

(苏) B. M. 蒂姆恰克 合著
B. П. 古索夫斯基

加热炉与热处理炉 计算手册



机械工业出版社

加热炉与热处理炉计算手册

〔苏〕B·M·蒂姆恰克 合著
B·П·古索夫斯基

于凤仁 蔡玉德 译

罗廷俊 校订

王秉銓 审校



机械工业出版社

↓102563

本书是根据苏联国家冶金出版社(Издательство «Металлургия») 1983年出版的蒂姆恰克(В.М.ТЫМЧАК)等所著的“加热炉与热处理炉计算手册”(РАСЧЕТ НАГРЕВАТЕЛЬНЫХ И ТЕРМИЧЕСКИХ ПЕЧЕЙ И СПРАВОЧНИК)第一版进行翻译的。

书中提供了以科学技术的现代成果为基础的各种不同型式加热炉和热处理炉的综合计算方法。给出了燃料燃烧计算和烟气余热利用装置的计算,对炉内气体运动,以及金属的加热和冷却都做了较详尽的叙述。

本书可供冶金、机械各部门科研设计单位的工程技术人员使用。

本书有插图291幅,212个表格及参阅文献125条。

РАСЧЕТ НАГРЕВАТЕЛЬНЫХ И ТЕРМИЧЕСКИХ ПЕЧЕЙ СПРАВОЧНИК

Под редакцией

докт. техн. наук В. М. ТЫМЧАКА

и канд. техн. наук В. Л. ГУСОВСКОГО

МОСКВА «МЕТАЛЛУРГИЯ» 1983

加热炉与热处理炉计算手册

[苏] В. М. 蒂姆恰克 合著

В. Л. 古索夫斯基

于凤仁 蔡玉德 译

罗廷俊 校订

王秉铨 审校

责任编辑: 韩会民 责任校对: 丁丽丽

封面设计: 姚毅 版式设计: 张世琴

责任印制: 卢子祥

机械工业出版社出版(北京阜成门外百万庄南里一号)

(北京市书刊出版业营业许可证出字第117号)

中国农工出版社印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行·新华书店经售

开本 787×1092^{1/2} 印张 35^{1/2} 插图 2·字数 840千字

1989年6月北京第一版·1989年6月北京第一次印刷

印数 0,001—3,200 定价: 30.30元

ISBN 7-111-00640-2/TG·160

译者的话

我国机械行业和冶金行业有各种类型的加热炉与热处理炉。对于这些炉型的设计、制造、操作、维修以及在科学研究方面我们都做了大量的工作，积累了很多经验，推动了我国工业的发展。我们翻译本书的目的是在总结国内几十年经验的基础上，进一步掌握国外同行业的先进技术，做到取长补短，完善我们的设计方法和改进我们的设计思维，更好地为我国现代化建设服务。

本书介绍了一系列独特的炉子设计计算方法。根据计算结果选择炉子的基本参数，再结合实际使用经验可以确定出炉子的最佳系列尺寸，同时又给出了为完成炉子热工计算和流体力学计算所需要的全部资料。本书提供了以科学技术现代成果为基础的各种不同型式加热炉和热处理炉的综合计算方法，这在以往的同类设计手册中是不多见的。这是一本资料比较充实，内容新颖，理论与实践相结合的实用性设计手册。

本书在翻译过程中，邀请鞍山钢铁公司钢铁研究所高级工程师罗廷俊同志担任本书的译校。序言、第1章至第8章和第18章由于凤仁同志翻译，第9章至第17章由蔡玉德同志翻译；书中附录的图表、曲线由两人共同负责翻译和整理，并相互对译文作了初校；书末还增加了原书中所使用“苏联牌号化学成分表”，由蔡玉德同志编制，便于使用本手册的人员参考。翻译过程中保留了原文的参阅文献，删掉了内容索引。

特别感谢的是在译稿完成后请机械电子工业部设计研究院王秉铨同志对译文作了全面的审查，并提出了许多宝贵意见。

本书原文错误之处，我们在翻译过程中对已发现的问题都作了更改或加了说明。由于我们的水平有限，又缺乏经验，错误在所难免。我们热切希望广大读者给以批评指正。

译者

绪 言

В.Е.格鲁姆—格尔日麦洛在世界范围内首先确立炉子的严密科学理论。他在1905~1912年对炉子流体力学的理论进行过研究，并且在1924年出版问世的《火焰炉》一书中完整地进行了论述。同年他在莫斯科建立了直属于最高国民经济会议科学技术学会（НТО ВСНХ «Стальпроект»—国立黑色冶金铸钢与轧钢设备设计院）的冶金和热工设计院。

设计院建立后，在最初的10~12年内，各个工业部门的炉子设计实际上都统一划归苏维埃机构，目前该设计院是设计黑色冶金轧钢生产中各种加热炉和热处理炉的主要设计院。

为了研制新型的炉子设备，必须进一步发展炉子设计的理论基础，因此该设计院的研究工作同大量的设计工作并行，而且在炉子流体力学模拟化和火焰模拟化、喷射理论、金属的加热和冷却、炉内热交换、炉子气氛与被加热金属的相互作用、炉内介质流动过程的数学模拟化等方面进行过大量的理论和试验研究工作，并编制出炉子计算及使用电子计算机控制炉子工作情况的算法和程序。

此外，在设计院本职工作中，研究并引用同其它机构共同获得的研究成果，以及苏联和国外学者的成果。

1931年，为了进一步发展炉子设计的科学原理，以科学院院士M.A.巴甫洛夫为首的该设计院工作者作为发起人组成《火焰炉》第三次修改版的编辑委员会。在该版内打算增补由本书所用的对内外热交换问题研究的传热学，论述热传导转向内外热交换问题的研究内容；确定燃料消耗的热平衡，并在此基础上确定炉子的尺寸；采用类比法等等。可惜这些基础工作没有完成。

为了满足设计师在炉子设计中对科学原理方面的需求，从1927年开始，该设计院建立《炉子设计师记事簿》，在这本记事簿中囊括设计院的所有标准，每种标准均可作为适用于炉子任何设计和计算问题的专著。

1933年，重工业人民委员会科技出版社（ОНТИ НКТП）出版了石印版该设计院的328种标准。同时，这些专题论文集还作为莫斯科钢铁研究所教师和学生的教科书面问世。

1935年，在Ю.В.格鲁姆—格尔麦洛编写的《炉子设计师手册》一书中公布了原来的387种标准。这本手册多年来成为炉子设计专家的必备书。

该设计院的全体工作人员继续在制定标准方面进行工作。这些标准得到广泛的应用。由于对这些标准的需求量越来越大，这就启发炉子设计师去出版新的手册。

1970年，冶金出版社出版了由B.M.蒂姆恰克主编的《轧钢生产炉子设计手册》上下卷。这本手册总结了该设计院在炉子设计和计算方面四十多年的工作经验，对手册所涉及的很多重大问题作了专门的研究和补充修改。在这部手册中还对炉子设计提供了完整的计算，进一步发展和完善了炉子热量计算和空气动力学计算，以及新型炉子设备的研究与应用，编写这些内容是本手册的主要成就。

本手册不同于最初的两版，它完整地阐明了加热炉和热处理炉热量计算和空气动力学计算的方法，这些计算是选择炉子设备尺寸和其它参数的基础。本手册未考虑进行炉子设计的其它形式的计算方法，因为目前参阅相应专业手册中的资料也可以进行计算。手册中也不包括有关炉子系统和部件方案的资料，因为在科学技术革命时期这些方案很快就会过时。

本手册具有一系列专业特点。首先，定型炉子的计算方法从按生产规模确定炉子所需生产率，直到炉子数量、尺寸和基本参数的选择都与工艺设计十分接近。

其次，列举计算方法和示例时都有以计算结果为基础，进而提出炉子基本参数的建议，包括：炉子尺寸、金属通过炉子的速度、功率等等。例如，推荐了关于炉子尺寸的参数或金属在炉内移动速度的大小，炉子及其部件的全苏标准化和标准系列化尺寸，根据炉子设计和使用经验给出了确定炉膛形状和系列尺寸的最佳值。此外，还介绍了实际达到的炉子性能参数和以使用经验为基础的原始计算数据。

第三，手册中包括对炉子设备进行热工计算和空气动力学计算所需的全部资料。因此，在完成这些计算时，不必采用任何辅助指导。

手册引用了黑色冶金轧钢和轧管生产中加热炉和热处理炉的计算方法和示例。但是手册也给出了按普通途径进行计算的方法和大量的参考数据，对那些使用加热炉、热处理炉或金属热加工和其它工业部门中的很多专家、工程技术人员都是有益的。

在手册出版中，除作者外，该设计院参与撰稿的人有：B. H. 阿普捷尔曼，T. A. 阿发娜谢娃，И. С. 沃洛维克，Л. И. 戈尔玛施，Л. И. 高利德布尔格，M. M. 考洛塔也夫，Г. А. 考丘仁斯基，A. B. 考舍列夫，A. Д. 考利沃申，A. A. 利夫申茨，Э. M. 玛麦多夫，Л. Г. 奥尔金，B. С. 潘费洛夫，E. И. 帕布申娜，Л. A. 毕兹所，A. Ф. 鲍甫特尼柯夫，C. B. 鲍鲍娃，A. H. 鲍黑列维奇，Ф. Д. 索考林斯基，Ю. И. 斯朵雅诺夫，Г. A. 乌瓦洛娃等。

作者及全体工作人员特别感谢所有的专家们，对手册的内容和材料的叙述方面提供了自己的宝贵建议。

前 言

炉子计算的基本原理

1. 加热炉和热处理炉是用于完成一定工艺过程的热工设备。这些炉子的基本任务是把热量传给被加热的金属或者按照金属加热或热处理工艺要求，从被加热的金属上除去热量。这样一来，向承受热加工的金属传导热量是炉子设备固有的工作过程，也就是说这种热传导计算是加热炉和热处理炉计算的基础。

炉子向金属传热是以辐射和对流方式进行的，而金属内部的热传递——导热性，通过这些形式的热传导所阐明的基本规律，以及热传导系数的确定方法均列入第13章和附录I内。

通过热传导的基本计算，可以求出炉子的生产率和必要的炉膛尺寸，以及加热或冷却介质的热工性能。为了确定炉子的其它尺寸，还必须进行一系列的辅助计算：热量计算、空气动力学计算、力学计算和强度计算等。

在本手册的辅助计算中，热量计算和空气动力学计算只考虑炉子的供热系统和排烟系统，其中最重要的是燃料燃烧计算；热平衡和燃料消耗量的计算；煤气、空气和烟气动力学计算；燃烧装置和加热器的计算；换热器中热交换的计算。

上述所有这些计算方法均列入第14章至第18章内。计算的目的是确定炉内和各区段内的燃料消耗量，选择燃烧装置、引风设备和加热器，确定换热器和管路的尺寸。

当设计炉子机械设备及其自动化系统、钢筋混凝土和金属结构时，应利用相应技术部门的手册，并结合这些设备的结构现状和使用特性进行必要的计算。

2. 加热炉的基本工艺要求是保证把被加热的金属加热到给定的温度和保证给定的温差范围。加热过程可能有某些限制，比如：给定的加热速度，金属在加热时间内的最大温差，金属表面在最高温度下最短的停留时间等。

热处理炉的基本工艺要求是保证限定的或不限定的条件下加热，在给定温度下的保温，以及在给定速度下的冷却等。

为了实现规定的工艺，采取各种不同的加热和冷却方式。主要的加热、冷却方法列入表1，而采用何种方法则取决于加热和冷却的气氛。借助表1列举的各种加热和冷却方式，可查出气氛对性能（温度、热强度）的影响，从而确定加热和冷却的强烈程度。

进行炉子计算时，摆在设计师面前的可以是三个基本问题中的一个：

1) 已知金属初始和终了的温度状态，以及热交换情况。

要求确定加热工艺的保温时间。这类问题产生于设计师已知加热和冷却工艺均非限定，而要求确定炉子设备的尺寸。

2) 已知金属初始和终了的温度状态，以及工艺要求的保温时间。

要求确定热交换条件。这类问题产生于设计师已知加热和冷却工艺均被限定，而必须

选择加热或冷却的设备并确定其特性。

3) 已知金属初始的温度状态, 热交换条件和加热工艺的保温时间。

要求确定金属的最终温度状态。当在炉子的单独区段内或计算段上计算金属的加热和冷却时间时, 就会产生这类问题。

由于通常都按炉子的区段或计算段进行计算, 前两个问题可归结为第三个问题。在这种情况下, 未知量(第一个问题是保温时间, 第二个问题是热交换条件)预先给定, 然后检验其计算结果。

在解决第三个问题的同时, 不得不预先给定金属的最终温度, 然后进行验算。用这样的计算方法确定计算方程中所包含的量值之间的相互联系, 特别是对复杂的问题在用这些一目了然的方程而不能求得其中任何一个量值时更是如此。

3. 在分批装料的炉子中进行金属的热传导计算时, 金属是固定不动的物体, 在它的外表面上作用着随时间而变化的热流, 在金属表面和加热介质或冷却介质之间, 以及参与热交换的其它物体(砌体、内罩、辊子、炉底轨道等)之间以辐射和对流方式所进行的热交换都随热流如何变化而定。

为了计算连续式炉中金属的热传导, 把温度和热强度沿炉子长度的变化值用金属通过炉子向前移动的时间来描述。此时, 只有当炉子的工作规范固定, 以及炉子每个断面上的温度和热强度并不随时间变化时计算才是正确的。

在连续式炉中, 当被加热金属的参数或炉子的生产率变化时, 应经历一个不固定的过渡过程, 此后炉子就可以转为可按新的固定规范进行工作。按这种规范在炉底长度方向上不论是热量分布还是温度分布都与旧制度不同, 但他们仍旧保持着热量和温度分布不随时间变化的特点。

为了确定炉子的参数, 只能按固定的工艺规程计算, 因为恰恰是炉子固定的常用规程才可能保证炉子最好的工作指标。规程多变的炉子其工作指标最差, 平均指标下降。如果炉内被加热金属的品种和生产率经常变化时, 应预先考虑上述问题。

计算规程多变的炉子时, 可采用以电子计算机为基础的特殊方法, 但本手册未考虑这个问题。设计时通常使用与保温时间有关的实践性资料。

4. 为了采用金属内温度场的物理模型, 当原始和边界条件为已知时, 用与加热和冷却条件相适应的傅里叶热传导方程来求解。

求解热传导方程, 对于所谓薄料和厚料来说原则上是不同的。薄料是指加热或冷却过程中温差相当小, 以致可以忽略的那种物体。因此, 可以认为薄料沿断面均匀受热; 厚料沿断面有足够大的温差, 以致于计算时必须加以考虑。确定是否为厚料的计算方法列入13.3.3节内。

计算炉膛内热交换时, 采用的边界条件可用三种方法确定: **第一类**边界条件是已知金属在受热空间内温度沿表面的分布情况; **第二类**边界条件是已知热流为时间的函数; **第三类**边界条件是已知加热或冷却介质的温度以及它们和金属表面之间的热交换规律。

对于热交换的基本计算最合适的方法是第三类边界条件。

加热或冷却介质的温度是可以选择的, 也可以改变其特性(见表1)。

加热或冷却介质与表面之间的辐射热交换和对流热交换的规律(见13.1和13.2节)是人所共知的。

表1 金属加热和冷却的主要介质及其控制方法

生产过程	加热和冷却介质	控制方法
在燃烧产物或空气中		
加热	燃烧产物	按时间和空间调节燃料燃烧或控制燃料供给量
	在空气中	—
冷却	在水中	—
	洒水	水的用量
	吹风	流速和气流系统的几何形状
	随炉冷却	向炉内送入常压空气
	水、空气混合物	混合物的速度和水量
在可控气氛中		
加热	用辐射管	辐射管的布置方式和尺寸, 送入辐射管的燃料量
	用电加热器	加热器的布置方式和尺寸, 电流、电压的调节
	在马弗炉内	按时间和空间调节燃料的送进和燃烧
	在煤炉衬的炉室内	炉衬的材料和厚度
	在带空气冷却器的炉室内	空气冷却器的直径和布置方式、空气速度
	在带水套的炉室内	—
	控制大气气流	流速和气流系统的几何形状
	随炉冷却(马弗炉)	炉外表面冷却法(马弗炉)

应该指出, 加热和冷却介质的温度(燃烧产物、辐射管、空气等)与完全固定在炉膛内的热电偶或高温计所指示出来的温度是存在一定差距的。例如: 热电偶的工作端“监视”着参与热交换的所有物体, 那么热电偶的温度是这些物体的平均温度。而且热电偶指示的温度实际上与安装点靠近这个物体或那个物体有关, 以及其它物体对热电偶起屏蔽气流和火焰的作用。因此, 热电偶指示的温度在很大程度上是试验值, 应在炉子调整过程中确定它的精确值以及它的变化特性。

5. 表2表明的情况是在物体给热系数不变和热物理性能稳定的情况下, 对于形状简单的物体(平板或圆柱体)及其交贯形体为已知, 按第三类边界条件求得的热传导方程的相似解。

表2 第三类边界条件时, 热传导方程的某种近似解为已知的情况

物体的厚重程度	物体表面的放热方式	加热和冷却介质温度	物体的初始温度
薄料物体	辐射	不变	均匀
厚料物体	射流	不变	均匀
	混合流	随时间推移而作线性变化	按抛物线规律分布
	对流		均匀
			按抛物线规律分布

13.3.5节列举薄料物体以判别形式提供的所有解, 而在13.3.6节则列举简单形状的厚料物体以判别形式提供的所有解。图 I-23~I-54是以列入方程解中的函数值绘成的许用曲线。

在解决双解问题时, 使用温度场的连乘法(由简单形状物体交贯而成的复杂物体)或

温度场叠加法（局部热流或热源起作用时）。在13.3.7~13.3.10节中谈到双解问题的解决方法。

根据函数论和分析方程的解所获得的条件进行工程计算，但在作这种计算之前，尚须作如下考虑：1) 把被加热或冷却的金属物体看作是简单形状的物体（板、圆柱体或其交贯物体）；2) 把加热介质或冷却介质的温度看作是不变的或随时间作线性变化的；3) 被加热金属或被冷却金属的物理性能取平均值；4) 确定符合热传导定律的给热系数（对薄料物体来说占首要地位的是热传导的方式，对于厚料物体则按热传导的对流规律；确定的方法可参阅13.3.4节）；5) 加热和冷却过程中的给热系数取平均值。

如加热或冷却介质的温度有复杂的变化，以及为了增加计算精度，把温度变化曲线划分成若干计算段，每一计算段内加热或冷却介质的温度均可视为恒温或随时间作线性变化。

分段计算时，金属在前段内的最终温度状态将是下一段的起始温度。如果金属的最终温度状态是不均匀的，那么为了下一段的计算可把温度的分布看成是符合抛物线规律。

热物理性能和给热系数的平均值可以分段进行计算。

在整个计算中，化学过程的影响（氧化、脱碳等）可忽略不计，把参与热交换的物体看成为灰体或扩散体。

在连续式炉中，加热介质和冷却介质的温度沿炉子宽度的变化以及热量沿炉料或炉子部件在分布上的变化均可忽略。

6. 近年来，借助于电子计算机用终端差值法计算热传导得到广泛应用，在一些专业文献中曾阐述过借助于电子计算机可以计算热传导的基本原理和方法。计算时，可以用终端差值法求出比较精确的结果，因为没有必要把加热和冷却介质的温度变化特征置于十分严格的界限之下。就物质的初始温度和它的形状来说，并不要求选用性能和给热系数均为恒定的金属。

为了在电子计算机上进行计算，必须编制热传导的数学模型和相应程序。其实上机计算金属加热和冷却的时间并不长，但是建立繁杂而重复的热传导数学模型的输入和调试却要占用相当长的时间。如果必须改变任何输入参数，而数学模型中又没有预先规定某些变数，那就需要建立新程序的调试和改编，而这项工作量是特别大的。

绝大多数冶金炉都是单体设备，因此一般在电子计算机上花费的时间、劳动量和经费比用小型计算机的工程计算要大得多。此外，在电子计算机上计算时，通常应保证高的精确度，但由于设计师打算输入的那些信息有其不精确性，其计算结果多数似乎是无用的。

由于这些原因，从实用目的出发，优先借助于工程分析法和使用小型计算机来完成计算。

在现阶段，建议在下述情况下使用计算机计算：1) 如果工艺的复杂性和加热或冷却的条件用工程计算所使用的简化方式不可能准确地描述时（如金属的轮廓复杂、加热或冷却不均匀、考虑化学过程、工艺规程不稳定等）；2) 对于炉子的工艺规程或炉子结构部件的选定通常要求作出几个计算方案时；3) 为了掌握炉子的工艺规程，要求在短时间内进行大规模的计算时。

目 录

序言

前言 炉子计算的基本原理

第一篇 连续式加热炉的计算

1. 连续式加热炉的计算特点	1	2.7 炉膛的基本尺寸	12
1.1 加热炉的用途	1	2.8 热平衡	13
1.2 推荐的加热温度	1	2.9 推钢式加热炉计算示例	13
1.3 对流计算的特点	2	3. 步进式加热炉和步进梁式加	
1.4 二段和三段式加热的热工制度	2	热炉	31
1.5 计算段的选择	3	3.1 炉子的特征	31
1.6 炉气砌体的温度以及单位加热		3.2 金属加热的计算方案	31
时间	3	3.3 金属加热计算的方法和程序	31
1.7 炉子生产能力和装载量的计算	4	3.4 金属填充系数、金属移动速度、	
1.8 有效炉底长度、炉底宽度、炉底面		炉底长度	34
积及炉底强度	5	3.5 热平衡	36
1.9 炉子热强度前燃料单耗	7	3.6 步进式炉的计算示例	36
1.10 炉子在非计算条件下的工作	7	4. 环形炉	51
2. 推钢式加热炉	8	4.1 炉子的特征	51
2.1 推钢式加热炉的特征	8	4.2 金属加热的计算方案	51
2.2 炉子的分类和金属加热条件	8	4.3 金属加热的温度制度和计算顺序	
2.3 金属加热的计算方案	10	52
2.4 金属加热的计算顺序	10	4.4 装载量和炉膛的基本尺寸	52
2.5 核算炉底管影响的程序	11	4.5 热平衡	54
2.6 金属加热的计算方法和计算结果		4.6 金属加热计算	54
的修正顺序	11	4.7 环形炉的计算示例	54

第二篇 连续式热处理炉的计算

5. 热处理炉计算的特点	65	5.9 热平衡	71
5.1 热处理炉的特征	65	6. 快速加热的分段式炉	73
5.2 加热的温度、条件、方法和加热		6.1 分段式炉的特征	73
与冷却的介质	65	6.2 传热特点	73
5.3 金属加热和冷却的特点以及计算		6.3 金属加热计算的特点	73
段的选择	66	6.4 金属加热计算的方法	73
5.4 传热计算的特点	67	6.5 炉子通道内坯料温度变化的计算	
5.5 金属加热和冷却计算的特点	68	74
5.6 用雾化水冷却的炉子计算	68	6.6 炉子的长度、坯料的移动速度和	
5.7 干燥室的计算	68	单位加热时间	76
5.8 生产能力的确定和炉子的长度	69	6.7 热平衡	76

6.8 快速加热分段式炉的计算示例	76	8. 牵引式炉	94
7. 辊底式炉	82	8.1 牵引式炉的特征	94
7.1 辊底式炉的特征	82	8.2 传热计算	94
7.2 原始数据和计算程序	82	8.3 金属加热计算的特点	94
7.3 热交换计算的特点	82	8.4 金属的移动速度和有效长度	95
7.4 加热不对称性系数	83	8.5 热平衡	96
7.5 热平衡	83	8.6 立式牵引炉的计算示例	96
7.6 辊底式炉的计算示例	83		

第三篇 间歇式炉的计算

9. 间歇式炉的计算特点	115	10.7 热强度和热耗量	149
9.1 炉子的用途	115	10.8 工段内均热炉组数计算示例	149
9.2 金属加热温度及加热和冷却的计算程序	115	11. 室式炉	150
9.3 装载量和炉子生产能力以及工段内炉子的数量	115	11.1 炉子的特征	150
9.4 热平衡和燃料单耗	116	11.2 炉子分类和供热方式	150
10. 均热炉	116	11.3 热交换计算特点	150
10.1 均热炉的特点	116	11.4 炉子生产能力及生产周期	151
10.2 均热炉的分类	117	11.5 热平衡	151
10.3 钢锭加热温度和炉坑温度	117	11.6 台车式炉的计算示例	151
10.4 钢锭加热制度, 炉坑温度和热工制度	117	12. 罩式炉	161
10.5 关于钢锭加热时间的经验数据	117	12.1 炉子的特征	161
10.6 炉子装载量、炉组的生产能力、生产周期、工段内的炉组数和操作特点	117	12.2 热交换特点	162
		12.3 卷板内温度场的计算	165
		12.4 工段炉子台数(台)和炉膛尺寸的确定	166
		12.5 热平衡	166
		12.6 罩式炉计算示例	167

第四篇 炉子部件及其工艺要素的计算方法

13. 物体的加热和冷却计算	180	15. 炉子热平衡的编制	251
13.1 辐射热交换	180	15.1 热量收入	252
13.2 对流热交换	189	15.2 热量支出	252
13.3 物体的加热和冷却	204	15.3 热平衡方程	260
14. 燃料燃烧和炉气成分的计算	221	15.4 连续式炉的区段热平衡	260
14.1 燃料的完全燃烧计算	221	15.5 冷却区段的热平衡	260
14.2 气体燃料在富氧空气中的燃烧计算	231	16. 炉内气体的流动计算	260
14.3 气体燃料的不完全燃烧计算	234	16.1 管道流体力学计算	260
14.4 炉内可控气氛的计算	238	16.2 喷射器的计算	268
14.5 气体燃料的着火和炉膛防爆计算	243	16.3 确定气垫式炉内输入气体的流量和压力	275
		17. 燃烧器和加热装置的计算	278
		17.1 不预先混合的燃烧器计算	278

17.2 喷射式燃烧器计算.....	280	附录Ⅲ 通过砌体的热损失.....	450
17.3 高压喷嘴的计算.....	288	附录Ⅳ 气体力学.....	466
17.4 电阻加热元件的计算.....	291	附录Ⅴ 物质的热物理性能.....	497
17.5 辐射管的计算.....	297	参阅文献.....	536
18. 换热器计算.....	298	国家黑色冶金铸钢与轧钢设备设计 院加热炉和热处理炉计算的标准 资料索引.....	539
18.1 换热器计算的基本原理.....	298	附表 本书引用的苏联钢号化学 成分.....	546
18.2 陶瓷换热器的计算.....	302		
18.3 金属换热器的计算.....	315		
附录Ⅰ 热交换计算图表.....	335		
附录Ⅱ 燃料及其燃烧.....	391		

第一篇 连续式加热炉的计算

1. 连续式加热炉的计算特点

1.1 加热炉的用途

连续式加热炉的用途是在热压加工前用以加热金属。在黑色冶金的轧钢和轧管生产中，推钢式炉、步进式炉、步进梁式炉、环形炉是连续式加热炉的基本型式。

在这些炉子中通常为型钢轧机加热矩形(方形)钢坯，坯厚60~400mm，宽60~400mm，长1~12m；为薄板轧机加热的钢坯厚度为90~350mm，宽400~2000mm，长1~12m；为轧管机加热圆坯或钢锭直径为40~600mm，长1~12m。此外，还加热钢管和管坯。

1.2 推荐的加热温度

轧钢时金属的加热温度首先与被加热金属的材质有关。合金钢和优质钢的加热温度为1060~1200℃，普通钢为1200~1250℃，连铸钢坯为1250~1280℃，硫化物变态情况下的硅钢需加热到1280~1300℃。对于合金钢和优质钢轧制时的加热温度按表1-1选用，它来源于苏联冶金厂的工艺规程。

表1-1 轧制合金钢和优质钢时的加热温度

合金或钢的牌号	加热温度(℃)
У12, У13, У12А, 60ХГ, 95Х18, 12МХ, Х12М	1060~1120
70—85, 65Г, 70Г, У7—У10, У7А, У8ГА, У10А, Х, 13Х, 7Х3, ХВГ, 4ХВ2С, 5ХВ2С, 15Х12ВНМФ, 18Х2Н4МА, 5ХНМ, 15Х5М, 9ХС, ЕХ3, ШХ4, ШХ15, ШХ15СГ, 20Х13Н4Г9 (ЭИ100), 13Х11Н2В2МФ (ЭИ961), 09Х16Н4Б (ЭП56), 25Х13Н2 (ЭИ474), 20Х17Н2, 15Х5М	1120~1160
А12—А35, А40Г, 45—65, 40Г—60Г, 50Г2, 09Г2, 09Г2С, 25Г2С, 12ГС, 35ГС, 55ГС, Р9, Р18, 55С2, 60С2, 60С2Н2А, 60С2ХА, 9Х1, 50Х, 08Х13, 12Х13, 20Х13, 30Х13, 40Х13, 18ХГ, 30ХГСА, 35ХГСА, 18ХГГ, Х03ГТ, 15ХМ—38ХМ, 30ХМА, 15Х5М, 38ХМЮА, 20ХН—50ХН, 12ХН2, 12ХН3А, 20ХН3А, 30ХН3А, 12Х2Н4А, 20Х2Н4А, 40ХН2МА, 94Х18Н10, 12Х18Н9, 12Х18Н9Т, 17Х18Н9, 08Х18Н10, 08Х18Н10Т, Х15Н60, Х20Н80, Х25Н20, 20Х23Н13, 36Х18Н25С2, 20Х25Н20С2, 40ХС, 16ХСН, 40Х10С2М, 9ХФ, 15ХФ, 40ХФА, 30Х3МФ, 45Х14Н14В2М (ЭИ69), 20Х20Н14С2, (ЭИ211), 95Х18 (Х18, ЭИ229), 20Х17Н2 (ЭИ268), 20Х23Н13 (ЭИ319), 0Х18Н12Б (ЭИ402), 20Х3МВФ (ЭИ415), 20Х23Н18 (ЭИ417), 15Х6СЮ (ЭИ428), 10Х17Н13М3Т (ЭИ432), ХН78Т (ЭИ435), ХН77ТЮР (ЭИ437Б), 10Х17Н13М2Т (ЭИ448), 37Х12Н—8Г8МФВ (ЭИ481), ХН75МБТЮ (ЭИ602), 06ХН28МТ, 0Х23Н28М2Т (ЭИ628), ХН70Ю (ЭИ652), 09Х14Н16Б (ЭИ694), 09Х14Н18В2БР (ЭИ695Р), ХН38ВТ (ЭИ703), 10Х14Г14Б4Т (ЭИ711), 12Х2НВФА (ЭИ712), 12Х25Н16Г7АР (ЭИ835), ХН60ВТ (ЭИ868), 12Х17Г9АН4 (ЭИ878), 09Х15Н8Ю (ЭИ904), 08Х17Н5М3 (ЭИ925), 11Х11Н2В2МФ (ЭИ962), 08Х22Н6Т (ЭП53), 08Х21Н6М2Т (ЭП54), 15Х17АГ14 (ЭП213), 07Х21Г7АН5	1160~1200
05—40, 15Г—40Г, 10ХСНД, 15ХСНД, Л58, 20ХГСА, 09Г2, 10Г2—45Г2, 15Х—40Х	1200~1250

对于每种具体情况下的加热温度值，应根据轧钢工艺、轧机特性、压延量、炉子到轧机的距离而定。因而，在薄板轧机上轧制钢材时，要求的加热温度要比型钢轧机上高出25~30℃。

至于断面最终温度差，同样与金属的形状和它们的轧制条件有关，这应由工艺来确定。当被加热金属的计算厚度为100mm时，金属内部的温差可选用15~20℃。

1.3 对流计算的特点

为了在连续式加热炉内实现加热工艺要求，在加热的最终区段内炉气温度达到1300~1400℃时，金属即能在燃料燃烧产物中完成高温加热。

在高温情况下，传向金属的热量基本上是辐射热，而对流给热部分仅占2~10%。而且由于炉子的形状复杂、温度的不均匀性、金属的布料特点、燃烧装置的作用、炉内气体的运动方式等均具有极其复杂的特点，因而对流给热系数的确定是颇为困难的。因此，通常不考虑对流给热，而是考虑到对流给热的影响而将辐射给热系数加以修正，或者对辐射给热可能具有的计算不准确性采用增加裕量的方法。

1.4 二段和三段式加热的热工制度

在加热炉内，金属加热的工艺制度分为二段或三段式加热（图1-1）。在二段式加热制度中，沿金属的行进路程（按加热规定）有两个工艺段：温度逐渐升高的预热段和温度恒定的高温段，即加热段。通常预热段是炉子的非供热段，在该段内利用燃烧产物的废热升温，而高温段则是供热段，具有燃烧区或高温火焰区。但是，通过适当选择燃烧装置的能量，供热段，特别是在供热分散的区域中（炉顶、侧墙），也能处于预热状态。

在二段式加热制度下，高温段的炉温应当这样选择：金属表面只要达到给定的最终温度的那一瞬间，沿金属表面的温差就不会超过允许值。此时，形成的温差愈小，高温段的温度愈应接近金属表面给定的最终温度。因此，在二段式温度制度下，金属的加热强度受到限制。除此之外，为了避免金属过热，不允许金属在炉内超过必需的加热时间。

在三段式加热状态下，沿金属的行进方向（按加热规定）在预热段和高温段之外补充第三个热工段——恒温均热段，它接近于金属表面给定的最终温度。在三段式加热状态下高温段的温度可以取高一些，从而使加热速度较二段式加热制度为快。因为强化加热时，沿被加热金属断面的温差较大，使金属由高温段在其表面达到的给定温度下降到均热段的温度。由于在均热段中金属接近于燃烧产物的温度，因而当金属在炉内保温时，使金属表面过热的危险性降低。被加热金属愈厚，要求沿断面的温差愈小，使用三段式加热制度就愈合理。

炉内的供热段（可调的）与其它的工艺区段有所不同，因为高温段通常是由几个供热段组成的。炉内的这些区段按金属移动的方向加以编号：第一高温段、第二高温段等。但

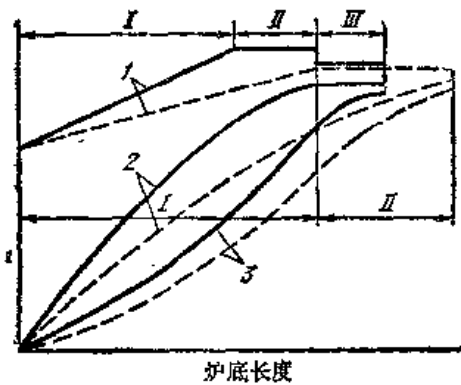


图 1-1 在二段（----）或三段式（—）加热制度下、金属和燃烧产物的温度分布图

1—燃烧产物温度 2、3—金属表面和中心的温度
热工区段：I—预热段 II—高温段 III—均热段

是，首先在金属沿高温段行进的方向上，就会发现燃烧产物的温度有所升高，也就是说，热工上把这些高温段看成是预热段。当供热段的尺寸受炉子结构的限制不能改变时，在炉子工作制度变化的情况下，炉子的边界区移动，使工艺段变化，可能由一个区段转到另一个区段。比如，由均热段和预热段转到高温段，或反之。

1.5 计算段的选择

在炉子划分计算段时，应当注意到：它们的边界必须同热工区段的边界相吻合。这可由求得分析解的条件得出（参阅前言的表2）。为了提高计算的精确性，热工区段可分成若干个计算段，在这种情况下，希望这些段同供热段（可调段）相结合，因为这能使炉子其它尺寸的计算和区段热强度的计算均可简化。

确定计算段中热工区段的段数时，同样也应考虑到恒温段上的计算要比温度作线性变化的其它段要得出更精确的计算结果。在这样的区段上，燃烧产物的温度变化愈小，计算的精确度就愈高。因此，燃烧产物变化极大的区段，应划分成更多的计算段。

1.6 炉气砌体的温度以及单位加热时间

按照计算金属加热的一般原理（见前言第二节），在加热炉的每个计算段上，金属的初始温度状态，燃烧产物的温度和加热时间均为已知。

在高温段中，燃烧产物的温度应比金属表面给定的最终温度高出 $80\sim 130^{\circ}\text{C}$ ，而在均热段内则比金属表面的最终温度要高出 $30\sim 50^{\circ}\text{C}$ 。燃烧产物的温度不希望超过 $1350\sim 400^{\circ}\text{C}$ ，因为这会造成金属的氧化和脱碳，降低炉子耐火材料和部件的使用寿命。在表-2中列出了普通钢加热时，在加热炉供热段中燃烧产物温度的推荐值。

表 1-2 普通钢加热时，加热炉供热段中燃烧产物的温度

供热段数	炉 子 区 段	金属加热到下列温度时， 区段的温度(°C)	
		1200~1220	1230~1250
2	均热段	1200~1260	—
	高温段	1300~1350	—
3	炉子初始温度	800~1000	—
	均热段	1200~1260	1260~1320
	上部高温段	1300~1350	1320~1380
	下部高温段	1260~1300	1280~1320
4	炉子初始温度	700~950	800~1000
	均热段	1200~1260	1260~1320
	上部Ⅰ高温段	1220~1280	1260~1320
	上部Ⅱ高温段	1300~1350	1320~1380
5	下部高温段	1260~1300	1280~1320
	炉子初始温度	900~1050	950~1100
	均热段	1200~1260	1260~1320
	上部Ⅰ高温段	1220~1280	1260~1320
	上部Ⅱ高温段	1300~1350	1320~1380
	下部Ⅰ高温段	1200~1240	1220~1260
	下部Ⅱ高温段	1260~1300	1280~1320
	炉子初始温度	900~1050	950~1100

对于某些钢号来说，侧装料起始端燃烧产物的温度应加以限制，因为金属中应力的危

害与过高的温度有关。在表1-3中给出了某些牌号的钢材冷装炉时，炉子起始端允许的燃烧产物最高温度。

表 1-3 允许冷装炉时，炉子装料端的最高温度

钢 号	温度(°C)
30XГТ, 20X17H2, 1X13, 20X13, 30X13, 40X13, 08X18H10, 08X18H10T, 08X13 (ЭИ496), 12X18H10T, 12X18H12T, 10X17H13M2T, 10X17H13M3 T, 20X23-H18 (ЭИ417), 20X13H4Г9	800~900
35-60, 09Г2, 10Г2, 40-60, Г2, 15Г-70Г, 12ГС, 35ГС, 55ГС, 17ГС, 25Г2С, 40X-50X, 40XΦА, 18XГ, 20XГР, 35XГ2, 30XГС, 25XГМ, 20XГР-40XГР, 30XГТ, 40XГТР, 20XГСА-30XГСА, 38X2MЮА, X12, 7X3, 8X3, 20XГ-50XH, 30XH3A, 12XH3A, 20XH3A, 20XH4ΦА, 5XHB, 12XH2, 30XH-2MA, 20XH2M, 5XHM, 38X2H2MA, 40XH2MA, 38XH3MΦА, 30XH2MΦА, 45XH2MΦА, 20XH4ΦА, 25X2M1Φ, 18X2H4MA, 15X5M, 15X5BΦ, 15X5, 20X3MBΦ, 38X2Ю, 14X2H3MA, 36X2H2MΦА, 15X5BΦ, 12X1MΦ, 12X2H4A, 20X2H4A, 15H2M, 20H2M, 12MX, 20XM, 33XC, 40XC, 38XC, 50C2, 55C2, 60C2, 70C3A, 60C2XA, 70C2XA, 60C2XΦА	700~800
70-85, У7-У13, У7А, У8ГА, У10, У12А, X, 9X1, 6XBГ, 4XB2C-6XB2C, 38XГН, 26XГМ, XГС, 35XГСА, 30XГСН2M, 38X2MЮА, 5XHBC, 8XΦ, 40XC, X12, X12M, 12X18H9, 17X18H9, 12X18H9T, 40X10C2M, X13Ю4, X15Ю5, X23Ю5, P9, P18, 60C2H2A, 35ГС, EX3, ШX4, ШX15, ШX15CF	600~700

当计算炉内金属加热时，对那些燃烧产物层厚度不大的炉子（辊底式炉、分段式炉），以及间接辐射加热的反射炉（炉顶供热），可把被加热的物体视为砌体。当选择砌体温度时，应考虑的是金属温度高的区段中，砌体接近于燃烧产物的温度，而金属较冷的区段。砌体温度可能低于燃烧产物的温度100~150°C。公式(13-22)和(13-23)表示的是燃烧产物和砌体温度之间的关系式。

对后续各段金属的初始温度，正如前言第五点所说的取其等于前段中的最终温度。

为了预先确定金属的加热时间可引用实测数据。金属总的加热时间 h ，按照实测数据按下式确定。

$$\tau = zS/0.6 \quad (1-1)$$

式中 S ——被加热金属的厚度 (m)；

z ——单位加热时间 (min/cm)。

单位加热时间与加热炉的型式、钢号及被加热金属的厚度有关，一些实测数据列入表1-4和表1-5内。

1.7 炉子生产能力和装载量的计算

为了计算炉子或炉组的尺寸，需要知道加热已知牌号金属时炉子的小时生产能力。炉子小时生产能力等于轧机轧制这种牌号金属给定的小时产量（换算为装载量）。

按照算出的小时生产能力和已知牌号金属加热的计算时间即可确定炉子或炉组的装载量 (t)：

$$G = P\tau \quad (1-2)$$

式中 P ——计算的小时生产能力 (t/h)；

表 1-4 连续式加热炉内低碳钢的单位加热时间

加 热 特 点	炉 子 类 型	被加热金属的厚度 (直径) (m)	加热时间 (min/cm)
扁钢坯上下两面受热	轧 板 机 推钢式 ^①	0.12~0.15	7.4
		0.155~0.25	8.0
		0.255~0.3	8.7
	步进梁式 ^①	0.1~0.15	6.3
		0.155~0.25	6.6
		0.255~0.35	7.2
方坯上部受热	型 钢 轧 机 推钢式 ^①	0.08~0.115	9.0
		0.08~0.115	4.5
		0.12~0.15	5.1
	步进式 ^②	0.155~0.2	5.7
		0.12~0.15	7.4
		0.155~0.25	8.0
方坯上、下部受热	推钢式 ^①	0.255~0.3	8.7
		0.155~0.22	4.6
		0.225~0.3	5.0
	步进梁式 ^③	0.155~0.22	4.6
		0.225~0.3	5.0
		0.155~0.22	4.6
0.225~0.3		5.0	
方坯上部受热	轧 管 机 环 形 炉 ^④	0.1~0.15	5.5
		0.155~0.25	5.8
		0.255~0.3	6.1
		≥0.305	6.4

