*Решётка для холодного воздуха.* Живое сечение решётки принимаем равным 3 %. Диаметр отверстий решётки – 20 мм. Средняя толщина решётки – 70 мм. Для предотвращения

гидравлического сопротивления решётки  $C \approx 0,6$ . Площадь живого сечения решётки:

$$F_p = 0,785 \cdot 1,54^2 \cdot 3 \cdot 10^{-2} = 0,056 \text{ м}^2.$$

Скорость газа в отверстиях решётки:

$$W_{\text{отв}} = \frac{9,9 G_r \rho_{\text{в}}^{10}}{3600 F_p \rho_{\text{в}}^{308}} = \frac{9,9 \cdot 437 \cdot 1,25}{3600 \cdot 0,056 \cdot 0,605} = 44 \text{ м/с}.$$

Гидравлическое сопротивление решётки:

$$\Delta p_{P2} = \frac{0,0512 \cdot 44^2 \cdot 0,605(1 - 0,03^2)}{0,6^2} = 166 \text{ кг/м}^2.$$

*Решетка для прохода газа из камеры обжига в камеру подогрева.* Живое сечение решетки – 3%. Диаметр отверстий решётки – 30 мм. Средняя толщина решетки – 100 мм. Коэффициент гидравлического сопротивления решётки  $C \approx 0,6$ .

Площадь живого сечения решётки:

$$F_p = 0,785 \cdot 1,54^2 \cdot 3 \cdot 10^{-2} = 0,056 \text{ м}^2.$$

Скорость газа в отверстиях решётки:

$$W_{\text{отв}} = \frac{G_r^{\text{кв}} \rho_r^{1000}}{3600 F_p \rho_r^{700}} = \frac{5612 \cdot 0,28}{3600 \cdot 0,056 \cdot 0,37} = 21 \text{ м/с}.$$

Гидравлическое сопротивление решётки:

$$\Delta p_{P3} = \frac{0,0512 \cdot 21^2 \cdot 0,37(1 - 0,03^2)}{0,6^2} = 23 \text{ кг/м}^2.$$

*Решетка для выхода газа из камеры подогрева.* Характеристика и размеры решётки те же, что и предыдущей.

Скорость газа в отверстиях решетки:

$$W_{\text{отв}} = \frac{5612 \cdot 0,37}{3600 \cdot 0,056 \cdot 0,42} = 24,5 \text{ м/с}.$$

Гидравлическое сопротивление решётки:

$$\Delta p_{P4} = \frac{0,0512 \cdot 24,5^2 \cdot 0,42(1 - 0,03^2)}{0,6^2} = 36 \text{ кг/м}^2.$$

Общее сопротивление газораспределительных решеток печи

$$p_{\text{общ}} = 281 + 28 + 166 + 23 + 36 = 534 \text{ кг/м}^2.$$

Полное гидравлическое сопротивление шахты печи

$$p_{\text{полн}} = 3050 + 534 = 3584 \text{ кг/м}^2.$$

### Список использованных источников

1. Романков П.Г., Рашковская Н.Б. Сушка в кипящем слое. Л; М: Химия, 1964. 288 с.
2. Каганович Ю.Я., Злобинский А.Г. Промышленные установки для сушки в кипящем слое. Л: Химия, 1970. 176 с.
3. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. М.: Химия, 1970. 432 с.
4. Лебедев П. Д., Шукин А. А. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий. М. 1970. 205с.
5. Исламов М.Ш. Печи химической промышленности. М: Высш.шк., 1968. 366 с.
6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 2004. 624 с.
7. Махорин К.Е., Тищенко А.Т. Высокотемпературные установки с псевдооживленным слоем. Киев: Техника, 1966. 189 с.
8. Рысин С.А. Вентиляционные установки машиностроительных заводов. М: Машиностроение, 1964. 704 с.
9. Дементьев В.М. Инженерно-физический журнал. 1959. №12. С 31-37.

## Приложения

Таблица 1

Физические постоянные сухого воздуха  $P = 1 \text{ атм}$

$t, \text{ } ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{ кг/м}^3$	$c_p, \frac{\text{ккал}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$	$\lambda \cdot 10^2, \frac{\text{ккал}}{\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}}$	$a \cdot 10^2, \text{ м}^2/\text{ч}$	$\mu \cdot 10^6, \frac{\text{кг} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$	$\nu \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$	Pr
-180	3,685	0,250	0,65	0,705	0,66	1,76	0,900
-150	2,817	0,248	1,00	1,45	0,89	3,10	0,770
-100	1,984	0,244	1,39	2,88	1,20	5,94	0,742
-50	1,534	0,242	1,75	4,73	1,49	9,54	0,726
-20	1,365	0,241	1,94	5,94	1,66	11,93	0,724
0	1,252	0,241	2,04	6,75	1,75	13,70	0,723
10	1,206	0,241	2,11	7,24	1,81	14,70	0,722
20	1,164	0,242	2,17	7,66	1,86	15,70	0,722
30	1,127	0,242	2,22	8,14	1,91	16,61	0,722
40	1,092	0,242	2,28	8,65	1,96	17,60	0,722
50	1,056	0,243	2,34	9,14	2,00	18,60	0,722
60	1,025	0,243	2,41	9,65	2,05	19,60	0,722
70	0,996	0,243	2,46	10,18	2,08	20,45	0,722
80	0,968	0,244	2,52	10,65	2,14	21,70	0,722
90	0,942	0,244	2,58	11,25	2,20	22,90	0,722
100	0,916	0,244	2,64	11,80	2,22	23,78	0,722
120	0,870	0,245	2,75	12,90	2,32	26,20	0,722
140	0,827	0,245	2,86	14,10	2,40	28,45	0,722
160	0,789	0,246	2,96	15,25	2,46	30,60	0,722
180	0,755	0,247	3,07	16,50	2,55	33,17	0,722
200	0,723	0,247	3,18	17,8	2,64	35,82	0,722
250	0,653	0,249	3,42	21,2	2,85	42,8	0,722
300	0,596	0,250	3,69	24,8	3,03	49,9	0,722
350	0,549	0,252	3,93	28,4	3,21	57,5	0,722
400	0,508	0,253	4,17	32,4	3,36	64,9	0,722
500	0,450	0,256	4,64	40,1	3,69	80,4	0,722
600	0,400	0,260	5,00	49,1	4,00	98,1	0,723
800	0,325	0,266	5,75	68,0	4,54	137,0	0,725
1000	0,268	0,272	6,55	89,9	5,05	185,0	0,727
1200	0,238	0,278	7,27	113,0	5,50	232,5	0,730
1400	0,204	0,284	8,00	138,0	5,89	282,5	0,736
1600	0,182	0,291	8,70	165,0	6,28	338,0	0,740
1800	0,165	0,297	9,40	192,0	6,68	397,0	0,744

Таблица 2

## Плотность сухого воздуха

В таблице приводятся значения плотности  $\rho$ , вычисленные по формуле,  $\text{кг/м}^3$ :

$$\rho = \frac{1,293 \cdot B}{(1 + 0,00367 t) 760}$$

где  $B$  — давление, мм рт. ст.;  $t$  — температура воздуха,  $^{\circ}\text{C}$ .

