

# 炼焦工艺学



冶金工业出版社

# 炼焦工艺学

《炼焦工艺学》编写组

冶金工业出版社

## 内 容 简 介

本书以我国焦化战线广大工人、工程技术人员和干部在三大革命运动中所积累的丰富经验和取得的成果为基础，结合教育革命的实践，总结、整理、编写而成。

内容包括炼焦用煤、炼焦用煤的准备、炼焦生产和焦炉热工四个部分。着重阐明与焦化生产有关的煤质、燃料和燃烧、流体力学和传热学等方面的基本原理及其在焦化生产上的应用，以及炼焦用煤的准备、焦炉构造、焦炉的机械与设备、焦炉加热和操作的基本知识；还概述了有关备煤、炼焦的设计方法。以大中型为主，兼顾小型；以配煤炼焦为主，适当反映成型燃料的生产。

本书是由鞍山钢铁学院、武汉钢铁学院和河北矿冶学院组成的《炼焦工艺学》编写组编写的，马鞍山钢铁学院承担了部分编写任务。并得到了鞍钢化工总厂、鞍山焦化耐火材料设计研究院、鞍山冶金热能研究所和全国一些焦化厂，以及有关单位的大力帮助和积极支持。

本书可供教学和焦化战线的工人、工程技术人员、干部参考。

## 炼 焦 工 艺 学

《炼焦工艺学》编写组

冶金工业出版社出版  
新华书店北京发行所发行  
地质印刷厂印刷

787×1092 1/16 印张 27<sup>1</sup>/<sub>4</sub> 字数 653 千字

1978年9月第一版 1978年9月第一次印刷

印数 00,001~9,000 册

统一书号：15062·3360 定价（科三）2.15 元

## 序 言

焦化工业部门主要为钢铁工业提供燃料(焦炭、焦炉煤气)。焦炭、焦炉煤气以及焦化工业所生产的各种化学产品,又为化肥、农药、医药、染料、合成纤维和橡胶工业等提供原料。此外,还为城市供应煤气等等。

我国幅员广大,煤的储量丰富,劳动人民很早就能生产焦炭。据记载,我国至迟在明代已将焦炭用于炼铁,这就比所谓“英国于1735年最早发明焦炭并用于炼铁”的说法早二、三百年。但解放前,由于帝国主义、封建主义、官僚资本主义的残酷压迫和掠夺,我国的焦化工业处于极端落后的状态。

解放后,冶金战线的工人阶级在党和毛主席的英明领导下,仅用了三年时间,就使冶金焦和其他焦化产品的产量和品种超过解放前历史最高水平。第一个五年计划期间,不但恢复了全部旧焦炉,还建设了一批新焦炉。至1957年,冶金焦的产量达到1952年的2倍多,化学产品的品种增至1952年的2.6倍,化产回收率也有明显提高。

在党的鼓足干劲,力争上游,多快好省地建设社会主义总路线指引下,全国人民奋发图强,焦炭产量成倍增长,1958年达到1949年的49倍。在“鞍钢宪法”光辉旗帜照耀下,在“工业学大庆”的伟大号召指引下,焦化工业和其他工业一样,发展迅速,一日千里。新建和扩建了许多大型焦化厂和一批中小型焦化厂,使我国焦化工业的布局日趋合理。在生产技术方面,我国自行设计和建设了具有我国特点的58型焦炉;在煤源方面,也开始按我国具体情况实行区域配煤原则,并进行了利用劣质煤制取型焦用于炼铁的试验和生产。

我国自行设计和建造的约十种规模的几百座焦炉遍布全国各地。1975年焦炉的生产能力比1966年增长了一倍多。焦化工业的整套机械设备,也全由我国自己提供。北煤南运的局面基本得到改变;地方中小型焦化厂在因地制宜、就近用煤、合理用煤方面也创造了不少经验。全国六大区都有了大、中、小相结合的焦化工业,初步形成了合理的布局。在生产技术方面,我国成功地设计和建造了大容积焦炉,以及适应我国实际情况的化产回收和精制系统。在煤源方面,打破了过去“气肥焦瘦”的框框,从而扩大了弱粘结性煤和气煤的使用,同时在合理利用高硫煤方面也创造了新成绩。在成型燃料方面,许多工厂进行了以中小高炉为主要对象的多种型焦工艺的研究和生产,并取得一定成绩。在备煤和焦炉的机械化、自动化方面,同样取得了可喜的成果,如制成了多种新型卸车、倒运机械,实现了自动配煤、启闭炉盖、清扫炉门和炉框的机械化,焦台机械化放焦,头尾焦机械化清扫,焦炉加热煤气热值自动调节和三大车连锁等。

在英明领袖华主席为首的党中央领导下,粉碎“四人帮”,生产力大解放,焦化战线的广大职工,高举毛主席的伟大旗帜,深入开展工业学大庆运动,以冲天的革命干劲,正在为加速实现我国农业、工业、国防和科学技术现代化而努力奋斗。

本书力图反映我国焦化战线所积累的丰富经验,并以实践、认识、再实践、再认识的辩证唯物论的认识论组织内容。但由于编者水平有限,书中错误一定不少,望读者批评指正。

《炼焦工艺学》编写组

# 目 录

序言	I
<b>第一篇 炼焦用煤</b>	<b>1</b>
<b>第一章 冶金焦质量与炼焦煤性质</b>	<b>1</b>
第一节 高炉炼铁与冶金焦质量指标	1
第二节 成煤过程与炼焦煤性质	12
第三节 煤的分类和我国煤炭资源	31
<b>第二章 配煤与扩大炼焦配煤的途径</b>	<b>36</b>
第一节 烟煤结焦过程	36
第二节 炼焦配煤	45
第三节 扩大炼焦配煤的途径	54
<b>第三章 扩大炼焦用煤的重要途径——型焦生产</b>	<b>62</b>
第一节 型焦生产的意义、现状和类型	62
第二节 热压型焦	63
第三节 冷压型焦	77
<b>第二篇 炼焦用煤的准备</b>	<b>85</b>
<b>第四章 煤的接受和贮存</b>	<b>85</b>
第一节 来煤的接受和贮存	86
第二节 煤场机械	87
第三节 贮煤场设计	100
第四节 煤的解冻	109
<b>第五章 煤的配合、粉碎和输送</b>	<b>111</b>
第一节 配煤设备和配煤操作	111
第二节 煤的破碎与粉碎	119
第三节 贮煤塔	125
第四节 煤料输送设备	126
第五节 备煤车间平面布置和过程连锁	134
<b>第六章 煤的洗选和干燥</b>	<b>137</b>
第一节 煤的洗选	137
第二节 煤的脱水和干燥	142
<b>第三篇 炼焦生产</b>	<b>147</b>
<b>第七章 炼焦炉</b>	<b>147</b>
第一节 筑炉材料	148
第二节 炉体构造	158
第三节 焦炉的砌筑	184