① 炉子有效长度内的填充系数为0.98。

② 同上0.4。

③ 同上0.8。

④ 同上0.3~0.5。

τ ——加热时间 (h)。

如果在炉内加热尺寸不同和材料性能也不同的金属时，那么其中每一种金属都应计算其加热时间，然后计算炉子或炉组的装载量，由求得的值选择最大的装载量，按照这个最大装载量进一步计算炉子或炉组的有效炉底长度。

1.8 有效炉底长度、炉底宽度、炉底面积及炉底强度

沿金属移动方向的炉底有效长度，它是炉子总长度的一部分。在连续式加热炉中，金属的移动方向通常是垂直于金属自身的轴线，在这种情况下，炉底或炉组的炉底有效长度为：

$$L_n = Gb/nMk_3 \quad (1-3)$$

式中 L_n ——有效炉底长度 (m)；

b ——坯料宽度 (m)；

n ——炉内坯料排数；

M ——坯料重量 (t)；

k_3 ——炉底有效长度内的填充系数。

表 1-5 在推钢式加热炉中各种钢号的毛坯双面加热到轧制温度前的单位加热时间 (按装炉材料的工艺规程)

钢 号	轧 机	单位加热时间 ^① (min/cm)
镍合金钢, 锰钢, 硅钢, 铬硅锰钢等: 15Г-30Г, 15Г1, 09Г2-45Г2, 09Г2Д, 12ГС-35ГС, 09Г2С-25Г2С, 10Г2С1, 10Г2С1Д, 17Г1С, 20ХГСА-35ХГСА, 10ХСНД-15ХСНД, 15Х-50Х, 18ХГ, 18ХГТ, 33ХС-40ХС, 20ХГР, 15ХМ-38ХМ, 30ХМА, 38ХМЮА, 14ХГН-19ХГН, 20ХГНМ, 12ХН2, 40ХН-50ХН, 50ХГА, 40ХГР, 12Х-1МФ, 12Х2НВФА, 12Х2НЧА, 50ХГФА, 4ХВ2С, 12ХН3А, 15ХГН2ТА, 20ХН2М, 50ХФА, 18ХНВА-25ХНВА, 40ХН2МА	轧板机 大型钢轧机 小型钢轧机	8.2+0.02S 6.0+0.13S 9.4
高碳钢 (弹簧钢), 工具钢, 滚珠轴承钢: 60-85, 65Г-70Г, 55С2-60С2, 60С2А, 60С2Н2А, 60С2ХА, 60С2ХФА, 65С2ВА, 70С3А, 70С2ХА, 80С, У7-У13, У7А-У13А, У8ГА, ШХ4-ШХ15, ШХ15СГ-ШХ20СГ	轧板机 大型钢轧机 小型钢轧机	8.8+0.04S 5.4+0.18S 8.6+0.08S
铬不锈钢: 08Х13-40Х13, Х12, Х12М, Х12Ф1, Х12ВМ, 10Х13Ю, 12Х17, 14Х17Н2, 15Х5ВФ, 3Х2В8Ф, Х6ВФ, 15Х5, 15Х5М, 4Х5МФС, 08Х17Г, 20Х17Н2, 15Х25Т, 15Х28, 40Х9С2, 40Х10С2М	轧板机 大型钢轧机 小型钢轧机	6.4+0.38S 12.5 8.8+0.24S
铬镍不锈钢: 12Х18Н2Т, 12Х18Н9, 12Х18Н9Т, 17Х18Н9, 04Х18Н10, 08Х18Н10, 08Х18Н10Т, 12Х18Н10Т, 03Х18Н11, 10Х17Н-13М2Т, 10Х17Н13М3Т, 08Х22Н6Т, 08Х21Н6М2Т, 10Х23Н-18, 20Х23Н18, 08Х16Н11М3, 55Х20Г9АН, 07Х16Н6, 09Х16Н4Б, 20Х17Н2, ХН38Т, ХН78Т, 45Х14Н14Б2М, 37Х12Н8Г8МФБ, 12Х18Н10Е	轧板机 大型钢轧机 小型钢轧机	8.3+0.42S 14 9.7+0.33S
合金铬镍钢: 08Х16Н13М2Б, 06ХН28МДТ, 03Х21Н21М4ГБ	小型钢轧机	16
高合金工具钢 (高速钢) Р9, Р12, Р18, Р9К10, Р6М5, Р18Ф	轧板机	17.5

注: 1. 在型钢轧机带步进炉底的炉内和在轧管机的环形炉内加热留有间隙的坯料时单位加热时间应采用低碳钢加热时间 (见表 1-4); 低合金钢同低碳钢单位加热时间相同; 中合金钢比低碳钢高 10~12%; 合金钢较低碳钢高 30%。

2. 钢号按同样条件下的加热时间分类。

3. 轧板机包括厚板轧机和中板轧机, 万能轧机, 扁钢轧机, 宽带轧机 (薄板轧机); 大型轧机还包括轨梁轧机, 坯料轧机, 管坯轧机; 小型轧机还包括中型轧机和线材轧机。

① S—毛坯全厚 (cm)。

对于方坯, 上式可写为:

$$L_{\text{H}} = G/nSl\rho k_3 \quad (1-4)$$

式中 S——坯料厚度 (m);

l——坯料长度 (m);

ρ ——金属密度 (t/m^3), 普通碳钢的密度 (t/m^3); 轧制钢材为 7.85; 连铸镇静钢为 7.8; 连铸沸腾钢为 7.2; 商品钢锭为 6.8。

炉底宽度 (炉子横截面宽度) 根据加热坯料的长度 l 和炉内坯料排数 n 来决定。坯料

端部到炉墙的距离, 以及每排坯料端部之间的间隙都采用0.2~0.4m。此时炉底宽度:

$$B = nl + (n+1)(0.2\sim 0.4) \quad (1-5)$$

炉底砌筑面积 (m²) 是炉底砌筑长度同炉子横截面宽度的乘积:

$$F_r = L_r B \quad (1-6)$$

有效炉底面积是金属在炉膛里的覆盖面积, 是被金属所占据的有效炉底长度和被加热坯料长度的乘积。

多排加热时, 取各排坯料的总长度。因此, 有效炉底面积 (m²):

$$F_n = k_3 L_n l_n \quad (1-7)$$

有效炉底强度[⊖]系炉底单位面积的生产能力, 按下式确定:

$$H_n = 1000P/F_n \quad (1-8)$$

这个值表示炉子的工作能力。有时, 也根据炉底砌筑面积确定炉底强度。

$$H_r = 1000P/F_r \quad (1-9)$$

这个值表示炉底可以利用的能力。

炉膛的高度应选用经验数据。

1.9 炉子热强度和燃料单耗

炉子和各加热段的热平衡按第15章提供的方法求得。

在编制加热段(炉子区段)的热平衡时, 必须考虑按15.4节所叙述的方法, 即燃烧产物从一个区段往另一个区段移动。

计算生产能力时, 按照所编制的炉子热平衡确定区段的计算热强度。在操作过程中, 为了保证入炉燃料有按区段分布的可能性, 每个区段的热强度与计算值相比要大10%。

按照炉子和各个区段供热的热强度确定炉子和每个供热段上的最大燃料消耗量, 据此考虑燃烧装置以及燃料的输入方式, 供入空气和排出燃烧产物的所有管道和装置。

为了确定炉子所需要的热量, 要根据加热一定热参数的金属所对应的炉子生产能力编制热平衡。

按照炉子预定的热量消耗, 可以按下式算出规定工作条件下的单位热耗量:

$$q = 3.6Q_{\text{нотр}}/P \quad (1-10)$$

式中 $Q_{\text{нотр}}$ ——炉子热耗量 (kW);

P ——炉子生产能力 (t/h)。

1.10 炉子在非计算条件下的工作

炉子的尺寸是按照加热一定类型金属的生产能力所计算的尺寸, 是由已知尺寸和最大装载量(二者)而确定的, 按照轧机的工作条件, 可在不同生产能力情况下工作。炉子的装载量也可按被加热金属的尺寸和性质来改变。此时, 炉子的性能指标(温度制度、热消耗量、炉底负荷)也随之改变。

在设计实践中, 通常会遇到三种一定尺寸的炉子计算问题: 1) 在计算金属加热时, 取较低的炉子生产能力以确定温度制度; 2) 如果已知轧制该种金属时轧机的生产能力, 确定计算尺寸和性能都不同的金属加热时的温度制度; 3) 当验算或重算一定尺寸的现有炉子时, 确定其最大生产能力。

在第一个问题里, 首先根据公式(1-2)按炉子已知装载量和生产能力确定加热时

[⊖] 即炉子生产率kg/(m²·h)。——译者

间 (h) :

$$\tau = G/P \quad (1-11)$$

其次, 为了按炉子长度把新的温度分布确定下来, 应进行金属加热计算, 力求使金属得到必需的最终温度条件。

应当考虑到, 在生产能力实际不高的情况下, 通过采取高温段中燃烧产物的温度降到均热段中燃烧产物的温度, 或者更低些温度的办法可合理地由三段式加热制度转到二段式加热制度。此时, 金属表面在高温下所停留的时间变短, 就能减少金属的氧化和脱碳。

在新生产能力的情况下, 炉子的热量消耗由热平衡计算来确定。

对于已知尺寸的炉子, 由公式 (1-8) 和 (1-9) 可以看出, 其炉底强度与生产能力成正比。

在第二个问题里, 首先必须根据公式 (1-3), 按已知有效炉底长度确定炉子的装载量:

$$G = L_n n M k_3 / b \quad (1-12)$$

而对于方坯料则按公式 (1-4) 确定:

$$G = L_n n S l \rho k_3 \quad (1-13)$$

对于金属来说, 计算上的差异只在于其热物理性能, 而炉子的装载量则不变。

其次, 按已知轧机生产能力, 根据公式 (1-1) 确定炉子的计算生产能力, 然后按已知装载量和生产能力用公式 (1-11) 求得加热时间。以后的计算与第一个问题的算法相同。

在第三个问题中, 首先应该遵照 1.6 节中所阐明的建议按区段划分燃烧产物的温度, 即燃烧产物的温度沿炉长方向的各个区段上加以划分。

然后按公式 (1-12) 或 (1-13) 确定炉子装载量, 并求出生产能力, 再按公式 (1-11) 计算加热时间。

其次进行金属加热的计算, 并确定在这个时间内金属获得的温度是否与特性曲线相符, 如果不符的话, 那么就另定新的生产能力, 直到确认这个新的生产能力能保证规定的加热质量为止。

2. 推钢式加热炉

2.1 推钢式加热炉的特征

在苏联冶金厂绝大多数小型轧机、线材轧机、型钢轧机和板材轧机的前面都设有推钢式加热炉。这些加热炉的特点在于被加热的金属和燃烧产物是逆流运行, 以及在加热炉的起始部分 (金属装炉一端) 有不供燃料的预热段, 因此它常被称为连续式加热炉。在现代推钢式加热炉中, 这些原则并非一律严格遵守。比如, 在预热段内装设烧嘴, 形成顺流预热段和顺流-逆流混合预热段。但是, 基本上保留了逆流式加热炉的特点, 其计算的基本原理仍然与前者一样。

2.2 炉子的分类和金属加热条件

推钢式加热炉按是否存在下部加热和加热金属的工艺制度 (二段或三段) 分类。此外, 加热炉还按供热的方式 (分炉顶、底部、侧部) 划分。对于顶部加热, 其结构特点可

从加热区段清楚地表达出来，同样也可按加热段的数量（二段、三段等）来分类。图2-1列举出推钢式加热炉的基本型式。

根据被加热金属的界限条件，确定现行的下部加热方式。厚度不到100mm的金属可在无下部加热结构的炉子内进行单面加热；而厚度大于100mm的金属，则在设有下部加热结构的炉子内进行双面加热。

下部加热结构是把金属沿水冷炉底管由一区段推到另一区段去。由于炉底管的冷却和

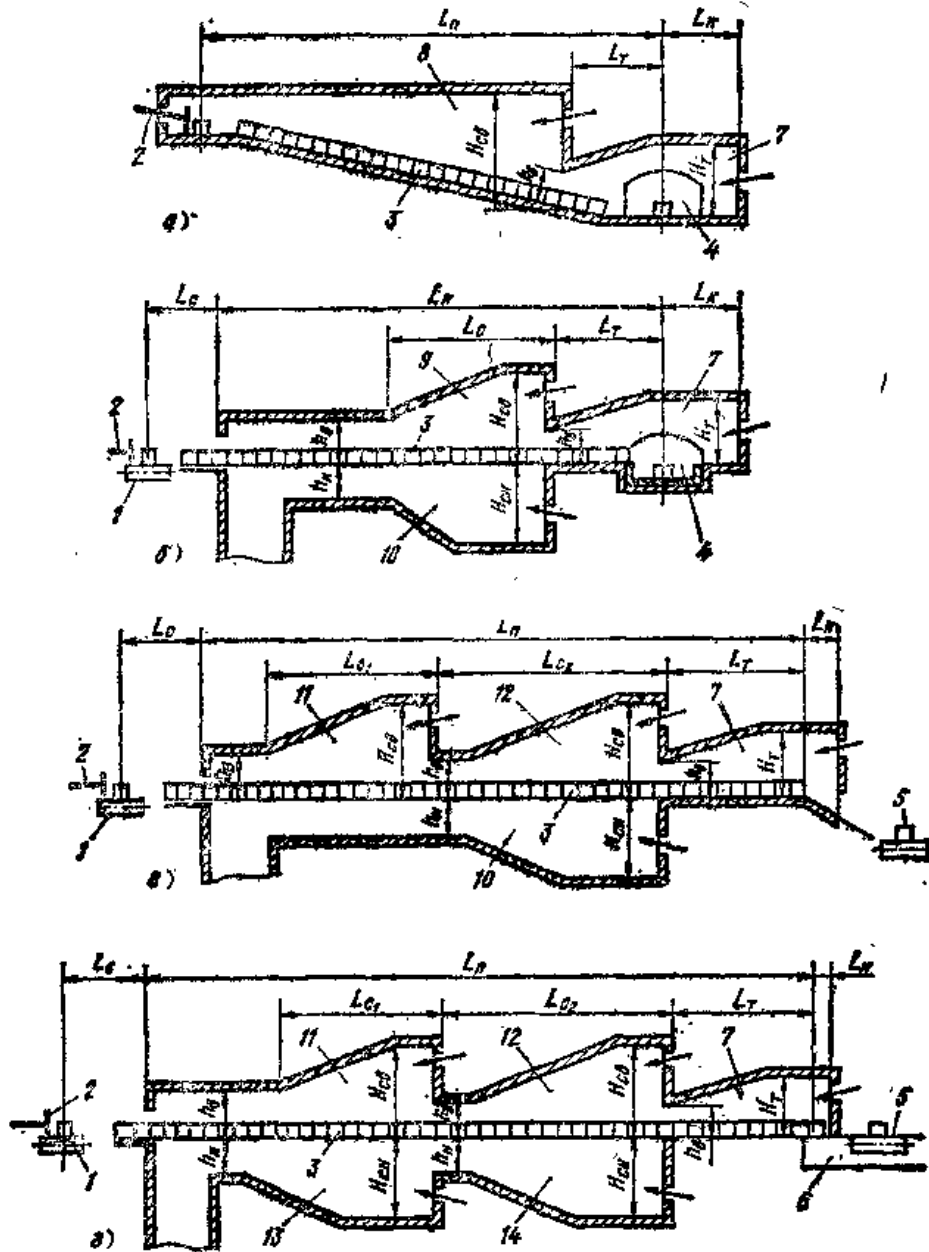


图 2-1 推钢式加热炉基本结构类型剖视图（尺寸大小见表2-2）

a—无下加热，倾斜炉底、侧部装料和出料的二段推钢式加热炉 b—下加热，端部装料、侧出料的三段推钢式加热炉 c—下加热，端部装料和出料的四段推钢式加热炉 d—下加热，端部装料和用推钢机端部出料的五段推钢式加热炉

1—装料钢道 2—推钢机 3—被加热金属 4—出料口 5—出料钢道 6—出料机推杆 7—均热段
8—高温段 9—上部高温段 10—下部高温段 11—上部第一高温段 12—上部第二高温段 13—下部第一高温段 14—下部第二高温段

屏蔽作用,在金属上将产生相应的冷却区——“黑印”。为了消除“黑印”并提高加热的均匀性,在炉子的尾部(按金属移动方向)设置实体炉底形成单面加热段。由于不设炉底管,金属在该处的温度变得均匀。可见,因炉底管造成的温度不均匀性实质上影响到金属中温度的分布,也影响到加热的时间。因此,炉底管对金属内部产生温差的影响必须在计算中加以考虑。

金属加热制度的特征(二段或三段)在1.4节中已论述过。

加热方法和加热段的数量,决定了沿加热炉长度方向上燃烧产物的温度分布。

2.3 金属加热的计算方案

按照求得相似解的条件(见前言5),编制金属加热的计算方案,可采用下述假设条件:

由于毛坯在推钢式加热炉中连续排成一排,而毛坯的厚度比其在炉底排列的长度和宽度要小得多,因而加热炉内的金属可视为一块连续不断的平板。

在双面加热段,金属上下温度的分布可以看成是相同的。

推钢式加热炉热工段内金属加热的计算方案,金属加热的条件和热工规范,可根据表2-1选用。

表 2-1 推钢式加热炉内金属(平板)加热的计算方案

炉 型	加热规范	区 段		
		预 热 段	高 温 段	均 热 段
无下部加热	二段	开始温度均匀(冷装炉)分布或以抛物线(热装炉)分布时,在温度线性增加的介质中单面加热	开始温度以抛物线分布时,在恒温介质中单面加热	—
	三段			开始温度以抛物线分布时,在恒温介质中单面加热
有下部加热	二段	开始温度均匀(冷装炉)的或以抛物线(热装炉)分布时,在温度线性增加的介质中双面加热	开始温度以抛物线分布时,在恒温介质中双面加热	—
	三段			开始温度以抛物线分布时,在恒温介质中单面加热

2.4 金属加热的计算顺序

进行金属加热计算时,在新设计的加热炉中通常要已知被加热金属的尺寸大小、物理学及热物理学性能及其初始和最终的温度状态(冷装炉或热装炉、表面最终温度、沿截面允许的最终温差),此外还应知道在加热方法上有什么限制。

为了进行计算,首先必须确定燃烧产物沿加热炉长度的温度如何分布。为此目的,应根据推荐资料选择金属加热制度(见1.6节)和区段中燃烧产物的温度值(见1.4节),然后由求得的燃烧产物的温度分布图划分计算段(见1.5节),每段均按表2-1选用计算方案。

进而按公式(1-1)计算出金属在加热炉内加热的总时间,并且使各计算段上的金属加热时间符合它们各自的分配额。由于计算段与加热段有适当的重叠,因此当确定计算段的生产能力时,可以采用表2-2中的与推钢式加热炉加热区长度有关的经验数据。

金属在炉内的加热计算按各计算段分段进行,沿金属行进方向从第一计算段算起,根据13.1.4节中所叙述的方法,在这一计算段上一开始就进行炉膛辐射热交换的计算,因而

表 2-2 推钢式加热炉炉膛的基本尺寸

图号	比值(%)			尺寸(m)					
	L_{C1}/L_n	L_{C2}/L_n	L_T/L_n	H_{CB}	H_{CH}	H_T	h_B	h_H	L_K
2-1a	—	—	28~37	2.6~3.0	—	1.6~1.85	0.55~0.85	—	1.0~1.3
2-1b	—	27~37	24~30	2.6~3.0	2.2~2.6	1.5~1.7	0.7~0.8	1.0~1.2	1.2~1.7
2-1B	22~28	27~32	24~26	2.6~3.0	2.2~2.6	1.5~1.7	0.7~0.8	1.0~1.2	1.2~1.7
2-1r	22~28	27~32	24~26	2.6~3.0	2.2~2.6	1.5~1.7	0.7~0.8	1.0~1.2	1.0~1.4

求得了导出辐射系数。这种计算所必需的炉膛尺寸(宽和高)按1.8节所叙述的方法确定。

然后对第一计算段规定其金属表面的最终温度。这个温度在确定计算段的金属平均热物理性能及给热系数时是需要的。当计算段上金属表面为平均温度时,按表 V 46~表 V 51 确定金属的平均热物理性能。

给热系数按13.3.4节叙述的方法确定,这时不考虑对流传热($\alpha_{\text{к.о.н.в.}} = 0$),而是采用计算裕量。按公式(13-48)确定计算段开始和终了的辐射给热系数,计算段的平均给热系数是区段开始和终了的辐射给热系数的算术平均值。

按13.3.3节所叙述的方法确定加热物体的“厚度”,其中包括皮欧准数和斯塔尔克准数中的金属计算厚度值,单面加热时等于金属的整个厚度,而双面加热时等于厚度之半。薄料金属的加热计算按辐射定律进行(见13.3.5)。

计算厚料金属加热时,以金属热物理性能的平均值(热导率和热扩散率)和用辐射给热系数按公式(13-44)和(13-66)确定皮欧准数值和傅里叶准数值。然后根据表13-5选用的计算段加热方案选择判别式中热传导方程的相应解。

按图 I-16~图 I-54的曲线,根据已知皮欧准数值和傅里叶准数值求得方程解所包含的函数值,从而求得金属表面和中心的温度以及沿截面的平均值。这个温度对编制炉子区段的热平衡也是需要的。

把由计算求得的金属表面最终温度同预先给定的温度相比较,如果它们差别较大,那么就重新给定金属最终表面温度,然后重新计算,使之更加接近于求得的温度。实际上,当给定的温度同用计算求得的温度吻合在15~20°C的范围内时,就转入金属前行方向的下一区段的金属加热计算。

2.5 核算炉底管影响的程序

核算炉底管的影响按13.3.10节所叙述的方法进行。对绝热管和非绝热管都进行计算。在确定热流的温度因数时,使非绝热管的表面温度等于300°C。对于绝热炉底管来说,必须考虑绝热表面的温度。对于燃烧产物温度为1300~1350°C的高温区,令炉底管的绝热层表面温度等于1150~1200°C。

炉底管上金属加热的不均匀程度,应按靠近炉底管处沿金属厚度的平均温度与炉底管之间沿金属厚度的平均温度之差;也就是说,按照炉底管影响最大和影响最小的两处金属截面上的平均温度之差来判断。金属长度上的加热不均匀性仅在加热终了时确定。通常,不均匀值不应超过沿金属截面预定的最后不均匀允许值。沿长度方向的受热不均匀性基本上取决于金属在实体炉底上的相对加热时间。

2.6 金属加热的计算方法和计算结果的修正顺序

当进行各段金属加热的精确计算时,应把最后一段金属的最终温度状态,与按加热工

艺给定的温度状态作一比较。如果计算出的金属表面的最终温度低于给定的温度，相对于预热段（均热段中金属表面温度变化小）就应增加高温段中的加热时间，或者提高高温段中燃烧产物的温度，或者相反。

当金属厚度方向上计算出的温差发现大于允许值时，必须增加金属的总加热时间。

如果计算出的沿长度方向的加热不均匀性超过允许值，则必须增加均热段（实体炉底上）的相对加热时间。

在计算结果不能满足工艺上的限制条件时，必须变换燃烧产物的温度和（或）区段的比例关系，进行反复计算。比如：在加热过程中，发现加热速度或沿金属截面的温差超过允许值时，必须降低高温段的温度或增加预热段的加热时间。此时，有必要增加总的加热时间。

这样一来，改变燃烧产物的温度，总的加热时间，以及各段中的相对加热时间，便可使金属得到必需的最终温度状态，并能恪守加热工艺。

图2-2列出了推钢式加热炉中金属加热的计算方法。

2.7 炉膛的基本尺寸

炉子或炉组的装载量，按1.7节中所叙述的方法确定。

侧装炉时可由装料口的轴线算起；端部装料时可由装料口外缘算起；侧部出料时可算到出料口轴线为止；端部出料时可利用弧形炉底的坡面或炉中无冲击出料机推杆的极限位置等来确定推钢式加热炉的有效炉底长度（参阅图2-1）。



图 2-2 推钢式加热炉中金属加热的计算方法

炉子或炉组的有效炉底长度利用公式 (1-13) 或 (1-4) 计算。

考虑到因毛坯不平直或堆放不紧凑、推钢式加热炉有效长度的填充系数 k_s ，应在 0.98~1 范围内。

单台炉子有效炉底长度受推出条件的限制，最大的推出长度 L_T 与毛坯厚度 S 之比应在下述范围之内：当沿水平炉底推方坯或截面接近于方形的毛坯时， $L_T \leq 220S$ ；当沿水平

炉底推出扁钢坯时, $L_T \leq 250S$, 在进行低温预热的炉子中, 沿倾斜角为 6° 的倾斜炉底, 或在无低温预热的炉子中沿 $7 \sim 8^\circ$ 倾斜的炉底上推方坯或截面接近于方形的坯料时 $L_T \leq 250S$; 在装料一侧沿着具有最大倾角 10° 的 T 形炉底推出同样的毛坯时 $L_T \leq 300S$ 。

侧装炉时, 单台炉子的有效炉底最大长度为 $L_{\text{有效}} = L_T$, 而端部装料时为 $L_{\text{有效}} = L_T - L_0$, 式中 L_0 是从装料辊道轴线到装料口外缘的距离 (m), 见图 2-1。

用公式 (1-2) 或 (1-3) 计算出的所需有效炉底长度如果大于单台炉子有效炉底的最大长度 ($L_0 > L_{\text{有效}}$), 应安装两台或多台炉子。

炉底砌筑尺寸 L_T 的长度, 按表 2-2 所列的推荐值由有效炉底长度来确定。该表列出各种型式炉子炉膛高度的经验数据。炉顶供热时, 炉膛高度采用 $1.25 \sim 1.75$ m。

炉膛宽度、有效炉底和砌筑炉底的面积及负荷强度, 按 1.8 节列出的方法和公式确定。

2.8 热平衡

推钢式加热炉的热平衡, 按 15 章所给出的方法计算。

推钢式加热炉的金属烧损率取 1%。

为确定金属加热时的耗热量, 考虑到受炉底管冷却的影响, 应按金属温度沿截面平均变化的情况计算热焓量变化。为使炉子的最大生产能力在任何条件下都有保证, 应按炉底管不绝热的情况编制热平衡。

当确定炉子的热消耗时, 应按炉底管绝热的情况编制热平衡。在这种条件下算出的热损失和单位热耗为最小。如果炉底管的绝热层被破坏, 又不能及时修复, 则热损失和单位热耗就相应地增加。

在计算炉子和加热段的热强度时, 应遵循 1.9 节推荐的公式 (1-10)。

下部加热的炉子, 上下计算段 (上下供热) 的热平衡要单独计算。因为在下部加热段中, 热平衡的消耗部分因炉底管的冷却所造成的热损失有所增加, 因此上下加热段的热强度有极大的差别。

2.9 推钢式加热炉计算示例

原始资料

炉子用途: 用于宽缘轧机轧制前加热扁钢坯用;

被加热扁钢坯的尺寸 (m): 厚度 $S = 0.25$, 宽度 $b = 1.85$, 长度 $L = 10.5$;

金属材质: 低碳钢;

金属初始温度: 20°C (冷炉装料);

金属表面的最终温度: 1220°C ;

金属截面允许的最终温差: 40°C ;

加热: 无限制。

轧制这种扁钢坯时, 轧机生产能力 (按轧机投料量折算) $P_{\text{CT}} = 1125\text{t/h}$;

燃料: 天然气, 低发热量 $Q_{\text{低}} = 35\text{MJ/m}^3$;

空气预热温度 $t_{\text{空}} = 400^\circ\text{C}$;

采用有五个加热段, 端部装、出料, 下部加热的单列推钢式加热炉 (见图 2-1, r) 加热扁钢。

采用三段加热制度, 燃烧产物温度 (见表 1-2) 为: 均热段 1250°C ; 高温段 1300°C ; 预热段温度由 1000°C 上升到 1300°C 。

对于金属的加热计算, 可把温度分布曲线分为四个计算段 (见图 2-3)。

预热段:

I 区——非加热区, 燃烧产物温度由1000℃升到1100℃;

II 区——第一加热区, 燃烧产物温度由1100℃上升到1300℃;

高温段:

III 区——第二加热区, 燃烧产物温度为1300℃;

均热段:

IV 区——单层炉底、单面加热区, 燃烧产物温度为1250℃;

按表1-4, 在推钢式加热炉中, 低碳扁钢坯的加热厚度为0.25m, 单位加热时间 $\tau = 8.5$ min/cm。按公式(1-1), 总的加热时间 $\tau = 8.5 \times 25 = 212.5$ min = 3.55h。

按表2-2, 各加热段相对长度比采用: 非加热区14%; 第一加热区32%; 第二加热区32%; 均热区22%。

按照所采用的加热区相对长度, 计算段上的加热时间为:

I 区: $\tau_M = 3.55 \times 14/100 = 0.5$ h

II 区和 III 区: $\tau_c = 3.55 \times 32/100 = 1.14$ h

IV 区: $\tau_T = 3.55 \times 22/100 = 0.78$ h

采用 $\tau_M = 0.5$ h; $\tau_c = 1.15$ h和1.1h; $\tau_T = 0.8$ h, 此时总加热时间 $\tau = 0.5 + 1.15 + 1.1 + 0.8 = 3.55$ h。

每个计算段上炉膛内的辐射热交换计算归纳在表2-3里。

表2-4中列出加热段上金属加热计算的最终方案。

由于扁钢坯下部未加热表面的温度较心部温度低, 所以我们将金属厚度方向上的最终温差确定为扁钢上下表面的温差。

计算表明, 所采用气体温度分布, 能保证使金属获得设定的最终温度条件。

表2-5中列出已把炉底管影响考虑在内的金属最终温度分布的计算示例。

按其强度计算, 炉底管直径 $2R = 0.146$ m, 管子之间距离 $2L = 1.1$ m。

绝热管直径 $2R_1 = 2R + 2\delta = 0.146 + 2 \times 0.06 = 0.266$ m。

式中 δ 为绝热层厚度(m)。

在高温段中, 绝热管的表面温度采用1150℃。

曾经对绝热炉底管和非绝热炉底管进行过计算, 计算结果表明, 规定的扁钢坯截面温差不超过40℃。这样的加热质量, 只有在炉底管完全被绝热的情况下才能得到保证。

炉子尺寸的计算归纳在表2-2里。

热量收入项目计算列在表2-7里; 空气预热温度采用400℃。

金属加热时, 热支出计算列在表2-8里。

表2-9中列出砌体的热损失计算, 而IV区(均热段)实体炉底的热损失计算见本书15页。

表2-10列有绝热炉底管和无绝热炉底管的热损失计算, 表2-11列出炉子各个部件的冷却水热损失计算。计算时假定, 水在冷却部件中从20℃开始升温。

打开装料口时因辐射面造成的热损失列在表2-12里。

由燃烧产物带走的热损失按公式(15-10)确定: $Q_{\pi} = (1/3.6) \times \dot{i}_{\pi} \nu_T = 5.28 \nu_T$ (kW), 式中 \dot{i}_{π} 为当 $t_T = 1000$ ℃, $\alpha_{\pi} = 1.25$ 时(已把砌体不严密而吸入空气考虑进去), 按图II-6求得 $\dot{i}_{\pi} = 19$ 。

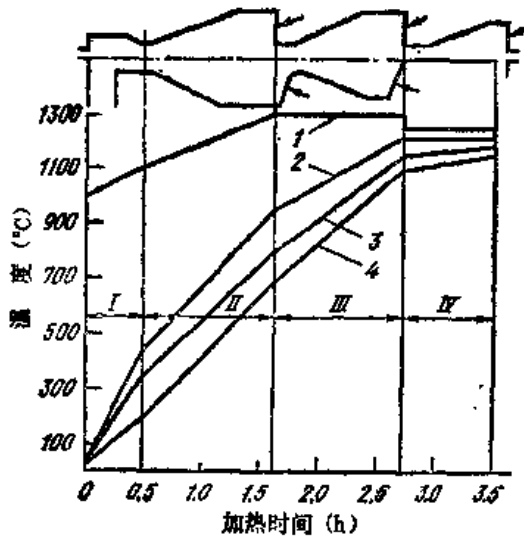


图 2-3 推钢式加热炉中的温度分布

1—燃烧产物的温度 2、3—金属心部和表面温度
4—已考虑炉底管冷却影响的金属截面平均温度

加热炉未估计到的热损失,基本上按公式 (15-31) 确定: $Q_{\text{未估计}} = 0.1 \times (49770 + 2170 + 42600 + 4940 + 765) = 10020 \text{ kW}$ 。

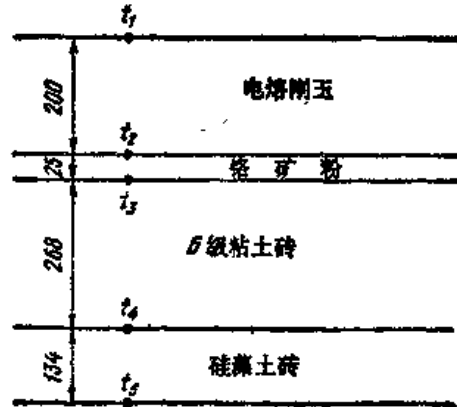


图 2-4 均热段实体炉底的砌体

根据公式 (15-32): $9.71v_r + 1.5v_r + 3530 = 49770 + 5.28v_r + 2170 + 42600 + 4940 + 765 + 10020$; $5.93v_r = 106,735$; $v_r = 18000 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

表2-13列出非绝热炉底管炉子的热平衡格式。由该表可以看出炉子技术性能中热强度 $Q_{\text{热}} = 175 \text{ kW}$ 。

计算段的热平衡见表2-14。

通过IV区(均热段)实体炉底砌体热损失的计算

IV 计算段实体炉底砌体的排列方式见图2-4。鉴于砌体的这种排列方式在附录 III 中没有相应的图表,因此按15.2.4节所叙述的方法进行计算,砌体内表面的温度采用第IV段中燃烧产物的温度: $t_1 = 1250^\circ\text{C}$, 已知边界层的温度($^\circ\text{C}$): $t_2 = 1220^\circ\text{C}$; $t_3 = 1200^\circ\text{C}$; $t_4 = 950^\circ\text{C}$; $t_5 = 120^\circ\text{C}$ 。此时,边界层的平均温度: $\bar{t}_1 = (1250 + 1220)/2 = 1235$; $\bar{t}_2 = (1220 + 1200)/2 = 1210$; $\bar{t}_3 = (1200 + 950)/2 = 1075$; $\bar{t}_4 = (950 + 120)/2 = 535$ 。

炉底外表面的给热系数按简化公式(15-18)确定: $\alpha_{\text{外}} = 7 + 0.05 \times 120 = 13 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。

平均温度层内,单层炉底砌体材料的热导率,按表 V-54 的公式确定 [$\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$]:

$$\lambda_1 = 15.66 - 0.00035\bar{t}_1 = 15.66 - 0.00035 \times 1235 = 15.23$$

$$\lambda_2 = 2.78 - 0.00087\bar{t}_2 = 2.78 - 0.00087 \times 1210 = 1.73$$

$$\lambda_3 = 0.7 + 0.00064\bar{t}_3 = 0.7 + 0.00064 \times 1075 = 1.39$$

$$\lambda_4 = 0.1 + 0.00023\bar{t}_4 = 0.1 + 0.00023 \times 535 = 0.23$$

单位热流按公式 (15-16) 计算 (kW/m^2):

$$q_{\text{热}} = 10^{-3} \times \frac{1250 - 30}{\frac{0.2}{15.23} + \frac{0.25}{1.73} + \frac{0.268}{1.39} + \frac{0.134}{0.23} + \frac{1}{13}}$$

$$= 10^{-3} \frac{1220}{0.0178 + 0.0143 + 0.193 + 0.582 + 0.0769} = 1.38$$

按公式 (15-19) 检查砌体界面层的温度 ($^\circ\text{C}$):

表 2-3 炉膛内辐射热计算

No	名称, 测量单位	符号	计算				计算说明
			I	II	III	IV	
1	燃烧产物的温度(°C)						图2-3
	初 始	$t_{r, \text{max}}$	1000	1100	1300	1250	
	最 终	$t_{r, \text{nom}}$	1100	1300	1300	1250	
	平 均	\bar{t}_r	1050	1200	1300	1250	
2	炉膛宽度(m)	B	$10.5 + 2 \times 0.4 = 11.3$	11.3	11.3	11.3	式(1-5), 当 $\alpha = 1$, 0.4m—炉膛回炉壁 间间隙
	炉膛平均高度(m)	H	1.5	2.0	2.0	1.8	图2-1和表2-2
4	炉衬对金属辐射的角度系数 (每米长度上)	$\varphi_{m, r}$	$\frac{10.5}{11.3 + 2 \times 1.5} = 0.735$	$\frac{10.5}{11.3 + 2 \times 2.0} = 0.69$	0.69	$\frac{10.5}{11.3 + 2 \times 1.8} = 0.70$	式(13-20) 或 $\varphi_{m, r} = \frac{l}{B + 2H}$
	燃烧产物的最终容积(m ³) (每米长度上)	V	$11.3 \times 1.5 = 17.0$	$11.3 \times 3.2 = 22.6$	22.6	$11.3 \times 1.9 = 21.5$	$V = BH$
6	限定燃烧产物容积的表面积 (每米长度上)(m ²)	F	$2(11.3 + 1.5) = 25.6$	$2(11.3 + 2.0) = 26.6$	$2(11.3 + 2.0) = 26.6$	$2(11.3 + 1.9) = 26.4$	$F = 2(L + H)$
	平均射线长度(m)	l	$\frac{3.6 \times 17}{25.6} = 2.39$	$\frac{3.6 \times 22.6}{26.6} = 3.06$	3.06	$\frac{3.6 \times 21.5}{26.4} = 2.93$	式(13-13)
8	燃烧产物中空气过剩系数	α_d	1.25	1.25	1.2	1.2	把吸入空气考虑进去后选用
	修正系数	β	0.81	0.81	0.84	0.84	图1-8
10	燃烧产物层的换算厚度(m)	\bar{r}	$2.39 \times 0.81 = 1.94$	$3.06 \times 0.81 = 2.48$	$3.06 \times 0.84 = 2.57$	$2.93 \times 0.84 = 2.46$	$\bar{r} = \beta$
	燃烧产物的黑度	ϵ_r	0.305	0.305	0.28	0.283	图1-7
12	换算的辐射系数(W/(m ² ·K)) $[C_{r, m, w}]$		2.85	2.9	2.8	2.8	式(13-19) 采用 $C_{r, w} = 0.8$

表 2-4 金属加热计算

№	名称, 测量单位	符号	计算					计算说明
			I		II		III	
			在温度线性上升的介质中双面加热	初始温度抛物线分布	双面加热	单面加热		
1	金属加热计算方案	—	在温度线性上升的介质中双面加热	初始温度抛物线分布	在恒流介质中初始温度抛物线分布		表2-1	
2	加热时间(h)	t	0.5	1.15	1.1	0.8	设定	
3	假定的金属表面温度, (°C)	$t_{\text{ср, пов}}$ $t_{\text{ср, кон}}$ $t_{\text{ср}}$	20 430 225	430 950 690	950 1220 1085	1220 1230 1225		
4	表面平均温度时金属的热导率[W/(m·K)]	λ	51.3	34.7	27.9	29.8	表V-46	
5	表面平均温度时金属热扩散率(m ² /h)	a	0.045	0.018	0.0208	0.02	同上	
6	金属计算厚度(m)	$S_{\text{расч}}$	0.125	0.125	0.125	0.25	—	
7	傅立叶准数	F_0	$\frac{0.045 \times 0.5}{0.125^2} = 1.44$	$\frac{0.018 \times 1.15}{0.125^2} = 1.325$	$\frac{0.0208 \times 1.1}{0.125^2} = 1.46$	$\frac{0.02 \times 0.8}{0.25^2} = 0.259$	$F_0 = \frac{at}{S^2 \rho c \tau}$	
8	辐射传热系数, [W/(m ² ·K)]	$\alpha_{\text{рад}}$ $\alpha_{\text{ср}}$ $\alpha_{\text{ср}}$	88.3 165 127	143 319 231	311 400 356	374 392 383	式(13-48) 表13-4或图13-23	
9	皮欧准数	Bi	$\frac{127 \times 0.125}{51.3} = 0.309$	$\frac{231 \times 0.125}{34.7} = 0.83$	$\frac{356 \times 0.125}{27.9} = 1.59$	$\frac{383 \times 0.25}{29.8} = 3.21$	$Bi = \frac{\alpha S_{\text{расч}}}{\lambda}$ Bi > 0.25—厚料金属	
10	判别式中热传导方程式的解	—	式(13-55)	式(13-57)	式(13-56)	式(13-58)	表13-5	

(续)