Температура, $^{\circ}\text{C}$	Давление, мм рт. ст.				Температура, $^{\circ}\text{C}$	Давление, мм рт. ст.			
	720	740	760	770		720	740	760	770
0	1,225	1,259	1,293	1,310	18	1,149	1,181	1,213	1,229
2	1,216	1,250	1,284	1,301	20	1,141	1,173	1,205	1,221
4	1,208	1,241	1,275	1,291	22	1,134	1,165	1,197	2,212
6	1,199	1,232	1,266	1,282	24	1,126	1,157	1,189	1,204
8	1,190	1,223	1,257	1,273	26	1,118	1,149	1,181	1,196
10	1,182	1,215	1,247	1,264	28	1,111	1,142	1,173	1,188
12	1,173	1,206	1,239	1,255	30	1,104	1,134	1,165	1,180
14	1,165	1,198	1,230	1,246	32	1,096	1,127	1,157	1,173
16	1,157	1,189	1,221	1,238	35	1,086	1,116	1,146	1,161

Таблица 3

## Плотность некоторых материалов

Наименование	Плотность $\rho \cdot 10^{-3}$ , $\text{кг/м}^3$	Наименование	Плотность $\rho \cdot 10^{-3}$ , $\text{кг/м}^3$
Антрацит	1,3—1,8	Кварцит сырой	2,66—2,67
Асбест	2,1-2,8	Мел	1,8—2,7
Бурый уголь	1,1—1,44	Мергель	2,3—2,5
Гипс кристаллический	2,17—2,31	Пемза	0,37—0,9
Глина сухая	1,25—1,52	Песок сухой	1,4-1,65
Доломит	2,1—2,95	Песок мокрый	1,95—2,05
Известняк	2,3—3,0	Торф сухой	0,1 —1,0
Каменный уголь	1,2-1,5	Шлак	2,5—3,0

Таблица 4

Средняя температура и относительная влажность  
атмосферного воздуха в некоторых районах России

Наименование пункта	Январь		Июль	
	$t, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$	$t, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$
Архангельск	-13,3	88	15,3	79
Астрахань	-7,1	91	25,2	58
Благовещенск	-24,2	78	21,2	72
Брянск	-8,8	88	18,2	74
Владивосток	-13,7	74	20,6	77
Волгоград	-9,9	85	24,7	50
Вологда	-12,0	85	17,6	70
Воронеж	-9,8	90	20,6	62
Нижний Новгород	-12,2	89	19,4	68
Грозный	-4,9	93	23,9	70
Иваново	-12,0	90	18,8	71
Иркутск	-20,9	85	17,2	72
Казань	-13,6	86	19,9	63
Киров	-15,1	86	18,1	71
Кировоград	-5,8	88	20,9	60
Красноводск	-2,4	78	28,6	46
Краснодар	-2,1	90	23,7	67
Красноярск	-18,2	81	19,3	72
Курск	-9,3	88	19,4	67
Санкт-Петербург	-7,7	87	17,5	69
Москва	-10,8	88	18,0	70
Николаев	-4,0	88	23,1	63
Новгород	-8,4	88	17,6	78
Новороссийск	-2,0	75	23,6	68
Новосибирск	-19,3	83	18,7	59
Омск	-19,6	85	19,1	70
Орел	-9,5	92	18,6	77
Пермь	-16,0	84	18,0	72
Псков	-7,1	86	17,5	72
Ростов н/Д	-6,1	89	23,7	59
Саратов	-11,3	84	23,1	53
Екатеринбург	-16,2	84	17,2	70
Смоленск	-8,4	88	17,6	78
Тамбов	-11,1	88	20,0	68
Томск	-19,4	82	18,8	76
Уральск	-14,0	85	23,5	47
Уфа	-15,0	86	19,4	67
Чита	-27,4	82	18,7	65

## Характеристика твердых топлив России

Наименование месторождения и район	Марка и сорт	Влага $\omega_p$ , %	Зола $A^c$ , %	Состав горючей массы, мас. %						Теплотворность $Q_H^p$ , кДж/кг	Максимальное содержание, %	
				$S_{\text{общ}}^r$	$C^r$	$H^r$	$N^r$	$O^r$	$L^r$		$\omega_p$	$A^c$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Кузнецкий бассейн:												
Кемеровское . . . . .	ПС, СС	9,0	16,0	0,7	86,0	5,0	2,0	6,3	26	21186	12	22
>> . . . . .	ПС, Т	8,0	16,0	0,7	90,5	4,3	2,0	2,5	14	26629	11	24
Ленинское . . . . .	Д	10,0	5,5	0,5	79,0	5,5	2,4	12,6	40	26378	—	—
>> . . . . .	Г	8,5	11,0	0,7	83,0	5,8	2,7	7,8	39	26755	11	14
Араличевское . . . . .	Т	7,0	16,0	0,7	89,0	4,1	2,0	4,2	10	26462	9	22
Карагандинский бассейн	ПЖ, ПС	7,5	27,0	1,2	85,0	5,1	1,4	7,3	28	22421	12	32
Подмосковный бассейн	Б	32,5	35,0	5,9	67,0	5,0	1,3	20,8	45	10635	37	45
Печерский бассейн:												
Воркутское . . . . .	ПЖ	8,0	23,0	1,3	85,0	5,3	2,2	6,2	30	23740	16	35
Урал:												
Богословское . . . . .	Б	29,0	20,0	0,6	70,0	4,5	1,3	23,6	45	13859	35	30
Буланашское . . . . .	Г	11,0	24,0	1,3	80,5	5,5	1,5	11,2	40	21396	15	30
Челябинское . . . . .	Б	17,0	32,0	2,1	72,0	5,2	1,7	19,0	43	15157	25	40
Башкирское:												
Бабаевское . . . . .	Б	45,0	25,0	1,2	68,0	6,3	0,6	23,9	63	9965	—	—
Красноярский край:												
Канский бассейн . . . . .	Б	33,0	16,0	1,0	72,0	5,0	1,3	20,7	48	14361	37	25
Хакасская авт. обл.:												
Минусинское . . . . .	Д	13,0	12,0	0,7	78,0	5,5	2,2	13,6	42	23322	20	20
Иркутская область:												
Черемховское . . . . .	Д	12,0	17,0	1,4	78,0	5,7	1,6	13,3	45	22317	16	28