<b>第八章 炼焦炉的机械、设备和操作</b> .....	189
第一节 护炉铁件.....	189
第二节 煤气设备.....	199
第三节 焦炉机械与出炉操作.....	215
<b>第九章 烘炉与开工</b> .....	233
第一节 焦炉烘炉.....	233
第二节 焦炉开工.....	242
<b>第十章 沥青焦的生产</b> .....	244
第一节 沥青焦的用途和性质.....	244
第二节 沥青焦的结焦过程和高温沥青的制备.....	245
第三节 沥青焦生产操作的特点.....	247
第四节 沥青焦炉的构造特点.....	249
第五节 其他碳素焦与沥青焦生产简介.....	249
<b>第四篇 焦炉热工</b> .....	251
<b>第十一章 炼焦炉的燃料、燃烧与热工评定</b> .....	251
第一节 煤气及其燃烧.....	251
第二节 燃烧计算.....	258
第三节 煤气的加热特性.....	273
<b>第十二章 焦炉流体力学及其应用</b> .....	275
第一节 流体力学基础.....	275
第二节 焦炉气体流动原理.....	300
<b>第十三章 传热学基本原理与焦炉传热</b> .....	325
第一节 焦炉传热概述.....	325
第二节 热传导与炉墙和煤料的导热.....	329
第三节 对流传热与焦炉内的对流传热.....	338
第四节 辐射传热与火道内废气向炉墙的辐射传热.....	343
第五节 综合传热与蓄热室格子砖面积的计算.....	356
<b>第十四章 炼焦炉的加热调节</b> .....	378
第一节 确定加热制度的方法.....	379
第二节 烧焦炉煤气时的加热调节.....	388
第三节 烧高炉煤气时的加热调节.....	405
第四节 焦炉热工自动调节简介.....	410
第五节 长结焦时间下的生产与闷炉保温.....	412
<b>第十五章 炼焦炉的维护与修理</b> .....	414
第一节 焦炉维护.....	414
第二节 焦炉修理.....	418

$$E_{有1} = \frac{\varepsilon_1}{A_1} 4.96 \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{1}{A_1} - 1 \right) q_1$$

和

$$E_{有2} = \frac{\varepsilon_2}{A_2} 4.96 \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 - \left( \frac{1}{A_2} - 1 \right) q_2$$

由于两个平行平面无限大或相距很近，故  $E_{有1}$ ，全部落到平面 2 上， $E_{有2}$  也全部落到平面 1 上，则净辐射能为：

$$q_1 = E_{有1} - E_{有2}$$

$$q_2 = E_{有2} - E_{有1}$$

即

$$q_1 = -q_2$$

故两平面的净辐射  $q = q_1 = -q_2$ ，则：

$$\begin{aligned} q &= \frac{\varepsilon_1}{A_1} 4.96 \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{1}{A_1} - 1 \right) q_1 - \frac{\varepsilon_2}{A_2} 4.96 \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 + \left( \frac{1}{A_2} - 1 \right) q_2 \\ &= 4.96 \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 \frac{\varepsilon_1}{A_1} - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \frac{\varepsilon_2}{A_2} \right] - \left( \frac{1}{A_1} - 1 \right) q - \left( \frac{1}{A_2} - 1 \right) q \end{aligned}$$

对一般固体物料，由克希霍夫定律知  $\varepsilon_1 = A_1$ ， $\varepsilon_2 = A_2$ ，

则上式整理后得：

$$q = \frac{4.96}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \quad (13-26)$$

式中  $\frac{4.96}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}$  为两平行平面间的总辐射系数用  $C_{1-2}$  [千卡/米<sup>2</sup>·时· $\left(\frac{^\circ\text{K}}{100}\right)^4$ ] 表示。

上式可写成：
$$q = C_{1-2} \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

对任意放置的两个固体物面间的辐射热交换，由于各物面发射的辐射能仅一部分能射到另一物面上，辐射热交换量应与辐射面积  $F$  及角度系数  $\varphi$  有关，上式可写成：

$$Q = C_{1-2} F \varphi \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ 千卡/时} \quad (13-27)$$

式 (13-27) 即两固体物面间辐射热交换的一般方程式。

角度系数  $\varphi$  与物面的形状、大小及距离有关，可由图表查取或理论计算，不再评述。

对两相距很近或无限大的平面，以及对被包围的物体， $\varphi = 1$ 。

[例 73-7] 某焦炉蓄热室封墙外表面温度为  $150^\circ\text{C}$ ，烟道走廊墙的温度为  $20^\circ\text{C}$ ，若封墙黑度  $\varepsilon_1 = 0.9$ ，烟道走廊墙黑度  $\varepsilon_3 = 0.93$ ，计算封墙对烟道走廊的辐射传热量。当封墙前装有黑度  $\varepsilon_2$  为 0.6 的隔热板时，再计算其辐射传热量。

解：以下标 1 代表蓄热室封墙，标 2 代表隔热板，标 3 代表走廊墙。则

$$\text{无隔热板时} \quad q_{1-3} = \frac{4.96}{\frac{1}{0.9} + \frac{1}{0.93} - 1} \left[ \left( \frac{273 + 150}{100} \right)^4 - \left( \frac{273 + 20}{100} \right)^4 \right] = 990 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时}$$

$$\begin{aligned} \text{有隔热板时} \quad q'_{1-2} &= \frac{4.96}{\frac{1}{0.9} + \frac{1}{0.6} - 1} \left[ \left( \frac{273+150}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = \\ &= \frac{4.96}{1.78} \left[ \left( \frac{423}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \end{aligned}$$

由于隔热板很薄，或导热系数很大，故其两边的温度是一样的，

$$\text{则} \quad q'_{2-3} = \frac{4.96}{\frac{1}{0.6} + \frac{1}{0.93} - 1} \left[ \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 - \left( \frac{273+20}{100} \right)^4 \right] = \frac{4.96}{1.75} \left[ \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 - \left( \frac{293}{100} \right)^4 \right]$$

$$\text{因} \quad q'_{1-2} = q'_{2-3} = q'_{1-3}$$

$$\begin{aligned} \text{则可得:} \quad q'_{1-3} &= \frac{\left[ \left( \frac{423}{100} \right)^4 - \left( \frac{293}{100} \right)^4 \right]}{\frac{1.78}{4.96} + \frac{1.75}{4.96}} = \frac{4.96}{3.53} \left[ \left( \frac{423}{100} \right)^4 - \left( \frac{293}{100} \right)^4 \right] \\ &= 334 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \end{aligned}$$