№	名称、测量单位	符号	计算阶段					计算说明
			I	II	III	IV	V	
11	求解热传导方程式的相对温度		式(13-60) $\theta_0 = \frac{1000 - 20}{1100 - 20} = 0.907$ 式(13-61) $\theta_0'' = \frac{1100 - 1000}{1100 - 20} = 0.0926$	式(13-64) $\theta_{0.1} = \frac{1100 - 430^*}{1300 - 430^*} = 0.77$ 式(13-65) $\theta_{0.1}'' = \frac{1300 - 1100}{1300 - 430^*} = 0.23$ 式(13-68) $\theta_{0.1}''' = \frac{430^* - 340^*}{1300 - 430^*} = 0.103$	式(13-62) $\theta_0'' = \frac{950^* - 801^*}{1300 - 950^*} = 0.426$	式(13-62) $\theta_0'' = \frac{1229^* - 1169^*}{1250 - 1229^*} = 2.857$	是花数字按前段的计算结果取值	
12	计算金属表面温度的函数	θ Φ' Φ'' Φ'''	0.61 0.25 — —	0.33 0.46 0.24 —	0.147 — 0.133 —	0.31 — — 0.23	图 I-23 I-24 图 I-35 图 I-43 图 I-51	
13	金属表面的最终温度(°C)	$t_{w, \text{表面}}^{\text{终}}$	$1100 - (1100 - 20) \times (0.907 \times 0.61 + 0.0926 \times (1 - 0.25)) = 430$	$1300 - (1300 - 430^*) \times (0.77 \times 0.33 + 0.23 \times (1 - 0.46) + 0.103 \times 0.24) = 950$	$1300 - (1300 - 950^*) \times (0.147 + 0.426 \times 0.133) = 1229$	$1250 - (1250 - 1229^*) \times (0.31 + 2.857 \times 0.23) = 1230$	按表2-4 №10的公式已知计算温度(表2-4 №3)和求得的计算温度相符, 求得的温度画在图2-3上	
14	计算金属平均温度的函数	θ Φ' Φ'' Φ'''	0.69 0.145 — —	0.48 0.269 0.35 —	0.272 — 0.237 —	0.71 — — 0.472	图 I-26 I-27 图 I-37 图 I-45 图 I-52	
15	金属心部的最终温度(°C)	$t_{w, \text{心部}}^{\text{终}}$	$1100 - (1100 - 20) \times (0.907 \times 0.69 + 0.0926(1 - 0.45)) = 340$	$(1300 - 1300 - 430^*) \times (0.77 \times 0.38 + 0.23 \times (1 - 0.269) + 0.103 \times 0.35) = 801$	$1300 - (1300 - 950^*) \times (0.272 + 0.426 \times 0.23) = 1169$	$1250 - (1250 - 1229^*) \times (0.71 + 2.857 \times 0.472) = 1207$	按表2-4 №10的公式, 求得的温度画在图2-3上	
16	金属下表面不加热时用以计算温度的函数	Φ''' θ	— —	— —	— —	0.565 0.805	图 I-53	

2. 推钢式加热炉

(续)

№	名称, 测量单位	符号	计算				计算说明
			I	II	III	IV	
17	金属下部非加热表面的温度 (°C)	$t_{n, \text{non}}^{\text{нечерп}}$	—	—	—	$1250 - (1250 - 1229^*) \times (0.805 + 2.857 \times 0.565) = 1199$	按表2-4 №10的公式2-4
18	沿金属厚度的最终温度差 (°C)	$\Delta t_{\text{тон}}$	—	—	—	$1230 - 1199 = 31$	$t_{n, \text{тон}}^{\text{нечерп}} - t_{n, \text{тон}}$ $\Delta t_{\text{тон}} < 40^{\circ}\text{C}$ 按生产任务而定
19	按截面温度平均值的计算函数	θ	0.645	0.45	0.265	0.7	图 I-28
		Φ'	0.178	0.335	—	—	图 I-38
		Φ''	—	0.305	0.175	—	图 I-46
		Φ'''	—	—	—	0.445	图 I-54
20	加热终止时金属沿截面的平均温度 (°C)	$\bar{t}_{n, \text{тон}}$	$1100 - (1100 - 20) \times (0.907 \times 0.645 + 0.0926(1 - 0.178)) = 388$	$1300 - (1300 - 450) \times (0.77 \times 0.45 + 0.23 \times (1 - 0.335) + 0.103 \times 0.305) = 838$	$1300 - (1300 - 950) \times (0.65 + 0.426 \times 0.175) = 1181$	$1250 - (1250 - 1229^*) \times (0.7 + 2.857 \times 0.45) = 1209$	按表2-4 №10的公式
21	总加热时间 (h)	t_{Σ}	0.5	$0.5 + 1.15 = 1.65$	$1.65 + 1.1 = 2.75$	$2.75 + 0.8 = 3.55$	$t_{\Sigma} = \sum_{i=1}^n \tau_i$
22	傅立叶准数	FoL, τ_{Σ}	$\frac{0.045 \times 5}{0.55^2} = 0.074$	$\frac{0.018 \times 1.65}{0.55^2} = 0.098$	$\frac{0.0208 \times 2.75}{0.55^2} = 0.189$	—	$FoL, \tau_{\Sigma} = \frac{at_{\Sigma}}{L^2}$

(续)

No	名称、测量单位	符号	计算段				计算说明
			I	II	III	IV	
23	热流的温度因数(°C)	$f_{\Sigma}; v_{\Sigma}$	—	185	60	60	式(13-92)或图13-32 $\frac{B}{L} = \frac{0.072}{0.55} = 0.133$ $t_{r, \text{роб}}$ —表2-3 №1 $t_{\text{об}}$ —表2-4 №13 $t_{\text{об}} = 300^{\circ}\text{C}$ —采用
24	傅立叶准数	$FO_{\Sigma}; v_{\Sigma}$	—	$\frac{0.018 \times 1.65}{0.125} = 1.9$	$\frac{0.0208 \times 2.75}{0.125} = 3.66$	$\frac{0.02 \times 3.56}{0.25} = 1.14$	$FO_{\Sigma}; v_{\Sigma} = \frac{GL}{S^2}$
25	函数 θ 、校段 均热段	—	—	0.76	1.16	1.06 0.37	图13-31 $\frac{S}{L} = \frac{0.125}{0.55} = 0.227$ (I—II), $\frac{S}{L} = \frac{0.26}{0.55} = 0.455$ (IV) $FO_{\Sigma} = 0.259$ —№7
26	考虑炉底管的冷却作用金属沿截面的平均温度(°C)	$T_{\text{мет. об}}$	175	$838 - 0.76 \times 185 = 697$	$1181 - 1.16 \times 60 = 1111$	$1289 - 60 \times (1.06 - 0.37) = 1168$	式(13-33)和(13-34)表13-0; $T_{\text{мет. об}}$ —按表2-4, №20; 对I计算段, 按图2-3, 外插法

表 2-5 考虑炉底管冷却影响的金属最终温度分布计算

№	名称, 测量单位	符 号	非绝热管	绝 热 管	计算说明
1	傅立叶准数 总数值 均热段数值	$FO_{0.0m}$ FO_{IV}		1.14 0.259	表2-4, №24 表2-4, №7
2	热流的温度因数	$\epsilon_{\sigma, \tau \Sigma}$	60	38	对于非绝热管见表 2-4, №23对于绝热管 是式(13-92)或图13-32 $\frac{K_1}{L} = \frac{0.133}{0.55} = 0.242$ 采用 $t_{0.0m}^* = 1150^\circ\text{C}$ 表2-3, №1 表2-4, №13
3	函数 ψ : 总函数 均热段函数	$\psi_{S, 0.0m}$ $\psi_{S, IV}$		3.0 1.8	图13-30 当 $FO_{0.0m} = 1.14$ $FO_{IV} = 0.259$
4	沿长度加热的不均 匀性(°C)	Δt_{IV}	$60 \times (3.0 - 1.8) = 72$	$38 \times (3.0 - 1.8) = 46$	式(13-87)表13-9
5	积分指数函数: 总值 均热段值	$Ei_{S, 0.0m}$ $Ei_{S, IV}$		1.14 0.025	图13-29 当 $FO_{0.0m} = 1.14$ 和 $FO_{IV} = 0.259$
6	单层炉底上均热后 点a(图13-28)的 温度(°C)	$t_{a, 0.0m}^*$	$1230 - 60 \times (1.14 - 0.225) = 1175$	$1230 - 38 \times (1.14 - 0.225) = 1195$	式(13-81), 表13-9 表2-4, №13
7	沿金属表面的温度 差(°C)	$\Delta t_{a, 0.0m}$	$1230 - 1175 = 55$	$1230 - 1195 = 35$	$\Delta t_{a, 0.0m} = t_{a, 0.0m}^* - t_{a, 0.0m}$
8	单层炉底上均热后 金属剖面的平均 温度(°C)	$t_{M, 0.0m}^{-1}$	1168	$1209 - 38 \times (1.06 - 0.37) = 1183$	对于非绝热管按表 2-4, №25 对绝热管按非绝热 管作类似的计算

表 2-6 炉子基本尺寸的确定

№	名称, 测量单位	符 号	计 算 值	计 算 说 明
1	炉子计算生产能力 (t/h)	P	1125	$P = P_{CT}$
2	炉子装载量 (t)	G	$1125 \times 3.55 = 4000$	式(1-2)
3	有效炉底总长度 (m)	L_n	$4000 / 0.25 \times 10.5 \times 7.85 \times 0.98 = 198$	式(1-4)
4	炉子台数	N	5	使用
5	一台炉子有效炉底长度 (m)	L_{n1}	$198 / 5 = 39.6$	$L_{n1} = L_n / N$
6	推进的最大长度 (m)	L_1	$250 \times 0.25 = 62.5$	见2.7节
7	一台炉子最大有效长度 (m)	L_{n1}^{max}	$62.5 - 2.5 = 60.0$	$L_1 = 2.5\text{m}$ - 由装料辊道轴 线到装料口外缘的距离(见图 2-1) $L_{n1}^{max} > L_{n1}$, 即按推钢条 件允许的炉子长度
8	炉底砌筑长度 (m)	L_r	$39.6 + 1.4 = 41.0$	$L_r = 1.4\text{m}$ - 扁钢板位置与 端部出口口之间的距离按图2-1

(续)

No	名称, 测量单位	符 号	计 算 值	计 算 说 明
9	一台炉子的计算生产能力(t/h)	P_1	$1125/5 = 225$	和表2-2确定 $P_1 = P/N$
10	炉子区段长度(m):			
	无燃料区段	L_1	$39.6 \times 0.5/3.55 = 5.56$	$L_i = L_n \frac{\tau_i}{\tau}$, 式中 τ_i —计算 段上的加热时间
	第一加热区段	L_{II}	$39.6 \times 1.15/3.55 = 12.8$	
	第二加热区段	L_{III}	$39.6 \times 1.1/3.55 = 12.24$	
	均热段	L_{IV}	$39.6 \times 0.8/3.55 = 9.0$	
11	炉膛宽度(m)	B	11.3	表2-3, №2
12	炉子区段的平均高度(m):			
	无燃料区段	H_1	1.5	表2-3, №3
	第一加热区段	H_{II}	2.0	
	第二加热区段	H_{III}	2.0	
	均热段	H_{IV}	1.8	
13	炉底有效面积(m ²)	F_a	$0.98 \times 39.6 \times 10.5 = 407.5$	式(1-7)
14	炉底砌筑面积(m ²)	F_p	$41.0 \times 11.3 = 463.3$	式(1-6)
15	炉底有效强度(kg/(m ² ·h))	H_a	$1000 \times 225/407.5 = 552$	式(1-8)
16	按砌筑面积炉底强度(kg/(m ² ·h))	H_p	$1000 \times 225/463.3 = 486$	式(1-9)

表 2-7 热收入项

No	名称, 测量单位	符号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	燃料的化学热(kW)	Q_x	$(1/3.6) \times 33.0V_r = 9.71V_r$				式(15-1)
2	空气的物理热(kW)	Q_a	$(1/3.6) \times 1.1 \times 4.9V_r = 1.5V_r$				式(15-5), 式中
3	金属烧损(%)	α	—	0.1	0.4	0.5	t_n 为 $t_n = 400^\circ\text{C}$
4	铁氧化放热量(kW), 各段热量	$Q_{a.r.}$	—	$15.7 \times 0.1 \times 225$ = 353	$15.7 \times 0.4 \times 225$ = 1413	$15.7 \times 0.5 \times 225$ = 1776	时, 按图 I-6, $\alpha_n = 1.1$ 取 式(15-6)
	总的热量			3530			

表 2-8 金属加热时的热支出

No	名称, 测量单位	符号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	金属沿截面的平均温度($^\circ\text{C}$):	t_M					表2-4, №26
	初始段		20	175	697	1111	
	终止段		175	697	1111	1168	
2	金属的平均比热(MJ/(kg·K)):	c_M					表V-46
	初始段		—	0.5	0.62	0.69	
	终止段		0.5	0.62	0.69	0.69	
3	金属加热时消耗的热量(kW):	Q_M					式(15-8)
	按区段		$\frac{1}{3.6} \times 225 \times 0.5$ $\times (175 - 20)$ = 4978	$\frac{1}{3.6} \times 225 \times$ $(0.62 \times 697$ $- 0.5 \times 175)$ = 21 431	$\frac{1}{3.6} \times 225 \times$ $(0.69 \times 1111$ $- 0.62 \times 697)$ = 2906	$\frac{1}{3.6} \times 225$ $\times (0.69 \times 1168$ $- 0.69 \times 1111)$ = 2458.3	
	总值			49770			

表 2-9 通过砌体的热损失计算

№	名称, 测量单位	符号	计算段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	侧壁(上部):	—	1050	1200	1300	1250	采用 等于(表2-3, № 1) — 图Ⅱ-32r 图Ⅱ-16 不进行计算 式(15-14)
	内表面温度(℃)	—	1050	1200	1300	1250	
	砌体材料(厚度mm)	—	A级粘土砖(232); B级粘土砖(232) 轻质粘土砖IIIJI-1.0(116)				
	单位热流量(kW/m ²)	q _{к.к}	1.46	1.74	1.95	1.84	
	外表面温度(℃)	—	114	128	137	132	
	砌体表面积(m ²)	F _{к.к}	30	62	60	50	
	通过砌体的热流量(kW)	—	44	108	117	92	
2	侧壁(下部):	—	1050	1200	1300	1100	表2-9, № 1 — 图Ⅱ-3 r 图Ⅱ-16 不进行计算 式(5-14)
	内表面温度(℃)	—	1050	1200	1300	1100	
	砌体材料(厚度mm)	—	A级粘土砖(232); B级粘土砖(348); 轻质粘土砖IIIJI-1.0(116)				
	单位热流量(kW/m ²)	q _{к.к}	1.25	1.5	1.68	1.34	
	外表面温度(℃)	—	105	118	126	108	
	砌体表面积(m ²)	F _{к.к}	30	75	62	70	
	通过砌体的热流量(kW)	—	38	113	104	94	
3	炉顶:	—	1050	1200	1300	1250	表2-9, № 1 — 图Ⅱ-3e 图Ⅱ-16 不进行计算 式(15-14)
	内表面温度(℃)	—	1050	1200	1300	1250	
	砌体材料(厚度mm)	—	A级粘土砖(210); 硅藻土砖II-500(116)				
	单位热流量(kW/m ²)	q _{к.к}	1.3	1.6	1.8	1.7	
	外表面温度(℃)	—	106	120	130	126	
	砌体表面积(m ²)	F _{к.к}	78	155	140	125	
	通过砌体的热流量(kW)	—	101	248	252	213	
4	炉底:	—	1050	1200	1300	1250	表2-9, № 1 — 对于计算段 I ~ II按图Ⅱ-13n对于 计算段IV按15页计算 图Ⅱ-16 不进行计算 式(15-14)
	内表面温度(℃)	—	1050	1200	1300	1250	
	砌体材料厚度(mm)	—	铬镁砖(183); B级粘土砖 (268); 硅藻土砖(134) 电熔刚玉(200) 铬矿粉(25); B级粘土砖(268); 硅藻土砖(134)				
	单位热流量(kW/m ²)	q _{к.к}	1.25	1.5	1.66	1.38	
	外表面温度(℃)	—	89	100	107	136	
	砌体表面积(m ²)	F _{к.к}	70	145	123	100	
	通过砌体的热流量(kW)	—	88	218	204	138	
5	总的热损失(kW)	—	271	687	677	637	—
6	通过砌体的总热损失(kW)	Q _{к.к}	2170				—

表 2-10 炉底管冷却时的热损失

№	名称, 测量单位	符号	计算段									计算说明	
			I			II			III				
			纵向管	蛇形管	纵向管	横向管	竖管	纵向管	横向管	竖管			
1	管子数量	n _{TP}	8	1	8	1+5	12	8	5	10	横向管是双层		

(续)

№	名称 测量单位	符号	计 算 段									计算说明
			I			II			III			
			纵向管	蛇形管	纵向管	横向管	竖管	纵向管	横向管	竖管		
2	外直径 (mm)	D_{TP}	146	273	146	$\frac{273}{203} + \frac{140}{203}$	203	146	$\frac{140}{203}$	203	分子是上层管 分母是下层管	
3	管长度 (m)	l_{TP}	5.5	42.4	12.3	$\frac{11.3}{9.2}$	30 总长	12.3	$\frac{11.3}{9.2}$	23.5 总长		
4	管子冷却表面积 (m ²)	F_{TP}	20.2	364	45.1	$15.7 + 54.6 = 70.3$	19.1	45.1	54.6	15.0	$F_{TP} = \pi \times D_{TP} \times l_{TP} \times n_{TP}$	
5	单位热流量 (kW/m ²)											
	非绝热管	$q_{\text{OXX}}^{\text{非绝热}}$	116	93	116	163	116	163	163	116	表15-1	
	绝热管	$q_{\text{OXX}}^{\text{绝热}}$	35	28	35	50	35	50	50	35		
6	管的热损失 (kW)											
	非绝热管	—	2340	3380	5230	11460	2220	7350	8900	1740	式(15-20)	
	绝热管	—	710	1020	1580	3520	670	2260	2730	530		
7	各区段的热损失 (kW)											
	非绝热管	—	5720			18910		17990			—	
	绝热管	—	1730			5770		5520				
8	被冷却的炉底管上总的 热损失 (kW)											
	非绝热管	$Q_{\text{OXX}}^{\text{非绝热}}$				42600					—	
	绝热管	$Q_{\text{OXX}}^{\text{绝热}}$				13020						

表 2-11 冷却炉子各部件的水冷热损失

№	名称, 测量单位	符 号	计 算 数 据				计 算 说 明
			I	II	III	IV	
1	水冷部件的数量 (件):	—					
	侧炉门框	4	12	10	16	—	
	挡板	—	—	—	4	—	
	水冷壁	8	22	18	14	—	
	装料端梁	1	—	—	—	—	
	出料端梁	—	—	—	1	—	
2	出料端倾斜梁	—	—	—	1	—	
	水冷部件水耗量 (m ³ /h):	—				表 15-2, 装出料端梁的表面积 5m ²	
	侧炉门框	4 × 2 = 8	12 × 2 = 24	10 × 2 = 20	16 × 2 = 32	—	
	挡板	—	—	—	4 × 3 = 12	—	
	水冷壁	8 × 1 = 8	22 × 1 = 22	18 × 1 = 18	14 × 1 = 14	—	
	装料端梁	3 × 5 = 15	—	—	—	—	
3	出料端梁	—	—	—	6 × 5 = 30	—	
	出料端倾斜梁	—	—	—	1 × 10 = 10	—	
3	总的耗水量 (m ³ /h)	31	46	30	46	—	
4	水升温的耗热 (kW)	$1 \times 16 \times 31 \times 20 = 7104$; $16 \times 16 \times 20 = 10672$; $1 \times 16 \times 38 \times 20 = 8224$; $16 \times 16 \times 20 = 2272$				$50 \times (16 - 22) \text{ 或 } 10 \times \Delta t_{\text{水}} = 20 \times 20$	
5	水冷部件总的热损失 (kW)	4944				—	

表 2-12 炉门的辐射热损失

名称, 测量单位	符 号	计算段和炉口						计算说明
		I		II		F		
		装料口	窥视口	窥视口	窥视口	出料口	窥视口	
1. 辐射介质的温度 (°C)	$t_{\text{окр}}$	1050	1200	1300	1250		采用 (表 2-3 № 1) - t_r	
2. 周围介质的温度 (°C)	$t_{\text{окр}}$			30				
3. 窥视口的个数	$n_{\text{окр}}$	—	$\frac{5}{6}$	$\frac{4}{6}$	—	16	分子是上区段炉口, 分母是下区段炉口	
4. 窥视口的尺寸 (m ²)	$f_{\text{окр}} \times h_{\text{окр}}$	0.464×0.48	$\frac{0.164 \times 0.4}{0.454 \times 0.34}$	—	—	0.464×0.48	同上	
5. 端部装出料口打开部分的尺寸 (m ²)	$f_{\text{окр}} \times h_{\text{окр}}$	11×0.3	—	—	11.25×0.3	—	—	
6. 炉口炉衬的厚度 (m)	$\delta_{\text{окр}}$	0.47	0.59	0.59	0.59	0.59	—	
7. 炉口的尺寸比	$\frac{h_{\text{окр}}}{\delta_{\text{окр}}}$	$\frac{0.3}{0.47} = 0.64$	$\frac{0.48}{0.59} = 0.81$	0.81	0.81	$\frac{0.3}{0.59} = 0.51$	把装出料口看成是长而扁的, 把窥视孔看成是方的	
8. 折射系数	ρ	1.6	0.5	0.5	0.5	0.53	图 13-7	
9. 单位热流量 (kW/m ²)	$q_{\text{окр}}$	106	134	174	155	164	式 (13-24)	
10. 炉口打开部分面积 (m ²)	$F_{\text{окр}}$	3.3	2.3	1.8	3.4	4.0	$F_{\text{окр}} = n_{\text{окр}} b_{\text{окр}} h_{\text{окр}}$	
11. 炉口开启的相对时间	$\phi_{\text{окр}}$	1.0	0.2	0.3	0.15	0.2	采用	
12. 辐射热损失 (kW)	$Q_{\text{окр}}$	350	94	95	79	131	$Q_{\text{окр}} = q_{\text{окр}} F_{\text{окр}} \phi_{\text{окр}}$	
沿炉口								
沿区段		366	94	95	210			
总值							765	

表 2-13 炉子的热平衡

热 收		热 支 出	
名 称	kW	名 称	kW
	%		%
1. 燃料的化学热	174.78	1. 金属加热有效热	49.77
2. 空气的物理热	27.0	2. 燃烧产物带走的热量	95.04
3. 金属氧化反应放热量	3.53	3. 由于热传导通过炉衬的热损失	2.17
		4. 炉底管冷却热损失	42.6
		5. 冷却炉子部件的水冷热损失	4.94
		6. 通过炉口的辐射热损失	0.765
		7. 未估计到的损失	10.02
总 计	205.31	总 计	205.31
	100		100

表 2-14 计算段的热平衡

No	名称, 测量单位	符 号	计 算 段				计 算 说 明
			I	I	I	IV	
1	热收入 (kW):						
	燃料的化学热	Q_{R}	—	$9.71V_{\text{R}_s}$	$9.71V_{\text{R}_s}$	$9.71V_{\text{R}_s}$	表2-7, № 1
	空气的物理热	Q_{S}	—	$1.5V_{\text{R}_s}$	$1.5V_{\text{R}_s}$	$1.5V_{\text{R}_s}$	表2-7, № 2
	铁氧化放热量	$Q_{\text{S,Fe}}$	—	363	1418	1766	表2-7, № 4
	由前一区段通过的燃烧产物中的空气消耗系数 ^①	α'_{R}	1.25	1.25	1.2	—	表2-3, № 8
	由上述区段中通过的燃烧产物的热量	—	$\frac{1}{3.6} \times 21.35 \times (V_{\text{R}_s} + V_{\text{R}_s}) + V_{\text{R}_s} = 5.92 \times (V_{\text{R}_s} + V_{\text{R}_s}) + V_{\text{R}_s}$	$\frac{1}{3.6} \times 25.5 \times (V_{\text{R}_s} + V_{\text{R}_s}) = 7.1 \times (V_{\text{R}_s} + V_{\text{R}_s})$	$\frac{1}{3.6} \times 23.4V_{\text{R}_s} = 6.5V_{\text{R}_s}$	—	式(15-10), 式中 i_s 是按表2-8, № 1的 t_{R} 值和 α_{R} 值, 由图 I-6求得

(续)

项	名称, 测量单位	符号	计算段				计算说明
			I	I	II	III	
2	热支出 (kW):						
	加热金属的热支出	Q_M	4978	21431	20906	2456	表2-8, №3
	在燃烧产物中由区段中逸出的空气消耗系数 ^①	α''_s	1.25	1.25	1.25	1.2	表2-3, №8
	由燃烧产物逸出的热损失	Q_p	$\frac{1}{3.6} 19.0 \times (V_{r2} + V_{r3} + V_{r4}) = 5.28 \times (V_{r2} + V_{r3} + V_{r4})$	$5.92 \times (V_{r2} + V_{r3} + V_{r4})$	$7.1 \times (V_{r2} + V_{r3} + V_{r4})$	$6.5 V_{r2}$	表2-14, №11; 对于 I 段是相似的
	通过砌体的热损失	$Q_{k.m}$	771	687	677	537	表2-9, №5
	炉底管冷却时的热损失	$Q_{a.k.m.1}$	572	1891	1759	—	表2-10, №6
	炉子各个水冷部件的热损失	$Q_{a.k.m.2}$	719	1067	882	2274	表2-11, №6
	通过炉口的辐射热损失	$Q_{w.r.1}$	300	94	95	210	表2-12, №7
	未考虑到的损失	$Q_{w.r.2}$	$0.1 \times (4978 + 271 + 5720 + 719 + 366) = 1250$	$0.1 \times (2144 + 1891 + 1067 + 94) = 4219$	$0.1 \times (20906 + 677 + 1759 + 882 + 95) = 4055$	$0.1 \times (2456 + 537 + 2274 + 210) = 548$	式(15-7)

①无量纲的值。

表 2-15 上下加热段热流强度 (kW/h)

№	名称	符号	计		校		计算说明
			I (上)	I (下)	II (上)	II (下)	
1	通过物体的热损失	$Q_{\text{物}}$					
	侧壁		108	113	117	104	表2-9, №1(上)和№2(下)
	炉顶		248	—	252	—	表2-9, №3
	炉底		—	218	—	204	表2-9, №4
2	炉底管冷却时的热损失	$Q_{\text{冷却}}$	—	18 910	—	17 990	表2-9, №7
	水冷部件的热损失	$Q_{\text{冷却}}$	1067	—	882	—	表2-11, №4
4	通过炉口的辐射热损失	$Q_{\text{辐射}}$	94	—	95	—	表2-11, №13
5	未估计到的热损失	$Q_{\text{未估计}}$	$0.1 \times (108 + 248 + 1067) \times (113 + 218 + 94) = 182$	$0.1 \times (113 + 218 + 18 910) = 1924$	$0.1 \times (117 + 252 + 882 + 95) = 187$	$0.1 \times (104 + 204 + 17 990) = 1859$	式(15-31)
6	总计	—	1669	21 165	1481	20 128	—
7	上下区段间的热耗差值	$\Delta Q_{\text{差}}$	$21 165 - 1669 = 19 496$	—	$20 128 - 1481 = 18 647$	—	—
8	上下加热区段的热强度	—	$\frac{65 500 - 19 496}{2}$	$\frac{65 500 + 19 496}{2}$	$\frac{113 646 - 18 647}{2}$	$\frac{113 646 + 18 647}{2}$	$\frac{Q_{\text{上}} + \Delta Q_{\text{差}}}{2}$
			= 23 002	= 42 498	= 47 506	= 66 146	

$$t_2 = 1250 - 10^3 \times 1.38 \times 0.0178 = 1225$$

$$t_3 = 1250 - 10^3 \times 1.38 \times (0.0178 + 0.0143) = 1206$$

$$t_4 = 1250 - 10^3 \times 1.38 \times (0.0178 + 0.0143 + 0.193) = 939$$

$$t_5 = 1250 - 10^3 \times 1.38 \times (0.0178 + 0.0143 + 0.193 + 0.582) = 136$$

已知温度与求得温度相同——合适。

IV区实体炉底单位热流值在表2-9中用来确定通过砌体的总热损失。

计算段的热平衡方程式

IV区:

$$9.71V_{r4} + 1.5V_{r4} + 1766 = 2456 + 6.5V_{r4} + 537 + 2274 + 210 + 548$$

$$4.71V_{r4} = 4259; V_{r4} = 905 \text{ m}^3/\text{h}$$

III区:

$$9.71V_{r3} + 1.5V_{r3} + 1413 + 6.5V_{r4} = 20906 + 7.1 \times (V_{r4} + V_{r3}) + 677 + 17990 \\ + 882 + 95 + 4055$$

$$4.11V_{r3} = 43734; V_{r3} = 10640 \text{ m}^3/\text{h}$$

II区:

$$9.71V_{r2} + 1.5V_{r2} + 353 + 7.1 \times (V_{r4} + V_{r3}) = 21431 + 5.92 \times (V_{r4} + V_{r3} + V_{r2}) \\ + 687 + 18910 + 1067 + 94 + 4219$$

$$5.29V_{r2} = 32386; V_{r2} = 6130 \text{ m}^3/\text{h}$$

I段:

$$\text{热收入 (kW): } 5.92 \times (V_{r4} + V_{r3} + V_{r2}) = 5.92 \times (905 + 10640 + 6130) = 104642$$

$$\text{热支出 (kW): } 4978 + 5.28 \times (V_{r4} + V_{r3} + V_{r2}) + 271 + 5720 + 719 + 366 + 1205 \\ = 106588$$

$$\text{误差总共为: } [(106588 - 104642)/106588] \times 100\% = 1.83\%$$

按区段补行检查总的燃料消耗量(m^3/h):

$$V_{r4} + V_{r3} + V_{r2} = 905 + 10640 + 6130 = 17675; \text{炉子总消耗 } V_r = 18000. \text{误差总共为:}$$

$$[(18000 - 17675)/18000] \times 100\% = 1.8\%$$

区段的热功率

IV区 (均热段)(kW):

$$Q_4 = 1.1 \times 9.71V_{r4} = 1.1 \times 9.71 \times 905 = 9670$$

III区, kW:

$$Q_3 = 1.1 \times 9.71V_{r3} = 1.1 \times 9.71 \times 10640 = 113650$$

II区, kW:

$$Q_2 = 1.1 \times 9.71V_{r2} = 1.1 \times 9.71 \times 6130 = 66500$$

为了单独确定上下加热区段的热强度,应单独计算上下各半个区段的热支出部分。计算结果归纳在表2-15内。

计算炉子生产能力时,必须编制绝热炉底管的炉子热平衡来确定热需要量。

绝热炉底管热支出(kW)减少到:

$$\Delta Q_{\text{Ox},n1} = Q_{\text{Ox},n1}^{\text{HSM}} - Q_{\text{Ox},n1}^{\text{H}} = 42600 - 13020 = 29580$$

式中, $Q_{\text{Ox},n1}^{\text{HSM}}$ 和 $Q_{\text{Ox},n1}^{\text{H}}$ 为相应于非绝热和绝热炉底管时 (见表2-10, №8), 每台炉子冷却炉底管全部的热损失。

考虑未估计到的热损失, 绝热炉底管热支出应减少为 $1.1\Delta Q_{\text{Ox},n1} = 1.1 \times 29580 = 32540$ kW。

炉子热平衡方程式表示为 $5.93V_r = 106735 - 32540$, 则 $V_r = 12500 \text{ m}^3/\text{h}$ 。按所计算的炉子生产能力下, 炉子的热耗量 $Q_{\text{нотр}} = 9.71 \times 12500 = 121.5 \text{ MW}$ 。

单位热耗量按公式(1-10)确定: $q = 3.6 \times 121500 / 225 = 1940 \text{ kJ/kg}$ 。

3. 步进式加热炉和步进梁式加热炉

3.1 炉子的特征

具有高度机械化和自动化的步进式加热炉和步进梁式加热炉是60年代中期紧靠轧机安装的优越炉型。

从热工观点看, 这类炉型与推钢式加热炉相似, 金属和燃烧产物主要是作逆流运动的。和推钢式加热炉一样, 步进式加热炉和步进梁式加热炉是按加热的热工制度、供热方式和供热的区段数来分类。在步进式炉内, 只是从上部对金属进行加热, 而有下部加热的步进梁式加热炉, 则既从下部又从上部加热。

在步进梁式加热炉内实行双面加热时, 金属沿水冷炉底管向前移动。但是与推钢式加热炉不同之处是在梁上焊有用耐热合金制做的特殊游动支撑。此外, 炉底管绝热材料的寿命在步进梁式加热炉内比推钢式炉有明显的改善, 因而支承装置的降温作用, 在步进梁式加热炉中比推钢式加热炉明显地减小。因此, 在步进梁式加热炉内不设置实体炉底的区段, 而这种炉子的均热段其任务是从里到外把金属烧透。

3.2 金属加热的计算方案

在编制加热计算方案时, 要拟定金属在步进式加热炉和步进梁式加热炉里的摆放方式。

宽度大的金属, 如扁钢坯相互紧靠着放在炉子里, 这种金属的加热就和在推钢式加热炉中一样, 也要把它看成是无限平板的加热。

近于方形截面的坯料, 为了改善其加热条件, 装料时坯料间留出一定的间隙, 在这种情况下, 应当把坯料视为侧面在受热, 即认为在步进式炉内的金属是三面加热, 而在步进梁式炉内时则系四面加热。在步进式炉内, 有时加热按一定间隙放置的圆形坯料, 在这种情况下, 可以认为圆形坯料的加热是圆柱体的整个圆柱面在受热。

考虑步进式加热炉和步进梁式加热炉的加热条件和热工制度时, 根据表3-1采用按区段加热的计算方案。

3.3 金属加热计算的方法和程序

按照1.6节中所叙述的关于连续式加热炉温度制度的建议, 分别拟定炉子各区段内燃烧产物的温度值。

初步确定炉子各区段中总的加热时间, 按2.4节中所述的方法进行。

相互紧靠放置的金属以及圆形坯料, 加热计算的时间同推钢式加热的计算相同(见2.4节和2.6节)。

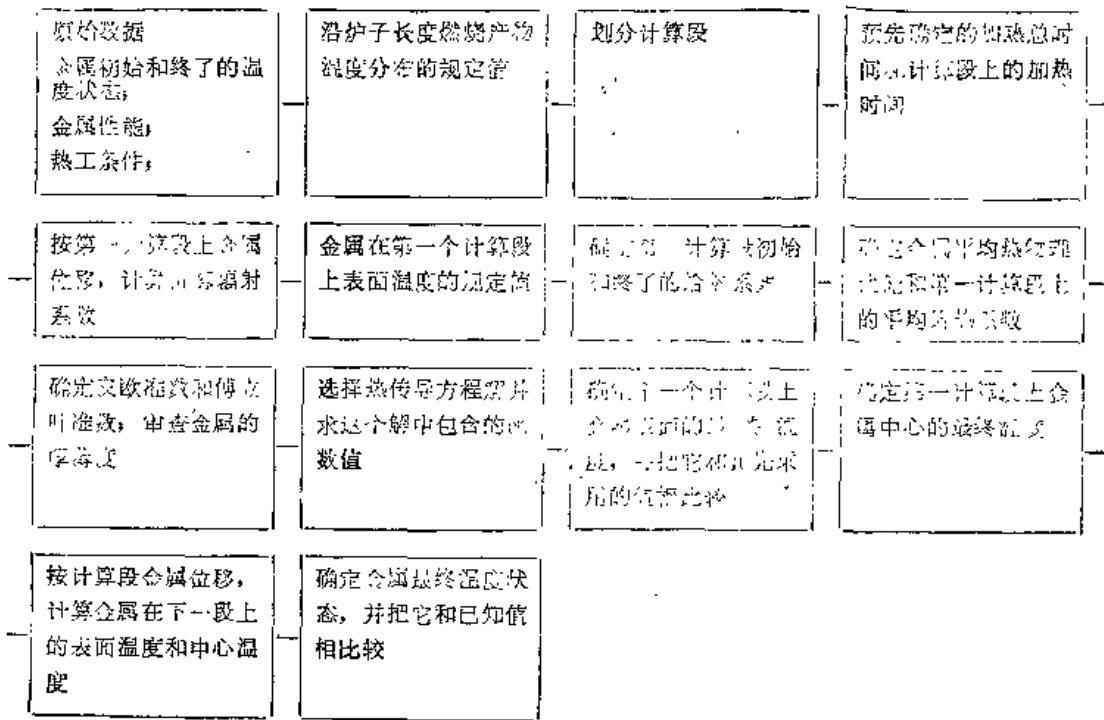


图 3-1 在步进式和步进梁式加热炉内, 金属加热计算方法的流程图

表 3-1 金属在步进式炉和步进梁式炉里加热的计算方案

炉型	加 热 制 度	加 热 区 段		
		预 热 段	加 热 段	均 热 段
步进式炉	二段式	起步时温度均匀分布 (装入冷料) 或抛物线分布 (装入热料), 金属在随温度线性升高的介质中三面或全面受热	起步时温度按抛物线分布, 金属在恒温介质中三面或全面受热	—
	三段式	起步时温度按抛物线分布, 金属在恒温介质中三面或全面受热	—	—
步进梁式炉	二段式	起步时温度均匀分布 (装入冷料) 或抛物线分布 (装入热料), 金属在随温度线性升高的介质中二面或四面受热	起步时温度按抛物线分布, 金属在恒温介质中二面或四面受热	—
	三段式	起步时温度按抛物线分布, 金属在恒温介质中二面和四面受热	—	—

在步进梁式炉内不考虑炉底梁的冷却影响, 以及坯料加热时沿长度方向的不均匀性。在图3-1上列出各种金属加热的计算方法。

当坯料按一定的间隙放在炉底上时(图3-2), 方形坯料的加热按照3.3.7节所给出的方法进行, 并看成是多面体的三面或四面二维受热。

加热上平面2(图3-2)的导出辐射系数 $C_{np,2}$, 按13.1节叙述的方法确定。

为了计算坯料侧面4的加热，应预先确定间隙中的导出辐射系数 C_{np3} ，它同样按公式(13-1)计算，不过此时砌体对金属的辐射角度系数 φ_{kM} 要用砌体对间隙3的辐射角度系数 φ_{k3} 来代替。

$$\varphi_{k3} = 1 - \varphi_{kM} \quad (3-1)$$

同样金属黑度 ϵ_M 则用间隙的折算黑度 ϵ_3 代替， ϵ_3 由下式确定：

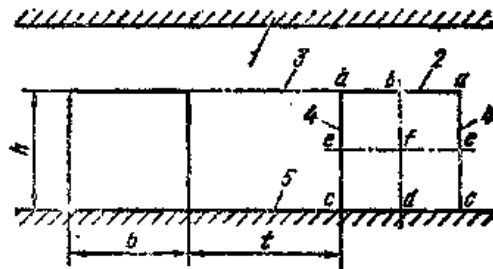


图 3-2 在步进式炉和步进梁式炉内坯料具有间隙的摆放方式
1—炉顶 2—坯料上表面 3—坯料之间的间隙 4—坯料的侧面 5—炉底空隙表面（在步进式炉内）

$$\epsilon_3 = \left[1 + \frac{t}{2S+t} \left(\frac{1}{\epsilon_M} - 1 \right) \right]^{-1} \quad (3-2)$$

坯料侧面上的导出辐射系数 $[W/(m^2 \cdot K^4)]$ ：

$$C_{np4} = C_{np3} \varphi_{43} \quad (3-3)$$

式中 φ_{43} ——间隙中的辐射角度系数。

对下部加热的步进梁式炉来说：

$$\varphi_{43} = \left[1 + t/S - \sqrt{1 + (t/S)^2} \right] \quad (3-4)$$

对于步进式炉来说，必须考虑绝热炉底的反射作用：

$$\varphi_{43}^{ref} = \sqrt{1 + (S/t)^2} - S/t \quad (3-5)$$

已知导出辐射系数，按13.3.4节所述方法确定从上部和侧部加热时的辐射给热系数以及皮欧准数和傅立叶准数。在步进式炉内加热时，皮欧准数和傅立叶准数中所包含的计算尺寸，为坯料宽度之半和坯料的整个厚度，而在下部加热的步进梁式炉内加热时，则为坯料厚度之半。不考虑坯料在步进式炉内下表面的受热。

按表13-5选择热传导方程的解，以确定加热计算方案，而用图 I-16~I-54查出的皮欧准数和傅立叶准数求得相应解中所包含的函数值，从而求得由上面和侧面同时加热时表面和中心的相对温度值 θ_s^* ， θ_c^* 及 θ_s^{*0} ， θ_c^{*0} 。

坯料上各点的温度与多面体二维加热时的温度计算法相吻合（见表13-7）：

对于步进式炉

$$\left. \begin{aligned} \theta_a &= \theta_s^{*0} \theta_c^{*0} \\ \theta_b &= \theta_s^* \theta_c^* \\ \theta_c &= \theta_s^* \theta_c^{*0} \\ \theta_d &= \theta_s^* \theta_c^* \end{aligned} \right\} \quad (3-6)$$

对于步进梁式炉

$$\left. \begin{aligned} \theta_a = \theta_c = \theta_a^{n-1} \theta_b^{n-1} \\ \theta_b = \theta_d = \theta_a^{n-1} \theta_c^{n-1} \\ \theta_c = \theta_a^{n-1} \theta_b^{n-1} \\ \theta_d = \theta_a^{n-1} \theta_c^{n-1} \end{aligned} \right\} \quad (3-7)$$

当求解二维问题时，由于沿坯料外表面和截面内的温度分布不均匀，那么外表面和截面的平均温度是借助于这些表面或截面所选测点的平均温度值来确定。这样一来，坯料上表面的平均温度(°C)可按三个点来确定(把各棱角温度看作是相等的)：

$$\bar{i}_{as} = (2t_a + t_b)/3 \quad (3-8)$$

而步进式炉中坯料侧面的温度，则取图3-2中a、c二点的算术平均值：

$$\bar{i}_{ac} = (t_a + t_c)/2 \quad (3-9)$$

依同样方式，用若干温度计算点确定其它截面内的温度。

二维加热时，可以断定，在两个加热方向上坯料内的温度差，就是最热截面和最冷截面中的平均温度差。这样，侧面加热的温度差为：

$$\Delta t_{\bar{n}} = \bar{i}_{ac} - \bar{i}_{bd} \quad (3-10)$$

在步进式炉内从上部加热时：

$$\Delta t_{\bar{n}} = \bar{i}_{ab} - \bar{i}_{cd} \quad (3-11)$$

而在步进梁式炉内加热时则为：

$$\Delta t_{\bar{n}} = \bar{i}_{ab} - \bar{i}_{ef} \quad (3-12)$$

借助于沿截面的均匀化温度可以确定截面平均温度值：

$$\bar{i}_{abcd} = \frac{(\bar{i}_{ab} + \bar{i}_{cd})(\bar{i}_{ef}) + \bar{i}_{ac} + \bar{i}_{bd}}{4} \quad (3-13)$$