Окончание табл. 5

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Бурят-Монгольское:												
Гусино-Озерское . . . .	Б	21,0	20,0	0,9	75,0	5,0	1,0	18,1	43	17711	25	30
Читинская область:												
Тарбагатайское . . . . .	Б	25,0	15,0	1,5	74,0	5,1	1,3	18,1	43	17585	30	25
Черновское . . . . .	Б	33,0	11,0	0,8	75,0	5,0	1,3	17,9	42	16413	40	16
Букачачинское . . . . .	Г	8,0	10,0	0,7	82,0	5,5	1,1	10,7	38	26587	12	15
Хабаровский край:												
Райчихинское . . . . .	Б	40,0	12,0	0,3	70,5	4,3	1,0	23,9	43	12603	45	17
Буреинское . . . . .	Г	8,0	30,0	0,4	81,0	6,0	1,5	11,1	41	20726	—	—
Приморский край:												
Липовецкое . . . . .	Д	8,0	35,0	0,5	76,0	6,0	1,0	16,5	50	17711	—	—
Ворошиловское . . . .	СС	5,0	45,0	0,4	84,0	5,5	1,0	9,1	27	17124	—	—
Подгородненское . . .	Т	4,5	36,0	0,5	87,0	4,8	1,3	6,4	17	20412	—	—
Сучанское . . . . .	ПЖ	7,0	23,5	0,6	85,5	5,0	1,4	7,5	29	23489	15	35
о. Северный Сахалин:												
Мгачинское . . . . .	Д	7,0	9,0	0,3	80,0	6,3	1,6	11,8	47	26357	—	—
Октябрьское . . . . .	К	4,0	12,0	0,5	88,0	5,1	2,0	4,4	23	29476	—	—
>> . . . . .	Т	6,0	7,0	0,5	90,0	4,5	2,0	3,0	18	30733	—	—
о. Южный Сахалин . .	Г	8,0	10,0	0,4	82,5	6,0	2,0	9,1	40	27383	—	—
Другие виды:												
торф кусковой . . .		40,0	11,0	0,3	57,8	6,0	2,5	33,4	70,0	10719	53	—
торф фрезерный . .		50,0	11,0	0,3	57,8	6,0	2,5	33,4	70	8500	55	—
кокс (25 мм) . . . . .		4,0	11,0	1,0	96,5	0,4	1,2	0,9	1	27802	—	—

Таблица 6

## Состав искусственных газообразных топлив

Газ	Состав сухого газа, об. %								$Q_H^C$ кДж/(Н·м <sup>3</sup> )
	СО	Н <sub>2</sub>	СН <sub>4</sub>	С <sub>m</sub> Н <sub>n</sub>	Н <sub>2</sub> S	СО <sub>2</sub>	Н <sub>2</sub>	О <sub>2</sub>	
Коксовый . . . . .	7,0	57,0	23,0	2,0	0,5	2,0	7,5	1,0	16748
Генераторный воздушный . . . . .	33,0	1,0	0,5	—	—	0,5	65,0	—	4606
Генераторный паровоздушный:									
из антрацита, коксика . . . . .	27,5	13,5	0,5	—	0,2	5,5	52,6	0,2	5150
газовых углей . . . . .	26,5	13,5	2,5	0,3	0,1	5,0	51,9	0,2	5862
бурых углей . . . . .	30,0	13,0	2,0	0,2	0,2	5,0	49,4	0,2	6071
торфа кускового . . . . .	28,0	15,0	3,0	0,5	0,1	8,0	45,2	0,2	6490
древесины (щепа) . . . . .	29,0	14,0	3,0	0,5	—	6,5	46,8	0,2	6490
Доменный газ из кокса . . . . .	28,0	2,7	0,3	—	—	10,5	58,2	—	3980
Газ подземной газификации (Горловка)	17,0	16,0	1,5	—	—	10,2	55,0	0,3	4190
Газ, полученный под давлением, из бурых углей	14,3	40,0	10,0	1,0	—	33,0	1,5	0,2	10890

16

Таблица 7

## Состав и свойства природных газов

Наименование газа (месторождение)	Состав сухого газа, об. %								Тепло- творно- ность, кДж/м <sup>3</sup>	Плотность сухого газа, кг/м <sup>3</sup>	Пределы взрываем.	
	СН <sub>4</sub>	С <sub>2</sub> Н <sub>6</sub>	С <sub>3</sub> Н <sub>8</sub>	С <sub>4</sub> Н <sub>10</sub>	С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub>	СО <sub>2</sub>	Н <sub>2</sub>	Н <sub>2</sub> S			низший	высший
<b>Природный газ</b>												
Ставропольский	98,0	0,3	0,1	0,1	—	0,3	1,2	—	35380	0,800	5	15
Саратовский (Елшанская)	94,0	1,2	0,7	0,4	0,2	0,2	3,3	—	35720	0,765	6	15
Коми АССР	85,9	3,1	1,0	0,4	0,1	0,1	9,4	—	33370	0,804	5	15
Бугуруслановский (Поволжье)	81,7	5,0	2,0	1,2	0,6	0,4	8,5	0,6	36720	0,884	—	—
Березовский-Игримский (северный Урал)	91,6	1,6	0,8	0,4	0,2	0,6	4,7	0,1	33100	0,780	—	—

Таблица 8

## Характеристика мазутов по маркам

Показатели	Марка мазута				
	20	40	60	80	100
Условная вязкость при 80 °С	2,5-5,0	5,0-8,0	8,0-11,0	11-13	13-15,5
Температура застывания, °С	+5	+10	+15	+20	+25
Температура вспышки в открытом тигле, °С	80	100	110	120	125
Плотность, т/м <sup>3</sup> :					
при 0 °С	0,961	0,992	1,010	1,058	0,962
100 °С	0,905	0,938	0,962	1,018	0,900
Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К):					
при 30 °С			0,135		
70 °С			0,130		
Теплоемкость, кДж/(кг·К) при 20—100 °С			1,88-2,05		
Содержание серы, %:					
малосернистый мазут			0,5		
сернистый мазут			1,0		
высокосернистый мазут			3,5		

Таблица 9

## Состав и теплотворность жидких топлив

Наименование топлива	Элементарный состав, %						Q <sub>н</sub> <sup>p</sup> , кДж/кг
	C <sup>r</sup>	H <sup>r</sup>	S <sup>r</sup>	N <sup>r</sup> +O <sup>r</sup>	A <sup>p</sup>	ω <sup>p</sup>	
Мазут малосернистый марки:							
20	87,2	11,7	0,5	0,6	0,1	2,0	40400
40	87,4	11,2	0,5	0,9	0,2	3,0	39440
60	87,6	10,7	0,7	1,0	0,2	3,0	39020
80 и 100	87,6	10,5	0,9	1,0	0,3	4,0	38690
Мазут сернистый марки:							
10	85,2	11,6	2,5	0,7	0,1	1,0	40280
20	85,0	11,6	2,9	0,5	0,2	2,0	39610
40	85,0	11,4	3,2	0,4	0,3	3,0	38850
Смолы генераторные	72—90	7—11	0,2—1,7	2—10	1,0	5,0	30150—37680
Солярное масло	86,5	12,8	0,4	0,3	—	—	42330
Бензин	85,0	14,9	0,05	0,05	—	—	43750