由此可见，加隔热板后蓄热室封墙的辐射传热量将大大减少，隔热板的黑度愈小，该热量的减少量愈多，因此焦炉上的隔热板一般均刷银粉以降低黑度。

**3. 一物面被另一物面包围时的辐射热交换** 这为工业上所常遇，如炉内被加热的物料、室内的散热体等。若被包围的物体的面积为  $F_1$ 、吸收率  $A_1$ 、黑度  $\varepsilon_1$ ，外围物体的相应值为  $F_2$ 、 $A_2$  和  $\varepsilon_2$ 。则式 (13-27) 中就被包围体而言  $\varphi=1$ ， $F=F_1$ ， $C_{1-2}$  可用类似的推导方法得到：

$$C_{1-2} = \frac{4.96}{\frac{1}{A_1} + \frac{F_1}{F_2} \left( \frac{1}{A_2} - 1 \right)} = \frac{4.96}{\varepsilon_1 + \frac{F_1}{F_2} (\varepsilon_2 - 1)}$$

$$\text{则} \quad Q = \frac{4.96 F_1}{\varepsilon_1 + \frac{F_1}{F_2} (\varepsilon_2 - 1)} \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ 千卡/时} \quad (13-28)$$

式(13-28)系一物体被另一物体包围时的辐射热交换量。当  $T_1 > T_2$  时，被包物体放出辐射交换热； $T_1 < T_2$  时，被包物体吸收辐射交换热。

若被包物体的辐射面积  $F_1$  远小于外围物体的辐射面  $F_2$ ，则  $\frac{F_1}{F_2} \approx 0$ ，这时  $C_{1-2} = 4.96 \varepsilon_1$ 。管路和炉膛中插入的温度计与管路或炉膛间辐射换热时，安装在室内的红外线辐射器与室壁间辐射换热时，均属于此。

### 三、气体辐射及火道内的气体辐射传热

除固体外，气体和液体同样也发生热辐射。在通常的热交换中，由于流体的对流传热已很显著，所以流体与固体壁面间的温差较小，热辐射在总热流中所占比率很小。但在高温和某些波长下的气体热辐射是不能忽视的，如在焦炉和管式炉的总热流中辐射占主要的地位。

气体热辐射与固体辐射相比，有一些特点，因此，我们从研究气体辐射的特殊性出发，进而讨论气体辐射的基本规律。



1. 气体辐射的特点 首先不是所有气体都能放射和吸收辐射能, 如前所述, 辐射是由于原子中自由电子的跳动所引起, 单原子和双原子气体, 如氩(Ar), 氮(N<sub>2</sub>), 氧(O<sub>2</sub>), 氢(H<sub>2</sub>)等, 它们的外层电子十分稳定, 几乎没有辐射能力, 可以认为实际上的透热体。多原子气体, 特别是 CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O<sub>汽</sub>, SO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub> 等都具有相当大的辐射能力。

其次, 固体具有比较完整的辐射光谱, 几乎能放射和吸收自 0 至 ∞ 所有波长的电磁波, 只是 λ < 0.4 μ 和 λ > 40 μ 的辐射强度很小且趋近于零而已。气体辐射对波长有选择性, 某一气体只能吸收和放射某些波长范围(或光带)的电磁波, 对其他范围的电磁波既不吸收也不放射, 可以完全透过。工业炉中最重要的气体是二氧化碳和水蒸气, 它们的吸收光谱非常复杂。为了计算上的方便, 可以认为 CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>O<sub>汽</sub> 各有三个辐射和吸收带

CO <sub>2</sub> :	λ <sub>1</sub> = 2.36 ~ 3.02 μ	Δλ <sub>1</sub> = 0.66 μ
	λ <sub>2</sub> = 4.01 ~ 4.80 μ	Δλ <sub>2</sub> = 0.79 μ
	λ <sub>3</sub> = 12.5 ~ 16.5 μ	Δλ <sub>3</sub> = 4.0 μ
H <sub>2</sub> O <sub>汽</sub> :	λ <sub>1</sub> = 2.24 ~ 3.27 μ	Δλ <sub>1</sub> = 1.03 μ
	λ <sub>2</sub> = 4.8 ~ 8.5 μ	Δλ <sub>2</sub> = 3.7 μ
	λ <sub>3</sub> = 12.0 ~ 25.0 μ	Δλ <sub>3</sub> = 13.0 μ

由于 CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>O<sub>汽</sub> 的辐射区有部分重合的, 因此, 当两种气体同时存在时, 它们总共的辐射能要比分开时辐射能之和小一些。

2. 气体对辐射能的吸收率和黑度 对于热射线透不过的固体, 认为辐射能的放射和吸收仅在表面进行, 而在气体(及个别液体和固体中, 如熔融的 NaCl 和石英玻璃)中, 能量的吸收和辐射是在整个容积中进行。当热射线穿过气体时, 有些波长范围的热射线全部透过, 在吸收或辐射光带内的热射线则因被气体部分吸收而强度逐渐减弱。减弱程度与途中所碰到的气体分子数目有关, 而这个数目又和射线穿过时所经历路径的长度(即气层厚度, 对焦炉火道系火道宽度)L 及气体分压 P 成正比, 也和气体的温度 t 有关, 因此气体的吸收率是 P、L 和 t 的函数。气体本身的辐射也和吸收一样, 也决定于辐射方向上的分子数目, 分子数愈多、温度愈高, 气体的辐射能力就愈大。以 E<sub>π</sub> 表示气体的辐射能力, 显然,

$$E_{\pi} = f(PL \cdot t)$$

当把气体看作灰体时, E<sub>π</sub> 仍可按斯蒂芬—波尔茨曼定律表示,

$$\text{即 } E_{\pi} = \varepsilon_{\pi} E_0 = \varepsilon_{\pi} \times 4.96 \left( \frac{T_{\pi}}{100} \right)^4$$

由上两式表明, 气体的黑度 ε<sub>π</sub> 也为 P、L、t 的函数,

$$\text{即 } \varepsilon_{\pi} = f(PL \cdot t)$$

CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>O 汽的黑度 ε<sub>CO<sub>2</sub></sub> 和 ε<sub>H<sub>2</sub>O</sub> 已由实验得到, 如图 13-13 和 13-14。图中表示总压 1 大气压下, CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>O 汽的黑度与 (PL) 及 t 的关系, P 单位为(大气压), L 单位为(米)。对于 H<sub>2</sub>O<sub>汽</sub>, 由于分压 P<sub>H<sub>2</sub>O</sub> 对黑度的影响要比 L 的影响大些, 所以由图 13-14 查出的 ε<sub>H<sub>2</sub>O</sub> 还要乘以由图 13-15 查出的和分压 P<sub>H<sub>2</sub>O</sub> 有关的校正系数 β, 即为 βε<sub>H<sub>2</sub>O</sub>。