图3-3给出在步进式炉和步进梁式炉内间隔布料时的钢坯料加热计算方法。

3.4 金属填充系数、金属移动速度、炉底长度

炉子或炉组的装载量按1.7节所述方法确定。

步进式或步进梁式炉或炉组的有效炉底长度(即在炉子纵向推钢的位置上，由装料口炉墙外缘到炉子出料口侧炉墙外缘的距离)，可按公式(1-3)或(1-4)确定。

相互紧靠摆放的金属，选用填充系数 $k_3 = 0.98$ 。当金属以一定间隙放置时，填充系数是坯料宽度(或直径)与坯料中心轴线间的距离之比。通常填充系数选用下列数值：

$$k_3 = 0.4 \quad (\text{当坯料厚度} \leq 100\text{mm, 长度} > 6\text{m时})$$

$$k_3 = 0.5 \quad (\text{当坯料厚度为} 100 \sim 200\text{mm时})$$

$$k_3 = 0.7 \sim 0.8 \quad (\text{当坯料厚度} > 200\text{mm时})$$

步进式或步进梁式炉有效炉底长度现已系列化，表3-2列出加热低碳钢时，系列化的炉底尺寸以及它们大致的最大生产能力。

在有些炉子里，步进梁可能在各区段内单独移动，而且在这些区段里坯料的排列方式可能各不相同。在这种情况下，在任一区段内必须按本身的填充系数 k_3 分别计算各自的有效炉底长度、按公式(1-2)确定本身装载量 G 及该区段中的加热时间等。炉子的有效炉

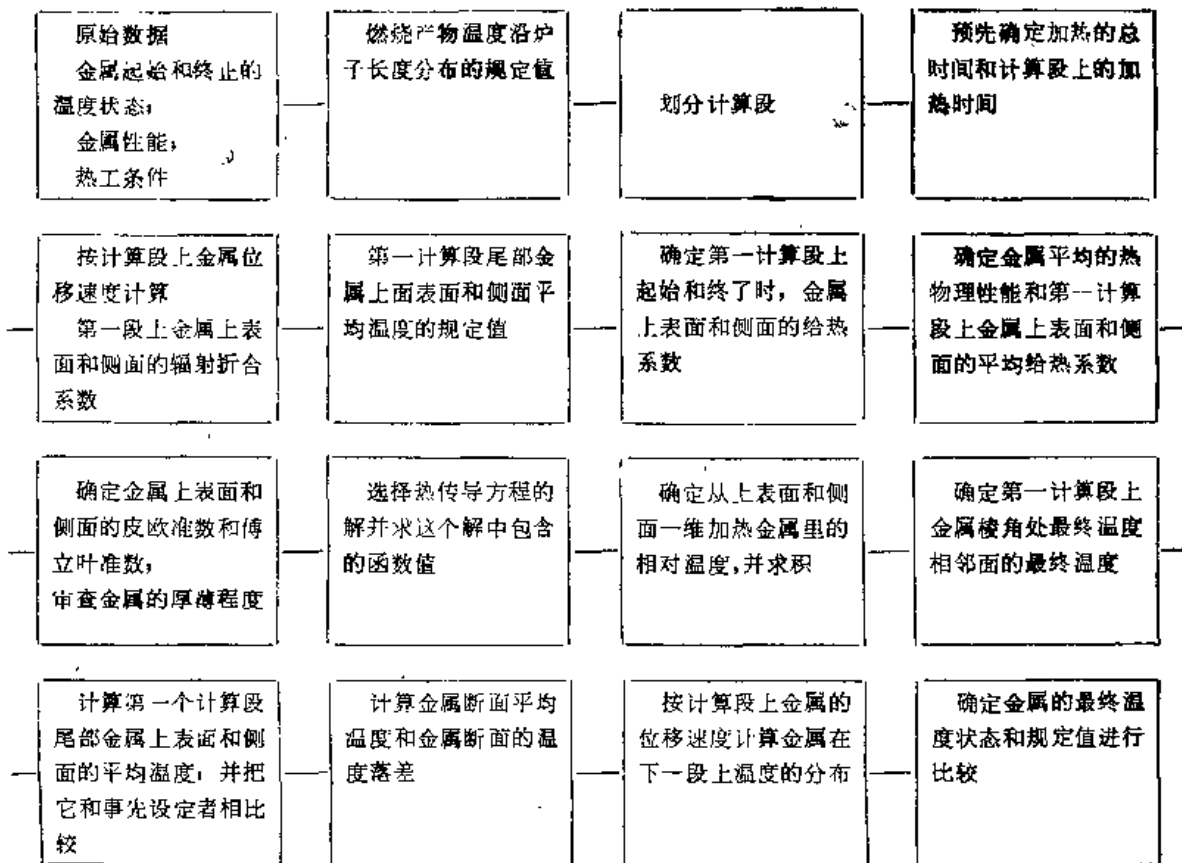


图 3-3 金属以一定间隙放入步进式炉或步进梁式炉中加热时的计算法

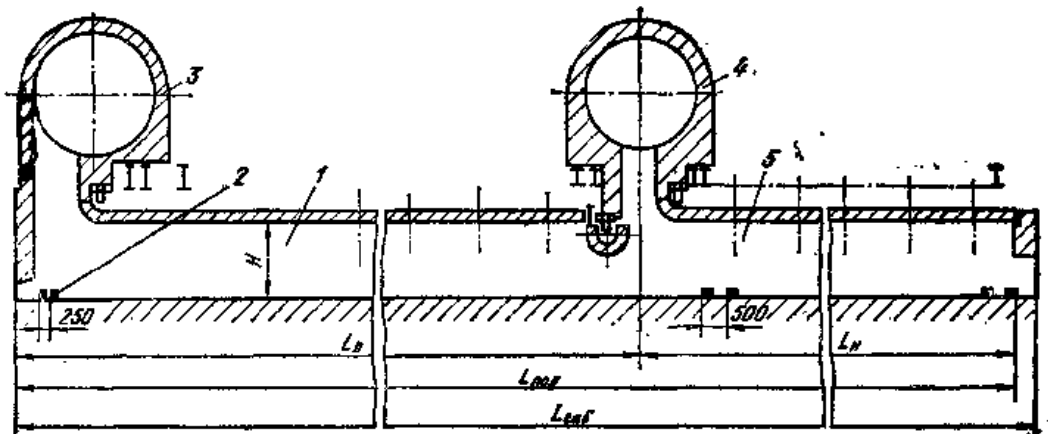


图 3-4 两段加热炉简图

1—预热段 2—被加热金属 3—主烟道 4—中间烟道 5—加热段

底长度按各区段有效长度的总和确定。

步进式和步进梁式炉子的有效炉底长度按照用步进机构输送坯料的可能条件和出料的可能节奏进行核算。

坯料在炉内的移动速度 (m/h) 如下式:

$$v = L_n / \tau$$

(3-14)

由步进机构保证的、坯料可能的最大移动速度 v_{\max} ，可按步进梁的最大移动速度来确定 (mm/s)：

炉子	步进式炉	步进梁式炉
垂直行程 v_v	30	15
水平行程 v_h	50	40

由此，步进梁的最小循环周期：

$$\tau_{\min}^{\text{梁}} = 2h/v_v + 2t/v_h \quad (3-15)$$

式中 h 为梁的垂直行程 (mm) (一般采用 $h=200\text{mm}$)； t 为梁的水平行程 (mm) (按照坯料的尺寸和摆放方式 $t=160\sim 800\text{mm}$ ，通常就采用坯料的摆放间距)

由步进机构保证的、坯料移动的最大速度 (m/h)：

$$v_{\max} = 3.6t/\tau_{\min}^{\text{梁}} \quad (3-16)$$

如果坯料移动的计算速度高于最大许用值的话，那么，按照输送机构的工作条件，这样长的炉子就不可能保证给定的生产能力，就必须改用两个或几个长度不大的炉子。

步进式或步进梁式炉，由砌筑尺寸计算的炉底长度，依坯料出炉方式用公式确定：

$$L_r = L_n + (0.4 + 1.2) \quad (3-17)$$

按1.8节中给出的方法和公式，确定有效炉底面积和炉底强度，以及由砌筑尺寸计算的炉底面积和炉底强度。为了确定炉膛和区段的相对长度，可使用表2-2的资料。

3.5 热平衡

步进式和步进梁式炉子的热平衡可按15章中给出的方法计算。

在步进式炉和步进梁式炉内，金属的烧损率采用0.5%。

绝热体的寿命应考虑为最长，因而按步进梁50%被绝热计算步进梁式加热炉的热强度，而按步进梁全部被绝热计算炉子的热需要量和单位热耗量。

在计算炉子和供热段的热强度时，遵照1.9节中提出的建议。

把步进式炉视为下部加热的推钢式炉来对待，即分为上部和下部计算段（上下供热段）分别计算其热平衡。因为在下部供热段的热平衡里必需考虑炉底管冷却的热损失。

3.6 步进式炉的计算示例

在两段加热的步进式炉子内，为了减少金属的氧化和脱碳，应使被加热金属的表面在高温状态下停留的时间为最短。因此，金属应缓慢加热（沿截面的温差为最小）到开始强烈氧化和脱碳的温度（ $\sim 900^\circ\text{C}$ ），然后使其快速达到给定的最终温度和沿截面的最终温差。在结构上，两段加热的炉子（图3-4）是由独立供热，能调整和排除燃烧产物的预热段和加热段两个区段所组成。在步进式炉内，预热段和加热段的梁是分开的，允许提高加热段内坯料的摆放间距，但应保证坯料在此区段内加热和移动的速度均为最高。

原始数据

炉子用途：小型轧机轧制前坯料的加热；

被加热坯料的尺寸 (m)：厚度 $S=0.15$ ；宽度 $b=0.15$ ；长度 $l=0.9$ ；

金属材料：高合金钢；

金属的原始温度： 20°C （冷装炉）；

金属表面的最终温度： 1240°C ；

金属沿截面的许可温差: 50°C 。

控制加热: 由预热段出来时, 金属的表面温度不应超过 900°C , 而此时金属沿截面的温差不应超过 100°C ;

炉子生产能力: 75t/h ;

燃料: 低发热量 $Q_H^0 = 35.0\text{MJ/m}^3$ 的天然气;

预热空气温度: $t_B = 400^{\circ}\text{C}$ 。

采用由端部装料和出料的单级步进式加热炉加热坯料, 炉子从炉顶供热。

坯料在预热段的摆放间距 $t_{II} = 0.2\text{m}$, 而在加热段内 $t_{II} = 0.4\text{m}$

梁的垂直行程 $h = 0.2\text{m}$,

在预热段内采用三个分别由燃烧产物提供恒温的计算段来加热(图3-5): I段为 900°C ; II段为 950°C ; III段为 1000°C , 而在加热段里只有一个计算段IV, 燃烧产物提供的恒温为 1280°C 。

在两段式加热炉里, 金属应最缓慢的加热, 特别是高合金钢的加热, 选用单位加热时间 $Z = 12\text{min/cm}$ 。按公式(1-1)总的加热时间为 $\tau = 12 \times 0.15 / 0.6 = 3\text{h}$ 。

选用的预热段和加热段其长度比为1:1。因为两区段的生产能力相同, 而金属在加热段内摆放得比较稀疏, 摆放量只为预热段的一半, 即加热段的装载量减少一半, 由此可见, 加热段中的加热时间也少了一半, 因此预热时间 $\tau_n = 2\text{h}$, 而加热时间 $\tau_H = 1\text{h}$ 。

表 3-2 步进式炉和步进梁式炉系列尺寸和参数

炉子的最大 生产能力 (t/h)	坯料厚度 (扁钢) (m)	当坯料(扁钢)长度(m)为下列值时的炉子有效长度(m)					
		6 (3×2)	9 (4.5×2)	10 (5×2)	12 (6×2)	15 (7.5×2)	18 (9×2)
		步 进 式 炉					
50	0.08~0.115	18	12	—	—	—	—
65	0.08~0.115	24	15	—	—	—	—
	0.12~0.15	24 ^①	18	—	—	—	—
80	0.08~0.115	27 ^②	18	—	15	—	—
	0.12~0.15	30	21	—	15	—	—
100	0.08~0.115	36 ^②	24 ^①	—	18	—	—
	0.12~0.15	36 ^①	24	—	18	—	—
	0.155~0.2	42	27	—	21	—	—
125	0.08~0.115	42	30 ^②	—	21	—	—
	0.12~0.15	(45)	30	—	24	—	—
	0.155~0.2	51	36	—	27	—	—
160	0.12~0.15	—	(39)	—	30	24	—
	0.165~0.2	—	(45)	—	33	27	—
200	0.12~0.15	—	—	—	36 ^①	30	24
	0.155~0.2	—	—	—	42	33	27
250	0.12~0.15	—	—	—	(45)	36 ^①	30
	0.165~0.2	—	—	—	51	42	36
315	0.12~0.15	—	—	—	—	(45)	(39)
	0.155~0.2	—	—	—	—	51	(45)

(续)

炉子的最大 生产能力 (t/h)	坯料厚度 (扁钢) (m)	当坯料(扁钢)长度(m)为下列值时的炉子有效长度(m)					
		6 (3×2)	9 (4.5×2)	10 (5×2)	12 (6×2)	15 (7.5×2)	18 (9×2)
加 热 扁 钢 的 步 进 梁 式 炉							
100	0.1~0.15	24	—	15	—	—	—
	0.155~0.25	24	—	15	—	—	—
	0.255~0.35	27	—	18	—	—	—
125	0.1~0.15	30	—	18	—	—	—
	0.155~0.25	30	—	18	—	—	—
	0.255~0.35	33	—	21	—	—	—
160	0.1~0.15	36	—	24	18	—	—
	0.155~0.25	(39)	—	24	21	—	—
	0.255~0.35	42	—	27	21	—	—
200	0.1~0.15	(45)	—	27	24	18	—
	0.155~0.25	48	—	30	24	21	—
	0.255~0.35	54	—	33	27	21	—
250	0.1~0.15	—	—	36	27	24	—
	0.155~0.25	—	—	36	30	24	—
	0.255~0.35	—	—	(39)	33	27	—
315	0.1~0.15	—	—	(45)	36	30	—
	0.155~0.25	—	—	(45)	36	30	—
	0.255~0.35	—	—	51	(39)	33	—
400	0.1~0.15	—	—	—	(45)	36	—
	0.155~0.25	—	—	—	48	(39)	—
	0.255~0.35	—	—	—	51	42	—
500	0.1~0.15	—	—	—	—	(45)	—
	0.155~0.25	—	—	—	—	48	—
	0.255~0.35	—	—	—	—	54	—
加 热 方 钢 的 步 进 梁 式 炉							
100	0.155~0.22	24	—	15	12	—	—
	0.225~0.3	27	—	15	15	—	—
125	0.155~0.22	30	—	18	15	—	—
	0.225~0.3	33	—	21	18	—	—
160	0.155~0.22	(39)	—	24	21	15	15
	0.225~0.3	42	—	24	21	18	15
200	0.155~0.22	—	—	30	24	21	18
	0.225~0.3	—	—	30	27	21	18
250	0.155~0.22	—	—	36	30	24	21
	0.225~0.3	—	—	39	33	27	21

注：由于炉型及其具体结构复杂，尚写不使用时写的尺寸。

① 全部活动梁的炉子。

② 在全部活动梁的炉子中只加热0.1~0.116m²的坯料。

预热段中三个计算段的相对长度比分别采用：I段为37.5%，II段35%，III段27.5%，计算出的加热时间为：

$$I \text{ 段: } \tau_1 = 2 \times 37.5 / 100 = 0.75 \text{ h}$$

表 3-3 炉膛内辐射热交换的计算

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	燃烧产物的温度 (°C)	t_r	900	950	1000	1280	图3-5, 曲线 1
2	炉膛高度 (m)	H	1.5				见2.7节
3	坯料间间隙 (m)	b	0.05	0.05	0.05	0.25	$t = t_n - b (I, II, III)$ $t = t_n - b (IV)$
4	辐射角系数(在1m长炉底上), 物体对坯料上表面	$\varphi_{K.M}$	0.75	0.75	0.75	0.375	表 I-2, № 43 $\varphi_{K.M} = b/(b+t)$
5	物体对间隙 间隙的假定黑度	$\varphi_{K.B}$ ϵ_3	0.25	0.25	0.25	0.625	公式 (3-1)
6	有效射线长度 (m)	l	2.43				表13-2 $l = 1.8(H-S)$
7	燃烧产物空气过剩系数	α_{II}	1.25	1.2	1.2	1.25	采用
8	修正系数	β	0.808	0.84	0.84	0.808	图 I-8
9	燃烧产物层的折合厚度 (m)	—	1.95	2.04	2.04	1.95	$l \cdot \beta$
10	燃烧产物的黑度	ϵ_r	0.325	0.32	0.312	0.25	图 I-7
11	间隙处的辐射角系数	$\varphi_{43}^{0.05m}$	0.162	0.162	0.162	0.565	公式 (3-5)
12	导出辐射系数[W/(m ² ·K ⁴)], 在坯料上表面	C_{np2}	2.96	2.91	2.86	3.02	公式 (13-21)
	在间隙内	C_{np3}	4.32	4.27	4.22	2.785	当按表 (3-3) №5
	在坯料侧面上	C_{np4}	0.7	0.69	0.683	1.57	确定 ϵ_3 时的公式 (13-21) 公式 (3-3)

表 3-4 金属加热计算

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	加热计算方案	—	起步时温度沿 断面均匀分布, 金属在恒温介质 里棱柱体三面三 维受热	起步时温度沿断面抛物 线分布, 在恒温介质里棱 柱体三面二维受热			表3-1
2	加热时间		0.75	0.7	0.55	1	给定
3	坯料上表面的假定温度 (°C)						给定
	初始温度	$t_0^{n.n}$	20	600	820	920	
	最终温度	$t_6^{n.n}$	600	820	920	1240	
	平均温度	\bar{t}_n	310	710	870	1080	
4	坯料侧面的假定温度 (°C)						给定
	初始温度	$t_0^{n.n}$	20	590	790	890	
	最终温度	$t_6^{n.n}$	590	790	890	1220	
	平均温度	\bar{t}_6	305	690	840	1055	

(续)

No	名称, 检测单位	符 号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
	平均温度时的热导率 [W/(m ² ·K)],						手册上高合金钢数据
	上面	λ_n	38.4	33.5	31.9	33.3	
	下面	λ_s	38.5	33.8	32.1	32.6	
	平均温度时金属的热扩散率 (m ² /h),						同上
	上面	a_n	0.0333	0.0177	0.0198	0.0225	
	下面	a_s	0.034	0.0178	0.0189	0.022	
	坯料的计算厚度 (m):						见3.3节
	从上面加热	S_n		0.15			
	从侧面加热	S_s		0.075			
	对坯料上面的辐射给热系数 (W/(m ² ·K)),						按表3-3, №12确定 C_{np} 后使用公式 (13-48)①
	初始	$\alpha_n^{k, n}$	63.5	138.4	189.5	318.4	
	最终	$\alpha_n^{k, 0}$	126.2	181.2	207.2	436	
	平均	$\bar{\alpha}_n$	94.9	159.8	198.4	477.3	
	对坯料侧面的辐射给热系数, (W/(m ² ·K)),						按表(3-3), №12确定 C_{np} 后使用公式 (13-48)
	初始	$\alpha_s^{k, n}$	45	96.9	131.1	96.9	
	最终	$\alpha_s^{k, 0}$	86	124.4	145	133.9	
	平均	$\bar{\alpha}_s$	65.6	110.7	138	116.2	
	皮欧准数:						
	从上面加热	Bi_n	0.371	0.716	0.934	1.7	式 (13-44)
							$Bi_n = \frac{\bar{\alpha}_n S_n}{\lambda_n}$
	从侧面加热	Bi_s	0.128	0.245	0.323	0.265	式 (13-44)
							$Bi_s = \frac{\bar{\alpha}_s S_s}{\lambda_s}$
	傅立叶系数:						
	从上面加热	Fo_n	1.117	0.551	0.484	1.0	式 (13-66)
							$Fo_n = \frac{a_n \tau}{S_n^2}$
	从侧面加热	Fo_s	4.53	2.215	1.848	3.91	式 (13-66)
							$Fo_s = \frac{a_s \tau}{S_s^2}$
12	判别式中热传导方程解:						表 (13-7)
	从上面加热	—	式 (13-54)		式 (13-58)		
	从侧面加热	—	式 (13-54)		式 (13-56)		

(续)

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
13	判别式中热传导方程解所包含的相对温度和函数值	$\theta_n^{n \circ b}$	0.605	0.59	0.54	0.22	图 I-23 和 I-24
		$\theta_0^{n \circ b}$	0.54	0.56	0.525	0.355	
		θ_n^u	0.705	0.82	0.792	0.42	图 I-26 和 I-27
		θ_0^u	0.575	0.62	0.615	0.405	
		$(\Phi_n^{n \circ b})^u$	—	0.46	0.426	0.315	图 I-43
		$(\Phi_0^u)^{n \circ b}$	—	0.53	0.515	0.37	图 I-45
		$(\Phi_n^{n \circ b})^{u \circ b}$	—	0.395	0.362	0.148	图 I-51
		$(\Phi_n^u)^{n \circ b}$	—	0.54	0.528	0.275	图 I-53
		$\theta_{0n}^{u \circ b}$	—	0.137	0.429	0.239	公式(13-62)
$\theta_{00}^{u \circ b}$	—	0.058	0.131	0.095			
14	相对一维温度						
	从上面加热	$\theta_n^{n \circ r}$	0.605	0.644	0.695	0.256	式(13-58)
	从上面加热	θ_n^u	0.705	0.894	1.019	0.486	I段-表3-4, №13
	从侧面加热	$\theta_0^{n \circ b}$	0.54	0.587	0.581	0.385	式(13-56)
15	坯料某点上的相对二维温度	θ_a	0.326	0.378	0.404	0.0985	式(3-6)
	(°C)	θ_b	0.348	0.419	0.475	0.1126	
		θ_c	0.38	0.525	0.592	0.1871	
		θ_d	0.405	0.583	0.696	0.2138	
16	末段坯料某点上的温度(°C)	a	613	823	928	1245	根据式(13-54), (13-56),(13-58) 的 θ 和 θ^u 值求得图 3-5给予的温度值
		b	594	801	905	1238	
		c	566	748	851	1200	
		d	544	714	801	1178	
17	末段坯料表面上的平均温度(°C)						
	上面	t_{at}	605	815	920	1212	式(3-8);与给定值 (见表3-4, №3) 吻合
18	末段坯料冷却截面上的最高平均温度, (°C)						
	下面	t_{ed}	559	737	834	1193	类似于式(3-8)
19	末段中坯料沿截面的温度落差(°C)						
	bd截面	t_{bd}	569	758	853	1208	类似于式(3-9)

(续)

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
	从上面加热	Δt_0	47	79	86	49	式 (3-11) $\Delta t < 100^\circ\text{C}$ (II) $\Delta t < 50^\circ\text{C}$ (IV)
	从下面加热	Δt_0	21	28	37	15	式 (3-10); $\Delta t < 100^\circ\text{C}$ (II) $\Delta t < 50^\circ\text{C}$ (IV)
20	末段中坯料温度沿截面的平均值 ($^\circ\text{C}$)	$t_{\text{обс}}$	583	776	877	1217	式 (3-13)

① 原文有误, 表3-3 №11, 应为№12, ——译者注

表 3-5 炉子基本尺寸的确定

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 值	计算说明
1	计算小时生产能力 (t/h)	P	75	
2	炉子装载量 (t)	G	$75 \times 3.0 = 225$	式 (1-2)
3	预热段装载量 (t)	G_{II}	$75 \times 2.0 = 150$	式 (1-2)
4	加热段装载量 (t)	G_{III}	$75 \times 1.0 = 75$	式 (1-2)
5	炉底填充系数:			
	预热段	$k_{\text{II}}^{\text{II}}$	$0.15/0.2 = 0.75$	$k_{\text{II}}^{\text{II}} = b/t_{\text{II}}$
	加热段	$k_{\text{III}}^{\text{III}}$	$0.15/0.4 = 0.375$	$k_{\text{III}}^{\text{III}} = b/t_{\text{III}}$
6	有效炉底长度 (m)			
	预热段	L_{II}	$150/0.15 \times 9.5 \times 7.85 \times 0.75 = 17.88$ 按表 (3-2) 选用 $L_{\text{II}} = 18_{\text{m}}$	式 (1-4)
	加热段	L_{III}	$75/0.15 \times 9.5 \times 7.85 \times 0.375 = 17.88$ 按表 (3-2) 选用 $L_{\text{III}} = 18_{\text{m}}$	式 (1-4)
	全炉长	$L_{\text{II+III}}$	$18 + 18 = 36$	$L_{\text{II+III}} = L_{\text{II}} + L_{\text{III}}$
7	预热段中计算段的长度 (m)	L_{I}	$18 \times 0.75/2.0 = 6.75$	$L_{\text{I}} = L_{\text{II}} \frac{t_{\text{I}}}{t_{\text{II}}}$
		L_{II}	$18 \times 0.7/2.0 = 6.3$	
		L_{III}	$18 \times 0.65/2.0 = 4.95$	
8	外廓炉底长度, (m)	$L_{\text{r.a.s}}$	$36 + 0.8 = 36.8$; 由步进梁的极限位置 到端墙的距离选用 0.8m	式 (3-17)
9	炉膛宽度 (m)	B	$9.5 + 2 \times 0.4 = 10.3$	式 (1-5)
10	炉膛高度 (m)	H	1.5	表3-3, №2
11	有效炉底面积 (m^2)			
	预热段	$F_{\text{II}}^{\text{II}}$	$0.75 \times 18 \times 9.5 = 128.25$	式 (1-7)
	加热段	$F_{\text{III}}^{\text{III}}$	$0.375 \times 18 \times 9.5 = 64.13$	式 (1-7)

(续)

№	名称, 检测单位	符号	计 算 值		计算说明
	炉子总面积	F_s	$128.25 + 64.13 = 192.38$		$F_s = F_s^{\text{II}} + F_s^{\text{III}}$
12	砌筑炉底面积 (m ²)	F_r	$36.8 \times 10.3 = 379.04$		式 (1-6)
13	炉底强度 (kg/(m ² ·h)):				
	有效炉底强度	H_s	$1000 \times 75 / 192.38 = 390$		式 (1-8)
	外炉炉底强度	H_r	$1000 \times 75 / 379.04 = 198$		式 (1-9)
14	区段内金属移动的平均速度 (m/h):				式 (3-14)
	预热段	v_n	$18/2 = 9$		
	加热段	v_n	$18/1 = 18$		
15	区段中梁运动的最大周期 (S):	—			式 (3-15)
	预热段		$2 \times 200/30 + 2 \times 200/50 = 21.3$		
	加热段		$2 \times 200/30 + 2 \times 400/50 = 29.3$		
16	区段中金属最大的移动速度 (m/h):				式 (3-16)
	预热段	v_n^{max}	$3.6 \times 200 / 21.3 = 33.8$		$v_n < v_n^{\text{max}}, v_n < v_n^{\text{max}}$
	加热段	v_n^{max}	$3.6 \times 400 / 29.3 = 49.1$		

表 3-6 热收入项

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	燃料的化学热 (kW)	Q_s	$(1/3.6) \times 35V_r = 9.71V_r$				式 (15-1)
2	空气的物理热 (kW)	Q_a	$(1/3.6) \times 1.1 \times 4.9V_r = 1.5V_r$				式 (15-5) t_a —按图 I-6 $t_a = 400^\circ\text{C}$ 时选用 $\alpha_a = 1.1$
3	金属烧损 (%)	α	—	0.1	0.2	0.4	选用
4	铁氧化放热反应的热量 (kW)	Q_{FeO}	—				式 (15-6)
	按计算段		—	$15.7 \times 0.1 \times 75 = 118$	$15.7 \times 0.2 \times 75 = 235$	$15.7 \times 0.4 \times 75 = 471$	
	按区段		—	353		471	
	炉子的总热量			824			

表 3-7 金属加热的热支出

№	名称, 检测单位	符号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	金属液面的平均温度 (°C)						表3-4, №20
	初始计算段	T_s	20	583	776	877	
	最终计算段	T_e	583	776	877	1217	
2	金属平均比热容量 [kJ/(kg·K)],						手册中高合金钢数据
	初始计算段	c_m	0.49	0.582	0.682	0.691	
	最终计算段		0.582	0.582	0.691	0.678	
3	加热金属消耗的热量, (kW)	Q_m					公式 (15-8)
	按计算段		$\frac{1}{3.6} \times 75 \times (0.582 \times 580 - 0.49 \times 20)$	$\frac{1}{3.6} \times 75 \times (0.682 \times 776 - 0.582 \times 580)$	$\frac{1}{3.6} \times 75 \times (0.691 \times 877 - 0.682 \times 776)$	$\frac{1}{3.6} \times 75 \times (0.678 \times 1217 - 0.691 \times 877)$	
			= 6828	= 3992	= 1615	= 4565	
	按区段			12435		4565	
	炉子总耗热量			17000			

表 3-8 燃烧产物逸出的热损失

№	名称, 检测单位	符 号	预 热 段	加 热 段	计算说明
1	逸出燃烧产物的温度 (°C)	t_r	900	1280	图3-5
2	燃烧产物中空气过剩系数	α_n	1.25	1.25	表3-3, №7
3	天然气燃烧产物的热焓 [kJ/(m³·K)]	t_n	16.95	25.1	图 I -6
4	逸出燃烧产物的热损失 (kW)	Q_p	$\frac{1}{3.6} \times 16.95V_r$ = 4.71 V_r	$\frac{1}{3.6} \times 25.1V_r$ = 6.98 V_r	公式 (15-10)

表 3-9 通过砌体的热损失

№	名称, 长度单位	符 号	计 算 段				计 算 说 明
			I	II	III	IV	
1	侧墙:						
	内表面温度 (°C)	$t_{k,n}$	900	950	1000	1280	采用等于 $t_{k,n}$ (见表3-9, №1)
	砌体材质 (厚度, mm)	—	粘土砖A级 (232); B级(232); 粘土轻质砖HLH-1.0 (116); 玄武岩纸板 (10)				—
	通过砌体的单位热流量 (kW/m ²)	$q_{k,n}$	0.98	1.06	1.16	1.66	图Ⅱ-8r
	外表面温度 (°C)	$t_{n,a,p}$	92	96	100	125	图Ⅱ-16
	砌体外表面积 (m ²)	$F_{k,n}$	43	38	29	112	不进行计算
	通过砌体的热流	$Q_{c,n}$	42	41	34	186	式 (15-14)
2	炉顶:						
	内表面温度 (°C)	$t_{k,n}$	900	950	1000	1280	表3-9, №1
	砌体材质 (厚度mm)	—	粘土砖A级 (210); 泡沫硅藻土 П-500 (134)				—
	通过砌体的单位热流量, (kW/m ²)	$q_{k,n}$	0.88	0.94	1.02	1.5	图Ⅱ-3 a
	外表面温度 (°C)	$t_{n,a,p}$	84	89	95	117	图Ⅱ-16
	砌体外表面积 (m ²)	$F_{k,n}$	198	170	129.6	472.6	不进行计算
	通过砌体的热流, (kW)	$Q_{c,n}$	174	160	132.1	718	式 (15-14)
3	炉底:						
	内表面温度 (°C)	$t_{k,n}$	900	950	1000	1280	表3-9 №1
	砌体材质 (厚度mm)	—	电熔刚玉 (200); 粘土砖B级 (355) П-500 (134)				—
	通过砌体的单位热流, (kW/m ²)	$q_{k,n}$	0.82	0.9	0.96	1.4	图Ⅱ-14B
	外表面温度 (°C)	$t_{n,a,p}$	80	87	90	110	图Ⅱ-16
	砌体外表面积 (m ²)	$F_{k,n}$	94	79	61	232	不进行计算
	通过砌体的热流 (kW)	$Q_{c,n}$	78	71	61	325	式 (15-14)
4	通过砌体的热损失 (kW)	$Q_{k,n}$					$Q_{k,n} = Q_{c,n} + Q_{c,a} + Q_{c,b}$
	按计算段		294	272	227	1231	
	按区段		792		1231		
	炉子总的热损失		2023				

表 3-10 通过炉门的辐射热损失

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段 和 炉 门						计 算 说 明
			I		II		IV		
			装料口	窥视口	窥视口	窥视口	出料口	窥视口	
1	辐射介质的温度 (°C)	t_r	900	950	1000	1280	1280	选用的 (见表3-8)	
2	周围介质的温度 (°C)	$t_{\text{окр}}$	30						选 用
3	炉门数量 (个)	$n_{\text{ом}}$	1	1	3	1	0	》	
4	炉门尺寸 (m ²)	$b_{\text{ом}} \times h_{\text{ом}}$	0.164×0.472	0.464×0.472	0.464×0.472	10.3×0.5	0.464×0.472	》	
5	炉门材料厚度 (m)	$\delta_{\text{ом}}$	0.52	0.59	0.59	0.59	0.59	》	
6	炉门尺寸比 $b_{\text{ом}}/\delta_{\text{ом}}$	—	$\frac{0.3}{0.52} = 0.57$	$\frac{0.472}{0.59} = 0.8$	$\frac{0.472}{0.59} = 0.8$	$\frac{0.3}{0.59} = 0.51$	$\frac{0.472}{0.59} = 0.8$	装出料炉门是扁长的, 窥视口是方形的	
7	光栅系数	Φ	0.56	0.49	0.49	0.53	0.49	图13-7	
8	单位热流 (kW/m ²)	$q_{\text{нзп}}$	108.4	128.2	150.6	334.2	334.2	式 (13-24)	
9	炉门开口部分面积 (m ²)	$F_{\text{нзп}}$	2.94	0.219	0.557	2.94	1.97	$F_{\text{нзп}} = n_{\text{ом}} b_{\text{ом}} h_{\text{ом}}$	
10	炉门打开的相对时间	$\psi_{\text{нзп}}$	1.0	0.1	0.1	1.0	0.1	—	
11	辐射热损失 (kW); 按炉门	$Q_{\text{нзп}}$	178.5	1.38	4.85	520.75	32.26	式 (15-24)	
	按计算段		182	1.4	4.9		553		
	按区段				188		553		
	按炉子总损失								

表 3-11 炉子预热段和加热段热平衡项目

No	名称, 检测单位	符 号	预 热 段	加 热 段	计 算 说 明
1	炉顶水冷却梁的件数	—	2	2	选 用
2	炉顶冷却梁的耗水量, (m ³ /h)	V_0	35	50	按表15-2选用
3	使炉顶梁冷却的水升温的耗热量 (kW)	Q_{0zn}	$1.16 \times 35 \times 20 = 812$	$1.16 \times 50 \times 20 = 1160$	式 (15-22) 选用 $\Delta t_0 = 20^\circ\text{C}$
4	未估计到的热损失 (kW)	$Q_{n.z.y.v.v}$	$0.1 \times (12435 + 793 + 812 + 188) = 1423$	$0.1 \times (4565 + 1230 + 1160 + 553) = 751$	式 (15-31)
5	热平衡方程	—	$9.71V_r + 1.5V_0 + 353 = 12435 + 4.71V_r + 793 + 812 + 188 + 1423;$ $6.5V_r = 15298$	$9.71V_r + 1.5V_0 + 471 = 4565 + 6.98V_r + 1230 + 1160 + 553 + 751;$ $4.23V_r = 7788$	式 (15-32)
6	空气消耗量 (m ³ /h)	V_r	2354	1841	—
7	燃料化学热 (kW)	Q_x	$9.71 \times 2354 = 22857$	$9.71 \times 1841 = 17876$	表3-6, №1
8	空气物理热 (kW)	Q_a	$1.5 \times 2354 = 3531$	$1.5 \times 1841 = 2762$	表3-6, №2
9	燃烧产物带走的热量 (kW)	Q_n	$4.71 \times 2354 = 11087$	$6.98 \times 1841 = 12850$	表3-8, №4
10	炉子的热强度 (炉子所需热量) (kW)	$Q_{n.0.r.p}$	40730		表3-11, №7
11	区段的热强度 (kW)	Q_s	$1.1 \times 22857 = 25140$	$1.1 \times 17876 = 19660$	按1.9节 $Q_s = 1.1Q_x$
12	炉子单位热消耗 (kJ/kg)	q	$\frac{3.6 \times 40730}{75} = 1955$		式 (1-10)

表 3-12 预热段的热平衡

热 收 入			热 支 出		
名 称	MW	%	名 称	MW	%
1. 燃料化学热	22.86	85.5	1. 加热金属	12.44	46.5
2. 空气物理热	3.53	13.2	2. 燃烧产物带走的热量	11.09	41.5
3. 铁氧化反应的热量	0.35	1.3	3. 通过砌体的热损失	0.79	3.0
			4. 冷却水升温的热损失	0.81	3.0
			5. 通过炉门的辐射热损失	0.19	0.7
			6. 未估计到的热损失	1.42	5.3
总 计	26.74	100	总 计	26.74	100

表 3-13 加热段的热平衡

热 收 入			热 支 出		
名 称	MW	%	名 称	MW	%
1. 燃料化学热	17.88	84.7	1. 加热金属	4.51	21.6
2. 空气物理热	2.76	13.1	2. 燃烧产物带走的热量	12.85	60.9
3. 铁氧化反应的热量	0.47	2.2	3. 通过砌体的热损失	1.23	5.8
			4. 冷却水热损失	1.16	5.6
			5. 通过炉门的辐射热损失	0.55	2.6
			6. 未估计到的热损失	0.75	3.6
总 计	21.11	100	总 计	21.11	100

表 3-14 预热段计算段热平衡项目

名称, 检测单位	符 号	计 算 段			计算说明
		I	II	III	
热 收 入					
1. 燃料化学热 (kW)	Q_x	$9.71V_{r_1}$	$9.71V_{r_2}$	$9.71V_{r_3}$	表3-6№1
2. 空气的物理热 (kW)	Q_a	$1.5V_{r_1}$	$1.5V_{r_2}$	$1.5V_{r_3}$	表3-6№2
3. 铁氧化反应热 (kW)	$Q_{j_{kx}}$	—	118	235	表3-6№4

(续)

名称, 检测单位	符 号	计 算 段			计算说明
		I	II	III	
4. 由前段收入的燃烧产物 热量 (kW)	—	$\frac{1}{3.6} \times 17.56$ $\times (V_{r2} + V_{r3})$ $= 4.88 \times (V_{r2}$ $+ V_{r3})$	$\frac{1}{3.6} \times 18.4 V_{r3}$ $= 5.12 V_{r3}$	—	式 (15-10), 查 图 1-6, 当 t 按表 3-3, №1 选取时, 而 α_1 按表 3-3, №2 查取
热 支 出					
5. 加热金属的热量 (kW)	Q_m	6828	3992	1615	表 3-7, №3
6. 燃烧产物经计算段逸出 的热量 (kW)	—	$\frac{1}{3.6} \times 16.95$ $\times (V_{r1} + V_{r2}$ $+ V_{r3}) = 4.71$ $\times (V_{r1} + V_{r2}$ $+ V_{r3})$	$4.88 \times (V_{r1} +$ $V_{r2})$	$5.12 V_{r3}$	相似于表 3-14, №4
7. 通过砌体的热损失	Q_{mn}	294	272	227	表 3-9, №4
8. 冷却炉顶梁的热损失 (kW)	Q_{oxn}	$1.16 \times 15 \times 20$ $= 348$	—	$1.16 \times 20 \times 20$ $= 464$	式 (15-22), V_0 和 Δt_0 按表 3-11, №2 和 3, 梁的排列按 图 3-4'
9. 通过炉门的辐射热损失 (kW)	Q_{man}	182	1.4	4.9	表 3-10, №11
10. 未估计到的热损失 (kW)	Q_{unest}	$0.1 \times (6828$ $+ 294 + 348$ $+ 182) = 765$	$0.1 \times (3992$ $+ 272 + 1.4) = 427$	$0.1 \times (1615$ $+ 227 + 464$ $+ 4.9) = 231$	式 (15-31)
11. 热平衡方程	—	$9.71 V_{r1} +$ $1.5 V_{r2} + 4.88$ $\times (641^* + 379^*)$ $= 6828$ $+ 4.71 (V_{r1}$ $+ 641^*$ $+ 379^*) + 294$ $+ 348 + 182 + 765$ $6.5 V_{r1} = 8244$	$9.71 V_{r2} +$ $1.5 V_{r3} + 118$ $+ 5.12 \times 379^*$ $= 3992$ $+ 4.88 (V_{r2}$ $+ 379^*) + 272$ $+ 1.4$ $6.33 V_{r2} = 4056$	$9.71 V_{r3}$ $+ 1.5 V_{r3}$ $+ 235 = 1615$ $+ 5.12 V_{r3}$ $+ 227 + 464$ $+ 4.9 + 231$ $6.09 V_{r3} = 2307$	式 (15-32), 带星 花号的值, 按前面 计算段的结果取值

(续)

名称, 检测单位	符号	计 算 段			计算说明
		I	II	III	
12. 空气消耗量 (m ³ /h)	V_r	1268	641	379	—
13. 热功率 (kW)	—	$1.1 \times 9.71 \times 1268 = 13540$	$1.1 \times 9.71 \times 641 = 6950$	$1.1 \times 9.71 \times 379 = 4050$	$1.1 \times 9.71 V_r$
14. 预热段上空气的总耗量 (m ³ /h)	—		2288		—
15. 气体消耗量的误差 (%)	—	$((2354 - 2288) / 2354) \times 100 = 2.8$			同表3-11, №6相比较