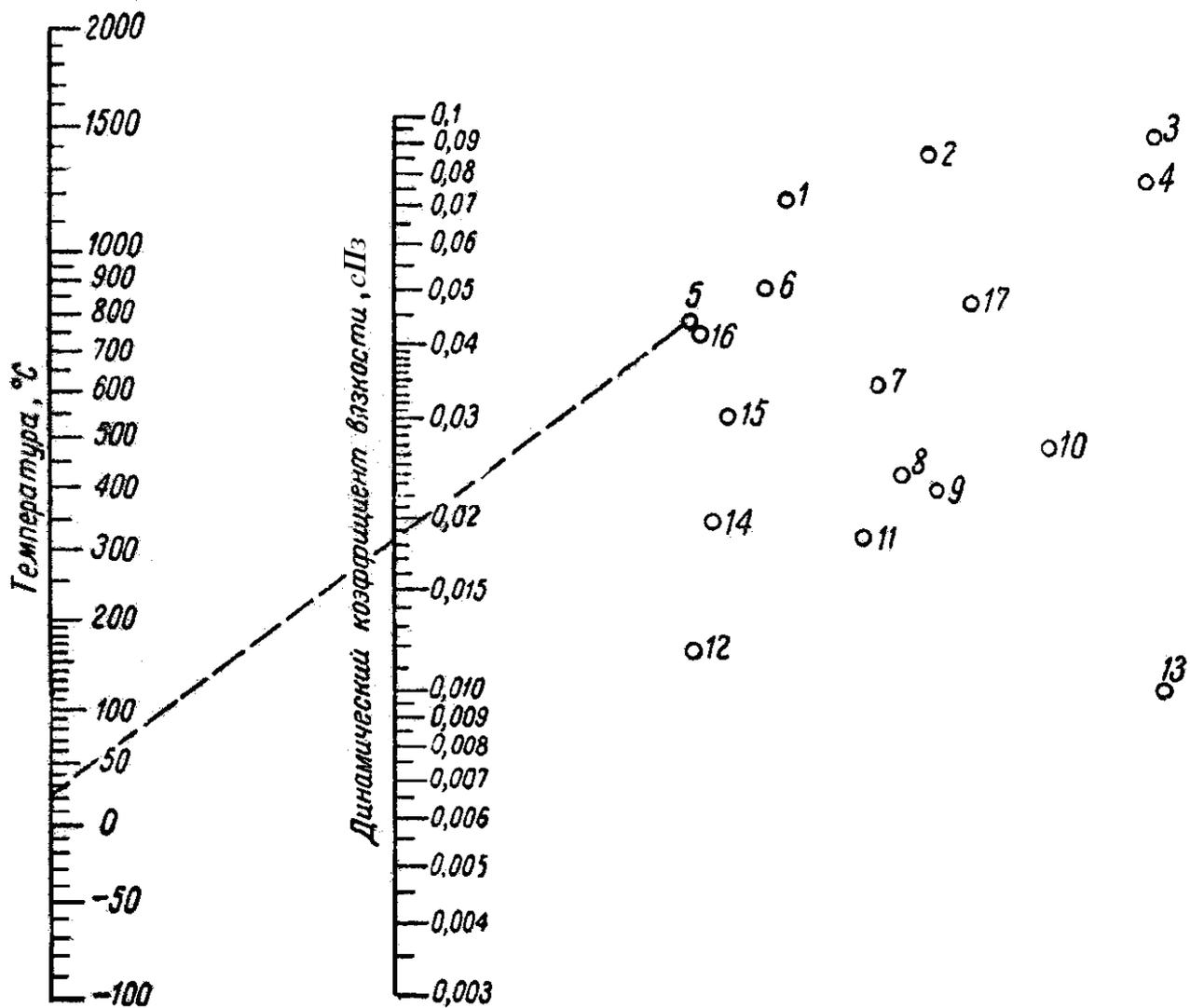


Рис.1. Номограмма для определения вязкости газов:

1 – O<sub>2</sub>; 2 – NO; 3 – CO<sub>2</sub>; 4 – HCl; 5 – воздух; 6 – N<sub>2</sub>; 7 – SO<sub>2</sub>; 8 – CH<sub>4</sub>; 9 – H<sub>2</sub>O; 10 – NH<sub>3</sub>; 11 – C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>; 12 – H<sub>2</sub>; 13 – C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>; 14 – 9H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub>; 15 – 3H<sub>2</sub> + N<sub>2</sub>; 16 – CO; 17 – Cl<sub>2</sub>

Пересчёт в СИ: 1 сПз = 1·10<sup>-3</sup> Н·с/м<sup>2</sup>

Средние теплоемкости газов при разных температурах  $C_0^t$ , кДж/(м<sup>3</sup>·К)

t, °C	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>
0	1,5998	1,7334	1,5073	1,4943	1,2766	1,2992	1,2946	1,3059	1,5500	1,8268
100	1,7003	1,8130	1,5324	1,5052	1,2908	1,3017	1,2959	1,3176	1,6421	2,0621
200	1,7874	1,8883	1,5617	1,5224	1,2971	1,3072	1,2996	1,3352	1,7590	2,2828
300	1,8628	1,9553	1,5952	1,5425	1,2992	1,3168	1,3068	1,3562	1,8862	2,4955
400	1,9298	2,0181	1,6329	1,5655	1,3022	1,3289	1,3164	1,3775	2,0156	2,6860
500	2,9888	2,0684	1,6706	1,5898	1,3051	1,3428	1,3277	1,3980	2,1404	2,8635
600	2,0412	2,1144	1,7083	1,6149	1,3080	1,3574	1,3402	1,4168	2,2610	3,0259
700	2,0885	2,1521	1,7460	1,6413	1,3122	1,3721	1,3537	1,4345	2,3770	3,1700
800	2,1312	2,1814	1,7837	1,6681	1,3168	1,3863	1,3670	1,4500	2,4942	3,3082
900	2,1693	2,2149	1,8172	1,6957	1,3227	1,3997	1,3796	1,4646	2,6026	3,4317
1000	2,2036	2,2359	1,8507	1,7230	1,3289	1,4127	1,3918	1,4776	2,6994	3,5472
1100	2,2350	2,2610	1,8842	1,7502	1,3361	1,4248	1,4035	1,4893	2,7865	3,6657
1200	2,2639	2,2777	1,9093	1,7770	1,3432	1,4361	1,4144	1,5006	2,8631	3,7528
1300	2,2899	—	—	1,8029	1,3511	1,4466	1,4253	1,5107	—	—
1400	2,3137	—	—	1,8280	1,3591	1,4567	1,4349	1,5203	—	—
1500	2,3355	—	—	1,8527	1,3675	1,4659	1,4441	1,5295	—	—
1600	2,3556	—	—	1,8762	1,3754	1,4747	1,4529	1,5379	—	—
1700	2,3745	—	—	1,8996	1,3834	1,4826	1,4613	1,5463	—	—
1800	2,3916	—	—	1,9214	1,3918	1,4901	1,4688	1,5542	—	—
1900	2,4075	—	—	1,9224	1,3997	1,4973	1,4759	1,5618	—	—
2000	2,4222	—	—	1,9629	1,4077	1,5040	1,4826	1,5693	—	—
2100	2,4360	—	—	1,9825	1,4152	1,5102	1,4893	1,5760	—	—
2200	2,4486	—	—	2,0010	1,4227	1,5161	1,4952	1,5831	—	—
2300	2,4603	—	—	2,0190	1,4303	1,5216	1,5010	1,5898	—	—
2400	2,4712	—	—	2,0366	1,4374	1,5270	1,5065	1,5965	—	—
2500	2,4812	—	—	2,0529	1,4449	1,5320	1,5115	1,6028	—	—

## Физические свойства воды (на линии насыщения)

$P$ , кгс/см <sup>2</sup>	$t$ , °C	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$i$ , кДж/кг	$c$ , кДж/(кг·K)	$\lambda \cdot 10^2$ , Вт/(м·K)	$\alpha \cdot 10^7$ , м <sup>2</sup> /с	$\mu \cdot 10^6$ , Па·с	$\nu \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с	$\beta \cdot 10^4$ , K <sup>-1</sup>	$\sigma \cdot 10^4$ , кг/с <sup>2</sup>	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	1,79	-0,63	756	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	1,31	+0,70	762	9,52
1	20	988	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,566	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,50	589	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,00	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,60	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212	0,266	9,20	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,70	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	1,17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

Пересчет в СИ:  $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$ .