当气体中既含有 CO<sub>2</sub> 又含有 H<sub>2</sub>O<sub>汽</sub> 时, 则混合气体的黑度等于:

$$\varepsilon_{\pi} = \varepsilon_{\text{CO}_2} + \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta \varepsilon \quad (13-29)$$

Δε 是由于同时存在 CO<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>O<sub>汽</sub> 的气体, 辐射能因波长部分重合而相互吸收, 故 ε<sub>π</sub>

要比  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  单独存在时的辐射能之和小一个校正  $\Delta\varepsilon$ 。但一般的废气中该值不大，仅 0.02~0.04 左右，故可忽略不计，只是精确计算或  $(P_{\text{H}_2\text{O}} + P_{\text{CO}_2})L$  值很大时才考虑，可由有关资料查取，此处不再列举。

气层厚度  $L$  决定于气体的体积和形状，当气体与包围着它的固体表面辐射热交换时，

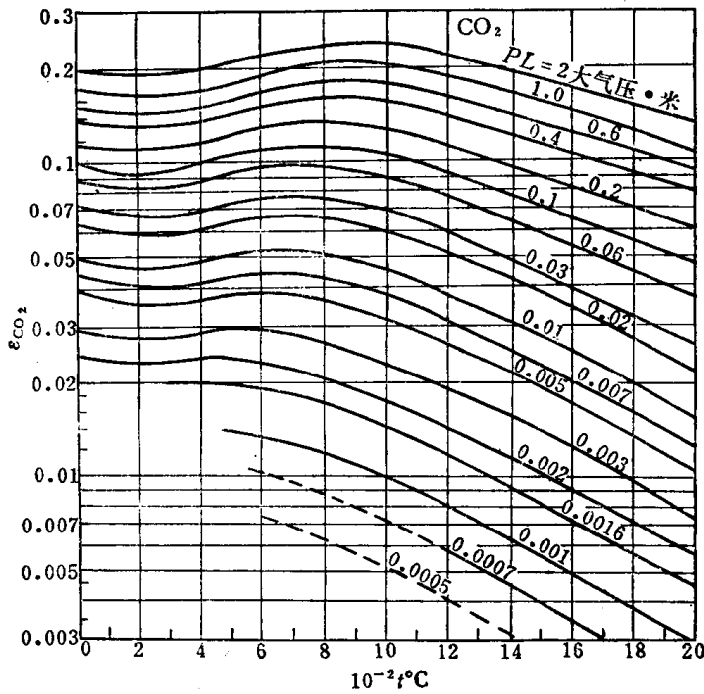


图 13-13  $\text{CO}_2$  黑度曲线图

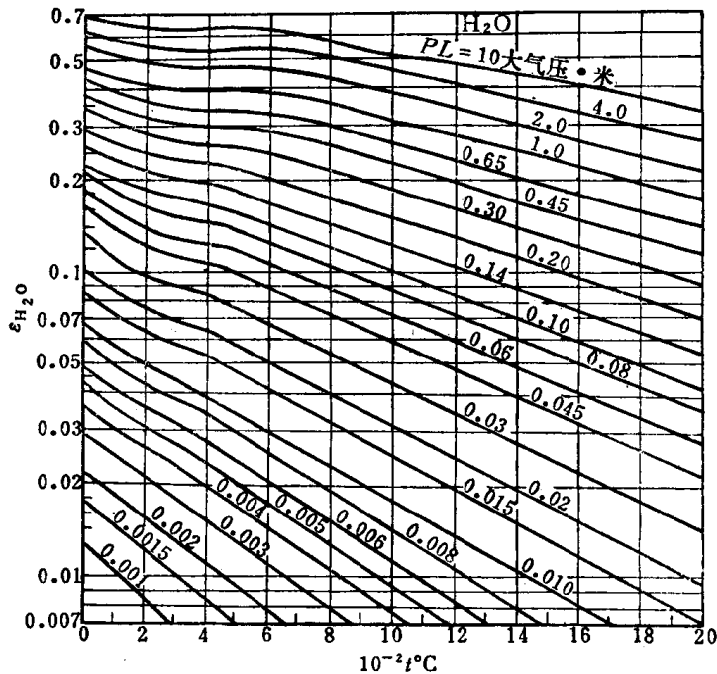


图 13-14  $\text{H}_2\text{O}$  黑度曲线图

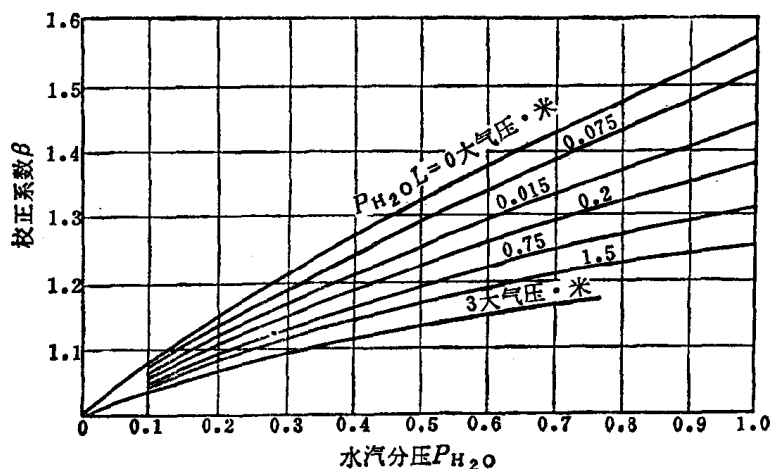


图 13-15 水蒸气黑度校正系数  $\beta$

$L$  可按下式计算:

$$L = \eta \frac{4V}{F} \quad (13-30)$$

式中  $V$ ——充满辐射气体的容器体积, 米<sup>3</sup>;

$F$ ——包围气体的全部器壁面积, 米<sup>2</sup>;

$\eta$ ——气体辐射有效系数, 它说明气体辐射能经过气体自身吸收后达到器壁的比值。

$\eta$  值与待求的黑度及容器中气体的体积形状有关, 一般为 0.85~1.0; 对立方体或球形  $\eta=0.9$ 。其他形状可从有关资料查取, 不再列举。

由于气体吸收与辐射的选择性, 气体的吸收率不仅决定于气体的  $P$ 、 $L$  和  $t$ , 还决定于落入气体内辐射能的光谱。由于落入气体的辐射光谱来自包围住气体的固体外壳, 因此这些辐射光谱取决于器壁的温度  $t_{\text{壁}}$ 。根据实验  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  汽的吸收率  $A_{\text{CO}_2}$  和  $A_{\text{H}_2\text{O}}$  可按下列近似式计算。

$$A_{\text{CO}_2} = \varepsilon_{\text{CO}_2} \left( \frac{T_{\text{CO}_2}}{T_{\text{壁}}} \right)^{0.65} \quad (13-31)$$

$$A_{\text{H}_2\text{O}} = \beta \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} \left( \frac{T_{\text{H}_2\text{O}}}{T_{\text{壁}}} \right)^{0.45} \quad (13-32)$$