II 段: $\tau_2 = 2 \times 35 / 100 = 0.7 \text{h}$,

IV 段: $\tau_3 = 2 \times 27.5 / 100 = 0.55 \text{h}$,

IV 段 (加热段): $\tau_4 = 1 \text{h}$ 。

来3-3列出炉膛内的辐射热交换计算, 而表3-4是金属的加热计算。

表3-5给出炉子的基本尺寸。

表3-6列出热收入项, 而表3-7是计算金属加热时的热支出。

表3-8给出由燃烧产物逸出的热损失, 而表3-9是经由砌体的热损失, 表3-10是经由出料口的辐射热损失。

表3-11给出预热段和加热段炉顶梁冷却水的热损失, 未估计到的热损失和各项热平衡计算值。

在同一个表内算出以炉子工艺特点和炉子单位热消耗表示的炉子热强度。在这种情况下, 炉子的热强度等于炉子的热需要量。

表3-12列出了预热段最终的热平衡, 而加热段的热平衡则列在表3-13内。

表3-14列出预热段内三个计算段的热收支项目, 以及其热平衡计算值。按照求得的加热段热强度, 即可确定沿区段所需烧嘴的数量。

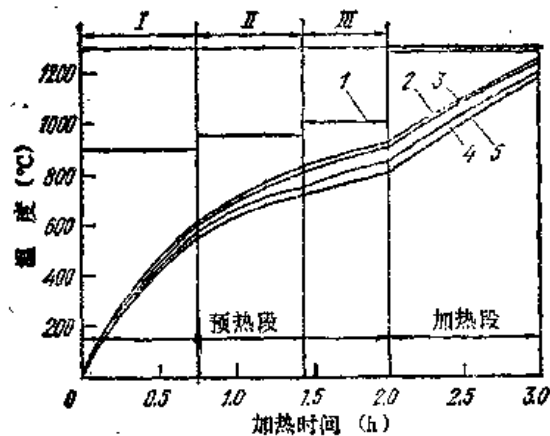


图 3-5 二段式加热炉用的温度分布

1—燃烧产物的温度 2、3、4、5—同点a、b、c、和d相应的温度 (参见图3-2)

4. 环 形 炉

4.1 炉子的特征

环形炉用于轧管机、减径机、定径轧机前管坯和轧管钢锭、特殊形状钢锭和坯料、轮形坯料的加热，特别是用于批量不大，不同品种坯料的轧前加热。

从热工观点看，环形炉是环形转动的连续式加热炉，因此，在环形炉里和在连续式加热炉（见1.4节）里有同样的热工段（预热段、高温段、均热段），金属的加热制度也相同（二段或三段）。

环形炉的供热系统可以是炉顶供热和侧部供热，有时在这种炉子的中段设置烟道。依环形炉底宽度为转移，坯料可放置几排。装料口和出料口的轴线构成一个中心角，在这个角度内炉底上没有坯料。坯料是以一定间隙铺放在这个角度以外的炉底，使其快速受热而且便于使用装出料机构。

4.2 金属加热的计算方案

表4-1列出环形炉内坯料加热的计算方案，图4-1是坯料在炉底上的摆放图。

把摆放在炉盘上的钢锭、管坯和粗轧钢管的加热看成是单个圆柱体面面受热。因此，可以认为金属是放在灼热的炉底上，即存在下部加热。

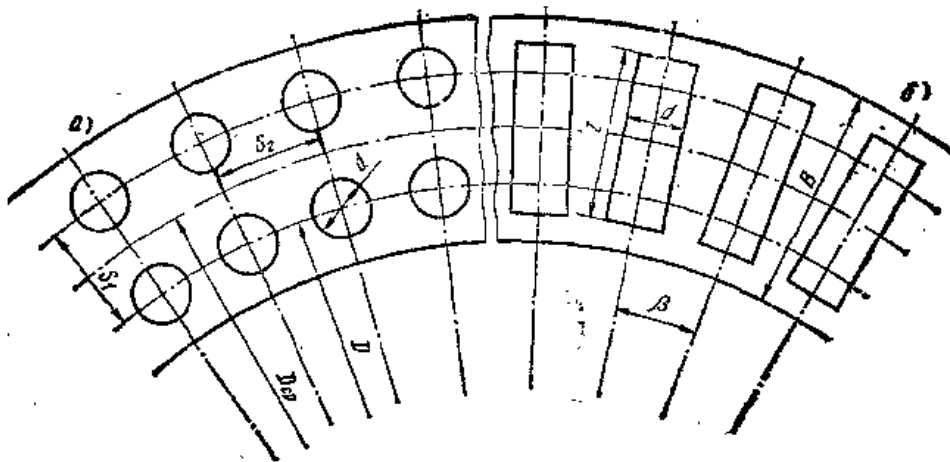


图 4-1 坯料在环形炉底上的摆放
a—竖放的短坯料 b—横放在炉盘上的长坯料

这些金属加热时，就如在3.3节里所叙述过的那样在步进式炉炉底上以一定间隙放置的方形坯料，按侧面折算辐射系数计算法确定其导出辐射系数。因此，为了确定砌体对间隙的辐射角度系数，把间隙的宽度选作坯料放置间距 S ，则直径为 d 的圆坯料间隙的假定黑度表示为下列公式：

$$\epsilon_a = \left[1 + \frac{S}{\pi d + S} \left(\frac{1}{\epsilon_M} + 1 \right) \right]^{-1} \quad (4-1)$$

式中 ϵ_M ——金属的黑度。

金属的导出辐射系数按下式计算：

表 4-1 环形炉内金属加热的计算方案

被加热区 料的类型	加热制度	加 热 区 段		
		预热段	加热段	均热段
横放在炉 底上的长坯 料	二段	起步时温度均匀(冷装炉), 分布或抛物线分布(热装炉), 金属在温度线性增加的介质中圆柱体 体面面受热	起步时温度抛物线分布; 金属在恒温介质中圆柱体面 面受热	—
	三段			起步时温度抛物线分布金属 在恒温介质中圆柱体面面 受热
竖放的短 坯料	二段	起步时温度均匀(冷装炉)分 布或抛物线分布(热装炉), 金属在温度线性增加的介质中, 定 型圆柱体三面受热	起步时温度抛物线分布, 金属在恒温介质里, 定型圆 柱体三面受热	—
	三段			起步时温度抛物线分布金属 在恒温介质中定型圆柱体 三面受热

$$C_{\text{np}} = C_{\text{np}, \varphi_{21}^{\text{om}}} \quad (4-2)$$

式中 φ_{21}^{om} ——由绝热炉底反射向金属表面上在间隙处的辐射角度系数, 其值根据坯料摆放间距与坯料直径之比 (S/d) 按表 I-3, № 4 确定。

竖放的短圆形(轮坯)坯料的加热, 看作是由无限平板和无限长圆柱体叠加构成有限尺寸的圆柱体三面二维加热。在13.3.7节里, 描述了在形状复杂的物体里确定温度的方法, 而在表13-7里给出了最后尺寸的圆柱体筒图上各指定点及其编号, 根据这个图能够确定这些点所指示的相对温度。相对温度根据皮欧准数和傅立叶准数值按曲线(见图 I-16~I-54)确定。在这些准数里包含的计算尺寸是无限平板的全高(即坯料厚度)及圆柱体的半径。

导出辐射给热系数按步进式炉中以一定间隙放置的方坯料加热所用的方法确定(见3.3节): 板坯—辐射到坯料的上表面; 圆柱体—辐射到坯料的侧面。

当确定圆柱体导出辐射给热系数时, 对摆放在环形炉炉底上的径向间距为 S_1 、圆周方向间距为 S_2 、高为 h 、直径为 d 的圆形坯料(见图4-1), 其间隙的折算黑度按下式计算

$$\epsilon_g = \left[1 + \frac{(4S_1S_2 - \pi d^2)}{4\pi dh + 4S_1S_2 - \pi d^2} \left(\frac{1}{\epsilon_M} - 1 \right) \right]^{-1} \quad (4-3)$$

考虑到绝热炉底的反射热, 间隙处的辐射角度系数, 按下式计算:

$$\varphi_{21}^{\text{om}} = \left[1 + \left(\frac{4\pi dh}{4S_1S_2 - \pi d^2} \right)^2 \right]^{-1/2} - \frac{4\pi dh}{4S_1S_2 - \pi d^2} \quad (4-4)$$

4.3 金属加热的温度制度和计算顺序

环形炉温度制度的选择和连续式加热炉一样, 按1.6节里所建议的方法进行。

按照1.5和1.6节里所述的方法, 预先确定加热总时间和每段的加热时间。

在环形炉里, 当把钢锭、管坯和粗轧钢管放在炉底上加热时, 其金属加热的计算顺序同相互紧靠的金属放在步进式炉(见2.4和2.6节, 以及图3-1)内加热时的计算相似; 当短坯料竖放加热时, 则与金属以一定间隙放置在步进式炉(见3.3节和图3-3)内加热时的计算相似。

4.4 装载量和炉膛的基本尺寸

环形炉的装载量按1.7节所述的方法确定。内排坯料在环形炉炉底上所占据的直径(m) (单排坯料时等于转动炉底圆周的直径)按下式确定:

$$D = \frac{Gd}{n_1 M k_n (\pi - 0.5\alpha)} \quad (4-5)$$

式中 G ——炉子装载量 (t);
 n_1 ——坯料在炉底直径方向上的排数;
 M ——坯料单重 (t);
 k_n ——炉子有效长度内的填充系数;

$$k_n = d/S_2 \quad (4-6)$$

圆周方向上坯料摆放的间距 S_2 (见图4-1) 可通过计算来选择, 即炉底直径方向内外两排中心距之间的间隙应不小于坯料直径。通常, 装料机和卸料机轴线的中心角 (装料口和出料口) $\alpha = 0.42$ 弧度。

环形炉炉底的平均直径按下式确定:

$$D_{cp} = D + (n_1 - 1)S_2 \quad (4-7)$$

考虑到这种炉子设备已经标准化, 可按TY24.01.1856-76选定环形炉的设计直径。冶金电炉机械制造厂标准化的环形炉炉架直径 (m), 按下式确定:

$$D_{k.p} = D_{cp} + B + 2\delta_{k.n} \quad (4-8)$$

式中 D_{cp} ——炉底的平均直径 (m);
 $\delta_{k.n}$ ——外墙砌体的厚度 (m);
 B ——炉膛宽度 (m);

$$B \geq n_1 d(t) + 0.25(n_1 - 1) \quad (4-9)$$

表4-2中列出标准化的环形炉参数。把按公式(4-8)算出的炉架直径同标准化的直径相比较并选用相近似的直径, 然后适当地修正炉底平均直径。炉底宽度应在标准化的尺寸范围内。炉子的生产能力, 按照被加热坯料的材质、尺寸和摆放方式可能与标准化数值有出入。炉底的回转转数 (r/min), 按下式确定:

$$N = (\pi - 0.5\alpha) / 60\pi\tau \quad (4-10)$$

式中 τ ——加热时间 (h); 此值不应超过表4-2所列数据。

表 4-2 环形炉的统一尺寸和参数 (TY24.01.1856-76)

名称, 检测单位	符 号	碳钢加热时炉子的额定生产能力 (t/h)						
		30	35	50	55	60	65	70
炉子炉架直径 (m)	$D_{k.p}$	14.3	18.2	21.2	24.2	26	27	30
炉底宽度 (m)	B	1.5~2.6	3.5~5	3.5~5	3.5~5	3.5~6	3.5~5	4.6~6
炉底转数 (r/min)	N	0.06	0.075	0.071	0.069	0.059	0.064	0.055

供热段的炉膛高度为1.5~2m, 而非供热段炉膛高度有时降到0.8~0.9m

环形炉的有效炉底长度是使金属沿着炉底总长度移动的那一部分, 即装料口和出料口外侧轴线之间的炉底长度。有效炉底长度 (m) 等于:

$$L_n = D_{cp}(\pi - 0.5\alpha) \quad (4-11)$$

而炉内直径方向上的坯料排数:

$$n_2 = L_n/S_2 \quad (4-12)$$

为了把沿炉底直径方向排列的坯料从环形炉底上依次轮流取出，环形炉每次转过的角度（弧度）等于相邻料排间的夹角：

$$\beta = 2S_2 / \pi D_{cp} \quad (4-13)$$

转一圈的平均时间（h）等于：

$$\tau_{\text{non}} = \beta \tau / 2(\pi - 0.5\alpha) \quad (4-14)$$

环形炉的炉底砌筑面积（m²），即炉底的总面积：

$$F_r = \pi D_{cp} B \quad (4-15)$$

而有效炉底面积是装出料口外侧轴线之间所限定的面积：

$$F_n = L_n B \quad (4-16)$$

有用炉底面积是被加热金属覆盖的面积：

$$F_a = n_1 n_2 f \quad (4-17)$$

式中 f —— 被一个坯料覆盖的面积（m²）。

有用炉底和砌筑炉底的炉底强度按相应公式（1-8）和（1-9）确定。

4.5 热平衡

环形炉以及各个加热段的热平衡，应按15章阐述的方法计算。

由灼热炉底带进炉内的热量可不予考虑，因为金属按区段的移动速度使它从炉底上得到热量，这部分热量必须由下一段炉底的升温来补偿。

在计算炉子和供热段的热强度时，遵照1.9节所建议的方法进行。

4.6 金属加热计算

在已知尺寸的环形炉中，金属加热计算可按1.10节所叙述的方法进行。此时，在已知炉底平均直径 D_{cp} 情况下的炉子装载量按下式确定：

$$G = \frac{n_t M k D_{cp} (\pi - 0.5\alpha)}{d} \quad (t) \quad (4-18)$$

4.7 环形炉的计算示例

下面叙述加热圆管坯环形炉的计算程序

原始参数

炉子用途——穿孔前加热管坯；

被加热坯料的尺寸——直径 $d = 0.4\text{m}$

($r = 0.2$)，长度 $l = 1.1\text{m}$ ；

金属材质——低合金钢；

金属的原始温度 20°C （冷装炉）

金属表面的最终温度 1220°C ；

金属沿截面的许可最终温度差 30°C ；

加热——无限制；

燃料——低发热量 $Q_p^\circ = 35\text{MJ}/\text{m}^3$ 的天然

燃气；

空气预热温度 $t_D = 200^\circ\text{C}$ 。

为加热坯料采用炉顶供热的单列环形

炉。坯料摆放间距 $S = 0.8\text{m}$ ，燃烧产物沿炉子长度的温度分布按表（1-2）数据，如图（4-

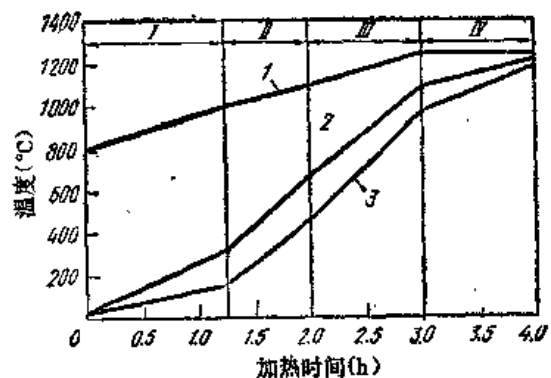


图 4-2 环形炉的温度分布

1—燃烧产物的温度 2、3—坯料表面和中心的温度

2) 所示。

为了进行金属加热计算,把燃烧产物温度分布的曲线,按炉子长度分为四段: I 段为燃烧产物温度由 800~1000℃ 逐渐升高的非供热段; II 段为燃烧产物温度由 1000~1100℃ 逐渐升高的第一供热段; III 段为燃烧产物温度由 1100~1250℃ 逐渐升高的第二供热段; IV 段为燃烧产物保持 1250℃ 恒温的均热段。

按表 1-4, 直径 $d = 0.4\text{m}$ 的坯料在环形炉内单位加热时间为 $z = 6\text{min/cm}$, 而按公式 (1-1) 的加热时间: $\tau = 6 \times 0.4 / 0.6 = 4\text{h}$ 。

为了提高炉子工作的经济效益,并保证逸出燃烧产物的温度不高,在非供热段里($\tau = 1.25\text{h}$) 选用较长的加热时间。至于其它段的加热时间,则选用 $\tau_2 = 0.75\text{h}$; $\tau_3 = \tau_4 = 1\text{h}$ 。

表 4-3 为炉膛内辐射热交换的计算,而表 4-4 则为金属加热计算。

表 4-6 汇总热收入项,而表 4-7 是金属加热的热消耗计算。

表 4-8 是计算随燃烧产物逸出的热损失。

表 4-9 和表 4-10 分别为计算通过砌体的热损失和通过炉口的热损失。

炉子应预冷却的部件是坯料装出料侧的梁,亦即在 I 和 IV 计算段上的梁。按表 15-2 考虑梁的表面积时,把装料侧梁的冷却水消耗量定为 $V_{s1} = 3\text{m}^3/\text{h}$,而出料侧 $V_{s2} = 10\text{m}^3/\text{h}$ 。此时,当原始水温为 $\Delta t_s = 20^\circ\text{C}$ 时,每根梁的冷却水耗热量用公式 (15-22) 计算,装料侧 $Q_{\text{ox},1} = 1.16 \times 3 \times 20 = 70\text{kW}\cdot\text{h}$,出料侧 $Q_{\text{ox},2} = 1.16 \times 10 \times 20 = 230\text{kW}\cdot\text{h}$,而炉子总的冷却水耗热量 $Q_{\text{ox},\text{II}} = Q_{\text{ox},1} + Q_{\text{ox},2} = 70 + 230 = 300\text{kW}\cdot\text{h}$ 。

未估计到的热损失按公式 (15-31) 求得 $Q_{\text{unacc}} = 0.1 \times (1964 + 317 + 300 + 363) = 294\text{kW}\cdot\text{h}$ 。

炉子的热平衡按公式 (15-32) 计算: $9.71V_r + 0.61V_r + 157 = 1964 + 3.83V_r + 317 + 300 + 363 + 294$; $6.49V_r = 3081$; $V_r = 475\text{m}^3/\text{h}$ 。

炉子最终的热平衡列入表 4-11 内;炉子的热工特性表明:炉子热强度为 $Q_{\text{th},\text{IV}} = 4.61\text{MW}\cdot\text{h}$ 。

表 4-12 内给出了计算段的热平衡项目,而按公式 (15-32) 计算各段的热平衡时,应考虑由燃烧产物溢出的热量,计算如下:

IV 段: $9.71V_{r,\text{IV}} + 0.61V_{r,\text{IV}} + 78.5 = 317 + 6.11V_{r,\text{IV}} + 96.9 + 230 + 264.9 + 91$; $4.21V_{r,\text{IV}} = 921$; $V_{r,\text{IV}} = 219\text{m}^3/\text{h}$ 。

III 段: $9.71V_{r,\text{III}} + 0.61V_{r,\text{III}} + 6.11 \times 219 + 62.8 = 813 + 5.53 \times (V_{r,\text{III}} + 219) + 88.4 + 3.7 + 91$; $4.79V_{r,\text{III}} = 806$; $V_{r,\text{III}} = 168\text{m}^3/\text{h}$ 。

II 段: $9.71V_{r,\text{II}} + 0.61V_{r,\text{II}} + 5.53 \times (168 + 219) + 15.7 = 525 + 5.11 \times (V_{r,\text{II}} + 168 + 219) + 56.5 + 1.8 + 58$; $5.21V_{r,\text{II}} = 464$; $V_{r,\text{II}} = 89\text{m}^3/\text{h}$ 。

I 段: 热收入 $5.11 \times (89 + 168 + 219) = 2432\text{kW}\cdot\text{h}$; 热支出 $309 + 3.83 \times (89 + 168 + 219) + 75.4 + 70 + 92.7 + 55 = 2425\text{kW}\cdot\text{h}$; 误差 $100 \times (2432 - 2425) / 2432 = 0.29\%$ 。

按同样方法验算各段总的耗热量: $V_{r,\text{II}} + V_{r,\text{III}} + V_{r,\text{IV}} = 89 + 168 + 219 = 476\text{m}^3/\text{h}$; 误差 $100 \times (476 - 475) / 476 = 0.21\%$ 。

各区段的热强度: $Q_{\text{II}} = 1.1 \times 9.71V_{r,\text{II}} = 1.1 \times 9.71 \times 89 = 950\text{kW}\cdot\text{h}$; $Q_{\text{III}} = 1.1 \times 9.71V_{r,\text{III}} = 1.1 \times 9.71 \times 168 = 1800\text{kW}\cdot\text{h}$; $Q_{\text{IV}} = 1.1 \times 9.71V_{r,\text{IV}} = 1.1 \times 9.71 \times 219 = 2340\text{kW}\cdot\text{h}$ 。

按公式 (1-10) 求得单位热耗: $q = 3.6 \times 4610 / 10 = 1660\text{kJ/kg}$ 。

表 4-3 爐膛輻射熱交換的計算

№	名稱, 檢測單位	符號	計算段				計算說明
			I	II	III	IV	
1	燃燒產物的溫度 (°C):	t_r, KOH	800				圖4-2, 曲線I
	初階段溫度	$t_{r, \text{KOH}}$	1000	1100	1250	1250	
	終階段溫度	t_r	1000	1100	1250	1250	
	平均溫度	t_r	900	1050	1175	1250	
2	爐膛密度 (m)	B	$1.1 + 2 \times 0.7 = 2.5$; 到爐的距離選用0.7m				式 (4-9)
	爐膛高度 (m):	H	1.6				選用
4	爐膛高度 (m):	H	2.0				式 (16-1)
	燃燒產物占有的容積 (在爐長1m內) (m ³)	V	$2 \times 2.5 = 4.75$				式 (16-2)
5	燃燒產物容積所限定的表面面積 (在爐長1m內) (m ²)	F	$2 \times (2 + 2.5) = 9.0$				式 (13-13)
	平均管綫長度 (m)	l	$3.6 \times 4.75 / 9.0 = 1.9$				選用時應考慮吸入空氣
7	燃燒產物中的空氣過剩係數	α_s	1.2	1.3	1.15	1.1	圖 I-8
	修正係數	β	0.835	0.835	0.86	0.9	$t \cdot \beta$
9	燃燒產物層的折合厚度 (m)	δ	$2.04 \times 0.835 = 1.7$	$2.04 \times 0.835 = 1.7$	$2.64 \times 0.86 = 2.28$	$2.04 \times 0.9 = 1.84$	圖 I-7
	燃燒產物的照度	E_r	0.310	0.280	0.265	0.250	式 (4-1) 選用 $e_w = 0.8$
11	間隙的假定照度	E_s	$\left[1 + \frac{0.8}{3.14 \times 0.4 + 0.8} \left(\frac{1}{0.6} - 1 \right) \right]^{-1} = 0.911$				
	物體對間隙的輻射角度係數 (在爐長1m內)	$\varphi_{r, s}$	$1.1 / (8.4 - 2.5) = 0.186$				$\varphi_{r, s} = 1 / (F - B)$
13	間隙里的導出輻射係數 (W/(m ² ·K ⁴))	$C_{\text{導出}}$	4.8	4.45	4.26	4.1	式 (13-21)
	間隙內燃料表面上的輻射角度係數	$\varphi_{r, \text{燃料}}$	0.575				表 I-3, 圖 I-7
15	導出輻射係數 (W/(m ² ·K ⁴))	$C_{\text{導出}}$	2.76	2.56	2.45	2.35	$S/d = 0.8 / 0.4 = 2$ 式 (4-2)

表 4-4 金属加热计算

№	名称, 检测单位	符号	计算阶段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	金属加热的计算方案	—	燃烧产物温度线性增加与初始温度均匀分布时, 面面受热	燃烧产物温度线性增加与初始温度抛物线分布时, 面面受热	燃烧产物为恒温与初始温度抛物线分布时, 面面受热	表 4-1	
2	加热时间 (h)	τ	1.25	1.0	1.0	选用	
3	假定的金属加热温度 (°C): 初始温度 终止温度 平均温度	$t_{\text{初}}, t_{\text{终}}, t_{\text{平}}$	20 320 170	680 1100 890	1100 1220 1160	选用	
4	金属表面平均温度时的热导率 [W/(m·K)]	λ	38.3	26.8	28.8	表 V-47	
5	金属表面平均温度时的热扩散率 (m ² /h)	a	0.0148	0.0245	0.026	表 V-49	
6	辐射传热系数 (W/(m ² ·K))	—	47.0 104.0 75.5	156.6 278.0 218.3	271.4 312.9 292.2	式 (13-48); C_{DP} 见表 4-3, №16	
7	傅立叶准数	FO	$\frac{0.0148 \times 1.25}{0.2^2} = 0.46$	$\frac{0.0245 \times 1.0}{0.2^2} = 0.613$	$\frac{0.025 \times 1.0}{0.2^2} = 0.625$	$F_0 = \frac{a\tau}{r^2}$	
8	皮欧准数	BI	$45.5 \times 0.2 / 38.3 = 0.39$	$129.7 \times 0.2 / 26.8 = 1.62$	$202.2 \times 0.2 / 28.8 = 2.0$	$BI = a_{\text{DP}} \tau / \lambda$ $BI > 0.25$ - 《薄金属》	
9	判别公式中热传导方程的解	—	式 (13-55)	式 (13-57)	式 (13-56)	表 13-5	
10	热传导方程解中所包含的相对温度	—	式 (13-60) $\theta_0 = \frac{800 - 20}{1000 - 20} = 0.786$ 式 (13-61) $\theta_0 = \frac{1000 - 800}{1000 - 20} = 0.204$	式 (13-64) $\theta_{0.1} = \frac{1000 - 313}{1100 - 313} = 0.872$ 式 (13-65) $\theta_{0.1} = \frac{1100 - 1000}{1000 - 313} = 0.127$	式 (13-62) $\theta_{0.1} = \frac{1100 - 876}{1250 - 876} = 0.739$ 式 (13-65) $\theta_{0.1} = \frac{1250 - 1100}{1250 - 876} = 0.261$	带星号号的数字按前面计算值的计算结果取值	

(续)

站号	名称, 检测单位	序号	计算阶段			计算说明
			I	II	IV	
11	计算坯料表面温度的函数	θ Φ' Φ'' $t_{w, KOH}^{0.05}$	式 (13-63) $\theta''' = \frac{313^* - 160^*}{1100 - 313^*} = 0.194$ 0.46 0.35 0.26 $1100 - (1100 - 313^*) \times (0.872 \times 0.46 + 0.127 \times (1 - 0.85) + 0.194 \times 0.26) = 676$	式 (13-63) $\theta''' = \frac{676^* - 457^*}{1250 - 676^*} = 0.382$ 0.165 0.62 0.11 $1250 - (1250 - 676^*) \times (0.739 \times 0.165 + 0.261 \times (1 - 0.62) + 0.382 \times 0.11) = 1099$	0.125 — 0.07 $1250 - (1250 - 1099^*) \times (0.125 + 0.834 \times 0.07) = 1222$	图 I-30 图 I-39 图 I-47 表 4-4 No.9; 与给定值相符 (见表 4-4, No.3), 描绘在图 (4-2) 上 图 I-33 图 I-41 图 I-49 表 4-4, No.9; 描绘在图 (4-2) 上
12	坯料表面的最终温度 (°C)	$t_{w, KOH}^{0.05}$	$1000 - (1000 - 20) \times (0.796 \times 0.67 + 0.204 (1 - 0.18)) = 313$	$1099 - (1099 - 676) \times (0.739 \times 0.32 + 0.261 \times (1 - 0.32) + 0.382 \times 0.18) = 973$	$1222 - (1222 - 1192) \times 0.15 = 1192$	
13	计算坯料中心温度的函数	θ Φ' Φ'' $t_{w, KOH}^{0.05}$	0.835 0.06 — $1000 - (1000 - 20) \times (0.796 \times 0.835 + 0.204 (1 - 0.06)) = 160$	0.32 0.32 0.18 $1250 - (1250 - 676^*) \times (0.739 \times 0.32 + 0.261 \times (1 - 0.32) + 0.382 \times 0.18) = 973$	0.26 — 0.15 $1250 - (1250 - 1099^*) \times (0.26 + 0.834 \times 0.15) = 1192$	
14	坯料中心的最终温度 (°C)	$t_{w, KOH}^{0.05}$	$1000 - (1000 - 20) \times (0.796 \times 0.835 + 0.204 (1 - 0.06)) = 160$	$1099 - (1099 - 676) \times (0.739 \times 0.32 + 0.261 \times (1 - 0.32) + 0.382 \times 0.18) = 973$	$1222 - 1192 = 30$	$t_{w, KOH}^{0.05} = 160^* C$ — $t_{w, KOH}^{0.05} = 30^* C$ 按规定值 因 F_0 准数小, 按简化公式确定
15	沿坯料截面最终温度差 (°C)	Δt_{KOH}	$\frac{313 + 160}{2} = 236$	$\frac{1099 + 973}{2} = 1036$	$\frac{1222 + 1192}{2} = 1207$	$t_{w, KOH}^{0.05} = 160^* C$ $t_{w, KOH}^{0.05} = 30^* C$ 按规定值 因 F_0 准数小, 按简化公式确定
16	在计算段的终点坯料沿截面的平均温度 (°C)	$t_{w, KOH}^{0.05}$	$\frac{313 + 160}{2} = 236$	$\frac{1099 + 973}{2} = 1036$	$\frac{1222 + 1192}{2} = 1207$	$t_{w, KOH}^{0.05} = 160^* C$ $t_{w, KOH}^{0.05} = 30^* C$ 按规定值 因 F_0 准数小, 按简化公式确定

表 4-5 炉子基本尺寸的确定

№	名称, 检测单位	符号	计 算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	炉子生产能力 (t/h)	P					$P = P_{cr}$
2	炉子装载量 (t)	G		10			式 (1-2)
3	炉子有效长度的填充系数	k_0		$10 \times 4.0 = 40$			式 (4-6)
4	坯料单重 (t)	M		$0.4/0.8 = 0.5$			$M = \pi d^2 \rho / 4$
5	炉底的平均直径 (m)	D_{cp}		$3.14 \times 0.4^2 \times 1.1 \times 7.85 / 4 = 1.085$			式 (4-5) 和 (4-7)
6	炉膛宽度 (m)	B		$\frac{40 \times 0.4}{1 \times 1.085 \times 0.5 \times (3.14 - 0.5 \times 0.42)} = 10.07$			当 $w_1 = 1$ 时
7	炉膛高度 (m), 炉墙高度 拱的最大高度	H		2.5			表 4-3, №2
8	炉架直径 (m)	D_{jar}		1.6			表 4-3, №3
				2.0			式 (4-8); 选用 $\delta_{k,1} = 0.5$
9	修正的炉底平均直径 (m)	D_{cp}		$10.07 + 2.5 + 2 \times 0.6 = 13.77$			$D_{cp} = D_{jar} - B - 2\delta_{k,1}$
10	炉底转数 (r/min)	N		按表 4-2 的近似值选用 $D_{jar} = 14.3$, m			式 (4-10); $N < 0.08$, 即
				$D_{jar} = 14.3$ m			小于表 4-2 给出的值
11	有效炉底长度 (m)	L_n		$14.3 - 2.5 - 2 \times 0.6 = 10.6$			式 (4-11)
12	计算段的长度 (m)		$31.06 \times \frac{1.25}{4.0} = 9.7$	$31.06 \times \frac{0.75}{4.0} = 5.82$	$31.06 \times \frac{1.0}{4.0} = 7.77$	$31.06 \times \frac{1.0}{4.0} = 7.77$	$L_n = L_n \frac{\tau_1}{\tau_2}$
13	坯料沿直径方向排列	w_2		$10.6 \times (3.14 - 0.5 \times 0.42) = 31.06$			式 (4-12)
14	炉底转角 (度)	β		$31.06/0.8 \approx 39$			式 (4-13)
15	旋转一周平均时间 (h)	τ_{rot}		$2.08/3.14 \times 10.6 = 0.048$			式 (4-14)
16	砌筑炉底面积 (m ²)	F_r		$0.048 \times 4.0/2 \times (3.14 - 0.5 \times 0.42) = 0.033$			式 (4-15)
17	有效炉底面积 (m ²)	F_n		$-3.14 \times 10.6 \times 2.6 = 83.2$			式 (4-16)
18	有用炉底面积 (m ²)	F_a		$31.06 \times 2.5 = 77.8$			式 (4-17) $f = fd = 1.1 \times 0.4 = 0.44$ m ²
				$1 \times 39 \times 0.44 = 17.2$			式 (1-8)
19	有用炉底强度 (kg/(m ² ·h))	H_a		$1000 \times 10/17.2 \approx 580$			式 (1-9)
20	砌筑炉底强度 (kg/(m ² ·h))	H_r		$1000 \times 10/77.8 \approx 130$			

表 4-6 热收入项

No	名称, 检测单位	符号	计算				计算说明
			I	II	III	IV	
1	燃料化学热 (kW)	Q_x	$(1/3.6) \times 36V_r = 9.71V_r$				式 (15-1)
2	空气物理热 (kW)	Q_n	$(1/3.6) \times 1.05 \times 2.1V_r = 0.61V_r$				式 (15-5); 按图 I-6 当 $t_{n2} = 200^\circ\text{C}$ 时, $\alpha_n = 1.05$ 适用
3	金属烧损 (%)	α	0.1		0.4	0.5	通用 式 (15-6)
4	铁氧化放热量 (kW), 按计算段 炉子总热量	Q_{ox}	15.7 × 0.1 × 10 = 15.7	16.7 × 0.4 × 10 = 62.8	18.7 × 0.5 × 10 = 78.5		

187

表 4-7 金属加热时的耗热量

No	名称, 检测单位	符号	计算				计算说明
			I	II	III	IV	
1	金属沿截面的平均温度 ($^\circ\text{C}$)	t_m	20				表 4-4, №16
	初始计算段 终止计算段		236 566		566 1036	1036 1207	
2	金属平均热容量, (kJ/(kg·K))	c_m			0.55 0.583	0.583 0.596	表 V-40
	初始计算段 终止计算段		— 0.518 0.55		0.518 0.55	0.55 0.583	
3	金属加热时消耗的热量 (kW), 按计算段	Q_m	$\frac{1}{3.6} \times 10 \times 0.518$ $\times (236 - 20) = 309$	$\frac{1}{3.6} \times 10 \times 0.55$ $\times 566 - 0.518 \times 236 = 525$	$\frac{1}{3.6} \times 10 \times (0.583$ $\times 1036 - 0.55 \times 566) = 813$	$\frac{1}{3.6} \times 10 \times (0.596$ $\times 1207 - 0.583 \times 1036)$ $= 317$	式 (15-8)
	按炉子总消耗热量					1864	

表 4-8 逸出燃烧产物的热量损失

序号	名称, 检测单位	符号	计算阶段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	初始计算段中燃烧产物的温度 (°C)	t_r	800	1100	1250	表 4-3, №1	
2	初始计算段中燃烧产物的空气过剩系数	α_0	1.2	1.15	1.1	表 4-3, №7	
3	初始计算段中燃烧产物的热焓量 (MJ/m³)	i_a	18.4	19.9	22.0	图 I-6	
4	逸出燃烧产物的热量损失 (kW), 按计算段	Q_a	$\frac{1}{3.6} 13.8 \times (V_{r_1} + V_{r_2} + V_{r_3}) = 3.88(V_{r_2} + V_{r_3} + V_{r_4})$	$\frac{1}{3.6} 18.4 \times (V_{r_2} + V_{r_3} + V_{r_4}) + V_{r_1} = 5.11(V_{r_2} + V_{r_3} + V_{r_4})$	$\frac{1}{3.6} 19.9 \times (V_{r_2} + V_{r_3} + V_{r_4}) = 5.53(V_{r_2} + V_{r_3} + V_{r_4})$	$\frac{1}{3.6} 22.0 V_{r_1} = 6.11 V_{r_1}$	式 (15-10) V_{r_1} —燃料消耗量
	按炉子总损失		$\left(\frac{1}{3.6} 13.8 V_{r_1} = 3.83 V_{r_1} \right)$				

表 4-9 通过砌体的热损失

№	名称, 检测单位	符号	计算 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	砌体内表面的温度 (°C)	$t_{\text{вн}}$	900	1050	1176	1250	选用 t_1 (参见表 4-3, 201)
2	砌体材质 (厚度 mm)	—	侧墙和炉底, 粘土砖 (348), 粘土轻质砖, IIIЛ-1.0 (232), 玄武岩板 (1.0), 总厚度 590mm; 炉顶, 粘土砖 (232), 粘土轻质砖 IIIЛ-1.0 (232), 总厚度 464mm				—
3	放热表面积 (m ²):	$F_{\text{вн}}$					
	炉墙		28	16.8	22.5	22.5	按炉膛尺寸和计算段长度确定
	炉底		25	15	20	20	
	炉顶		25	15	20	20	
4	通过砌体的单位热流 (kW/m ²):	$q_{\text{вн}}$					
	炉墙		0.88	1.1	1.28	1.4	图 1-8r
	炉底		0.88	1.1	1.28	1.4	同上
	炉顶		1.16	1.43	1.7	1.87	图 1-3r
5	通过砌体的热损失 (kW):	$Q_{\text{вн}}$					式 (15-14)
	炉墙		24.5	18.5	28.8	31.5	
	炉底		21.9	16.5	25.6	28	
	炉顶		29	21.5	34	37.4	
	按计算段的总损失		75.4	56.5	88.4	96.9	
	按炉子的总损失						317

表 4-10 通过炉门的辐射热损失

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段				计 算 说 明
			I	II	III	IV	
1	介质的辐射温度 (°C)	—	900	1050	1175	1250	采用等于 t_r (见表 4-3, 1 №1)
2	介质的环境温度 (°C)	—	30				选用
3	窥视孔的尺寸 (m × m)	$b_{ок} \times h_{ок}$	0.25 × 0.25				>
4	窥视孔的个数	$n_{ок}$	6	5	7	7	>
5	金属装出料口尺寸 (m × m)	$b_{ок} \times h_{ок}$	1.4 × 1.6				>
6	炉门炉衬厚度 (m)	$\delta_{ок}$	0.59				表 4-9, №2
7	炉口尺寸比: 窥视孔炉衬厚度 装出料口炉衬厚度	$h_{ок}/\delta_{ок}$ $\delta_{ок}/h_{ок}$	0.25/0.59 = 0.42 0.59/1.6 = 0.37				—
8	炉门阻隔系数 窥视孔阻隔系数 装出料口阻隔系数	Φ	0.33 0.75				图 13-7, 把炉门看成方形
9	通过炉门的单位热流 (kW/m ²): 窥视孔 装出料口	$q_{изл}$	35.89	58.2	83.8	102.3	式 (13-24)
10	炉门面积 (m ²): 窥视孔 装出料口	$F_{изл}$	81.56	—	—	232.5	$F_{изл} = n_{ок} b_{ок} h_{ок}$ $F_{изл} = b_{ок} h_{ок}$
11	炉门打开的相对时间: 窥视孔 装出料口	$\psi_{изл}$	0.1	0.1	0.1	0.1	选用
12	通过炉门的辐射热损失 (kW): 窥视孔 装出料口 按计算段总损失 按炉子总损失	$Q_{изл}$	1.3	1.8	3.7	4.5	式 (15-24)
			91.4	—	—	260.4	
			92.7	1.8	3.7	264.9	
			363				

表 4-11 炉子的热平衡

热 收 入			热 支 出		
名 称	kW	%	名 称	kW	%
1. 燃烧化学热	4610	91.18	1. 金属加热	1964	38.85
2. 空气物理热	289	5.72	2. 燃烧产物带走的热	1818	35.96
3. 铁氧化放热量	157	3.1	3. 通过砌体的热损失	317	6.27
			4. 梁冷却水的热损失	300	5.93
			5. 通过炉门的辐射热损失	363	7.16
			6. 未估计到的热损失	294	5.81
总 计	5056	100	总 计	5056	100

表 4-12 计算段热平衡项目

No	名称, 检测单位	符号	计 算 段				计算说明
			I	I	I	II	
热 收 入							
1	燃料化学热	Q_f	—	$9.71 V_{r1}$	$9.71 V_{r1}$	$9.71 V_{r1}$	表4-6, №1
2	空气物理热	Q_b	—	$0.61 V_{r2}$	$0.61 V_{r2}$	$0.61 V_{r2}$	表4-6, №2
3	铁氧化放热量	Q_{ox}	—	15.7	62.6	78.5	表4-6, №4
4	从前段中收入的热产物热量	Q_n	$5.11 \times (V_{r1} + V_{r2} + V_{r3})$	$5.53 \times (V_{r2} + V_{r3})$	$6.11 V_{r4}$	—	表4-8, №4
热 文 出							
5	金属加热的热消耗	Q_k	309	525	813	317	表4-7, №3
6	逸出热产物的热损失	Q_n	$3.83 \times (V_{r2} + V_{r3} + V_{r4})$	$5.11 \times (V_{r1} + V_{r2} + V_{r3})$	$5.53 \times (V_{r2} + V_{r3})$	$6.11 V_{r4}$	表4-8, №4
7	通过砌体的热损失	Q_{cr}	75.4	56.5	88.4	96.9	表4-9, №6
8	聚冷却时的热损失	Q_{cl}	70	—	—	280	见55页
9	通过炉门的辐射热损失	Q_{rad}	92.7	1.8	3.7	264.9	表4-10, №12
10	未估计到的热损失	—	$0.1 \times (309 + 75.4 + 70 + 92.7) = 58$	$0.1 \times (525 + 56.5 + 1.8) = 58$	$0.1 \times (813 + 88.4 + 3.7) = 91$	$0.1 \times (317 + 96.9 + 280 + 264.9) = 91$	式 (15-31)

第二篇 连续式热处理炉的计算

5. 热处理炉计算的特点

5.1 热处理炉的特征

作为金属热处理的连续式炉有分段式炉、辊底式炉、牵引式炉、箱下部加热的步进式炉和步进梁式炉、台车式炉等。

在这些炉子中，通常也加热那些进行过压力加工的、截面不太大的金属。例如：厚度到6mm、宽度到1550mm的扁钢和带钢；厚度40mm、面积到1.0×3.5m的板材、线材、型钢、钢轨等。

近年来，在可控气氛中进行热处理加热愈来愈得到普及。用这种方法可得到高质量的金属，并使金属在可控气氛中进行热处理。在引言的表1中列举了这类炉子所用加热和冷却的介质。

5.2 加热的温度、条件、方法和加热与冷却的介质

用钢材制造的零件，其热处理加热温度是各不相同的，温度范围如下：回火400~700℃；等温时效500~600℃；退火700~800℃；淬火和正火800~950℃；合金钢的退火和淬火900~1180℃。