Таблица 12

## Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от температуры

Температура, °С	Давление (абсолютное) кгс/см <sup>2</sup>	Удельный объем, м <sup>3</sup> /кг	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Удельная энтальпия жидкости $i'$ , кДж/кг	Удельная энтальпия пара $i''$ , кДж/кг	Удельная теплота парообразования $r$ , кДж/кг
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481,7
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2532,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333,0
75	0,3930	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
80	0,4830	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,5900	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,7150	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
95	0,8620	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
100	1,0330	1,675	0,5970	419,0	2679	2260
105	1,2320	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,4610	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,7240	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,0520	0,893	1,1199	504,1	2711	2207
125	2,3670	0,7715	1,296	525,4	2718	2194
130	2,7550	0,6693	1,494	546,8	2726	2179
135	3,1920	0,5831	1,715	568,2	2733	2165
140	3,6850	0,5096	1,962	589,5	2740	2150
145	4,2380	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4,8550	0,3933	2,543	632,7	2753	2120
160	6,3030	0,3075	3,252	654,1	2765	2089
170	8,0800	0,2431	4,113	719,8	2776	2056
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	2785	2021
190	12,80	0,1568	6,378	808,3	2792	1984
200	15,85	0,1276	7,840	852,7	2798	1945
210	19,55	0,1045	9,567	897,9	2801	1904
220	23,66	0,0862	11,60	943,2	2803	1860
230	28,53	0,07155	13,98	989,3	2802	1813
240	34,13	0,05967	16,76	1035	2799	1763
250	40,55	0,04998	20,01	20,01	2792	1710
260	47,85	0,04199	23,82	23,82	2783	1653
270	56,11	0,03538	28,27	28,27	2770	1593
280	65,42	0,02988	33,47	33,47	2754	1528
290	75,88	0,02525	39,60	39,60	2734	1459
300	87,60	0,02131	46,93	46,93	2710	1384

## Плотность и теплота сгорания отдельных газов

Чистые газы	Плотность $\rho_0$ , кг/м <sup>3</sup>	Теплотворность		
		высшая $Q_B$ , кДж/кг	низшая $Q_H$ , кДж/кг	низшая $Q_H$ , кДж/м <sup>3</sup>
Водород Н <sub>2</sub>	0,0898	142986	20376	10760
Окись углерода СО	1,250	10110	10110	12636
Сероводород Н <sub>2</sub> S	1,539	16400	15070	23150
Метан СН <sub>4</sub>	0,717	55690	50030	35820
Этилен С <sub>2</sub> Н <sub>4</sub>	1,261	49775	46543	58690
Этан С <sub>2</sub> Н <sub>6</sub>	1,356	51919	47522	63751
Пропан С <sub>3</sub> Н <sub>8</sub>	2,020	50495	46329	91256
Бутан С <sub>4</sub> Н <sub>10</sub>	2,840	49616	45848	118651
Пентан С <sub>5</sub> Н <sub>12</sub>	3,218	49114	45345	145833
Гексан С <sub>6</sub> Н <sub>14</sub>	3,840	48862	45178	162112
Кислород О <sub>2</sub>	1,429	—	—	—
Азот N <sub>2</sub>	1,251	—	—	—
Двуокись углерода СО <sub>2</sub>	1,977	—	—	—
Водяной пар Н <sub>2</sub> О	0,804	—	—	—
Сернистый газ SO <sub>2</sub>	2,852	—	—	—



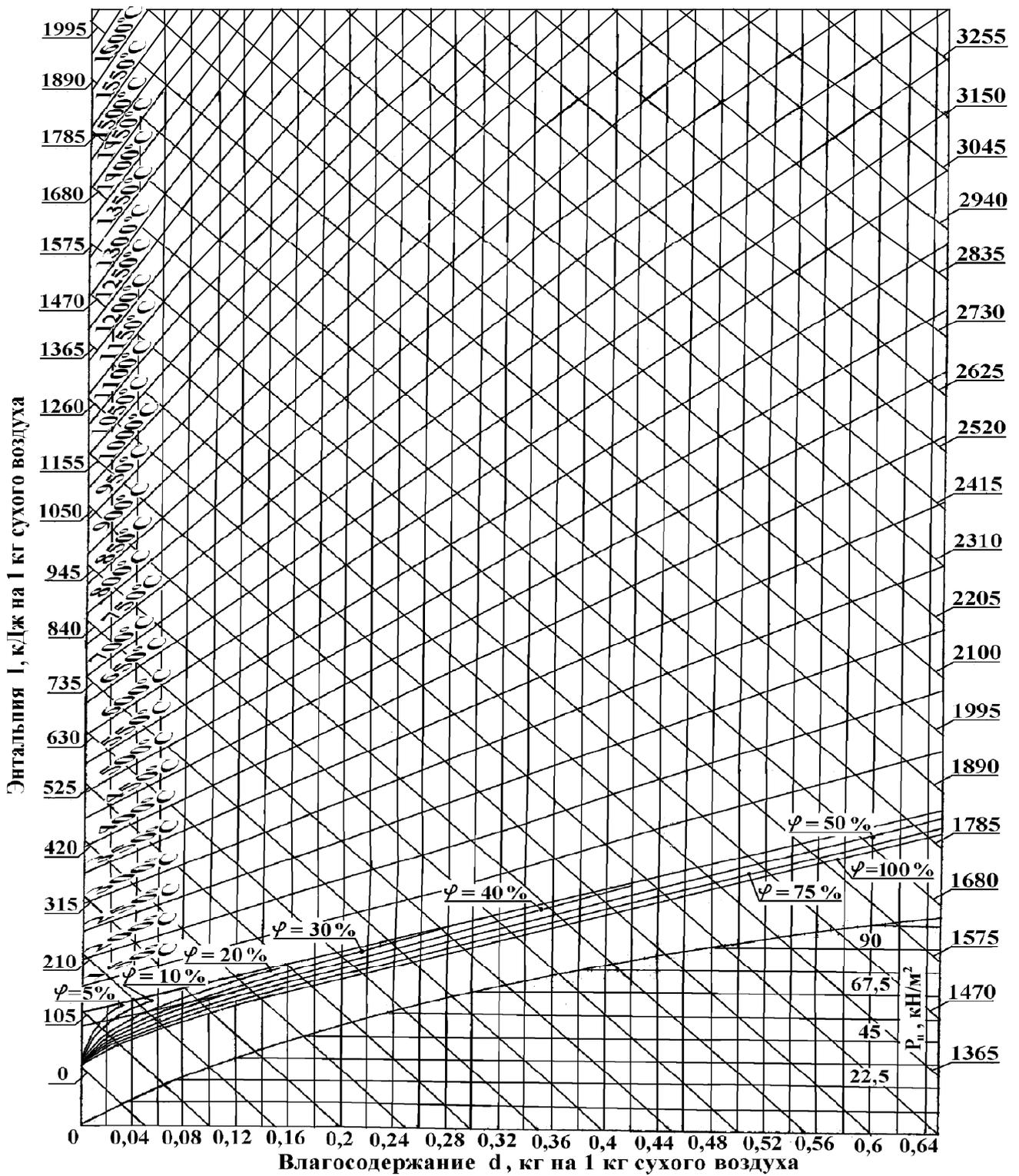


Рис.3.  $I - d$  диаграмма влажного воздуха (до  $1600^{\circ}\text{C}$ )