式中  $\varepsilon_{\text{CO}_2}$  是按  $P_{\text{CO}_2}L \left( \frac{T_{\text{壁}}}{T_{\text{CO}_2}} \right)$  和  $t_{\text{壁}}$  由图 13-13 查取;  $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$  是按  $P_{\text{H}_2\text{O}}L \left( \frac{T_{\text{壁}}}{T_{\text{H}_2\text{O}}} \right)$  和  $t_{\text{壁}}$  由

图 13-14 查取;  $\beta$  按图 13-15 查取。

混合气体的吸收率  $A = A_{\text{CO}_2} + A_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta A$ , 式中  $\Delta A = \Delta \varepsilon$ , 一般  $\Delta A$  也可忽略不计。

简化计算时, 可按  $A_{\text{气}} = \varepsilon_{\text{气}}$ , 只是此时  $\varepsilon_{\text{气}}$  值根据  $PL$  和  $t_{\text{壁}}$  查取。

**3. 焦炉火道内的气体辐射——气体与包围住它的固体壁面间的辐射热交换** 运用固体壁面与气体间各自的有效辐射概念, 并根据式(13-25)所示的计算有效辐射的基本公式, 用导出式(13-26)类似的方法可以导出气体与包围住它的固体表面间辐射热交换的基本方程式。

$$q = \frac{4.96}{\frac{1}{A_{\text{气}}} + \frac{1}{\varepsilon_{\text{固}}} - 1} \left[ \frac{\varepsilon_{\text{气}}}{A_{\text{气}}} \left( \frac{T_{\text{气}}}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_{\text{固}}}{100} \right)^4 \right] \quad \text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \quad (13-33)$$

式中  $A_{\text{气}}$ ——气体的吸收率;

$\varepsilon_{\text{气}}$ ——气体的黑度;

$\varepsilon_{\text{面}}$ ——固体壁面的黑度;

$T_{\text{气}}、T_{\text{面}}$ ——分别为气体及壁面的温度, K。

式(13-33)可用以计算焦炉内气体的辐射传热。

[例 13-8] 按例 13-6 的焦炉火道及温度数据, 计算火道中废气对炉墙的辐射热交换量。设废气中  $\text{CO}_2$  为 23.28%, 水汽为 4.24%。

解: 按式(13-30)计算气层厚度。

$$L = \eta \frac{4V}{F} = 0.9 \frac{4 \times 0.350 \times 0.493 \times 3.7}{2[(0.35 \times 0.493) + (0.35 \times 3.7) + (0.493 \times 3.7)]}$$
$$= 0.35 \text{ 米 (即火道宽度)}$$

由于火道内吸力很小, 故气体总压按 1 大气压计, 则  $P_{\text{CO}_2} = 0.2328$  大气压,  $P_{\text{H}_2\text{O}} = 0.0424$  大气压。

(1)  $P_{\text{CO}_2}L = 0.2328 \times 0.35 = 0.0815$  大气压·米

$P_{\text{H}_2\text{O}}L = 0.0424 \times 0.35 = 0.0148$  大气压·米

(2) 由图 13-13 查取  $\varepsilon_{\text{CO}_2}$  和  $A_{\text{CO}_2}$ :

$t_{\text{气}} = 1500^\circ\text{C}$  时,  $\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0.065$

$t_{\text{面}} = 1300^\circ\text{C}$  时,  $A_{\text{CO}_2} = 0.076$

(3) 由图 13-14 查取  $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$  和  $A_{\text{H}_2\text{O}}$ :

$t_{\text{气}} = 1500^\circ\text{C}$  时,  $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 0.013$

$t_{\text{面}} = 1300^\circ\text{C}$  时,  $A_{\text{H}_2\text{O}} = 0.017$

(4) 由图 13-15 查取  $\beta$ :

当  $P_{\text{H}_2\text{O}}L = 0.0148$   $P = 0.0424$  时,  $\beta \approx 1$

(5) 废气的黑度和吸收率:

$$\varepsilon_{\text{气}} = 0.065 + 1 \times 0.013 = 0.078$$

$$A_{\text{气}} = 0.076 + 1 \times 0.017 = 0.093$$

(6) 表面粗糙的硅砖, 其黑度自有关资料查得为:

$$\varepsilon_{\text{面}} = 0.8$$

(7) 将上述数据代入式(13-33)得:

$$q_{\text{辐}} = \frac{4.96}{\frac{1}{0.093} + \frac{1}{0.8} - 1} \left[ \frac{0.078}{0.093} \left( \frac{273 + 1500}{100} \right)^4 - \left( \frac{273 + 1300}{100} \right)^4 \right] = 9764 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时}$$

当同时存在对流和辐射传热时, 为计算上统一, 有时以辐射传热系数  $\alpha_{\text{辐}}$  的形式表达辐射热交换。即:

$$q_{\text{辐}} = \alpha_{\text{辐}}(t_{\text{气}} - t_{\text{面}}) \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时}$$

或

$$\alpha_{\text{辐}} = \frac{q_{\text{辐}}}{t_{\text{气}} - t_{\text{面}}} \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C} \quad (13-34)$$

$\alpha_{\text{辐}}$  仅为计算上的方便及便于与对流传热比较而引入的系数, 并不反映辐射现象的本质。

则上例中 
$$\alpha_{\text{辐}} = \frac{9764}{(1500-1300)} = 48.82 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C}$$

与例 13-6 计算的对流传热系数比较，焦炉火道内废气对炉墙传热时， $\alpha_{\text{辐}} \gg \alpha_{\text{对}}$ ，即辐射占主导作用。当同时存在对流和辐射时，可采用总给热系数  $\alpha_{\text{总}}$  来计算这两部分的传热量。

$$\alpha_{\text{总}} = \alpha_{\text{辐}} + \alpha_{\text{对}}$$

为计算方便， $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  汽的  $\alpha_{\text{辐}}$  可由图 13-16 和图 13-17 查取。

图 13-16 和图 13-17 中的  $\alpha_{\text{辐}}$  是指一定温度范围内的数值，因此当通道内两端气体温度相差较大时，应分别查取后再求取平均值。

**4. 煤气燃烧的辐射能力** 由于气体的辐射能力在相同的温度和气层厚度条件下，主要取决于  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  汽的分压，则焦炉煤气燃烧后产生的废气其辐射能力远大于高炉煤气燃烧后产生的废气的辐射能力，以下用具体数值说明之。

按  $L=0.35$ ， $t_{\text{气}}=1500\text{°C}$ ， $t_{\text{面}}=1300\text{°C}$  及下列煤气组成：