在热处理炉内，除加热外还在工艺中规定了一定的保温时间，可调节（以一定速度）地和快速地冷却（尽可能快）。引言表1里给出了最常用的冷却方法，而在表5-1中给出了在热处理炉中冷却方法的使用范围。

为了选择冷却介质，可以使用图5-1的曲线，在这组曲线上当冷却方法不同时，按照计算段上金属的平均温度可以查出在1h内、1m²的冷却表面上可收回的热量。计算段内金属的平均温度（℃）为：

$$t_M = t_M^{*0} + 0.3(t_M^{*n} - t_M^{*0}) \quad (5-1)$$

式中 t_M^{*n} 、 t_M^{*0} ——计算段内金属的初始和终了平均温度（℃）。

在计算段内每小时内从1m²金属表面上应该收回的热量（kW/m²）为：

$$Q_M = \frac{S_M \rho_M c_M (t_M^{*n} - t_M^{*0})}{3.6\tau} \quad (5-2)$$

式中 S_M ——金属厚度（m）；

ρ_M ——金属密度（kg/m³）；

c_M ——按表V-43的说明确定的、在冷却温度范围内金属的平均比热容 [kJ/(kg·K)]；

τ ——冷却时间（h）。

有了所需要的冷却时间和冷却速度可求出 Q_M ，然后按图5-1的曲线选择相应的冷却方法。至于冷却介质的参数（速度、温度、表面状态等）则在炉膛热交换计算的热平衡计算

表 5-1 钢板和扁钢冷却方法的使用范围

过 程	钢板或扁 钢 厚 度 (mm)	冷却温度 (°C)		冷 却 方 法
		初 始	终 了	
有氧化过程的钢板热处理用直通式辊底炉				
碳钢和低合金钢的正火	1.5~50	950	100	在薄壁炉衬的炉室内, 一定速度的空气中; 水冷壁炉室內的空气中
碳钢和合金钢淬火	1.5~50	800~1100	100	在淬火机里喷撒高压水
不锈钢淬火	0.8~10	1100~1150	100	喷水
	10~20	1100~1150	100	在喷撒高压水的淬火机里
牵 引 式 热 处 理 炉				
不锈钢的氧化淬火	0.1~3.0	1100~1150	100	喷水或在水槽中
碳钢或低合金钢的光亮退火 和正火	0.2~1.0	730~900	450~480	在带空冷管的炉室内
		450~480	150~180	在带水套的炉室内或在可控气氛中以蒸气流 冲刷
准备正火或退火后热镀锌 不锈钢的光亮淬火	0.4~1.5	150~180	60	在水槽里
		730~950	480	在带空冷管的炉室内
硅钢片光亮再结晶退火	0.2~1.5	1100~1150	450~500	在带水套的炉室内
		450~500	60	在可控气氛中以蒸气流冲刷
硅钢片脱碳光亮退火	0.5~1.0	900	500	在带水套的炉室内
		500	150~200	在带水套的炉室内或在可控气氛中以蒸气流 冲刷
		150~200	60	在水槽里
		800~850	700~750	在带空冷管的炉室内
	0.3~0.8	700~750	500	在带水套的炉室内
		500	150~200	在带水套的炉室内或在可控气氛中以蒸气流 冲刷
		150~200	60	在水槽里

中确定。

5.3 金属加热和冷却的特点以及计算段的选择

至于热处理炉的计算段则与各工艺区(加热、均热、各种形式的冷却)相配合。为了提高各工艺区的计算精确性,可把它分成几个计算段。此时,希望这些段与供热段(可调节的)相结合,因而可使以后的尺寸和热强度的计算大为简化。

在热处理炉中,力求得到最大的加热均匀性,因此,供热系统通常是由数个热源组成,比较小的热源按炉长(主要是沿侧墙,而有时是在炉顶和炉底上)分布。低温时,在炉膛内采用外砌式燃烧室,而为了提高加热的均匀性,应增加对流传热,即内外循环传热。金属的冷却系统也应按同样的方式疏散热量。

对热处理炉来说,由于加热或冷却介质的扩散,以及被加热零件具有最小的热力学厚薄程度,在计算段上炉室加热和冷却制度的最大特征是加热或冷却介质要有恒定的温度。

当进行热处理炉的计算时,遇到薄金属的热加工工艺问题是非常频繁的。在这种情况下,主要是使加热或冷却介质的温度不变,因为薄的物体热传导方程的计算数据是在介质为恒温的情况下求得的。

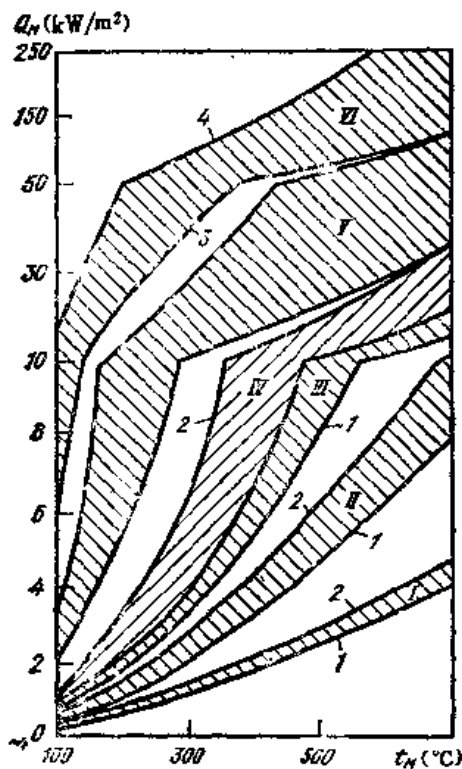


图 5-1 钢板和带钢冷却方式的性能比较

【一在薄炉衬的炉室内 II一在带空冷管的炉室内 III一在带水套的炉室内 IV一在空气中 V一在用空气或气流（含氢气体除外）冲刷的炉室内 VI一在雾化水的炉室内
1—金属光亮表面 2—金属氧化表面 3、4—在一平方米表面上送水量为0.6和1.6 m³/h

5.4 传热计算的特点

在热处理炉中，对加热或冷却的准确性提出了最高的要求，因而需要更详细地考虑影响炉膛热交换的所有因素。

在热处理炉中，对于截面不大的金属（扁钢、带钢、钢板、钢丝、小型钢材等），都按热工的观点把被加热零件看成是薄物料。因此基本问题是确定炉膛内热交换的外部条件。

在热处理炉中，对于形状复杂的工件（线卷、板卷、圆钢捆、钢轨、机械备件等），确定其计算尺寸和热物理性能是并不困难的，但此时必须考虑13.3.2节提出的建议。

在比较低温热处理时，对流传热将起着很重要的作用，而有时它是热传导的基本方式，因此在进行热处理炉计算时，必须考虑对流传热。对流给热系数按13.2节的公式和曲线选定。

在可控气氛炉内，以及在冷却室中，冷却介质总是空气或者是可控气氛，这些炉气是透明的，把辐射热交换看成是由透明气体分离开的固体体系的热交换（参阅13.1.2节）。通常在燃烧产物中加热时同样也是如此，因为在热处理炉内为了提高气体速度和减少热量损失、通常将炉膛制作成不大的尺寸，以形成较薄的燃烧产物层。

在可控气氛炉内加热以及冷却时，炉气以辐射方式传递热量，加热介质以对流方式将热传给金属，或由金属传给冷却介质，所以对流传热系数要按公式(13-26)计算。

在气流冷却散热的炉子内只形成对流。给热系数按13.2.6节的方法和曲线确定。

冷却气体的流动速度为10~20m/s，而当压力升高时为35~45m/s，冷却气体由孔中

(缝隙中)流出时,其温度值如下:

金属的平均温度 (°C)	>200	100~200	<100
冷却气体的温度 (°C)	≤80~100	≤50	≤30

从冷却气体流出的平面到金属表面的距离采用80~150mm,气体出口孔径为5~15mm,缝隙宽度为3~6mm,而沿带钢宽度分布的缝隙孔距为30~50mm。

5.5 金属加热和冷却计算的特点

热处理炉应进行加热和冷却的计算。金属保温时,本身的温度不改变,因而这个期间只需建立热平衡即可。

对金属加热计算未作详细规定,其计算与加热炉的计算(见1.6节)相似。当计算厚金属加热时,每个计算段均应规定加热介质的温度、初始的温度状态和加热时间。计算段内的最终加热温度应事先规定,然后检验其计算结果。

按热处理工艺加热薄料金属时,预先按计算段规定金属的温度变化,而每段内的加热时间则按13.3.5节的公式确定。

加热介质的温度按规定应比金属的最终温度高50~100°C,在炉内或快速加热室里(在牵引炉里的快速加热室和分段式炉),加热介质的温度可高于金属的最终加热温度200~400°C。使下一段金属的初始温度等于前面区段的最终温度状态。

为了预先确定总的加热时间,可利用公式(1-1)计算。此时,对于冷装炉内单层摆放的钢板和棒料其单位加热时间为15min/cm,而钢管则按参考文献^①提供的图表确定。

当计算快速冷却的炉室时,它的用途——使金属在尽可能短的时间内冷却,即以最大可能的速度冷却。通常,金属的初始和终了温度应为已知。冷却方法和冷却介质的温度是按工艺条件选择的。冷却时间和加热时间一样也要进行计算。

当进行可调性冷却计算时,通常金属的初始和终了温度,以及冷却时间均为已知,但必须确定冷却介质的特性(冷却速度,消耗量,表面状态,机构实施情况等)这些特性可预先规定,然后用计算检验。

5.6 用雾化水冷却的炉室计算

用雾化水冷却的炉室按经验资料计算。

厚度2mm的钢板或扁钢双面冷却的时间,按照被冷却金属每平方米表面上的供水量而定,可按图5-2上的曲线选定。当处理另一种厚度为 δ (mm)的金属时,按曲线求得的冷却时间尚应乘以 $\delta/2$ 。曲线给出的是金属从初始温度1200°C冷却的时间。为了确定另一个起始温度 t_{11} 的冷却时间,应根据起始温度1200°C的冷却曲线所确定的冷却时间减去由1200°C到 t_{11} 的冷却时间。

供给炉室的总水量 (m^3/h) 为:

$$V_p = vF \quad (5-3)$$

式中 v ——金属每平方米冷却表面上的供水量 (m^3/h);

F ——金属的冷却表面 (m^2)。

5.7 干燥室的计算

在热处理炉中往往有干燥室,在干燥室内可从金属表面上去除水分并使其蒸发。干燥

① Х-Афец Г. Н., Тон В. Б., Иванова Т. В.

МДР.—Сталь, 1970, №2, с. 178—182.

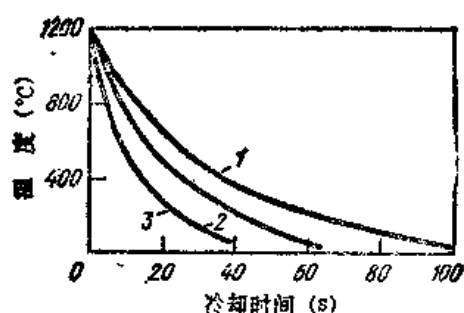


图 5-2 每平方米表面供水量为 $0.6(1)$ 、 $1.0(2)$ 和 $3.0(3)\text{m}^3/\text{h}$ 时,厚度 2mm 的钢板或扁钢双面冷却的时间

是通过孔和缝隙向带钢表面上吹以热空气而进行加热的。

干燥时间 (h):

$$\tau = \frac{V c_B}{3.6 \alpha_x (d_M - d_{\text{окр}})} \quad (5-4)$$

式中 V ——金属表面存水量,通常 $V = 40\text{g}/\text{m}^2$;

c_B ——湿空气的比热容,可采用 $c_B = 1.0\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$;

当金属表面上的水分温度选定为比金属温度低 5°C 时;

d_M ——金属表面上空气含水量 (g/kg),按表V-16确定;

α_x ——金属向空气的对流给热系数 $[\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})]$,按13.2节的公式和曲线确定;

$d_{\text{окр}}$ ——干燥室中空气的平均含水量 (g/kg);

$$d_{\text{окр}} = (d_{\text{вх}} + d_{\text{вых}})/2 \quad (5-5)$$

式中 $d_{\text{вх}}$ ——进入干燥室中的空气含水量;如果引风机由车间抽取空气,那就选用 $d_{\text{вх}} = 7\text{g}/\text{kg}$ (20°C 时,50%饱和空气);

在干燥室内空气实际温度情况下;

$d_{\text{вых}}$ ——干燥室排出的空气含水量,采用40~50%饱和空气(按表V-16确定,此表给定值按100%饱和空气)。

为进行双面干燥所必需的空气量 (m^3/h),可按式确定:

$$V_0 = 2r \frac{Vwb}{(d_{\text{вых}} - d_{\text{вх}})} \quad (5-6)$$

式中 b ——金属厚度 (m);

w ——金属移动速度 (m/s);

r ——每公升干燥空气中水分的容积 (m^3/kg),按进入干燥室中空气温度和饱和百分数 ϕ ,由表V-16确定。

5.8 生产能力的确定和炉子的长度

热处理炉的生产能力根据其所设置的生产场合而定。对设置在轧机生产线上的热处理炉来说,其最大生产能力应等于轧机的最大生产能力;对设置在连续式热处理线上的热处理炉组或各自独立的炉子来说,其生产能力是根据年生产能力和年工时总额按公式算出的:

$$P = P_{\text{год}} / T_{\text{год}} k_{\text{H}} \quad (5-7)$$

式中 $P_{\text{год}}$ ——年生产能力 (t);

$T_{\text{год}}$ ——年工时总额 (h);

k_{H} ——炉子利用系数 (对于组成连续式热处理线的热处理炉 $k_{\text{H}} = 0.9$, 对于各自独立的炉子 $k_{\text{H}} = 0.95$)。

热处理炉的装载量按公式 (1-2) 计算, 而炉子的有效长度则根据金属加热时的移动方式来确定。在金属偶尔沿炉子轴线发生横移情况下 (无下部加热的步进式炉, 步进梁式炉, 某种输送式炉), 炉子的有效长度可按加热炉的计算公式确定 (参阅 1.7 和 3.4 节)。对热处理炉来说, 有效炉底长度上的填充系数 k_s 选用 0.75~8.0。

但是, 在大多数情况下, 热处理炉内的金属都是沿金属的轴线移动 (牵引式炉和分段式炉、辊底式炉), 因而炉子或计算段的有效长度 (m) 为:

$$L_{\text{H}} = 10^3 G / n \rho f_{\text{M}} k_s \quad (5-8)$$

式中 G ——炉子或计算段的装载量 (t);

n ——受热金属的平行排数;

ρ ——金属密度 (kg/m^3);

f_{M} ——金属的断面 (m^2);

k_s ——炉子有效长度的填充系数。对于牵引炉 $k_s = 1$ 。

而对于工件间留有间隙的炉子:

$$k_s = l / (l + t) \quad (5-9)$$

式中 l ——工件长度 (m);

t ——沿炉子长度工件的中心距 (m) (辊底式炉或分段式炉工件之间的间隙为 0.5~1 m)。

当进行热处理的工件品种多、热处理制度也繁多时, 应分别按各种情况计算炉子的尺寸, 并按每种金属和热处理的类别确定炉子每米有效炉底长度内的小时生产能力 B_i (t/h·m)。然后按公式确定炉子的有效长度:

$$L_{\text{H}} = 0.01 P \sum_{i=1}^m (a_i / B_i) \quad (5-10)$$

式中 P ——炉子小时生产能力 (t/h), 按公式 (5-7) 确定;

m ——金属尺寸、形状、钢号、材料温度和加热温度、热处理制度各不相同的金属类别数;

a_i ——某一热处理类别中 i 类金属的组分。

金属在通道上移动时, 炉子有效长度等于由装料口处炉子外墙边线到出料口处外墙边线的总长度。侧面出料时, 例如钢轨淬火前在辊底式炉中加热, 则从炉端装料口到出料口中心的长度就是炉子的有效长度。在可控气氛炉内, 炉子的有效长度是进出料通道口闸板之间的长度, 但不包括通道口的长度。

在一系列情况下, 已知炉子的工作制度不定, 以及在热处理制度各不相同的情况下均能保证装出料合乎技术要求, 则炉子总长度 (m) 可按下列式计算:

$$L_{\text{r}} = L_{\text{H}} + l \quad (5-11)$$

式中 L ——装出料侧炉子总长度中未被工件占据的 (如果有的话) 那部分长度 (通常取

用装入工件的长度)。

5.9 热平衡

在连续式热处理炉的炉室内，热平衡段按15章内所叙述的方法进行计算。

对加热段与保温区段来说，以热平衡为基础确定热支出。在保温区段，金属在不消耗热量的情况下保温，所以只需补偿少量热损失。对冷却段来说，应按热平衡结果确定冷却表面所必需的冷却介质消耗量及冷却系统的参数。在15.5节中列出冷却段热平衡方程。但就具体的冷却炉室形式来说，选用哪个方程，则依所用的冷却方式而定。在炉室的热平衡中，为简便起见，把运输设备的热损失和通过开孔造成的辐射热损失都作为零 ($Q_{\tau p} = Q_{\kappa \kappa \kappa} = 0$)。

在薄炉衬的炉室内，金属的冷却是由于通过炉衬的散热损失造成的。热损失的大小可用选择炉衬的材料和厚度来调节。至于 $Q_{\text{ox}} = 0$ 的炉子，经由炉衬的热损失值 (kW) 按方程 (15-33) 确定：

$$Q_{\kappa \kappa} = Q_{\kappa} - Q_{\text{p}} - Q_{\text{aTM}} \quad (5-12)$$

因为可调节的冷却炉室尺寸为已知，并规定了冷却速度，那么通过砌体所必需的单位热流 (kW·h/m²) 为：

$$q_{\kappa \kappa} = Q_{\kappa \kappa} / F_{\kappa \kappa} \quad (5-13)$$

式中 $F_{\kappa \kappa}$ ——计算段内砌体的散热表面积 (m²)。

按图 III-2~III-15 的曲线给出砌体内表面的平均温度 $t_{\kappa \kappa}$ (°C)，选择砌体材质，使之保证通过砌体所必需的单位热损失，然后使用这些数据按下述方程验算：

$$\bar{t}_{\kappa \kappa} = 100 \{ [(t_m + 273)/100]^4 - 10^3 q_{\kappa \kappa} / C'_{\text{np}} \}^{1/4} - 273 \quad (5-14)$$

式中 \bar{t}_m ——计算段金属的平均温度 (°C)；

C'_{np} ——考虑对流因素的辐射折合系数 [W/(m²·K⁴)]，按13章公式确定。

在带空冷管的炉室内，对于能吸入空气的冷却管应按照炉室的热平衡确定必须通过它传递的热量 (kW·h)：

$$Q_{\text{ox}} = Q_m - Q_{\kappa \kappa} - Q_{\text{aTM}} - Q_{\text{p}} \quad (5-15)$$

为了确定砌体所必需的内表面平均温度，在作这样的计算时，规定 $Q_{\kappa \kappa}$ 值，使其接近于空冷管的表面温度。实际上，砌体的温度要稍高些，因而通过砌体的热损失就稍大些，但这只在计算时作为安全系数来考虑。

通过冷却管表面的单位热流 (kW·h/m²) 为：

$$q_{\text{ox}} = \frac{Q_{\text{ox}}}{n_{\tau p} \pi d_{\tau p} B} = \frac{Q_{\text{ox}} S_{\tau p}}{n \pi d_{\tau p} B L_{\pi}} \quad (5-16)$$

式中 $n_{\tau p}$ ——炉室内冷却管的数目；

n ——冷却管的排数；

$d_{\tau p}$ ——冷却管的外径 (m)；

B ——冷却管长度，亦即等于炉子的宽度 (m)；

$S_{\tau p}$ ——冷却管沿炉子长度分布的间距 (m)；

L_{π} ——按规定的金属冷却速度所确定的计算段长度 (m)。

通常 $S_{\tau p} / d_{\tau p}$ 选用 2.5~3。

计算段内空冷管表面所必须达到的平均温度 (°C) 为：

$$\bar{t}_{TP} = 100 \sqrt[3]{\left(\frac{t_A + 273}{100}\right)^4 - \frac{10^3 q_{ox,1}}{C_{np}}} - 273 \quad (5-17)$$

管中必须的空气速度可以选择确定，使之满足冷却管热平衡条件：

$$q_{ox,1} \pi d_{TP} B = c_p w_n F_n \Delta t_n \quad (5-18)$$

冷却管内的传热量 ($\text{kJ} \cdot \text{h}/\text{m}^2$)：

$$q_{ox,1} = 10^{-3} \alpha_k [\bar{t}_{TP} - (t_B^{n,n} + \Delta t_n)/2] \quad (5-19)$$

式中 F_n ——冷却管内使空气流过的截面积 (m^2)；

c_p ——空气的比热容 ($\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$)，按表V-15确定；

w_n ——空气在冷却管内的速度 (m/s)；

Δt_n ——空气在冷却管内的温升 ($^{\circ}\text{C}$)；

$t_B^{n,n}$ ——进入冷却管的空气温度 ($^{\circ}\text{C}$)；

α_k ——冷却管壁对空气的对流给热系数 ($\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$)，按13.2节公式确定。

选择 w_n 值，确定通过一根冷却管的空气消耗量 (m^3/h)：

$$V_n = 3600 w_n F_n \quad (5-20)$$

由冷却管排出的空气温度 ($^{\circ}\text{C}$) 为：

$$t_B^{n,n} = t_B^{n,n} + \Delta t_n \quad (5-21)$$

带水冷壁和水冷管的炉室内，通过砌体不产生热损失 ($Q_{kn} = 0$)，而冷却水应该带走的热量 ($\text{kJ} \cdot \text{h}$) 可按方程 (15-33) 来确定：

$$Q_{ox,1} = Q_n + Q_p + Q_{atn} \quad (5-22)$$

由此，在公式 (15-22) 中，供给计算段的水量 (m^3/h) 为：

$$V = Q_{ox,1} / 1.16 \Delta t_w \quad (5-23)$$

式中 Δt_w ——水的温升，应 $\leq 10^{\circ}\text{C}$ ，而水的温降，应 $\leq 5^{\circ}\text{C}$ 。水冷壁或水冷套的温度可選用恒温值 $30 \sim 40^{\circ}\text{C}$ 。

在气流冷却炉室和雾化水冷却室内，冷却介质从金属上带走全部热量，因此热平衡方程具有如下的形式：

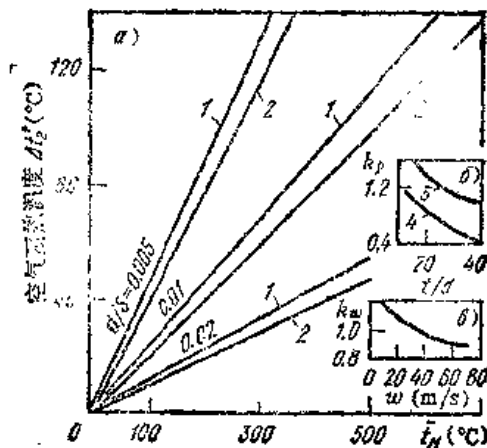


图 5-3 气流冲刷时，确定气体预热温度的曲线 ($\Delta t_2 = k_p k_t k_w \Delta t'_2$)，

a—空气预热温度 b—炉内金属表面一定距离的修正值 c—对气体速度的修正

1—炉室壁上的孔距 $S = 0.12\text{m}$ 2— $S = 0.48\text{m}$ 3—通过缝隙冲刷 4—通过圆孔冲刷

$$Q_M = Q_{\text{окл}} \quad (5-24)$$

这不是专用于这种炉室的热平衡方程，而是用以确定冷却介质的热平衡方程。因而也适用于干燥室。

根据热平衡求得气流冷却室的气体预热温度。根据金属的平均温度 t_M ，孔的直径和缝隙宽度与其间距之比 d/S 或 b/S ，孔或缝隙的间距 S ，气流的速度 ω 和气流的特性等绘制图5-3的图表。绘出空气曲线；对于其它冷却介质的数值可按曲线求得，但应乘以修正系数值 k_t ，此值可按与孔和缝隙有关的图13-19B、图13-20B曲线上的气体种类和它的温度来确定。

6. 快速加热的分段式炉

6.1 分段式炉的特征

快速加热的分段式炉，用于加热批量大、品种单一的管坯，而管的直径可达200mm，长度不小于2.5~3m。在这种炉子内还加热尺寸不大的方坯。

分段式炉是由安装在一条线上的供热炉室（分离的），并在它们之间设置不供热的通道所组成。通道里装有输送辊子，辊子倾斜放置以保证坯料在加热时间内不断地旋转前进。坯料在炉内可以一排、两排或三排（1—3）向前移动。每个分段有独立的供热系统和排烟道；几个分段合并成一个总的调节系统（区段）。分段长度为1.5~1.75m，横向尺寸应比被加热坯料的尺寸大0.4~0.6m；不供热的通道长0.35~0.5m。

6.2 传热特点

由于炉子长度不大，燃烧产物和砌体的温度在每个分段里大致不变。因而金属在炉内的温度可以从第一段起逐段升高，而在最后一段出料前可能稍低一些。为了实现快速加热，分段式炉和其它炉子相比，炉膛温度与被加热金属之间的温差为最大。加热基本上是以辐射的方式进行的，但由于炉膛容积不大，由烧嘴喷出的燃烧产物保持高速。此外，它的方向垂直于金属或者与金属相切，高速的气流围绕金属产生旋转。因此，在分段式炉内对流传热起着很大的作用，在计算时必须加以考虑。

6.3 金属加热计算的特点

计算金属在分段式炉内加热时，每一段都是计算段。在各分段内燃烧产物和砌体的温度不变。在分段式炉中，被加热金属到砌体的距离不大，因此在计算分段中的气体层时，把它看成是透明的，只计算砌体的辐射加热。

由于坯料在输送过程中呈旋转运动，因此就能保证各方向受热。而且当被加热坯料厚度不大时，可以把它们看成是热力学上的薄料物体。这样一来，在分段式炉中，坯料加热是属于周围介质为恒温时的薄料物体各方向受热的加热方案。

在分段式炉内，金属加热的特性是在分段之间的不供热通道里温度下降。通道里灼热金属的热量下降，当然这是由于每个分段向辊子和通道墙壁辐射造成的热损失。根据坯料在通道内吸收和损失热量可以使通道升温或冷却。

6.4 金属加热计算的方法

在分段式炉中，砌体的温度高于金属的最终加热温度200~400℃。薄金属的加热采用13.3.5节规定的方法，按辐射规律进行计算。由于对流给热系数通常难以计算，因此考虑

它时往往把辐射给热系数增加为1.1~1.3倍。

坯料加热系逐段进行，即金属从第一段起沿途受热。

坯料在分段内停留的时间（h）为：

$$\tau_c = nL_c M k_s / P \quad (6-1)$$

式中 n ——坯料排数；

L_c ——分段长度（m）；

M ——坯料每米重（t/m）；

P ——炉子的生产能力（t/h）；

k_s ——炉子的填充系数，按公式（5-9）确定。

第一分段坯料的初始温度为已知，而下一分段则采用前一分段和通道的计算温度。

预先假定分段端部的坯料温度，然后在计算中进行验算。为了确定分段炉中坯料的平均温度和被加热金属平均的热物理性能，必须知道坯料的最终温度。

按公式（13-52）对分段端部的坯料温度进行核算：

$$\xi^{t_2} = \frac{\xi^{t_1} + 3,6\tau_c k_\phi C_{np}}{S_{pac} \rho_M c_M} \quad (6-2)$$

式中 ξ^{t_1} ——按图 I-16和图 I-17根据坯料已知的初始温度来确定；

ξ^{t_2} ——在同一条曲线上查出的坯料最终温度；

S_{pac} ——坯料的计算厚度（m）（方坯为厚度之半，圆坯为截面的半径，管坯为壁厚）；

ρ_M ——坯料金属的密度（kg/m³）；

C_{np} ——考虑了对流的导出辐射系数[W/(m²·K⁴)]；

c_M ——在加热温度范围内金属的平均比热[kJ/(kg·K)]，按表 V-46 的说明来确定；

k_ϕ ——形状系数，对于方坯和圆坯 $k_\phi = 2$ ；而对于管坯，

$$k_\phi = d_{rp} / (d_{rp} - \delta_{rp}) \quad (6-3)$$

d_{rp} ——管坯的外径（m）；

δ_{rp} ——管坯的壁厚（m）。

作为被透明介质所分离的两种固体体系，其导出辐射系数按公式（13-8）确定。对分段式炉来说，在这个公式中由坯料表面到砌体的辐射角系数 $\varphi_{12} = 1$ ，面砌体到坯料表面的辐射角度系数则为：

$$\varphi_{21} = F_M / F_{kn} \quad (6-4)$$

式中 F_M 、 F_{kn} ——每米长度上坯料的侧面积和炉膛内砌体的表面积（m²）。

因此，公式（13-8）可采用为：

$$C_{np} = C_S [1/\epsilon_M + (1/\epsilon_{kn} - 1)F_M/F_{kn}]^{-1} \quad (6-5)$$

6.5 炉子通道内坯料温度变化的计算

分段式炉通道内坯料温度的变化，按照通道内的热量收支应当平衡来进行计算。通道内的热量收入是由通道两侧相邻分段中的热流供给。

考虑到分段和通道之间有墙洞。当坯料运行时，墙洞部分地被遮盖，而当坯料间隙通过时，墙洞又完全敞开，因而确定由分段到通道的热流公式可写成下列形式（kW）：

$$Q_{\text{壁}}^{\circ} = 2C_s 10^{-3} \left[\left(\frac{t_c + 273}{273} \right)^4 - \left(\frac{t_r + 273}{273} \right)^4 \right] [F_1 \Phi_1 (1 - k_3) (1 - \Phi_1) + F_2 \Phi_2 k_3 (1 - \Phi_2)] \quad (6-6)$$

式中 C_s ——等于 $5.77 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$;

t_c ——分段炉的分段温度 ($^{\circ}\text{C}$);

t_r ——通道温度 ($^{\circ}\text{C}$) (选用通道中坯料的平均温度);

F_1 、 F_2 ——分段和通道间的墙洞完全敞开和被坯料遮盖的面积 (m^2);

Φ_1 、 Φ_2 ——分段和通道间的墙洞完全敞开和被坯料遮盖的光阑系数 (按图13-7确定);

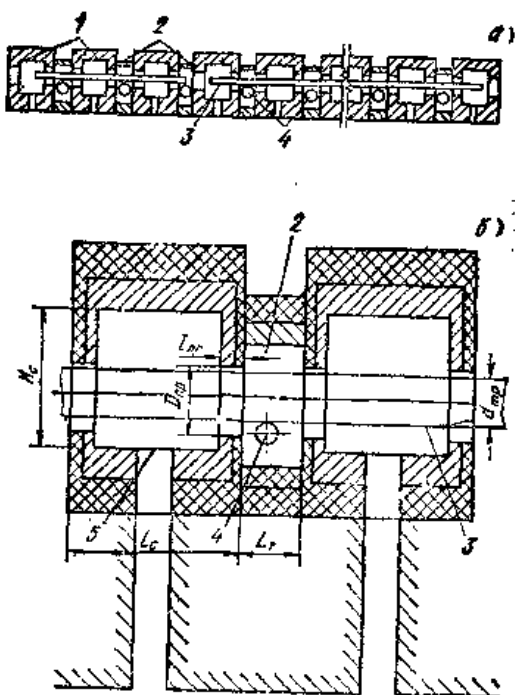


图 6-1 分段式炉简图

a—总图 b—分段和通道纵剖面图
1—分段炉 2—通道 3—被加热金属
4—辊子 5—烟道

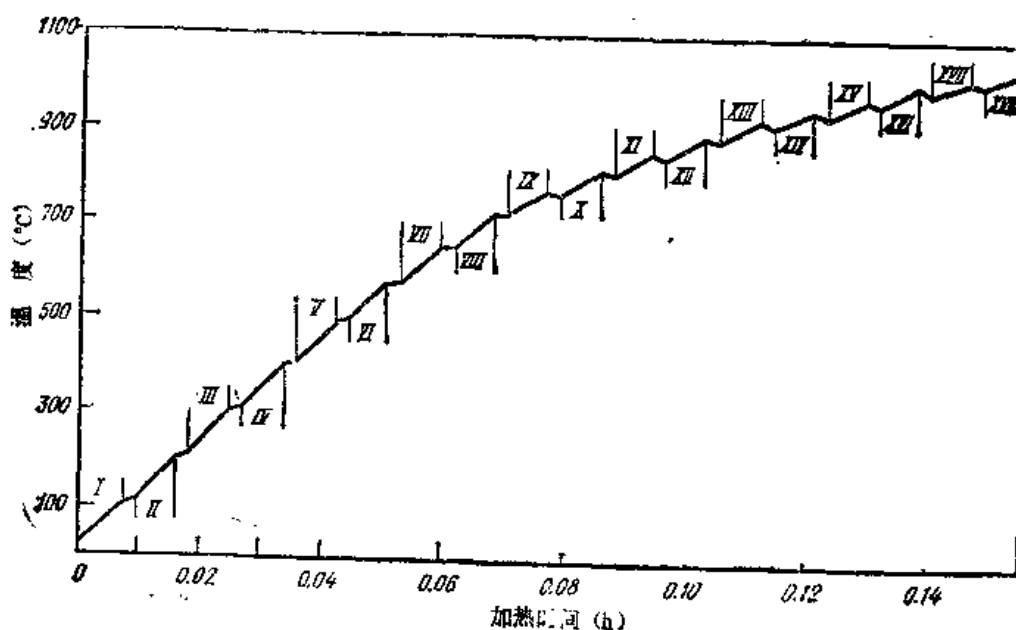


图 6-2 管坯在 I~XV 分段炉中的温度变化

k_2 ——炉子的填充系数；

φ_1 、 φ_2 ——各个通道的墙洞完全敞开和被坯料遮盖的辐射角度系数（按表 I-2 确定）。

数值 $[(t+273)/273]$ ，按表 I-1 数据确定。

通道的热支出是砌体的热损失和输送辊冷却水的热损失。经由砌体造成的热损失 $Q_{k,1}$ 可根据 15.2.4 节来确定。通道砌体的表面温度等于通道中坯料的平均温度。冷却辊子用水的热损失可按 15.2.5 节来确定。

按热收入和热支出之差来确定坯料温度的变化 ($^{\circ}\text{C}$)：

$$\Delta t = 3,6(Q_{\text{入}} - Q_{k,1} - Q_{\text{冷,水}})/Pc_M \quad (6-7)$$

式中 c_M ——通道中在温度变化的时间间隔内，金属的平均比热容 [$\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$]，按表 V-46 的说明确定。如果 Δt 为正值，通道里的温度就上升；如为负值温度就下降。

用预先规定的通道内坯料的温度变化来确定通道的平均温度和金属的热物理性能，然后进行验算。

6.6 炉子的长度、坯料的移动速度和单位加热时间

金属的加热计算结束于金属在分段内达到规定的最终加热温度。此后，知道了坯料加热所必须的炉子分段数目 N ，就可以确定炉子总长度 (m)：

$$L = NL_c + (N-1)L_r \quad (6-8)$$

式中 L_c 、 L_r ——炉子分段长度和通道长度 (m)。

分段式炉中，坯料加热的总时间 (h) 按与公式 (6-1) 相似的公式确定：

$$\tau = nLMk_M/P \quad (6-9)$$

坯料通过炉子的平均移动速度 (m/h) 为：

$$v = L/\tau \quad (6-10)$$

而单位加热时间 (min/cm)：

$$z = 0,6\tau/S \quad \text{或} \quad z = 0,6\tau/d \quad \text{或} \quad z = 0,6\tau/\delta \quad (6-11)$$

6.7 热平衡

按照坯料的行程，首先编制从炉子起始各分段和通道的热平衡，而且是按 15 章的方法编制。在这里，把分段炉和与其连接的通道看成是一个整体。当计算随燃烧产物逸出的热损失时，使它的温度比通道中砌体的温度高 $170\sim 200^{\circ}\text{C}$ 。从分段炉以及与它相连的通道中的辐射热损失应按通道分别进行计算（见 6.5 节）。当计算通过燃烧产物出口的孔向外辐射的热损失和排出氧化皮的热损失时，把受热表面的温度定为比分段炉的砌体温度低 50°C 。

6.8 快速加热分段式炉的计算示例

下面引述管坯正火时，快速加热的单炉膛分段式炉的计算示例。

原始数据：

炉子的生产能力 $P = 30\text{t/h}$ ；

金属材质，高碳钢；

金属密度 $\rho_M = 7850\text{kg/m}^3$ ；

被加热管坯尺寸 (m)：外径 $d_{\text{外}} = 0,53$ ；管壁厚度 $\delta_{\text{管}} = 0,01$ ；管坯长度 $l = 12$ ；

表 6-1 炉膛内辐射热交换计算

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 值	计 算 说 明
1	每米长管坯外表面积(m ²)	$F_{\text{外}}$	$3.14 \times 0.53 = 1.66$	$F_{\text{外}} = \pi d_{\text{外}}$
2	每米长砌体内表面积(m ²)	$F_{\text{内}}$	$2 \times (1.16 + 1.3) = 4.92$	$F_{\text{内}} = 2(B_0 + H_0)$
3	砌体对管坯的辐射角度系数	$\Psi_{\text{壁}}$	$\frac{1.66}{4.92} = 0.34$	式(6-4)
4	导出辐射系数(W/(m ² ·K))	C_{TP}	$5 \times 77 \times \left[\frac{1}{0.8} + \left(\frac{1}{0.8} - 1 \right) \times 0.34 \right]^{-1} = 4.32$	式(6-5) 选用 $\epsilon_{\text{壁}} = \epsilon_{\text{管}} = 0.6$
5	考虑对流因素的导出辐射系数(W/(m ² ·K))	C'_{TP}	$1.1 \times 4.32 = 4.75$	$C'_{\text{TP}} = 1.1 C_{\text{TP}}$

表 6-2 第一分段中管坯加热计算

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 值	计 算 说 明
1	砌体温度(℃)	t	1100	—
2	管坯温度(℃)			
	初 始	$t_{\text{初}}$	20	—
	终 了	$t_{\text{终}}$	100	给 定
	平 均	\bar{t}	60	—
3	平均温度时金属的热导率(W/m·K)	$\bar{\lambda}$	46	表 V-46
4	在加热温度时的金属平均比热容[kJ/(kg·K)]	c	0.486	表 V-46
5	斯特尔克准数	S_{c}	$\left(\frac{4.75}{100} \right) \left(\frac{1373}{100} \right)^2 \left(\frac{0.01}{46} \right) = 0.027$	式(13-45), 0.027 < 0.15 为薄料
6	炉子填充系数	β	$\frac{12}{12+1} = 0.92$	式(5-9)
7	每米管坯重(t/m)	M	$3.14 \times (0.53 - 0.01) \times 0.01 \times 7.85 = 0.128$	$M = \pi(d_{\text{外}} - d_{\text{内}}) \times \delta_{\text{管}} \rho$
8	分段炉内管坯加热时间(h)	τ	$\frac{1 \times 1.74 \times 0.128 \times 0.92}{30} = 0.00685$	式(6-1)
9	形状系数	$k_{\text{形}}$	$\frac{0.53}{0.53 - 0.01} = 1.02$	式(6-3)
10	初始温度因数K ⁻³	$\xi_{\text{初}}$	0.0075	图 I-17
11	终了温度因数K ⁻³	$\xi_{\text{终}}$	$0.0075 + \frac{3.6 \times 0.00685 \times 1.02 \times 4.75}{0.01 \times 7850 \times 0.486} = 0.0107$	式(6-2), $S_{\text{Facc}} = \delta_{\text{TP}}$
12	管坯最终温度(℃)	$t_{\text{终}}$	100	图 I-17 与预先规定的值相符(表6-2, №2)

表 6-3 计算第一通道中管坯温度变化

№	名称, 检测单位	符号	计 算 值	计 算 说 明
1	管坯假定的温度升高 (°C)	Δt	10	选 用
2	通道温度等于管坯平均温度 (°C)		$\frac{100+10}{2} = 10$	$t_s = \frac{t_{\text{中}}^{\text{初}} + \Delta t}{2}$
3	通道中温度变化期间金属的平均比热容 [kJ/(kg·K)]	c_s	0.486	表 V-46
4	分段炉和通道间的墙洞直径 (m)	D_{HP}	0.696	选用圆形墙洞, 尺寸按设计
5	砌体中墙洞厚度 (m)	l_{HP}	0.17	
6	墙洞总面积 (m ²)	F	$\frac{3.14 \times 0.696^2}{4} = 0.38$	$F_1 = \frac{\pi D_{\text{HP}}^2}{4}$
7	管坯遮盖墙洞的面积 (m ²)	F_2	$3.14 \cdot \frac{(0.696^2 - 0.53^2)}{4} = 0.16$	$F_2 = \frac{\pi (D_{\text{HP}}^2 - d_{\text{HP}}^2)}{4}$
8	墙洞的阻隔系数			
	全 显 露	ϕ_1	0.8	图13-7 圆坯
	被管坯部分遮盖时	ϕ_2	0.53	$\frac{l_{\text{HP}}}{D_{\text{HP}}} = \frac{0.17}{0.696} \approx 0.25$ 图13-7 长扁钢
9	墙洞辐射角度系数:			
	全 显 露 时	φ_1	0.29	表 I-2, №31; $A = \frac{h}{D_1} = \frac{0.47}{0.696} = 0.675$ $B = \frac{D_2}{D_1} = 1$
	被管坯部分遮盖时	φ_2	0.1	表 I-2, №22; $A = \frac{h}{c_1} = \frac{0.47}{0.696 - 0.53} = 5.66$ $B = \frac{c_2}{c_1} = 1$
10	由分段炉到通道的热流量 (kW)	$Q_{\text{中}}^{\text{分}}$	$2 \times 5.77 \times 10^{-3} \times \left[\left(\frac{1100+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{105+273}{100} \right)^4 \right] \times [0.38 \times 0.8 \times (1 - 0.92) \times (1 - 0.29) + 0.16 \times 0.53 \times 0.92 \times (1 - 0.1)] = 35.6$	式 (6-6), $k_s = 0.92$ (表6-2, №6)
11	通道砌体材料 (厚度, mm)	—	粘土砖B级(232); 泡沫硅藻土 ПД-350 (116); 玄武岩纸板 (10)	选 用
12	通道砌体外表面面积 (m ²)	$F_{\text{外}}$	10	不进行计算
13	通过通道砌体的单位热流, (kW/m ²)	$q_{\text{外}}$	0.08	图 I-8 中, $t_s = 105^\circ\text{C}$ 时
14	通过通道砌体的热损失 (kW)	$Q_{\text{外}}$	$0.08 \times 10 \approx 1$	式 (15-14)
15	冷却辊道的热损失 (kW)	$Q_{\text{外, 辊}}$	1.0	选 用
16	通道中管坯的温度变化 (°C)	Δt	$3.6 \times \frac{(35.6 - 1.0 - 1.0)}{30 \times 0.486} \approx 10$	公式 (6-7), 符号相同并同预先给定的值相符 (表6-3, №1)