Таблица 14

Параметры, определяющие эффективность циклонов НИИОГаз

Параметры	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
$d_{50}^T$ мкм	8,50	6,00	4,50	3,65	2,31	1,95	1,13
$\ell g \sigma_{\eta}^T$	0,308	0,283	0,352	0,352	0,364	0,308	0,340
$\omega_{\text{опт}}$ , м/с	4,5	3,5	3,5	3,5	2,0	1,7	2,0
$\xi_{\text{ц}500}^c$	75	165	155	245	520	1050	—
$\xi_{\text{ц}500}^п$	80	170	163	250	600	1150	2800

Таблица 15

Поправочный коэффициент  $K_1$  на влияние диаметра циклона

D, мм	Марка циклона		
	ЦН-11	11Н-15. ЦН-15У, ЦН-24	СДК-ЦН-33, (СК-ЦП-34, СК-ЦН-34М)
150	0,94	0,85	1,0
200	0,95	0,90	1,0
300	0,96	0,93	1,0
450	0,99	1,0	1,0
500	1,0	1,0	1,0

Таблица 16

Поправочный коэффициент  $K_2$  на запыленность газов (D=500 мм)

Марка циклона	Запыленность, $10^3$ кг/м <sup>3</sup>						
	0	10	20	40	60	120	150
ЦН-11	1	0,96	0,04	0,92	0,90	0,87	0,85
ЦН-15	1	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,86
ЦН-15у	1	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	1	0,95	0,93	0,92	0,90	0,87	0,80
СДК-ЦН-33	1	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СК-ЦН-34	1	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
СК-ЦН-34М	1	0,99	0,97	0,95	—	—	—

Таблица 17

Поправочный коэффициент  $K_3$  для групп циклонов

Характеристика группового циклона	$K_3$
Круговая компоновка, нижний организованный подвод	60
Прямоугольная компоновка, циклонные элементы расположены в одной плоскости. Отвод из общей камеры чистого газа	35
То же, но улиточный отвод из циклонных элементов	28
Прямоугольная компоновка. Свободный подвод потока в общую камеру	60

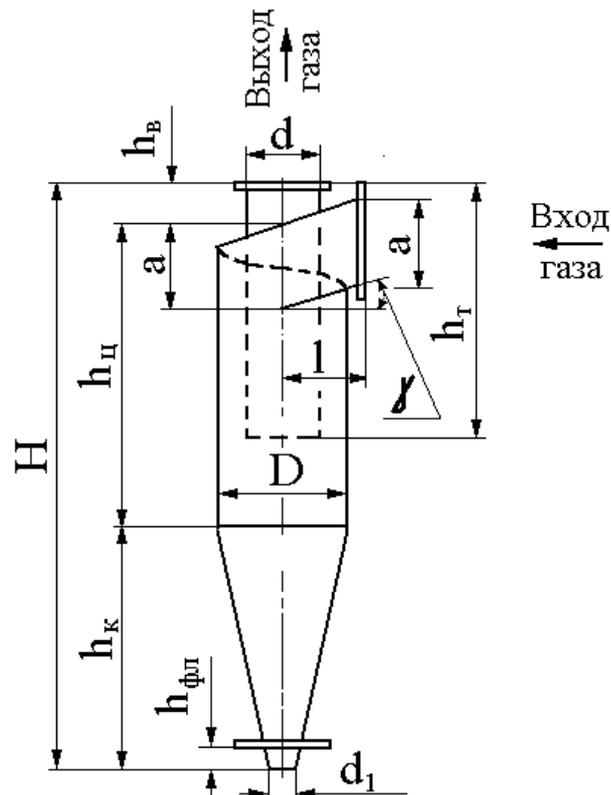


Рис. 4. Схема циклона типа ЦН

Таблица 18

Геометрические размеры (в долях диаметра) одиночных циклонов

Характеристика циклона	Тип циклона			
	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24	ЦН-11
Высота входного патрубка (внутренний размер $a$ )	0,66	0,66	1,11	0,48
Высота выходной трубы с фланцем $h_г$	1,74	1,5	2,11	1,56
Высота цилиндрической части корпуса $h_ц$	2,26	1,51	2,11	2,08
Высота конуса $h_к$	2	1,5	1,75	2
Высота внешней части выходной трубы $h_в$	0,3	0,3	0,4	0,3
Общая высота $H$	4,56	3,31	4,26	4,38
Наружный диаметр выходной трубы $d$	0,6	0,6	0,6	0,6
Внутренний диаметр пылевыпускного отверстия $d_1$	0,3 - 0,4	0,3 - 0,4	0,3 - 0,4	0,3 - 0,4
Ширина входного патрубка $b_1/b$	0,26/0,2	0,26/0,2	0,26/0,2	0,26/0,2
Длина входного патрубка $l$	0,6	0,6	0,6	0,6
Расстояние от низа циклона до фланца $h_{фл}$	0,24 - 0,32	0,24 - 0,32	0,24 - 0,32	0,24 - 0,32
Угол наклона крышки и входного патрубка $\alpha$	15°	15°	24°	11°
Внутренний диаметр $D$	40 - 800 мм	200 - 800 мм	400 - 1000 мм	40 - 800 мм