煤 气	成 分, %						
	$\text{CO}_2$	$\text{C}_2\text{H}_4$	$\text{O}_2$	$\text{CO}$	$\text{H}_2$	$\text{CH}_4$	$\text{N}_2$
焦炉煤气	2.40	2.20	0.40	6.00	59.5	25.5	4.00
高炉煤气	13.90	—	0.40	26.80	1.50	0.20	57.20

在不同空气过剩系数条件下求得的废气组成，计算辐射传热量的结果列于表 13-5。

由表 13-5 的数据说明，焦炉煤气废气的辐射能力比高炉煤气废气的辐射能力大得多。这是用焦炉煤气加热时比高炉煤气加热耗热量小的重要原因之一。上述结论也说明用焦炉煤气加热焦炉时，改变同样的热值对结焦时间影响的灵敏性大于高炉煤气加热。此外也说明，在高炉煤气中混入少量的焦炉煤气可以提高其废气的辐射能力。

二种煤气的废气辐射能力比较

表 13-5

煤气	空气过剩系数	$P_{\text{CO}_2}$	$P_{\text{H}_2\text{O}}$	$P_{\text{CO}_2}L$	$P_{\text{H}_2\text{O}}L$	$\alpha_{\text{CO}_2}$	$\alpha_{\text{H}_2\text{O}}$	$\alpha_{\text{气}}$	$q$ , 千卡/米 <sup>2</sup> ·时
高炉煤气	1.1	0.2474	0.0442	0.0862	0.0155	28.7	13.0	41.7	8340
	1.2	0.2375	0.0429	0.0827	0.015	28.3	12.6	40.9	8180
焦炉煤气	1.1	0.0718	0.223	0.0252	0.078	19.1	52.3	71.4	14280
	1.2	0.0665	0.208	0.0232	0.0728	18.7	49.7	68.4	13680

以上讨论的辐射是以煤气完全燃烧后产生的废气进行的辐射。实际上，焦炉立火道中煤气从火道底向上是逐步燃烧的，即存在着火焰。高炉煤气的火焰带蓝色而将近无色。焦炉煤气在立火道中由于碳氢化合物的热分解和游离碳粒的形成而发光，这种发光火焰的辐射能力比气体的辐射能力大得多，即使无光的火焰辐射能力也比气体大。无光的气体火焰黑度约为 0.4，而一般废气的黑度还不到 0.1。但是，由于很难确定火焰的有效温度及焰层厚度，而发光火焰的辐射能力又主要取决于其中所含微粒的辐射，因此无法用计算方法确定火焰的辐射。

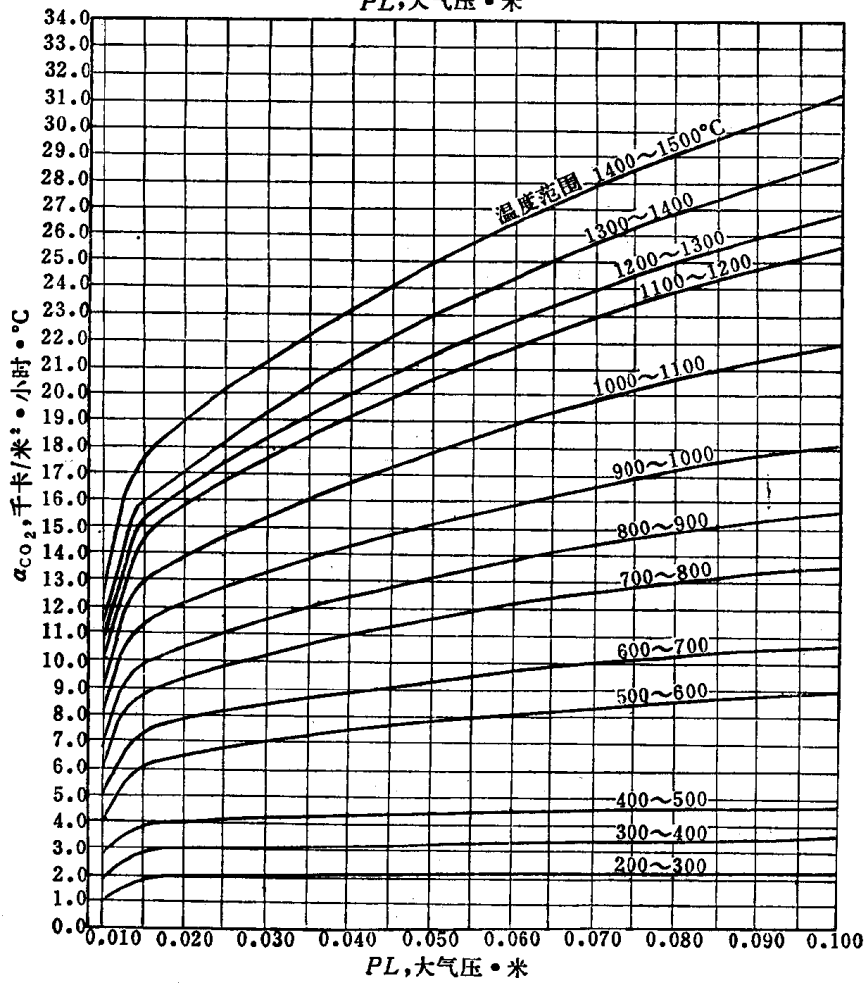
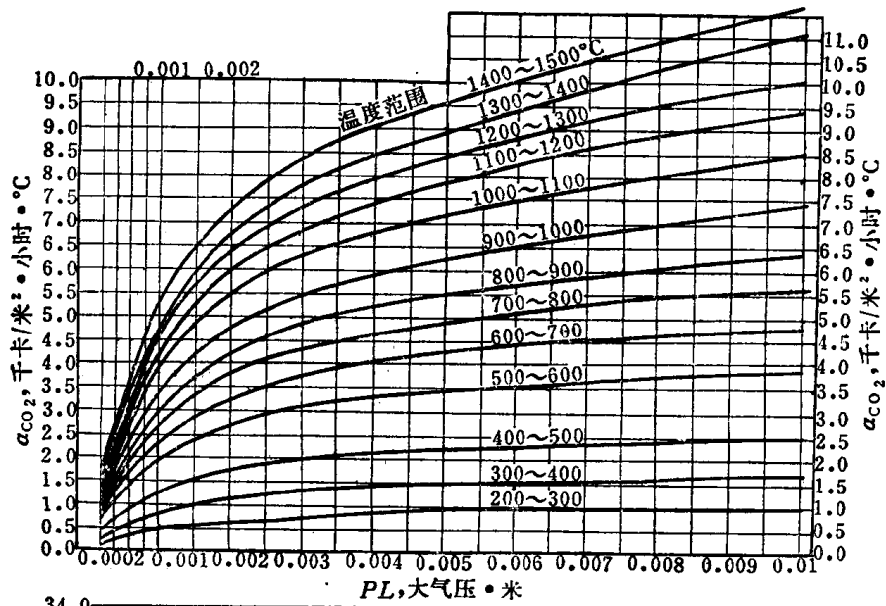