表 6-4 管坯逐段加热的计算结果

№	名称, 检测单位	符号	分段炉号												计算说明						
			I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI	XII		XIII	XIV	XV	XVI	XVII	
1	管坯逐段加热时间 (h)	—	0.00685												表 6-2, №8						
2	初始段中管坯的温度 (°C)	$t_{\text{始}}$	20	110	208	306	408	499	577	660	718	762	806	846	879	913	933	962	991	1005	按前面分段和通道进行计算
3	终止段中管坯假定的温度 (°C)	$t_{\text{终}}$	100	193	297	400	490	580	660	730	760	794	857	880	920	940	965	1000	1019	1030	选用
4	管坯平均温度 (°C)	\bar{t}	60	152	253	353	449	540	619	695	739	778	832	863	900	927	949	981	1005	1018	—
5	砌体温度 (°C)	—	1100												表 6-2, №1						
6	导出辐射系数 $[W/(m^2 \cdot K^2)]$	$C_{\text{出}}$	4.75												表 6-1, №5						
7	分段炉中金属平均比热容 $[kJ/(kg \cdot K)]$	c_m	0.486	0.53	0.555	0.592	0.643	0.726	0.775	0.994	1.142	1.335	0.695	0.694	0.673	0.659	0.634	0.666	0.616	0.69	表 V-46 及其说明
8	初始温度因数 K^{-1}	$\xi \cdot t_{\text{始}}$	0.0073	0.0105	0.0135	0.0165	0.0193	0.0221	0.0248	0.0272	0.0294	0.0315	0.0335	0.0354	0.0373	0.0392	0.0411	0.0429	0.0467	0.0485	图 I-17
9	终止温度因数 K^{-1}	$\xi \cdot t_{\text{终}}$	0.0104	0.0133	0.0163	0.0191	0.0219	0.0246	0.0272	0.0294	0.0315	0.0336	0.0335	0.0374	0.0398	0.0412	0.0431	0.0469	0.0487	0.0505	式 (6-2)
10	分段炉终端坯料的计算温度 (°C)	$t_{\text{终}}$	100	200	300	403	496	575	660	720	765	810	850	885	920	940	970	1000	1015	1034	图 I-17; 同选用相符合
11	通道中管坯的温度变化 (°C)	Δt	10	8	6	4	3	2	0	-2	-3	-4	-5	-6	-7	-8	-8	-9	-10	—	按通道计算
12	通道端部坯料温度 (°C)	$t_{\text{端部}}$	110	208	306	407	499	577	660	718	762	806	845	879	913	932	962	991	1005	—	$t_{\text{端部}} = t_{\text{始}} + \Delta t$

表 6-5 分段式炉的基本尺寸和参数的确定

№	名称, 检测单位	符号	计 算 值	计算说明
1	分段炉段数	N	18	表 6-4
2	炉 长 (m)	L	$18 \times 1.74 + (18 - 1) \times 0.47 = 39.32$	式(6-8)
3	总加热时间 (h)	τ	$1 \times 39.32 \times 0.128 \times 0.92/30 = 0.155$	式(6-9)
4	炉中管坯移动速度 (m/h)	v	$39.32/0.155 = 253.7$	式(6-10)
6	单位加热时间 (min/cm)	z	$0.6 \times 0.155/0.01 = 9.3$	式(11-11)

表 6-6 第一分段的热平衡

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 值	计 算 说 明
热 收 入				
1	燃料化学热 (kW)	Q_z	$\frac{1}{3.6} 35V_r = 9.71V_r$	式(15-1)
2	空气物理热 (kW)	Q_a	$\frac{1}{8.6} 1.1 \times 4.3V_r = 1.31V_r$	式(15-5), α_a 按图 I-6, 当 $t_a = 350^\circ\text{C}$, 采用 $\alpha_a = 1.1$
热 支 出				
3	金属在分段炉中的比热容 (kJ/(kg·K))	c_m	0.486	表 V-46
4	加热管坯的热耗量 (kW)	Q_m	$\frac{1}{3.6} 30 \times 0.486 \times (100 - 20) = 336.6$	公式(15-8)
5	燃烧产物排出时的温度 ($^\circ\text{C}$)	t_n	1270	选 用
6	燃烧产物带走的热损失 (kW)	Q_n	$(\frac{1}{3.6}) 21.4V_r = 5.94V_r$	公式(15-10), t_n 按图 I-6 和 $\alpha_n = 1.15$
7	分段炉砌体内表面的温度 ($^\circ\text{C}$)	t_c	1100	选 用
8	分段炉砌体的材料 (厚度, mm)	—	A级粘土砖 (464); 泡沫硅藻土 ПД-350 (116); 玄武岩纸板 (10)	选 用
9	通过砌体的单位热流 (kW/m ²)	$q_{c,m}$	0.88	图 I-8 取, 当 $t_c = 1100^\circ\text{C}$
10	砌体表面积 (m ²)	$F_{c,m}$	20	不进行计算
11	通过砌体的热损失 (kW)	$Q_{c,m}$	$0.88 \times 20 = 17.6$	公式(15-14)
12	通道中心的辐射热损失 (kW)	$Q_{c,m,0}$	35.6	表 6-3, №10
13	估计不到的损失 (kW)	—	$0.1 \times (336.6 + 17.6 + 35.6) = 39.0$	式(15-31)
14	第一分段内的热平衡方程	—	$9.71V_r + 1.31V_r = 336.6 + 5.94V_r + 17.6 + 35.6 + 39.0; 5.07V_r = 428.8$	式(15-32)
15	第一分段上的气体耗量 (m ³ /h)	$V_{r,1}$	85	—
16	第一分段的热强度 (kW)	Q	$1.1 \times 9.71 \times 85 = 910$	$Q_r = 1.1 \times 9.71V_{r,1}$

表 6-7 各段的燃料消耗量计算结果

№	名称, 检测单位	符号	分段炉号											计算说明							
			I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI		XII	XIII	XIV	XV	XVI	XVII	
1	燃料化学热(kW)	Q_{f}	625.4	971.0	971.0	1048.7	1111.6	1000.6	1213.8	1213.8	1378.8	903.0	718.5	524.3	592.3	446.7	582.6	534.0	349.6	417.5	表6-6, №1
2	空气物理热(kW)	Q_{a}	111.4	131	131	141.5	150.7	134.9	163.8	163.8	186	121.8	96.9	70.7	79.9	60.3	78.6	72	47.2	56.3	表6-6, №2
热 收 入																					
3	加热金属的热耗量(kW)	Q_{m}	336.6	401.2	401.2	436.1	471.0	418.7	523.4	523.4	593.1	383.8	296.6	209.3	244.2	174.5	244.2	226.8	139.6	174.5	式(15-8)
4	燃烧产物带走的热损失(kW)	Q_{p}	564.9	594	594	641.5	683.1	611.8	742.5	742.5	843.5	552.4	439.6	320.8	352.3	273.2	356.4	326.7	213.8	255.4	表6-6, №6
5	通过炉体热传导的热损失(kW)	Q_{w}	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	17.6	表6-6, №11
6	炉膛炉体通过的热量损失(kW)	$Q_{\text{w}1}$	35.6	45.4	44.4	43.7	41.9	40.2	37.9	35.1	43.7	28.8	25.6	23.3	19.5	17.9	15.1	11.6	10.5	8.1	式(6-6)
7	估计到的热损失(kW)	$Q_{\text{w}2}$	39.0	46.4	46.8	49.7	58.0	47.6	57.0	55.4	43.0	34.0	25.0	28.1	21.0	27.7	25.6	16.3	21.0	21.0	式(15-31)
8	天然气耗量(m^3/h)	V_{T}	85	100	100	108	115	103	125	125	142	93	74	54	61	46	60	55	36	43	式(15-32)
热 支 出																					
9	炉子需要热量(kW)	$Q_{\text{需}}$	1525																		
$9.71 \times 1525 = 14808$																					
10	单位热耗量(kJ/kg)	q	$8.6 \times 14808 / 30 = 1777$																		

管坯初始温度 20°C (冷装炉) ;

加热的最终温度 1030°C ;

管坯输送途中的间距 $t = 1\text{m}$;

分段尺寸(m) : 长度 $L_c = 1.74$; 宽度 $B_c = 1.16$; 高度 $H_c = 1.3$; 通道长度 $L_T = 0.47$;

燃料—天然气, 低发热量 $Q_{\text{低}} = 35\text{MJ/m}^3$;

空气预热温度 $t_B = 350^{\circ}\text{C}$.

图6-1系炉子简图。各分段的砌体温度选用 $t_c = 1100^{\circ}\text{C}$.

在表6-1中计算炉膛热交换。作为示例, 表6-2为分段炉第一分段按金属行进速度计算管坯加热的示例, 而表6-3是与第一分段相连接的通道中管坯温度变化的计算示例。在表6-4中计算其余各分段管坯的加热, 其结果表示在图6-2上。

表6-5是炉子基本尺寸和参数的计算, 在表6-6的示例中给出第一分段, 以及与它相连的通道的热平衡计算。表6-7是其它分段的热平衡、炉子的热强度和单位热耗量的计算结果。

7. 辊底式炉

7.1 辊底式炉的特征

在辊底式炉内, 金属在炉膛内沿辊道移动。通常加热宽度达 3.5m 的板材和板材捆、棒材和棒材捆、管材、钢轨以及扁钢卷和装在料盘上的线卷。加热和冷却装置布置在炉底辊道的上部和下部, 或者只布置在上部。对于长度不大的炉子 ($10\sim 20\text{m}$) 燃烧产物由炉子的一侧排出; 而长度较大的炉子, 燃烧产物沿炉子长度分几个排出口排出。

宽度为 1.5m 的炉子, 炉膛高度为 $0.6\sim 0.9\text{m}$ 。而宽度大于 1.5m 的炉子, 炉膛高度为 $1\sim 1.5\text{m}$ 。由辊道上表面到炉底砌体内表面为炉子的深度, 等于 $0.9\sim 1.2\text{m}$ 。

7.2 原始数据和计算程序

按5.3和5.5节中所述原则划分炉子的计算段和选择加热和冷却介质的温度。在计算段上金属加热计算的次序则按5.4和5.5节中所述的金属热力学厚薄程度, 以及规定的加热和冷却制度进行计算。

在双面加热或冷却的情况下, 计算中采用金属上下表面加热或冷却介质的温度相同, 但由于炉底辊道的影响, 在金属上下方的炉内热交换实质上是有差别的。

7.3 热交换计算的特点

在燃烧产物内加热的炉子, 其导出辐射系数按13.1节的公式和图I-1~图I-13确定。由于炉膛高度不高, 气体层的厚度小, 可以认为是通过砌体辐射进行加热。此时, 导出辐射系数 $[W/(m^2 \cdot K^4)]$ 按公式(13-8)确定, 在炉子上半部 $(\varphi_{\text{MK}} = 1; \varphi_{\text{KL}} = \frac{F_{\text{M}}}{F_{\text{KL}}})$ 为:

$$C_{\text{np}} = C_s \left[\frac{1}{\varepsilon_{\text{M}}} + \frac{F_{\text{M}}}{F_{\text{KL}}} \left(\frac{1}{\varepsilon_{\text{KL}}} - 1 \right) \right]^{-1} \quad (7-1)$$

式中 F_{M} 、 F_{KL} ——每米炉长内金属和砌体的表面积 (m^2) ,

ε_{M} 、 ε_{KL} ——金属和砌体的黑度。

① 参阅图7-3, $D_p + d_m$ 。——译者

对于下半部炉体应考虑辊子的存在。在考虑砌体、金属和辊子之间的热交换的情况下，砌体对金属的热流可按方程组 (13-5) 的计算值确定。

对上半部份炉体，当用辐射管加热金属时，导出辐射系数按公式 (13-8)，同时引用表 I-3 的公式和图所确定的一系列物体绝热表面的折算黑度来确定。

当考虑辐射管、金属、砌体和辊子之间的热交换时，传给金属下半部分的热流，用方程组 (13-5) 的计算值确定。

在可控气氛炉内，以及带冷却室的炉子内，炉子的气氛只是由加热介质传给金属的对流热，或由金属传给冷却介质的对流热，因此导出对流给热系数 [W/(m²·K)] 可按公式 (13-26) 确定：

$$\alpha_{np} = \left[\frac{1}{\alpha_M} + \frac{F_M}{F_{cp}} \cdot \frac{1}{\alpha_{cp}} \right]^{-1} \quad (7-2)$$

式中 F_M 、 F_{cp} ——被介质加热或冷却的每米炉体和金属的表面积 (m²)；

α_M ——金属对炉气或炉气对金属的对流给热系数 [W/(m²·K)]；

α_{cp} ——炉气对冷却介质或加热介质对炉气的对流给热系数 [W/(m²·K)]。

7.4 加热不对称性系数

为了避免不使方程组 (13-5) 计算复杂化，当从上部加热金属时，假定金属两面受热，由于炉底辊道的屏蔽作用会影响金属加热的不均匀性，于是引入加热不对称性系数

$$\mu = q_B / (q_B + q_H) \quad (7-3)$$

式中 q_B 、 q_H ——金属上表面和下表面的单位热流 (kW/m²)。

对于辊底式炉， $0.5 < \mu < 1$ 。

允许把加热不对称性系数 μ 由厚度为 S 的物体的不对称加热，转化为具有一定计算厚度的物体的对称加热 (m)：

$$S_{pacu} = \mu S \quad (7-4)$$

对于金属的给热系数，如同上部加热的炉子那样，即按没有辊道的情况确定。

为了确定加热不对称性系数 μ_{nar} ，按照辊子的相对间距 S_p/D_p 、辊子的温度 t_p 、金属的温度 t_M 和加热介质的温度 t_{nar} ，绘成图 7-1a 的曲线。

冷却不对称性系数 μ_{ox} ，可按图 7-1b 根据辊子的相对间距 $\frac{S_p}{D_p}$ ，以及辊子和金属的温度比 $\frac{t_p}{t_M}$ 来确定；冷却介质的温度此时按小于 100℃ 选用。图 7-1 上，a、b 两族曲线上金属的黑度均定为 $\epsilon_M = 0.8$

7.5 热平衡

在辊底式炉内按 15 章和 5.9 节所述方法编制热平衡。此时，必须在计算中根据 15.2.5 节的指示选定辊子通过时的热损失。

7.6 辊底式炉的计算示例

下面进行钢管热处理用辊底式炉的计算。

原始数据

热处理制度：加热到 950℃，由 950℃ 控制冷却到 650℃，再从 650℃ 快速冷却到 150℃ (图 7-2)；

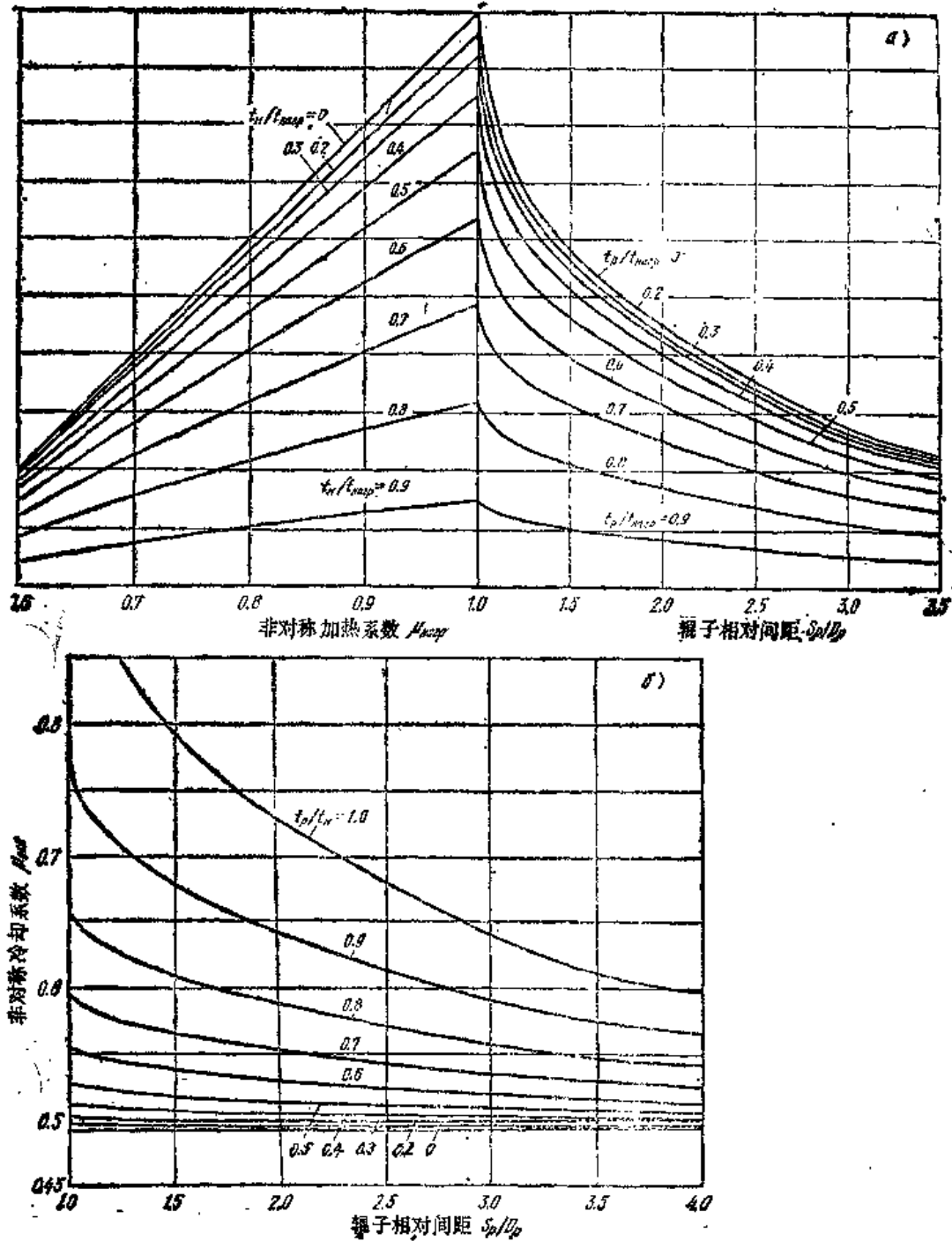


图 7-1 确定系数的曲线图
 提底式炉内的非对称加热 (a) 和冷却 (b)

加热炉

表 7-1 辐射式炉加热室内管捆的热交换计算和加热计算

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段	计 算 说 明
1	管的加热温度 (°C):			
	初始温度	$t_{m1}^{0.0.0}$	300	650
	终止温度	$t_{m2}^{0.0.0}$	650	950
	平均温度	\bar{t}_m	475	800
2	辐射管管坯的黑度	ϵ_{TP}	0.8	
3	被加热表面的黑度	ϵ_M	0.55	
4	辐射角度系数:			
	考虑砌体时, 由辐射管到假定表面2'	$\varphi_{12}^{0.0.m}$	0.69	图13-1, $t_{TP} = 1000^\circ\text{C}$ 时 图13-1, $\bar{t} = 485^\circ\text{C}$ 时 表 I-3, 当 $\frac{S_{TP}}{D_{TP}} = \frac{0.464}{0.152} = 3.05$
	由假定表面2'到金属	φ_{21}	1.0	表 I-2 $\varphi_{12}^{0.0.m} = \varphi_{12}^{0.0.m} \varphi_{21/2}$
	考虑砌体时, 由辐射管到金属	$\varphi_{12}^{0.0.m}$	$0.69 \times 1.0 = 0.69$	表 I-2 $\varphi_{21}' = 1 - \varphi_{21}$
	从金属到金属	φ_{21}	0.36	(见13.1.1节)
	由金属到假定平面2'	φ_{22}'	$1 - 0.36 = 0.64$	表 I-3 $\varphi_{21}^{0.0.m} = \frac{\pi D_{TP}^2 \varphi_{12}^{0.0.m}}{S_{TP}}$
	考虑砌体时, 由假定平面2'到辐射管	$\varphi_{21}^{0.0.m}$	$\frac{3.14 \times 0.152 \times 0.69 = 0.71}{0.464}$	
	辐射角度系数:			

(续)

№	名称, 检测单位	符号	计算		计算说明
			I	II	
	考虑翻体时由金属到辐射管	$\varphi_{21}^{0.6m}$		$0.71 \times 0.64 = 0.454$	$\varphi_{21}^{0.6m} = \varphi_{21}^{0.6m} \varphi_{22}$
5	导出辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$)	C_{np}	$5.77 \times 0.8 / (1 + 0.89 \times (1/0.8 - 1)) + 0.454 \times (1/0.55 - 1) = 2.57$		式 (13-8)
6	金属热导率($W/(m \cdot K)$)	λ_m	36.6		$\lambda = 485^\circ C$ 时 30XH3A 钢数据
7	加热不对称性	μ_{nkrp}	0.64	0.68	图 7-1, $t_{TP} = 1000^\circ C, t_r = 7,$
8	金属计算厚度 (m)	S_{pacr}	$0.64 \times 0.005 = 0.0032$	$0.66 \times 0.005 = 0.0033$	$\frac{S_r}{D_r} = \frac{0.464}{0.18} = 2.6$ 式 (7-4)
9	斯塔尔克准数	Sk	$\frac{2.57}{100} \times \left(\frac{1000 + 273}{100} \right)^3 \times \frac{0.0032}{36.6} = 0.0016$	0.0048	式 (13-45): $Sk < 0.16$ 薄料物体
10	形状系数	$h\phi$		$0.042 / (0.042 - 0.005) = 1.135$	式 (6-3)
11	金属在计算段上的比热容 ($kJ/(kg \cdot K)$)	c_M	0.524	0.628	30XH3A 钢数据
12	初始温度因数 K^{-1}	$\xi_{nkrp}^{0.6m}$	0.011	0.023	图 (I 16) 和图 (I-17)
13	最终温度因数 K^{-1}	$\xi_{nkrp}^{1.0m}$	0.023	0.037	$t_{TP} = 1000^\circ C$ 时, 同上
14	加热时间 (h), 按计算段	τ_r	$\frac{0.0032 \times 7850 \times 0.524}{3.6 \times 1.135 \times 2.57} \times (0.023 - 0.011) = 0.015$	$\frac{0.0033 \times 7850 \times 0.628}{3.6 \times 1.135 \times 2.57} \times (0.037 - 0.023) = 0.0217$	式 (13-52)
	炉室总加热时间 (h)	T_{nkrp}	0.117		$0.015 + 0.0217 = 0.0799$

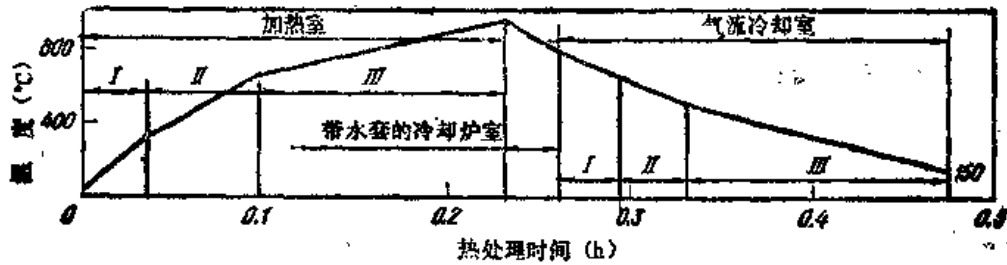


图 7-2 辊底式炉内金属的温度变化

表 7-2 带水冷套炉室内管捆冷却的计算

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 值	计 算 说 明
1	管子温度 (°C)			
	初 始	$t_{\text{н.н}}$	950	
	终 止	$t_{\text{к.н}}$	800	
	平 均	$\bar{t}_{\text{н}}$	875	
2	套的温度 (°C)	$t_{\text{с}}$	40	选 用
3	套的黑度	$\epsilon_{\text{с}}$	0.85	图13-1
4	炉室内金属的平均比热容 (kJ/(kg·K))	$c_{\text{н}}$	0.615	30XH3A钢数据
5	辐射角度系数:			
	由套到金属	$\varphi_{\text{с.н}}$	1.0	—
	由金属到套	$\varphi_{\text{н.с}}$	0.64	表7-1, №4 $\varphi_{\text{н.с}} = \varphi_{\text{с.н}}$
6	导出辐射系数 (W/(m ² ·K ⁴))	$C_{\text{дп}}$	$\frac{5.77 \times 0.54}{1 + 1 \times \left(\frac{1}{0.85} - 1 \right) + 0.64 \times \left(\frac{1}{0.55} - 1 \right)} = 2.17$	式 (13-8)
7	炉气平均温度 (°C)	$\bar{t}_{\text{г.п}}$	(875 + 40)/2 = 458	$\bar{t}_{\text{г.п}} = (t_{\text{н}} + t_{\text{с}})/2$
8	水套边界条件的平均温度 (°C)	$\bar{t}_{\text{н.к.с}}$	(458 + 40)/2 = 249	$\bar{t}_{\text{н.к.с}} = (\bar{t}_{\text{г.п}} + t_{\text{к.с}})/2$
9	炉气和水套间的温度落差 (°C)	$\Delta t_{\text{к.с}}$	458 - 40 = 418	$\Delta t_{\text{к.с}} = \bar{t}_{\text{г.п}} - t_{\text{к.с}}$
10	由炉气自由对流传给水套的 给热系数(W/(m ² ·K))	$\alpha_{\text{с.г.н.с}}$	8.5	图13-8
11	金属边界层的平均温度(°C)	$\bar{t}_{\text{н.к}}$	(458 + 875)/2 = 667	$\bar{t}_{\text{н.к}} = \frac{(\bar{t}_{\text{г.п}} + t_{\text{н}})}{2}$

(续)

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 值	计 算 说 明
12	金属和炉气间的温度差(°C)	Δt_M	875 - 458 = 417	$\Delta t_M = t_M - t_{cD}$
13	金属对炉气自由对流的给热系数[W/(m ² ·K)]	$\alpha_{w, cD}^{自由}$	10	图13-8, 典型尺寸 $d_M = 0.042M$
14	金属向水套导出对流给热系数[W/(m ² ·K)]	α_{DD}	$\left[\frac{1}{8.5} + 0.64 \times \frac{1}{10} \right]^{-1} = 5.5$	式(13-26) $\frac{F_K}{F_M} = \varphi_{w, z} = 0.64$
15	以辐射系数为单位的对流给热系数[W/(m ² ·K ⁴)]	C_{wz}	$\frac{5.5 \times (875 - 40)}{\left[\frac{875 + 273}{100} \right]^4 - \left[\frac{(40 + 273)}{100} \right]^4} = 0.267$	式(13-50)
16	考虑对流的导出辐射系数, [W/(m ² ·K ⁴)]	C'_{wz}	2.17 + 0.267 = 2.44	式(13-49)
17	初始温度因数	$\varepsilon_{oxz}^{t_{oxz}}$	0.04	图1-18
18	终止温度因数	$\varepsilon_{oxz}^{t_{oxz}}$	0.05	图1-18
19	冷却不对称系数	μ_{oxz}	0.7	图7-16, 当 $t_p \approx t_M$ 和 $S_p/D_p = 2.6$
20	金属计算厚度(m)	S_{pac}	0.7 × 0.005 = 0.0035	式(7-4)
21	冷却时间(h)	τ_{oxz}	$\frac{0.0035 \times 7850 \times 0.615}{3.6 \times 1.135 \times 2.44} \times (0.05 - 0.04) = 0.0154$	式(13-52)

热处理条件—光亮处理, 在含95%N₂和5%H₂的保护气体气氛中;

被加热金属—单排管捆、管径 $d_M = 0.042m$ 、管壁厚 $\delta_M = 0.05m$ 、30XH3A钢; 管坯的初始温度 $t_M^{初} = 20^\circ C$ (冷装炉); 金属密度 $\rho_M = 7850kg/m^3$;

炉子生产能力 $P = 24t/h$;

燃料—天然气, 低发热量 $Q = 35MJ/m^3$ 。

按照5.2节的建议, 金属用辐射管加热。在带水冷套的炉室内由950°C冷却到800°C, 在用保护性气体、带气流冲刷的炉室内由800°C冷却到150°C。管子加热时 $n_M = 29$ 件为一

表 7-3 气流冷却炉室内管捆的冷却计算

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段			计算说明
			I	I	I	
1	管子温度 (°C):					选用 30XH3A 钢的数据 选用
	初始温度	$t_{\text{нач}}$	800	650	600	
	终止温度	$t_{\text{кон}}$	650	500	150	
	平均温度	$t_{\text{ср}}$	726	575	325	
	金属在计算段内的平均比热容 (kJ/(kg·K))	$c_{\text{м}}$	0.976	0.837	0.586	
3	保护气体的流动速度 (m/s)	w		20		
4	保护气体温度 (°C):					
	初 始	$t_{\text{нач}}$	170	70	100	
	终 止	$t_{\text{кон}}$	120	145	85	
平 均	$t_{\text{ср}}$	422	107	205		
5	边界层的平均温度 (°C)	$t_{\text{горл}}$	56.3	60.0	66.0	
6	气流冲刷时的对流给热系数 (W/(m ² ·K))	$\alpha_{\text{возд}}$	$\frac{0.64 \times 0.005 \times 7850 \times 0.976}{1.136 \times 56.3}$	$\frac{0.64 \times 0.005 \times 7850 \times 0.837}{1.136 \times 60}$	$\frac{0.64 \times 0.005 \times 7850 \times 0.586}{1.135 \times 66}$	$t_{\text{горл}} = \frac{t_{\text{н}} + t_{\text{г}}}{2}$ 图13-20 $\frac{h}{2b} = \frac{0.13}{2 \times 0.005} = 13$
	管子冷却时间 (h)	$\tau_{\text{охла}}$	$\lg \frac{800-120}{650-120} = 0.042$	$\lg \frac{550-107}{500-107} = 0.043$	$\lg \frac{500-85}{150-85} = 0.158$	公式 (13-51)
7	按计算段			0.243		
8	炉室内总时间		100	75	30	图5-3
	保护气体的预热温度 (°C)	$\Delta t_{\text{г}}$				

(续)

№	名称, 检测单位	符号	计算阶段		计算说明
			Ⅰ	Ⅱ	
9	保护气体的最终温度 (°C)	$t_{\text{终}}^{\text{保}}$	170	100	$t_{\text{终}}^{\text{保}} = t_{\text{终}}^{\text{保}} + \Delta t_{\text{终}}^{\text{保}}$ 与事先选用的相符 (见表7-3, №4)
10	保护气体消耗量 (m^3/h)	$V_{\text{耗}}^{\text{保}}$	$3600 \times 20 \times 0.005 \times 1.5 \times 126 = 68\ 000$		$V_{\text{耗}}^{\text{保}} = 3600 \text{ m}^3/\text{h}$ $n_{\text{耗}}^{\text{保}}$ 见表7-4, №6

表 7-4 炉子的基本尺寸和参数

№	名称, 检测单位	符号	炉 室			计算说明
			加 热	带 水 套	气 流 冷 却	
1	加热和冷却的时间 (h), 按炉室 炉子总时间	t	0.117	0.0154 0.475	0.243	表7-1, №14 表7-2, №21 表7-3, №7
2	被加热管子的截面积 (m^2)	f_w	$3.14 \times (0.042 - 0.005) \times 0.005 = 0.582 \times 10^{-3}$			$f_w = \pi \times (r_w - r_s) \times \delta_w$ 式(5-8); 选用 $k_s = 0.75$
3	炉长 (m): 沿炉室 心长度 管子数 (个), 按炉室	L $n_{\text{管}}$	$\frac{24 \times 0.117 \times 10^3}{29 \times 7850 \times 0.582 \times 10^{-3} \times 0.75} = 28$	1.9	29.2	G—参见式(1-2) $n_{\text{管}} = L/S_{\text{管}}$
4	管子总管子数 加热炉室内辐射管数 (个)	$n_{\text{管}}$ $n_{\text{辐射}}$	$\frac{28}{0.464} = 60$	$\frac{1.9}{0.464} = 4$	$\frac{29.2}{0.464} = 63$	$n_{\text{辐射}} = 2L/S_{\text{辐射}}$
5	加热炉室内辐射管数 (个)	$n_{\text{辐射}}$	$\frac{2 \times 28}{0.464} = 120$	—	—	$n_{\text{辐射}} = 2L/S_{\text{辐射}}$
6	(流冷却的炉室内进气管数(个)	$n_{\text{进管}}$	—	—	$\frac{2 \times 29.2}{0.464} = 126$	$n_{\text{进管}} = 2L/S_{\text{进管}}$

表 7-5 确定加热炉室内的热耗量

№	名称, 检测单位	符号	计 算 段		计 算 说 明
			I	II	
1	燃料化学热 (kW)	Q_{f}	$\left(\frac{1}{3.6}\right) \times 95V_{\text{I}} = 9.71V_{\text{I}}$	9.71V _{III}	式 (15-1)
	空气物理热 (kW)	Q_{a}	$\left(\frac{1}{3.6}\right) \times 1.2 \times 3.04V_{\text{I}} = 1.01V_{\text{I}}$	1.01V _{III}	式 (15-5) i_{a} 按图 (II-6) 当 $t_{\text{a}} = 280^{\circ}\text{C}$ 和 $\alpha_{\text{a}} = 1.2$ 时
3	加热金属的热耗量 (kW)	Q_{m}	$\frac{1}{3.6} \times 24 \times 0.524(300 - 20) = 978$	$\frac{1}{3.6} \times 24 \times 0.792 \times (950 - 550)$ $= 1584$	式 (15-8) 和表 7-1 №1 和 №11
	燃烧产物带走的热损失 (kW)	Q_{r}	$\frac{1}{3.6} \times 14.25 V_{\text{I}} = 3.96V_{\text{I}}$	3.96V _{III}	式(15-10); 当 $t_{\text{a}} = 800^{\circ}\text{C}$ 和 $\alpha_{\text{a}} = 1.2$ 时 i_{r} 按图 (II-6) $L_{\text{r}} = L_{\text{m a r r y}} / i_{\text{m a r r y}}$ (见表 7-1, №14 和表 7-4 №8)
5	砌体的热损失:				
	计算段长度(m)	L_{r}	$28 \times \frac{0.015}{0.117} = 3.6$	$28 \times \frac{0.0799}{0.117} = 19.2$	
6	砌体材料(厚度, mm)	—	粘土—纤维板IIIИП-350 (100); 莫来石硅石板MKПП-340 (100); 矿棉垫 (80)		
	砌体面积 (m ²)	F_{r}	41	59	$F_{\text{r}} = L_{\text{r}} f_{\text{m a r r y}}$, $f_{\text{m a r r y}} = 11.4$ 不进行计算
	单位热流 (kW/m ²)	$q_{\text{m r}}$	0.43	0.43	图 (II-15), 当 $t_{\text{m a r r y}} = 900^{\circ}\text{C}$ 时
	按计算段的热损失 (kW)	$Q_{\text{m r}}$	17.6	25.5	式 (15-14)
	通过辊子的热损失				
	辊子 (个数)	n_{p}	$\frac{3.6}{0.464} = 8$	$\frac{5.20}{0.464} = 11$	$n_{\text{p}} = L_{\text{r}} / S_{\text{p}}$
辊颈水冷时的热损失 (kW)	Q_{nc}	$1.16 \times 0.5 \times 20 = 11.6$		式 (15-22); 选用 $V_{\text{a}} = 0.5 \text{ m}^3/\text{h}$, $\Delta t = 20^{\circ}\text{C}$ 参见表 (15-2)	

(续)

№	名称, 检测单位	符号	计 算 段		计算说明
			I	II	
7	通过瓶颈的热传导损失(kW)	$Q_{\phi n}$			选用 $Q_{\phi n} = Q_n + Q_{\phi n}$
	一个瓶颈的损失(kW)	$Q_{1 \text{ 瓶}}$	$11.6 + 2.2 = 13.8$		$Q_{\phi} = n_p Q_{1 \text{ 瓶}}$
	按计算段的热损失	Q_{ϕ}	$8 \times 13.8 = 110.4$	$41 \times 13.8 = 565.8$	选用
	保护气体加热时的热损失, 气体的初始温度(°C)	$t_{\text{初}}^{\text{保气}}$			$t_{\text{初}}^{\text{保气}} = \frac{t_{\text{初}} + t_{\text{终}}}{2}$
	气体的终止温度(°C)	$t_{\text{终}}^{\text{保气}}$			***时测氮气查表V-5
8	气体的比热容(kJ/(m ³ ·K))	$c_{\text{保气}}$			选用
	气体损失(m ³ /h)	$V_{\text{保气}}$	$\frac{300 + 1000}{2} = 650$	$\frac{950 + 1000}{2} = 975$	
	按计算段的热损失(kW)	$Q_{\text{保气}}$	$1.35 \times 650 = 877.5$	$1.38 \times 975 = 1344.5$	
	未估计到的损失(kW)	$Q_{\text{未估计}}$	$(1/3600) \times 5 \times 1.35 \times (650 - 20) = 1.2$	$(1/3600) \times 12 \times 1.4 \times (975 - 20) = 4.6$	
	热平衡方程	—	$0.1 \times (978 + 17.6 + 110.4 + 1.2) = 119.7$ $9.71V_{\text{I}} + 1.01V_{\text{II}} = 978$ $+ 3.96V_{\text{I}} + 17.6 + 110.4 + 1.2 + 110.7$ $6.76V_{\text{I}} = 1217.92$	$0.1 \times (1465 + 25.5 + 151.8 + 2.1) = 164.4$ $9.71V_{\text{I}} + 1.01V_{\text{II}} = 978$ $= 1465 + 3.96V_{\text{I}}$ $+ 25.15 + 151.8 + 2.1 + 164.4$ $6.76V_{\text{I}} = 1868.62$	式(15-27) 式(15-31) 式(15-32)
10	天然气消耗量; 天然气消耗量(m ³ /h); 按炉室内 计算段	V_{T}	180	366	—
	辐射管数(个); 按炉室内计算段	n_{TP}	$2 \times 3.6/0.464 = 15$	$2 \times 19.2/0.464 = 83$	$n_{\text{TP}} = 2L_{\text{I}}/S_{\text{TP}}$
	一个辐射管的天然气消耗量(m ³ /h)	—	$\frac{180}{15} = 12$	$\frac{366}{83} = 4.4$	$V_{\text{T}}/n_{\text{TP}}$
11	加热炉室所需要的热量(kW)	$Q_{\text{加热炉室}}$	$9.71 \times 814 = 7904$		表7-5, №1
12	单位热耗量(kJ/kg)	q	$3.6 \times \frac{7904}{24} = 1186$		式(1-10)

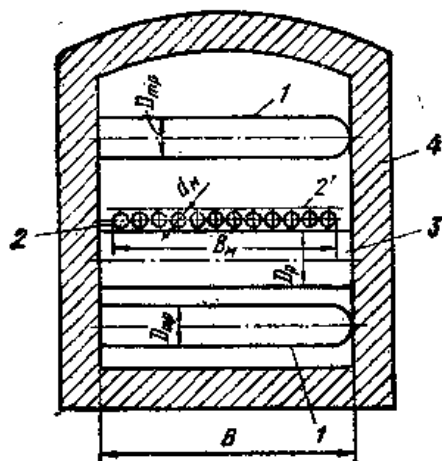


图 7-3 辊底式炉加热室简图

1—辐射管 2—被加热金属 3—辊子 4—炉室的砌体

捆，捆宽 $B_M = n_M d_M = 29 \times 0.042 = 1.3\text{m}$ ，选用炉膛尺寸： $B = 1.58\text{m}$ ，高度 $H = 1.5\text{m}$ 。

根据机械设计和强度计算的结果，炉底辊的直径 $D_P = 0.18\text{m}$ ，间距 $S_P = 0.464\text{m}$ ，辊子带水冷环。

表7-1是辊底式炉炉室内管子热交换和加热的计算，而图7-3是管子加热示意图。

为进行加热而在金属的上部和下部采用典型的两端封死的辐射管，直径 $D_M = 0.152\text{m}$ ，辐射管在炉长方向上的间距 $S_{TP} = 0.464\text{m}$ ，辐射管的温度 $t_{TP} = 1000^\circ\text{C}$ 。把加热炉室按加热到300、650和950 $^\circ\text{C}$ 分为三个计算段（见图7-2）。

为便于计算，对金属的辐射角度系数以管捆的假定表面2'（参看图7-3）代替金属。计算按辐射定律进行；不考虑对流传热，但在计算中应考虑管捆的储热量。

表7-2是带水冷套的炉室中管捆的冷却计算。水套布置在金属的上、下方，计算不按划分的计算段进行，因为温度差距不大。因此占优势的传热方式是辐射，计算按辐射定律进行。

图7-3是气流冷却的炉室中管捆的冷却计算。考虑5.4节的建议，选用由开有宽度 $b = 0.005\text{m}$ 、长度 $l = 1.5\text{m}$ 的缝隙的管子输入保护气体。沿炉长方向的管子间距 $S = 0.464\text{m}$ 。由气体流出的端面到金属的距离 $h = 0.13\text{m}$ 。缝隙中气流的流出速度 $w = 20\text{m/s}$ ，被气流冷却的炉室按冷却到650、500和150 $^\circ\text{C}$ 划分为三个计算段。