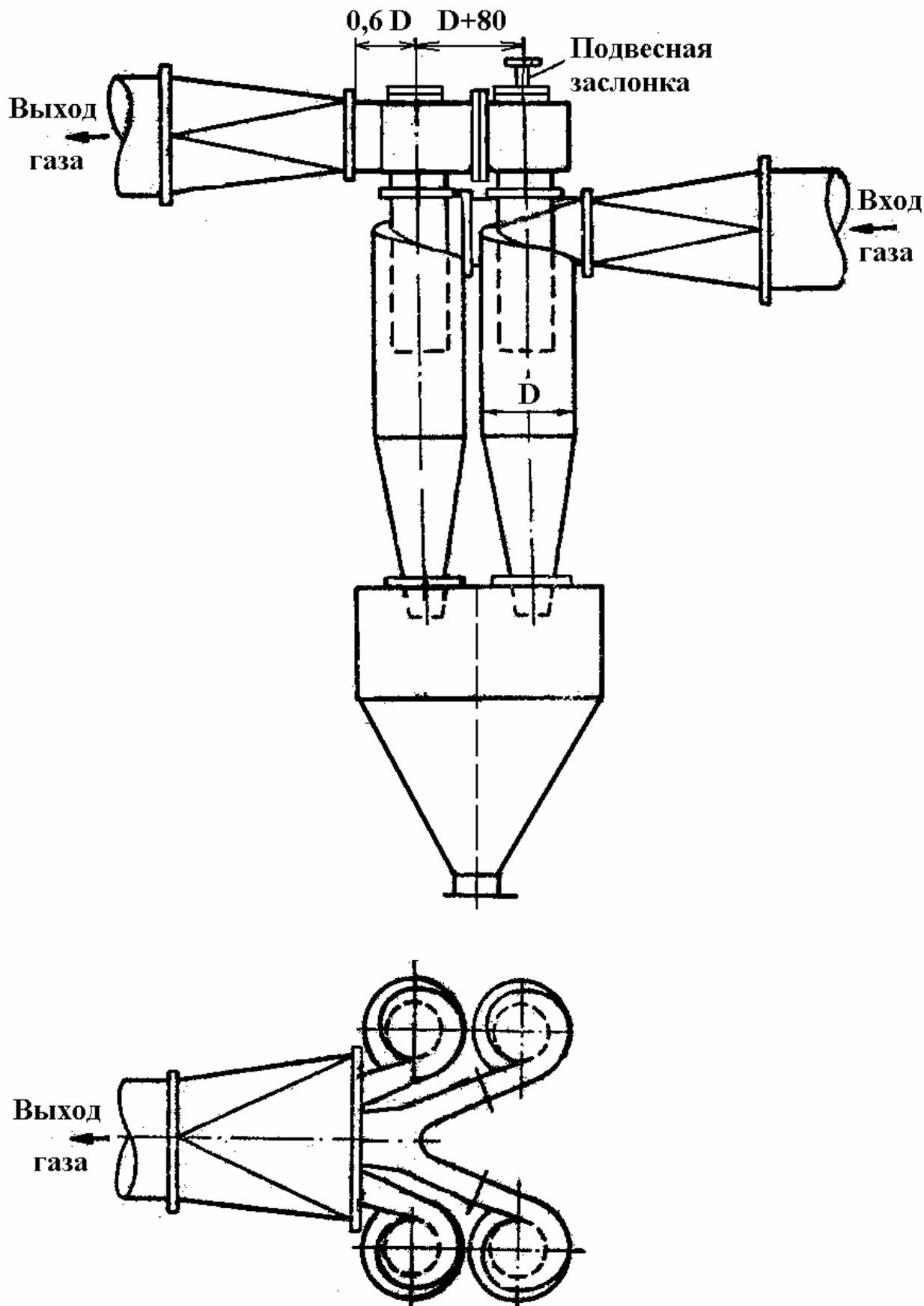


Рис. 5. Схема монтажа группы из четырех циклонов с выводом газа через улитку

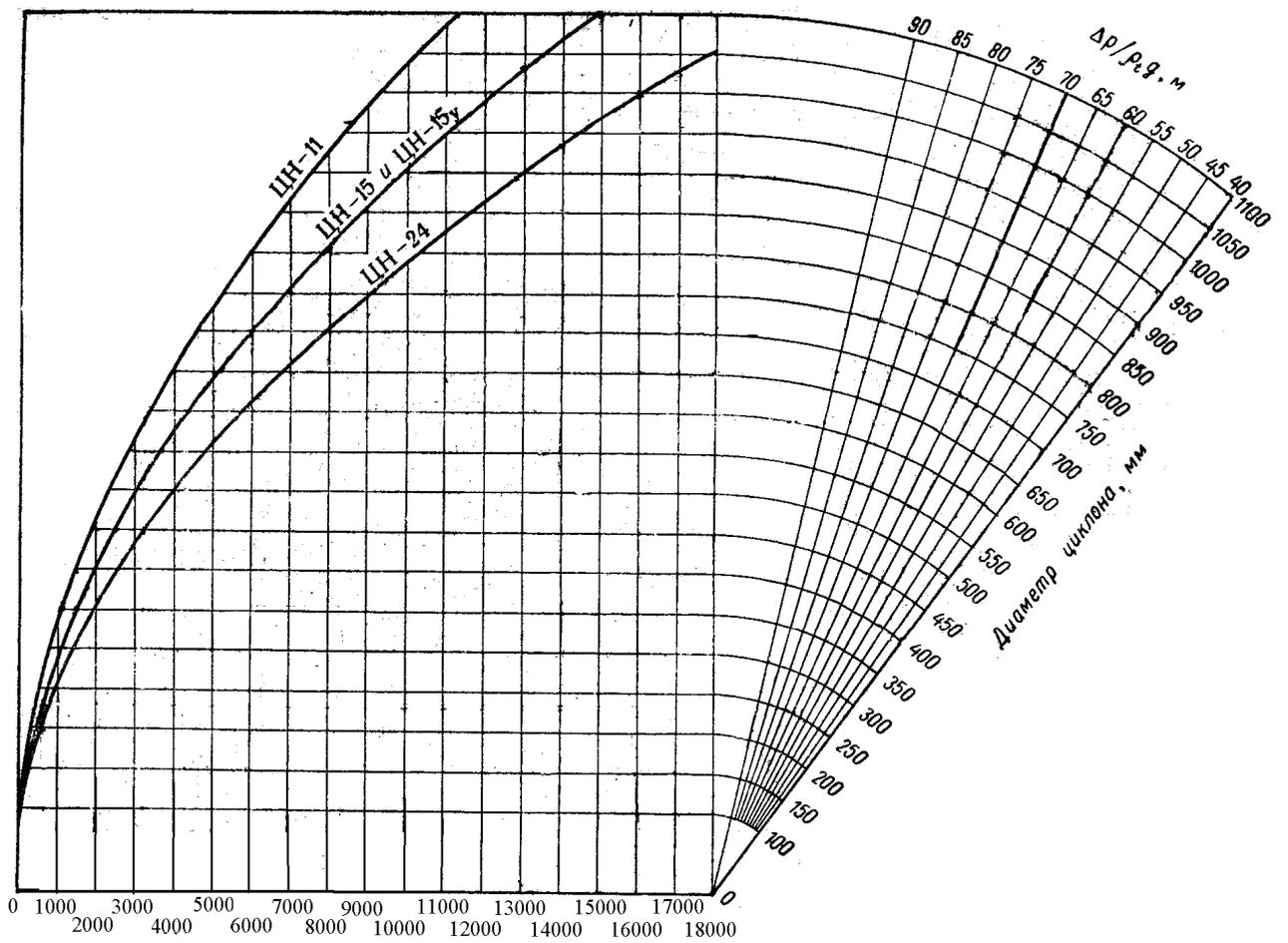


Рис.6. Номограмма для приближенного определения производительности и гидравлического сопротивления циклонов типа ЦН

Таблица 19

Средняя удельная теплоемкость некоторых твердых материалов  
при 0 - 100 °С,

Наименование	$c$ , кДж/(кг · К)	Наименование	$c$ , кДж/(кг · К)
Алюминий	0,92	Каменный уголь	1,30
Асбест	0,84	Кварц	0,80
Бетон	1,13	Кирпич красный	0,92
Бронза	0,38	Кирпич огнеупорный	0,88 – 1,01
Винипласт	1,76	Кокс	0,84
Глина	0,92	Латунь	0,394
Дерево (сосна)	2,72	Лед	2,14
Железо	0,50	Литье каменное	0,84
Известняк, известь	0,92	Магнезия	0,92
Каолин	0,92	Медь	0,385
Мел	0,88	Стекло	0,42 – 0,84
Нафталин	1,30	Текстолит	1,47
Парафин	2,72	Целлюлоза	1,55
Песок сухой	0,80	Цинк	0,38
Пробка	1,68	Чугун	0,50
Резина	1,68	Шерсть	1,63
Свинец	0,13	Шлак	0,75
Сталь	0,50		