图 13-16 CO<sub>2</sub> 的辐射传热系数

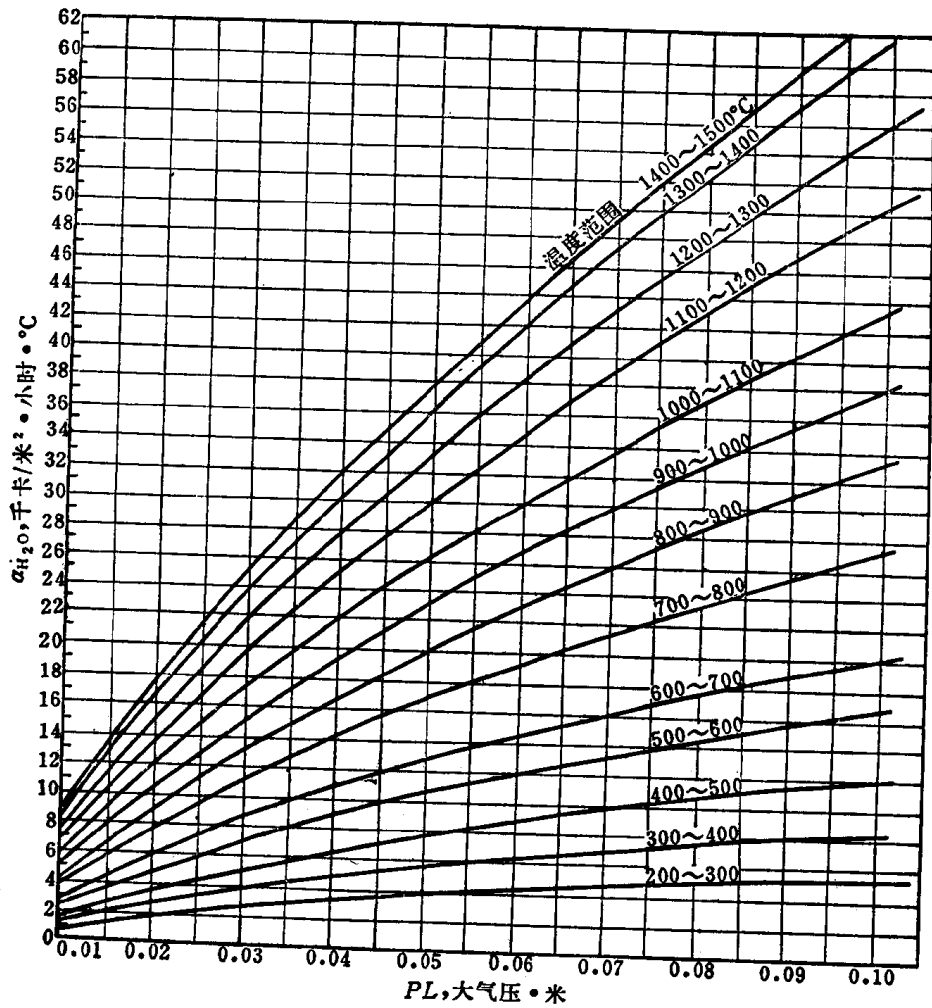
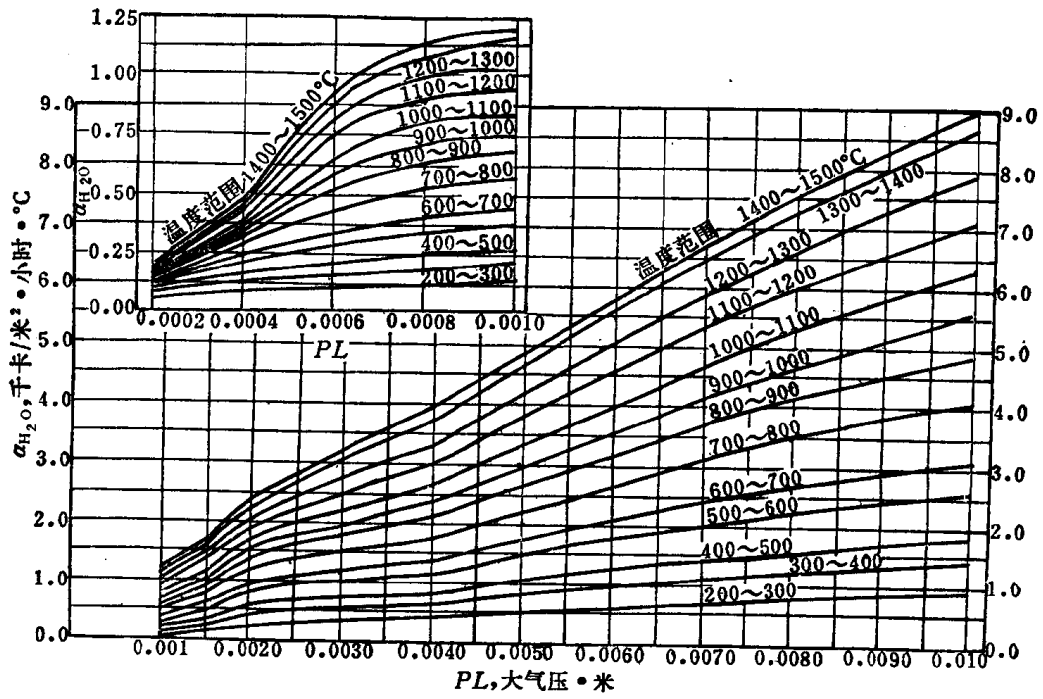


图 13-17 水蒸气的辐射传热系数

火焰的辐射能力大于气体，但一般仍小于固体的辐射能力，因此依靠煤气在多孔陶瓷板或耐高温的合金细网上进行无焰燃烧时，通过网面或陶瓷板面发射的辐射能力又比单纯的火焰辐射能力要大得多，这是煤气红外线辐射器广泛用于加热、干燥和解冻的基本原因。

## 第五节 综合传热与蓄热室格子砖面积的计算

以上分别讨论了热传导、对流和辐射三种传热方式，它们虽然有着不同的特殊运动形式，但都是原子、分子运动的结果，它们和电、光等运动形式都可以在一定条件下相互转化。以下在研究传热方式的各个特殊性的基础上，进一步弄清它们和传热过程普通规律之间的联系。

### 一、综合传热过程基本方程式

由前几节讨论可知，当以辐射给热系数反映辐射传热时，任一传热过程的速率都与温度差  $\Delta t$  成正比，与热阻成反比，即

$$\frac{Q}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta t}{R}$$

只是不同的传热方式，以不同的传热系数来反映其热阻而已，按上式热传导的热阻是  $\frac{\delta}{\lambda}$ ，对流传热的热阻是  $\frac{1}{\alpha_{\text{对}}}$ ，辐射传热的热阻可以  $\frac{1}{\alpha_{\text{辐}}}$  表示。实际的传热过程都不能仅有一种传热方式，而是有两种或三种传热方式，因此有多种传热方式同时存在的传热过程，可用以下形式表示：

$$\frac{Q}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta t_{\text{总}}}{\sum R} \quad (13-35)$$

式中  $\Delta t_{\text{总}}$ ——总温度差， $^{\circ}\text{C}$ ；

$\sum R$ ——传热过程的总热阻。

若将  $\frac{1}{\sum R}$  用  $K$  表示，则上式可改写为：

$$\frac{Q}{F \cdot \tau} = K \cdot \Delta t_{\text{总}}$$

或

$$q = \frac{Q}{\tau} = K F \Delta t_{\text{总}} \quad (13-36)$$

式中  $q$ ——单位时间的传热量，千卡/时；

$K$ ——总传热系数，千卡/米<sup>2</sup>·时· $^{\circ}\text{C}$ ；

$F$ ——传热面积，米<sup>2</sup>。

式(13-36)即综合传热过程的基本方程式。显然，研究综合传热过程主要在于找出总传热系数  $K$  与反映各种传热方式的传热系数  $\lambda$ 、 $\alpha_{\text{对}}$ 、 $\alpha_{\text{辐}}$  之间的联系。以下用焦炉蓄热室封墙的散热和格子砖面积的计算为例加以讨论。

### 二、蓄热室封墙的散热——通过多层平壁综合传热

蓄热室封墙由多层平壁构成，蓄热室内的热气流通过蓄热室封墙向大气散热是最简单的综合传热过程。设：蓄热室封墙各层壁面的温度分别为  $t_a$ 、 $t_b$ 、 $t_c$ 、 $t_d$  (图 13-18)；封墙内热气体平均温度为  $t_1$ ，封墙外大气温度为  $t_2$ ；热气体一边的总给热系数为  $\alpha_{\text{总}1}$ ；(为对流给热



系数和辐射给热系数之和), 大气一边的总给热系数为  $\alpha_{\text{总}2}$ ; 各层壁厚为  $\delta_1, \delta_2, \delta_3$ ; 各层壁的导热系数分别为  $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$ 。当整个散热过程看作稳定传热时, 通过各个等温面的热流均为  $q$  千卡/时, 则可列出以下等式。

$$q = \alpha_{\text{总}1}(t_1 - t_a)F = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_a - t_b)F$$

$$= \frac{\lambda_2}{\delta_2}(t_b - t_c)F = \frac{\lambda_3}{\delta_3}(t_c - t_d)F = \alpha_{\text{总}2}(t_d - t_2)F$$

根据和比定律不难得出:

$$q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{1}{\alpha_{\text{总}1}} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_{\text{总}2}}} F$$

与式(13-36)对比, 可以看出:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_{\text{总}1}} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{1}{\alpha_{\text{总}2}} = \sum R \quad (13-37)$$

上式表明  $K$  值包含着综合传热过程中各个传热过程的导热系数和给热系数, 它们间的关系, 可通过串联的热阻来表明, 即总热阻 ( $\frac{1}{K} = \sum R$ ) 为各层串联热阻 ( $\frac{1}{\alpha_{\text{总}1}}, \frac{\delta_1}{\lambda_1}, \frac{\delta_2}{\lambda_2}, \frac{\delta_3}{\lambda_3}, \frac{1}{\alpha_{\text{总}2}}$ ) 之和。

[例 13-9] 若  $\alpha_{\text{总}1} = 14$  千卡/米<sup>2</sup>·时·°C, 蓄热室内废气的平均温度  $t_1 = 900^\circ\text{C}$ ;  $\delta_1 = 100, \delta_2 = 230, \delta_3 = 80$  毫米;  $\lambda_1 = 1.02, \lambda_2 = 0.26, \lambda_3 = 0.66$  千卡/米·时·°C; 烟道走廊的温度  $t_2 = 40^\circ\text{C}$ , 封墙外表温度  $t_d = 80^\circ\text{C}$ 。计算每米<sup>2</sup>蓄热室封墙的散热量。

解: 由于封墙外表温度很低, 它向大气的传热主要以对流方式, 根据空气沿粗糙壁面作自然对流时给热系数公式  $\alpha = 8 + 0.05 t$  壁, 可以算出:

$$\alpha_{\text{总}2} = 8 + 0.05 \times 80 = 12 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C}$$

则 
$$\frac{1}{K} = \frac{1}{14} + \frac{0.1}{1.02} + \frac{0.23}{0.26} + \frac{0.08}{0.66} + \frac{1}{12} = 1.26$$

故 
$$q = \frac{1}{1.26} \times 1(900 - 40) = 680 \text{ 千卡/时}$$

当上述运算方法推广到通过多层筒壁的综合传热过程时, 由于各层筒壁的面积不同, 则应为以下形式:

$$q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{1}{\alpha_{\text{总}1} F_a} + \frac{\delta_1}{\lambda_1 F_{ab}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 F_{bc}} + \frac{\delta_3}{\lambda_3 F_{cd}} + \frac{1}{\alpha_{\text{总}2} F_d}}$$

式中  $F_a, F_d$ ——分别为热流侧和冷流侧的面积;

$F_{ab}, F_{bc}, F_{cd}$ ——分别为各层筒壁的对数平均面积。

当与式(13-36)对比时, 为确定传热总系数  $K$  与各传热系数的关系, 必须选定计算用的面积。若以  $F_a$  为计算面积, 则与之相应的传热总系数为  $K_a$ , 可得:

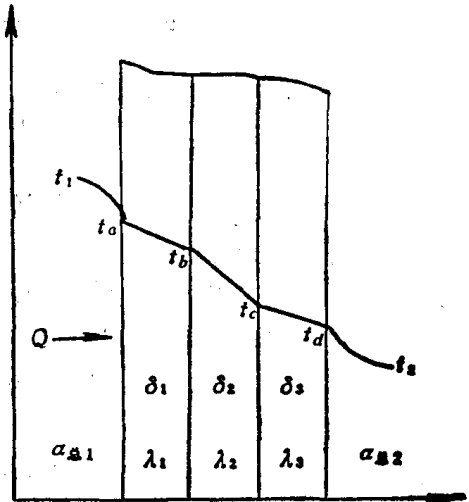


图 13-18 通过多层平壁的综合传热