А. Коэффициенты теплопроводности огнеупорных  
и теплоизоляционных материалов

Изделия	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	Допустимая рабочая температура, К	$\lambda$ , Вт/(м · К)
Шамотные	>1900	1350 — 1500	1,04 + 0,00015 t
»	1900	1350 — 1500	0,70 + 0,00064 t
»	1300	1300	0,61 + 0,00018 t
»	1200	1300	0,35 + 0,00035 t
»	1000	1250	0,28 + 0,00023 t
»	800	1200	0,21 + 0,00043 t
Динасовые	1900	1650 — 1700	1,07 + 0,00093 t
»	1900	1650 — 1700	0,81 + 0,00076 t
»	1100	1500	0,58 + 0,00043 t
Полукислый кирпич	1800	1250 — 1400	0,85 + 0,00040 t
Керамический кирпич	1800	700	0,47 + 0,00051 t
Высокоглиноземистые	2500	1900	2,1 – 0,00062 t
»	2200	1600	1,52 – 0,00018 t
»	1330	1450	0,66 + 0,00008 t
Корундовые	2600 — 2900	1600 — 1700	2,1 + 0,00215 t
Силлиманитовые	2200 — 2600	1650	1,66 – 0,00018 t
Муллитовые	2200 — 2900	1750	2,96 – 0,00110 t
Магнезитовые	2600 — 2700	1650 — 1750	6,2 – 0,00270 t
»	2600 — 2700	1650 — 1750	4,6 – 0,00120 t
Магнезитохромитовые	2700 — 2900	1750	4,0 – 0,00082 t
Хромомагнезитовые	2900	1750	2,0 – 0,00035 t
Форстеритовые	3000	1800	3,3 – 0,00110 t
Периклазошпинельные	3000	1750	2,5 – 0,00058 t
Карборундовые	2000 — 2500	1400 — 1500	5,2 – 0,00130 t
Угольные	1350 — 1600	2000	23,2 + 0,00035 t
Диатомитовые	1100	900	0,27 + 0,00023 t
»	750	900	0,17 + 0,00035 t
Диатомовая засыпка	500	700	0,10 + 0,00028 t
Шамотная засыпка	1000	1000	0,23 + 0,00049 t
Шлаковая вата	300	700	0,065 + 0,00035 t

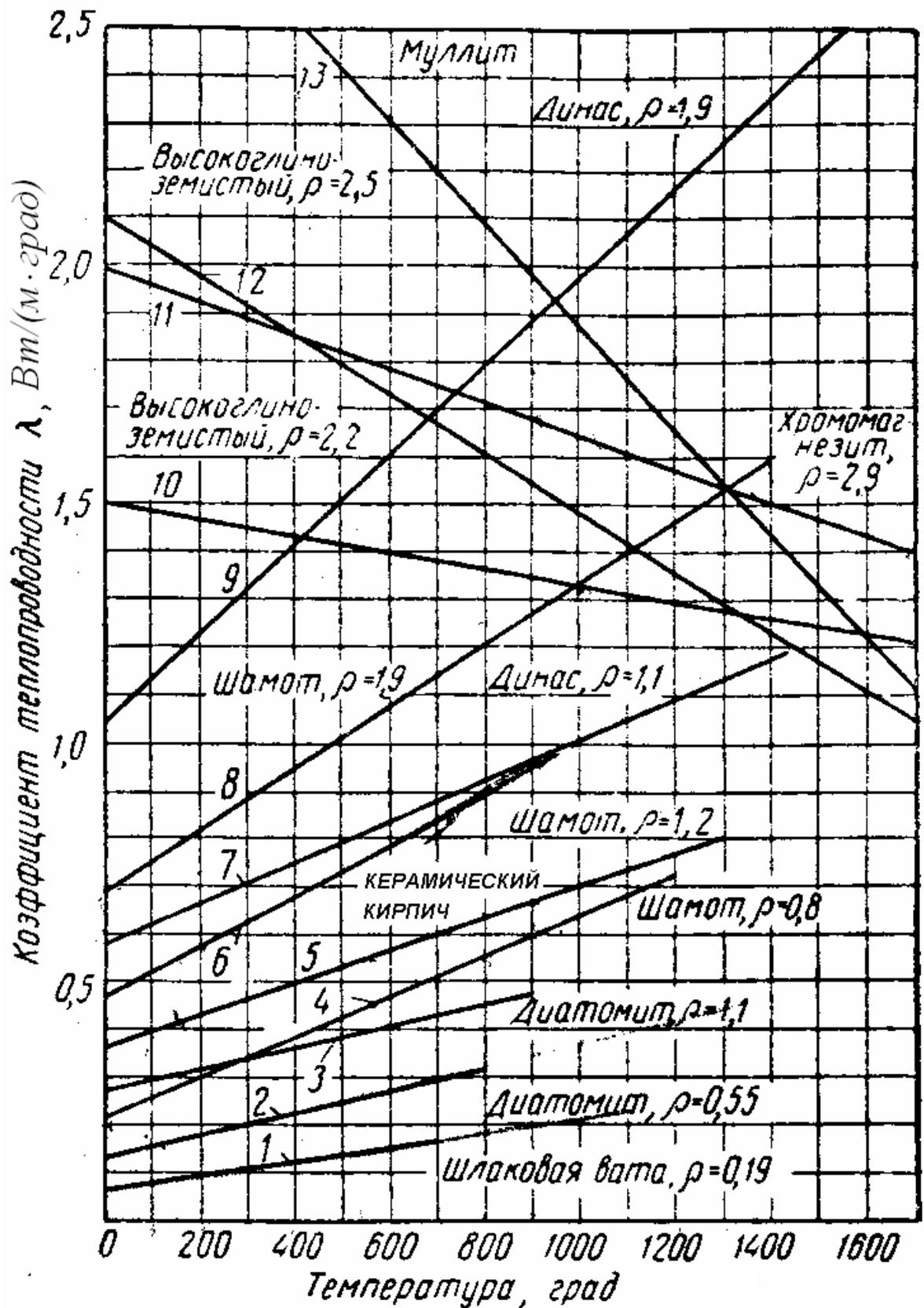


Рис.7. Б. Коэффициент теплопроводности материалов:

1- шлаковая вата,  $\rho = 0,19$ ; 2 – диатомит,  $\rho = 0,55$ ; 3 – шамот,  $\rho = 0,8$ ; 4 – диатомит,  $\rho = 1,1$ ; 5 – шамот,  $\rho = 1,2$ ; 6 – керамический кирпич; 7 – динас,  $\rho = 1,1$ ; 8 – шамот,  $\rho = 1,9$ ; 9 – динас,  $\rho = 1,9$ ; 10 – высокоглиноземистый,  $\rho = 2,2$ ; 11 – высокоглиноземистый,  $\rho = 2,5$ ; 12 – высокоглиноземистый,  $\rho = 2,5$ ; 13 – муллит

Учебное издание  
Овчинников Николай Львович  
Овчинников Лев Николаевич  
Натареев Сергей Валентинович

# **Сушка и обжиг в кипящем слое**

Учебное пособие

Редактор О.А. Соловьева

Подписано в печать 24.11.2009. Формат 60×84  $\frac{1}{16}$ . Бумага писчая.

Усл. печ. л. 6,28. Уч.-изд.л.6,97. Тираж 300 экз. Заказ

ГОУ ВПО Ивановский государственный  
химико-технологический университет

Отпечатано на полиграфическом оборудовании кафедры  
экономики и финансов ГОУ ВПО «ИГХТУ»

Учебное издание

153000, г.Иваново, пр.Ф. Энгельса, 7