表7-4是辊底式炉的尺寸计算和特征，而表7-5则是计算在辊底式炉内的燃料消耗量。通常按辐射管空气消耗系数 $\sigma_B = 1.2$ ，并在管式换热器中把空气预热到 $t_B = 280^\circ\text{C}$ 的情况下进行天然气的燃烧。经由烟管排出的燃烧产物温度等于 $t_A = 800^\circ\text{C}$ ，而砌体内表面的平均温度 $t_{A, \text{av}} = 900^\circ\text{C}$ 。

8. 牵引式炉

8.1 牵引式炉的特征

属于这类炉型的有用于扁钢和带钢热处理加热的各种卧式和立式炉（塔式炉），以及处理线材的铅浴炉和为焊管轧机加热管坯的连续式炉。牵引式炉最好安装在流水生产线中，因为它能保证较高的热处理质量。

在立式炉中使扁钢或带钢进行热处理和化学热处理加热时，扁钢和带钢的宽度可达1550mm，厚度1mm以下。而在卧式炉中加热时，厚度可达6mm。在铅浴炉中，经由炉子加热的线材为16~32根。

为了输送扁钢或带钢而在炉内放置牵引辊。在炉子内部只设有相互以很大距离放置的支承辊。

热处理的总时间不应超过5~10min，否则由于炉子的长度过长而使炉子输送金属发生困难。

8.2 传热计算

卧式牵引炉炉膛内的热交换相似于辊底式炉，因为在结构上和辊底式炉的上半部相同，而且这类炉子的上半部和下半部的热交换也可以看成是相同的，这是由于放置的支承辊不多，所以对热交换并无实质性的影响。

在立式牵引炉中，扁钢或带钢的行进通道之间可以没有隔墙，但由于金属两侧加热或冷却介质的条件是对称的，因而把每个通道都看成是被绝热表面所隔绝，把炉膛作为由绝热表面反射的物体体系，并按表 I-3 的图和 13.1.2 节中的公式来计算其辐射热交换。

至于带冷却水套的立式牵引炉的炉室，扁钢的表面积就等于水套的表面积 ($F_M = F_{kcc}$)，其导出辐射系数 [$W/(m^2 \cdot K^4)$] 为：

$$C_{np} = C_0 [1/\epsilon_M + 1/\epsilon_{kcc} - 1]^{-1} \quad (8-1)$$

而导出对流系数 [$W/(m^2 \cdot K)$]：

$$\alpha_{np} = \alpha_M \alpha_{kcc} / (\alpha_M + \alpha_{kcc}), \quad (8-2)$$

式中 ϵ_M 、 ϵ_{kcc} ——扁钢和冷却水套的黑度；

α_M 、 α_{kcc} ——扁钢对炉气和炉气对冷却水套的对流给热系数 [$W/(m^2 \cdot K)$]。

当确定移动中扁钢的对流给热系数时，我们认为：扁钢如不动，并用气流冲刷，则气流速度等于扁钢移动的速度。当近似计算时，对流给热系数可按经验公式确定：

$$\alpha_{KOHБ} = 5.7 + 3.13 w \rho_r \quad (8-3)$$

式中 w ——扁钢移动速度 (m/s)；

ρ_r ——炉气的密度 (kg/m^3)。

当速度 $w < 0.5 m/s$ 时 ($Re < 5 \times 10^3$)，宽度 $> 0.5 m$ 扁钢的对流给热系数，以及非强制循环时加热和冷却介质的对流给热系数，均按 13.2.2 节自然对流的公式和曲线确定。

炉气的温度采用金属温度和加热或冷却设备温度的平均值。

8.3 金属加热计算的特点

牵引式炉中的金属常常被看成是热力学上的薄料物体，它的加热计算按 13.3.5 节的公

式和曲线进行。加热是对称的，因此金属的计算厚度等于扁钢厚度一半或线材直径一半 (m)；

$$S_{\text{平行}} = S/2; S_{\text{线材}} = d/2 \quad (8-4)$$

在第5章中阐述了连续式热处理炉的计算次序。

8.4 金属的移动速度和有效长度

为了确定炉子及其各个炉室的长度应先求出炉内金属的移动速度 (m/min)；

$$w = \frac{P}{60nM} \quad (8-5)$$

式中 P ——炉子的小时生产能力 (t/h)，按公式 (5-7) 确定；

n ——平行根数 (仅用于线材)；

M ——每米长的金属重 (t)。

选用如下的金属移动速度 (m/min)：焊管轧机加热管坯用的连续式炉不大于 540；扁钢热处理加热用的卧式炉为 1~240；扁钢热处理加热用的立式炉为 2~450；在线材热处理的铅浴炉中为 2~90。炉内扁钢速度的调节范围不大于 1:15。

每米扁钢重 (t)；

$$M = 7.85bS \quad (8-6)$$

式中 b 、 S ——扁钢宽度和厚度 (m)。

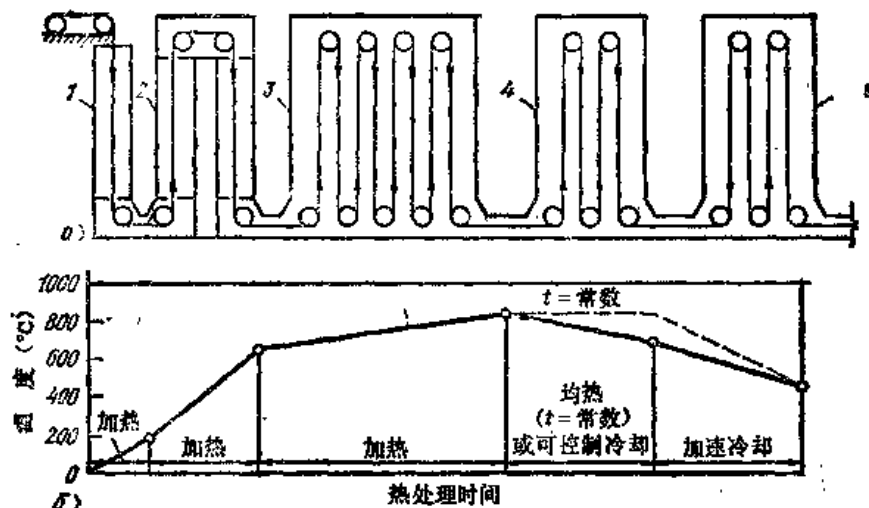


图 8-1 热镀锌机组牵引炉简图 (a) 和炉内扁钢温度变化简图 (b)

1—预热室 2—无氧化加热室 3—还原性加热室 4—均热室和可控冷却室 5—气流冷却炉室

每米长的线材重 (t)；

$$M = 6.14d^2 \quad (8-7)$$

式中 d ——线材直径 (m)。

设炉室与扁钢 (线材) 有效长度 (m) 为：

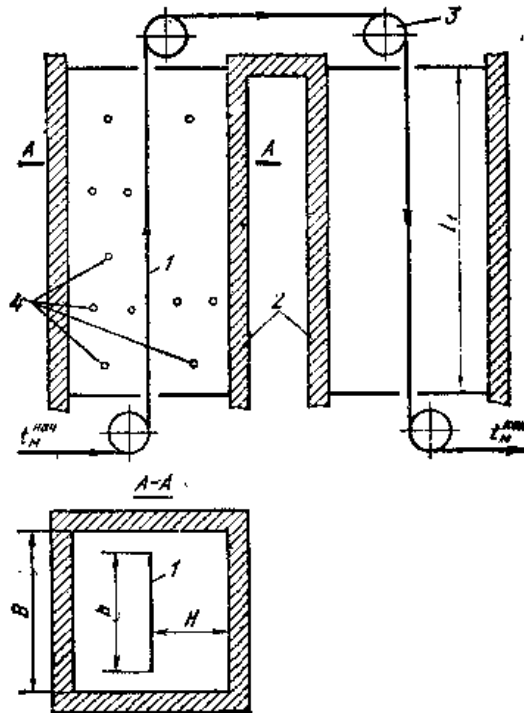


图 8-2 无氧化加热室简图

1—扁钢 2—炉室砌体 3—辊子 4—烧嘴

$$L_i = 60w\tau_i \quad (8-8)$$

式中 w ——金属移动速度 (m/min) ;

τ_i —— i 段炉室内金属热处理加热的时间 (h) 。

对卧式牵引炉来说,扁钢的有效长度与炉室的有效长度一致。在立式炉中,从结构上确定通道的有效长度,也就是在每个通道中,加热或冷却介质同带钢参与热交换的那部分通道长度。炉室内扁钢的有效长度等于通道有效长度的总和。通道的数目应为整数。

热交换的形式不同,对各个工序(加热、保温、不同方式的冷却)运行时间的要求也可以不同。在这种情况下,炉室的长度应按最大值选择。因为,金属热处理的方式不同时,对各个段的相对长度的要求也就不同,因而在有些情况下,按照炉子区段的调节,可以把炉子搞成能够完成不同工序的多功能区段;比如均热与可控冷却。

8.5 热平衡

牵引式炉炉室的热平衡是按15章和5.9节所叙述的方法编制。

8.6 立式牵引炉的计算示例

下面是热镀锌机组立式牵引炉(塔式)的计算示例,它由下述炉室组成(图8-1):预热室,由相邻无氧化炉室进入的燃烧产物对扁钢进行加热,在该室用不完全燃烧产物($\alpha = 0.85$)把扁钢加热到 800°C ;还原加热室,扁钢在还原气氛中($15\% \text{H}_2$ 和 $85\% \text{N}_2$)用辐射管加热到 850°C ;均热室和可控冷却室,扁钢在 850°C 下保温或在还原气氛中缓慢冷却到 700°C (作为冷却装置使用空冷管,作为加热装置则用电辐射管);气流冷却室,还原性气流使扁钢快速冷却到 450°C 。

表 8-1 在预热和无氧化加热的炉室中真钢的比热和加热计算

No	名称, 检测单位	符号	预 热 炉 室	无氧化加热炉室的计算段				计 算 说 明
				J	I	II	IV	
1	扁钢温度(°C):							
	初始温度	$t_{初}^{max}$	20	300	400	500	选用	
	终止温度	$t_{终}^{min}$	200	400	500	600		
	平均温度	\bar{t}_a	110	350	450	550		
2	计算段上金属平均比热容 [kJ/(kg·K)]	c_m	0.488	0.532	0.55	0.575	20°钢的数据	
3	燃烧产物的温度(°C):							
	初始温度	$t_{产}^{max}$	1050				选用	
	终止温度	$t_{产}^{min}$	850					
	平均温度	\bar{t}_p	950					
4	射线有效长度(m)	l						$l = \frac{3.6 BH}{2(B+H)}$
5	空气过剩系数	α	1.2				选用	
6	燃烧产物成分(%)	—	6.5%CO ₂ , 20%H ₂ O					图 I-4和 I-69
7	分压和平均射线长度的乘积 Pa·m,	—						
	$P_{CO_2} l$	—	$0.065 \times 10^5 \times 0.966 = 0.00628 \times 10^6$					
	$P_{H_2O} l$	—	$0.2 \times 10^5 \times 0.966 = 0.0193 \times 10^6$					
8	黑度, CO ₂	ϵ_{CO_2}	0.093				0.088	图 13-3.

(续)

No	名称, 检测单位	符号	预热炉室	无氧化加热炉室的计算段				计算说明
				I	II	III	IV	
	水蒸气	$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}$	0.158		0.164			图 13-4
9	对水蒸气分压的校正	B		1.12				图 13-6
10	燃烧产物的黑度	ε_{r}	$0.093 + 1.12 \times 0.168 = 0.27$		$0.088 + 1.12 \times 0.154 = 0.26$			式 (13-17)
11	扁钢黑度	ε_{M}		0.6				图 13-1
12	砌体对金属的辐射角度系数	$\varphi_{\text{K.M}}$		$\frac{1.0}{(2.3 + 2 \times 0.7)} = 0.27$				式 (13-20)
13	导出辐射系数 ($\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$)	CNP	2.73		2.7			$\varphi_{\text{r.r}} = \frac{b}{B + 2H}$ 式 (13-21)
14	炉室内扁钢的平均温度 (°C)	t_{M}	110		400			$t_{\text{M}} = \frac{t_{\text{M}}^{\text{H}_2\text{O}} + t_{\text{M}}^{\text{CO}_2}}{2}$
15	边界层的平均温度 (°C)	$t_{\text{H.orp}}$	530		725			$t_{\text{H.orp}} = \frac{t_{\text{K}} + t_{\text{r}}}{2}$
16	燃烧产物和扁钢间的温差 (°C)	Δt	840		650			$\Delta t = t_{\text{r}} - t_{\text{K}}$
17	燃烧产物对扁钢的对流给热系数 ($\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$)	$\alpha_{\text{H.orp}}$	7.9		8.4			图 13-8
18	B/S _K 比值	—	0.16		0.139			图 I-22
19	扁钢的相对温度 (°C): 初始计算段	$\theta_{\text{M}}^{\text{H}_2\text{O}}$	0.233	0.360	0.433	0.509	0.584	$\theta_{\text{M}}^{\text{H}_2\text{O}} = \frac{t_{\text{H}_2\text{O}} + 273}{t_{\text{r}} + 273}$

(续)

No	名称, 检测单位	符 号	预 热 炉 室	无氧化加热炉室的计算段				计 算 说 明
				I	II	III	IV	
20	最终计算段	θ_m^{ROB}	0.336	0.433	0.508	0.584	0.660	$\theta_m^{ROB} = \frac{t_m^{ROB} + 273}{T_F + 273}$ 图 I-19 式(13-53); $h_\phi = 1$ $\rho_M = 7.85t/m^3$
	温度因数:							
	初始计算段	ϕ_{II}	0.195	0.320	0.395	0.470	0.540	
	最终计算段	ϕ_{II}	0.295	0.395	0.470	0.540	0.630	
21	加热时间 (h)	τ	0.00075	0.000444	0.000472	0.000466	0.000531	
	按计算段		0.00075			0.001983		
	炉室内总时间							

表 8-2 还原加热炉室内扁钢的比热容和热交换计算

No	名称, 检测单位	符 号	计 算 段		计 算 说 明	
			I	II		
1	扁钢温度 (°C)				图 I-19	
	初始温度	t_{II}^{ROB}	600	670		830
	终止温度	t_{II}^{ROB}	670	830		850
	平均温度	T_m	635	750		840
2	计算段内金属的平均比热容 [kJ/(kg·K)]	c_m	0.6	0.67	0.695	
					20°钢的数据	

(续)

No	名称, 检测单位	符号	计算		计算说明
			I	II	
3	辐射管的温度(℃)	t_{rp}	900		选用 图 13-1
4	黑度: 辐射管	ϵ_{rp}	0.76		
	扁钢	ϵ_m	0.425	0.375	
5	辐射管相对间距, S_{rp}/d_{rp}	—	$\frac{0.51}{0.18} = 2.83$		—
6	辐射角度系数: 由辐射管到扁钢	$\varphi_{rp,m}$	0.44		表 I-2
	由扁钢到辐射管	$\varphi_{m,rp}$	0.49		
7	导出辐射系数 $CW/(m^2 \cdot K^4)$, 极限热收入 平均热收入 按计算段的平均值	C_{rp}^0 C_{rp}^* C_{rp}	— 1.57 1.57	1.74 1.45 $\frac{(1.45 + 1.74)}{2} = 1.6$	式 (13-8)
8	考虑砌体的辐射角度系数: 由扁钢到辐射管 由辐射管到扁钢	$\varphi_{m,rp}^{0.6}$ $\varphi_{rp,m}^{0.6}$	— —	0.74 0.67	表 I-2
9	炉气的平均温度(℃)	t_{avg}	825	870	$t_{avg} = \frac{(t_m + t_{rp})}{2}$
10	靠近辐射管的边界层平均温度(℃)	t_{near}	863	885	$t_{near} = \frac{(1.57 t_m + t_{rp})}{2}$

(续)

No	名称, 检测单位	符号	计算		说明
			I	II	
11	辐射管和炉气间的温度落差 (°C)		1.32	75	$\Delta t = t_{rp} - t_{gas}$ 图 13-10, 典型尺寸
12	由辐射管到炉气自由对流给热系数 [W/(m ² ·K)]	$\alpha_{自由}$	4.9	4.2	图 13-10, 典型尺寸 按图 13-10 式 (13-41)
13	炉室的当量直径 (m)	d_e			$d_e = \frac{2BH}{\pi}$ (B 为炉室宽度)
14	运动给热系数 (m ³ /s)	$\alpha_{运动}$	$\frac{2 \times 2.8 \times 1.2}{128 \times 10^{-6} \times 1.2} = 1.577$	0.5000	$Re > 5 \times 10^4$ — 紊流状态 图 (13-11), 当 $w_0 = 3.5$ m/s 和 $d_e = 1.55$ m 时 为紊流状态
15	辐射管对炉气的导出对流给热系数 [W/(m ² ·K)]	$\alpha_{辐射管}$	$\frac{3.55 \times 1.577}{128 \times 10^{-6}} = 43740$		
16	炉室对辐射管的导出对流给热系数 [W/(m ² ·K)]	$\alpha_{炉室}$	7.0		
17	平均热收入 到炉室 辐射管热收入	$\alpha_{平均}$	1.95 0.344	1.74 0.802	$\frac{F_{平均}}{F_{辐射管}} = \frac{2S_{平均}}{\pi d_e L} = \frac{2 \times 3.5 \times 1.2}{\pi \times 1.55 \times 1.2} = 1.8$ 图 I-35
18	辐射管热收入	$\alpha_{辐射管}$	2.88002	1.98	
19	炉室热收入	$\alpha_{炉室}$			
20	按计算段平均值		2.31	1.74	$\frac{1.35 \times 0.51}{\pi d_e L} = 1.22$

(续)

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 段			计 算 说 明
			I	II	III	
18	Bt/S _K 比值	—	0.065	0.072	0.07	图 I-22
19	扁钢相对温度; 初始计算段	$\theta_{M}^{H.0.0}$	0.744	0.805	0.94	$\theta_{M}^{H.0.0} = \frac{t_{M}^{H.0.0} + 273}{t_{sp} + 273}$
	最终计算段	$\theta_{M}^{K.O.0}$	0.805	0.94	0.957	$\theta_{M}^{K.O.0} = \frac{t_{M}^{K.O.0} + 273}{t_{sp} + 273}$
20	温度因数; 初始计算段	Φ_h	0.765	0.868	1.21	图 I-19
	最终计算段	Φ_k	0.868	1.21	1.275	式 (13-53); $\rho_p = 1.0, \rho_M = 7.85t/m^3$
21	加热时间 (h); 按计算段; 炉室总时间	—	0.0013	0.0069	0.0013	式 (8-8) 选择的极限热收入正确
22	热收入达极限值的有效长度 (验算) (m)	L_2	$60 \times 0.0013 \times 413 = 16.9$			

表 8-3 扁钢在可控冷却状态下工作的均热炉室和可控冷却炉室内的热交换及冷却计算

№	名称, 检测单位	符 号	计 算 值	计 算 说 明
I	扁钢温度 (°C): 初始温度	$t_{M}^{H.0.0}$	850	—
	最终温度	$t_{M}^{K.O.0}$	750	
	平均温度	t_M	775	

(续)

No	名称, 检测单位	符号	计算值	计算说明
2	金属的平均比热容 $(KJ/(kg \cdot K))$, 初始比热容 终止比热容 炉室中的平均比热容	c_m c_m^0 c_m^1 c_m	0.695 0.622 0.676 $(1/3.6) \times 70 \times (0.695 \times 850 - 0.622 \times 700) = 3021$ $775 - 50 = 725$	20号钢的数据 式 (15-8) 适用
3	金属放出的热量 (W)	Q_m	3021	式 (15-8) 适用
4	炉体内表面温度 (°C)	t_{in}	775 - 50 = 725	式 (15-8) 适用
5	砌体材料 (厚度, mm)	—	耐火轻质砖 (KZ-1.8(232)), 粘土轻质砖 HLJ-0.4(232), 玄武岩纸板 (10)	耐火轻质砖 HLJ-0.4(232), 玄武岩纸板 (10)
6	通过砌体的单位热流 (kW/m^2)	q_{pr}	0.88	图 11-11F 不计算
7	砌体散热表面 (m ²)	F_{m1}	480	式 (15-14) 适用
8	通过砌体的热损失 (kW)	Q_{m1}	0.35 × 480 = 150	式 (15-14) 适用
9	炉内棍子数 (个)	n_p	5	表 7-5, No 6, $Q_p = n_p Q_{1p}$ 式 (15-31)
10	经过一个棍子的热损失 (kW)	Q_{1p}	13.8	式 (15-31) 适用
11	经过所有棍子的热损失 (kW)	Q_p	13.8 × 5 = 69	式 (15-31) 适用
12	未估计到的抽失 (kW)	Q_{unest}	0.1 × (150 + 69) = 22	式 (15-31) 适用
13	空冷管带的散热量 (kW)	Q_{air}^{cool}	3021 - 150 - 69 - 22 = 2780	式 (15-31) 适用
14	炉室内空冷管数 (个)	n_{air}^{cool}	2780 / 600 = 4.63	式 (15-31) 适用
15	通过空冷管表面的单位热流 (kW/m ²)	q_{air}^{cool}	2780 / 600 × 3.14 × 0.057 × 1.8 = 16.4	式 (15-31) 适用
16	空冷管表面温度 (°C)	t_{air}^{cool}	2780 / 3.14 × 0.057 × 1.8 = 16.4	式 (15-31) 适用
17	空冷管表面温度 (°C)	t_{air}^{cool}	2780 / 3.14 × 0.057 × 1.8 = 16.4	式 (15-31) 适用
18	辐射角度系数: 扁钢水冷管	$\epsilon_{m,1}$	0.4	图 13-1, 当 $F_M = 775$ 时 表 1-2 当 $S_{max}/d_{min} = 0.43/0.057 = 7.5$

(续)

No	名称, 检测单位	符号	计算值	计算说明
19	水冷管对扁钢 导出辐射系数 (W/(m ² ·K))	$\psi_{a,M}$	$0.56 \times 0.43 / 2 \times 8.14 \times 0.057 = 0.67$	式 (13-4) $\psi_{a,M} = \varphi_{M,a} S_{a,扁钢} / 2 \pi d_{扁钢}$ 式 (13-8)
20	炉气的平均温度 (°C)	$t_{a,M}$	$5.77 \times 0.56 / [1 + (1/0.34 - 1) \times 0.56 + (1/0.4 - 1) \times 0.67] = 1.04$	$t_{a,M} = (t_{a,扁钢} + t_{a,水}) / 2$
21	水冷管边界层的平均温度 (°C)	$t_{a,水}$	$(275 + 525) / 2 = 400$	表 8-2, №16
22	炉气和水冷管间的温差差数 (°C)	Δt	$525 - 275 = 250$	式 (13-26) $F_M / F_{a,扁钢} = S_{a,扁钢} / 2 \pi \cdot d_{扁钢} = 0.43 / 2 \times 8.14 \times 0.057 = 1.2$
23	炉气到水冷管自由对流给热系数 (W/(m ² ·K))	$\alpha_{自由对流}$	9.1	图 13-10, 典型尺寸, $f = d_{x,p} = 0.057m$
24	移动的扁钢到炉气强制对流的给热系数 (W/(m ² ·K))	$\alpha_{强制对流}$	7.0	表 8-2, №16
25	扁钢对空冷管导出辐射给热系数 (W/(m ² ·K))	$\alpha_{导出}$	$[1/7.0 + 1.2 \times (1/9.1)]^{-1} = 3.64$	式 (13-26) $F_M / F_{a,扁钢} = S_{a,扁钢} / 2 \pi \cdot d_{扁钢} = 0.43 / 2 \times 8.14 \times 0.057 = 1.2$
26	以辐射给热系数为单位的假定对流给热系数 (W/(m ² ·K))	C_x	$3.64 \times (775 - 275) / \{[(775 + 275)/100]^4 - [(275 + 275)/100]^4\} = 0.163$	式 (13-59)
27	考虑对流的导出辐射给热系数 (W/(m ² ·K))	$C'_{导出}$	1.04 + 0.163 = 1.2	式 (13-45)
28	空冷管应有的温度 (°C)	$t_{a,空冷管}$	$100 \times \{[(775 + 275)/100]^4 - 14.4 \times 10^9 / 1.2\}^{1/4} = 275$	式 (5-17), 与事先选用的相符
29	Bi/S _g 比值	—	2.12	图 1-22
30	扁钢的相对温度 (°C), 炉室初始处	$\theta_{M,初始}$	$(850 + 275) / (275 + 275) = 2.04$	$\theta_{M,初始} = \frac{t_{M,初始} + 273}{t_{a,空冷管} + 273}$
	炉室末端	$\theta_{M,末端}$	$(700 + 275) / (275 + 275) = 1.78$	$\theta_{M,末端} = \frac{t_{M,末端} + 273}{t_{a,空冷管} + 273}$

(续)

序号	名称, 检测单位	符号	计算值	计算说明
31	温度因数: 炉室初始处 炉室的末端	Φ_v Φ_k	0.33 0.95	图 I-19
32	炉室内的冷却时间 (h)		$\frac{0.35 \times 10^{-5} \times 0.676 \times 985.0 \times (0.35 - 0.33)}{3.5 \times 1.0 \times \frac{1.04}{100} \times \left(\frac{275 + 273}{100} \right)^2} = 0.0051$	式 (13-53), $\alpha_1 = 1.0$; $\rho_M = 7.85 \text{ T/m}^3$
33	空气通过的管子截面 (m^2)	F_{max}	$0.785 \times 0.05^2 = 0.00196$	$F_{\text{max}} = 0.785 (d_{\text{osH}})^2$
34	空气平均比热容 ($\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$)	c_a	1.3	表 V-15
35	管的热平衡和管的热传导方程	—	$14.4 \times 3.14 \times 0.057 \times 1.8 = 1.3w_a \times 0.00196 \Delta t_a$ $14.4 = 10^{-2} Q_a (275 - (20 + \Delta t_a/2))$ $w_a \Delta t_a = 1834$ $Q_a (610 + \Delta t_a) = 29000$ 用预选求得 $w_a = 15.9 \text{ m}^3/\text{s}$, $\Delta t_a = 120^\circ\text{C}$ 和 $Q_a = 46.0 \text{ W}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$ $3600 \times 15.9 \times 0.00196 = 112$ $112 \times 600 = 67200$ $20 + 120 = 140$	式 (5-18) 和 (5-19); $t_{\text{II}}^{\text{II}} = 20^\circ\text{C}$ —选用 图 13-11 当 $w_a = 15.9 \text{ m}^3/\text{s}$, $d_a = 0.06 \text{ m}$ 和 $T_a = 70^\circ\text{C}$, $\alpha_a = 46.8$
36	通过一根管的空气量 (m^3/h)	V_a		式 (5-20)
37	炉室内空气消耗量 (m^3/h)	V_a^{osm}	$112 \times 600 = 67200$	$V_a^{\text{osm}} = V_a w_a n_a$
38	管的出口空气温度 ($^\circ\text{C}$)	$t_a^{\text{出口}}$	$20 + 120 = 140$	式 (5-21)

表 8-4 在气流冷却的炉室内扁钢的热交换和冷却

序号	名称, 检测单位	符号	计算值		计算说明
			I	II	
1	扁钢温度 ($^\circ\text{C}$): 初始温度 最终温度	$t_a^{\text{始}}$ $t_a^{\text{终}}$	700 550	550 450	—

(续)

№	名称, 检测单位	符 号	计 算		计 算 说 明
			I	II	
2	平均温度	t_M	625	500	20号钢的数据 选 用
3	金属在计算段内的平均比热容(kJ/(kg·K))	c_M	0.598	0.561	
3	还原气体的流动速度 (m/s)	w	20		
4	还原气体的温度 (°C): 初始温度 终止温度 平均温度	$t_{p0}^{还原}$ $t_{p1}^{还原}$ t_p	80 150 115		
5	边界层的平均温度 (°C)	t_{sorp}	370	307	$f_{sorp} = (t_M + t_p) / 2$
6	孔的相对间距 沿扁钢 S_{rp}/d_{erp} 垂直扁钢 S_{cprp}/d_{cprp} 平均值	—	$0.15/0.0125 = 12$ $0.0625/0.0125 = 5$ $(12+5)/2 = 8.5$		
7	气流冲刷时的对流传热系数(W/(m ² ·K))	$\alpha_{расп}$	67	58.9	图 13-19, 当 $\frac{S}{d} = 8.5$, $\frac{h}{d_{erp}} = \frac{0.1}{0.0125} = 8$ 式 (13-61)
8	扁钢的空冷时间 (h): 按计算段 炉室内总时间	t	$(0.64 \times 0.35 \times 10^{-3} \times 7850 \times 0.1698) / (1.0 \times 57) \times \lg((700 - 115) / (550 - 115)) = 0.0024$ 0.0043	$(0.64 \times 0.35 \times 10^{-3} \times 7850 \times 0.561) / (1.0 \times 58.9) \times \lg((550 - 115) / (450 - 115)) = 0.0019$	
9	还原气体的预热温度(°C)	$t_{п1}^{还原}$	50		图 5-3 $t_{п1}^{还原} = t_{п0}^{还原} + \Delta t_{п1}$ 同预先选
10	还原气体的预热温度(°C)	$t_{п0}^{还原}$	150		用的数据(表 8-4, №4)
11	在气流冷却的炉室内还原气体的消耗量 (m ³ /h)	V_{erp}	$3600 \times 20 \times 0.785 \times 0.0125^2 \times 24 \times 868 \approx 184000$		$V_{erp} = 3600w \times 0.785d^2 \times 24 \times \eta_{erp}$ η_{erp} —按表 8-5, №9

原始数据:

被加热扁钢的尺寸— $b = 1\text{m}$, ($b_{\text{max}} = 1.5\text{m}$), $S = 0.7\text{mm}$;

扁钢材质—含碳0.2%的低碳钢;

炉子每小时生产能力— $P = 70\text{t/h}$;

燃料—焦炉煤气, 低发热量 $Q_{\text{低}} = 17.1\text{MJ/m}^3$ 。

按公式 (8-6) 每米长扁钢重 $M = 7.85 \times 10 \times 0.0007 = 0.0055\text{t}$, 扁钢在炉内的移动速度按公式 (8-5) 求得: $w_M = 70/60 \times 0.0055 = 213\text{m/min}$, 而它的计算厚度按公式 (8-4): $S_{\text{pacr}} = 0.7/2 = 0.35\text{mm}$ 。当辊子安装在通道内的预热和无氧化加热的炉室内, 扁钢垂直通道的有效长度选用 $L_1 = 13.3\text{m}$, 而在所有其它炉室内 $L_2 = 16.3\text{m}$ 。

在表8-1中计算扁钢在预热炉室和无氧化加热炉室内的热交换或加热, 而图8-2是炉室的计算简图及它们的尺寸, 把无氧化加热炉室按每100℃的温度间隔分成四个计算段。预热炉室内扁钢的加热温度和燃烧产物的温度变化预先加以选定, 然后验算扁钢的加热和炉室热平衡的计算。扁钢的加热计算分别按辐射和对流进行。

表8-2是在还原性加热炉室内扁钢的热交换和加热计算, 而图8-3为炉室的计算简图及其选定的尺寸。把炉室按热交换简图分成不同的三个计算段: 在第一和第三计算段内砌体均参与热交换。正火时用管径 $d_{\text{rp}} = 0.18\text{m}$ 的U型辐射管进行加热, 并按中心距 $S_{\text{rp}} = 0.51\text{m}$ 布置; 管端温度 $t_{\text{rp}} = 900^\circ\text{C}$ 。在边远的通道中, 扁钢温度的变化事先选定, 然后确定它在这些通道中的加热时间, 从而计算通道的长度, 并验算它是否符合选定的扁钢通道长度。扁钢的加热计算分别按辐射和对流进行计算。

表8-3是在可控冷却制度下进行工作的均热炉室和可控冷却炉室对于扁钢的热交换和冷却计算。而图8-4是炉室的计算简图和它所选定的尺寸。扁钢的每侧各放置两排空冷管, 借助于空冷管进行冷却。选定的正火加热时的钢管, 其外径为 $d_{\text{BO}3\text{A}}^{\text{H}} = 0.057\text{m}$, 内径 $d_{\text{H}0}^{\text{H}} = 0.05\text{m}$; 沿扁钢前进方向上空冷管的间距 $S_{\text{BO}3\text{A}} = 0.3\text{m}$, 扁钢的冷却计算分别按辐射和对流进行计算。

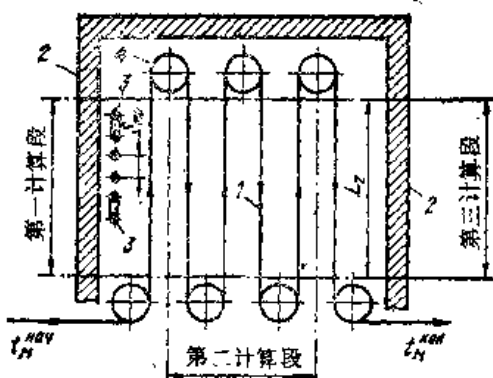


图 8-3 还原性加热炉室简图
1—扁钢 2—炉室砌体 3—辐射管
4—辊子

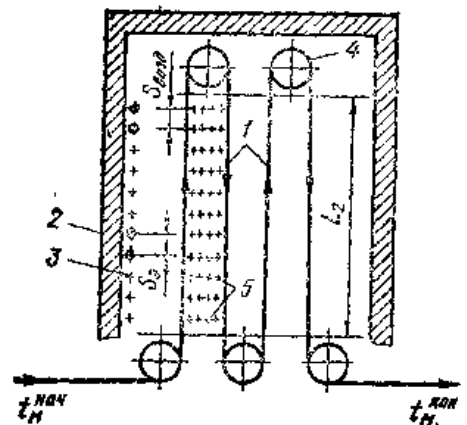


图 8-4 均热炉室和可控冷却炉室的简图
1—扁钢 2—炉室砌体 3—电辐射管 4—辊子
5—空冷管

表 8-5 炉子主要尺寸和参数的确定

No	名称, 检测单位	符号	炉				计算说明
			预热	还原加热	可控冷却	气流冷却	
1	设计的热处理加热时间 (h)	τ_i	0.00075	0.001989	0.0051	0.0043	表 8-1, №21 表 8-2, №27 表 8-3, №82 表 8-4, №8
2	带钢有效计算长度 (m)	L_i	$60 \times 213 \times 0.00075 = 3.55 \times 2.69 = 9.53$	$3.55 \times 7.14 = 25.3$	$3.55 \times 33.86 = 65.2$	$3.55 \times 15.6 = 55.4$	式 (8-83)
3	带钢行程计算次数	n_i'	$\frac{9.53}{13.3} = 0.72$	$\frac{25.3}{13.3} = 1.9$	$\frac{65.2}{16.3} = 4.0$	$\frac{55.4}{16.3} = 3.4$	$n_i' = L_i/L_i$, 或者 $n_i' = L_i/L_i'$
4	带钢行程数	n_i	1	2	4	4	选用
5	带钢的实际有效长度 (m)	L_i	$1 \times 13.3 = 13.3$	$2 \times 13.3 = 26.6$	$16.3 \times 4 = 65.2$	$16.3 \times 4 = 65.2$	$L_i = n_i L_i$, 或者 $L_i = n_i L_i$
6	实际热处理加热时间 (h): 在炉室数 炉中总时间	τ_i τ	$\frac{13.3}{60 \times 213} = 0.00104$	0.00208	0.0051	0.0051	$\tau_i = \frac{L_i}{60.00m}$
7	还原加热炉室辐射管数 (个) 在一个行程内 炉室内总数	$n_{i, \text{辐射}}$ $n_{i, \text{辐射}}$	—	—	—	—	$n_{i, \text{辐射}} = \frac{L_i}{25.4}$ $n_{i, \text{辐射}} = n_{i, \text{辐射}} + 1$
8	可调节冷却炉室空冷管数 (个) 在一个行程里 在炉室内的总行程	$n_{i, \text{空冷}}$ $n_{i, \text{空冷}}$	—	—	—	—	$n_{i, \text{空冷}} = \frac{4 \times 16.3}{0.43} \times 150$ $n_{i, \text{空冷}} = n_{i, \text{空冷}} + 1$

(续)

№	名称, 检测单位	符号	预热炉室	无氧化加热炉室的计算段				计算说明
				I	II	III	IV	
5	燃烧产物温度 (°C)	t_n	850	1050	1050	1050	1050	表 8-1, №3
	热量损失 (kW)	Q_n	$\frac{1}{3.6} \times 6.97V_{6n}$ $= 1.94V_{6n}$	$\frac{1}{3.6} \times 6.8V_{11}$ $= 1.89V_{11}$	$1.89V_{11}$	$1.89V_{11}$	$1.89V_{11}$	式 (15-10) 对预热炉室, 按图 I-4, 而对无氧化加热炉按图 I-69
	不完全燃烧热损失 (kW)	Q_{nec}	$V_r \times 4.33(35.1 + 1.7 + 30 \times 4.2) \times 10^{-3} = 0.804V_r$	$0.804V_{11}$	$0.804V_{11}$	$0.804V_{11}$	$0.804V_{11}$	式 (15-13), 当 $\alpha = 0.85$ 时 V_r , (O_2) 和 H_2 均按图 I-69
6	通过砌体的热损失,	—						
	砌体材料 (厚度, mm)	—	粘土-纤维板 ПБВ-350 (100), 莫来石硅砂板 МКРП-340 (100) 带衬垫 (80)					
	砌体内表面的温度 (°C)	t_{n1}	880			980		
7	通过砌体的单位热流 (kW/m ²)	q_{n1}	0.53			0.67		式 (15-22)
	砌体放热面积 (m ²)	F_{n1}	140	56	60	62	68	t_1 —表 8-1, №3
	热量损失 (kW)	Q_{n1}	74.6	38.9	40.7	41.8	45.9	t_2 —表 8-1, №14
	未估计到的热损失 (kW)	Q_{n1v}	$0.1 \times (1701 + 74.6) = 178$	$0.1 \times (1000 + 38.9) = 104$	$0.1 \times (1034 + 40.7) = 107$	$0.1 \times (1069 + 41.8) = 111$	$0.1 \times (1118 + 45.9) = 116$	t_3 —表 8-1, №16 t_4 —表 8-1, №11 φ_{11} —表 8-1, №12 图 I-15b 不进行计算 式 (15-14) 式 (15-31)
8	无氧化加热计算段热平衡方程	—						式 (15-32)

(续)

No	名称, 检测单位	符号	预热炉室	无氧化加热炉室的计算段				计算说明
				I	II	III	IV	
9	气体消耗量 (m ³ /h); 按计算段 炉室总耗量	V _{gas}	—	2.06V _I = 1144 555	2.06V _{II} = 1187 574	2.06V _{III} = 1221 593	2.06V _{IV} = 1260 621	表 8-6, №1 表 8-6, №1 和 2 表 8-6, №3, 4, 6 和 7
10	无氧化加热炉室的热强度 (MW)	—	—	—	—	—	—	给定的由预热炉室带
11	预热炉室内的热收入 (kW)	—	0.804 × 2343 + 1.89 × 2343 = 6312	—	—	—	—	走以燃烧产物的温度正
12	预热炉室内的热支出 (kW)	—	1701 + 1.94 × 2343 + 74.6 + 178 = 6499	—	—	—	—	确
13	误差 (%)	—	$\frac{6499 - 6312}{6499} \cdot 100$ = 2.8	—	—	—	—	

表 8-7 在均热制度下工作时, 还原加热炉室、均热炉室和可控冷却炉室的热平衡

No	名称, 检测单位	符号	还原加热炉室	均热和可控冷却炉室	计算说明
1	燃料化学热 (kW)	Q _x	热收入		
2	空气物理热 (kW)	Q _空	$\frac{1}{3.6} \times 10.1V_r = 2.8V_r$	—	式 (15-1)
3	电加热管的热强度 (kW)	—	$\frac{1}{3.6} \times 1.2 \times 0.84V_r = 0.28V_r$	—	式 (15-5); 当 t ₀ = 280℃ 时 t ₀ 按图 I-17
4	铸钢加热时的热能量; 金属切头、半均比热容 (kJ/(kg·K))	—	热支出	—	20号钢的数据

(续)

№	名称, 检测单位	符号	还原加热炉室	均热和可控冷却炉室	计算说明
5	金属最终的平均比热容 (kJ/(kg·K))	$c_{\text{M}}^{\text{KOR}}$	0.695	—	式 (15-8)
	热消耗 (kW)	Q_{M}	$\frac{1}{3.6} \times 70 \times (0.695 \times 850 - 0.58 \times 600) = 4603$	—	选用
	燃烧产物带走的热损失,	l_{K}	808	—	选用
	燃烧产物温度 (°C)	α_{K}	1.2	—	式 (15-10); 当在 t_1 和 α_1 时 t_1 , 按图 1-17
	空气消耗系数	Q_{K}	$\frac{1}{3.6} \times 4.3V_{\text{r}} = 1.2V_{\text{r}}$	—	—
6	热量损失 (kW)	—	粘土轻质砖 KJI-1.8 (232)	粘土轻质砖	—
	通过砌体的热损失,	—	IIIJI-0.4 (232)	玄武岩板 (10)	—
	砌体材料 (厚度, mm)	l_{M}	825	850	对还原加热炉室原则上等于第 I 计算段的 l_{M}
	砌体内表面温度 (°C)	q_{M}	0.4	0.43	图 1-10e
	通过砌体的热流 (kW/m ²)	F_{M}	708	460	不进行计算
7	砌体的散热表面 (m ²)	Q_{M}	$0.4 \times 708 = 283$	$0.43 \times 460 = 198$	式 (15-14)
	通过砌体的热损失 (kW)	Q_{10}	13.8	—	表 7-5, №6
	通过辊子的热损失,	η_{P}	9	5	图 8-3 和图 8-4
	单个辊子上的热损失	Q_{P}	$13.8 \times 9 = 124$	$13.8 \times 5 = 69$	$Q_{\text{P}} = Q_{10} \eta_{\text{P}}$
	热损失 (kW)	—	—	—	—

(续)

№	名称, 检测单位	符 号	还原加热炉室	均热和可控冷却炉室	计 算 说 明
8	还原气氛加热的热量损失: 最终温度 (°C)	$t_{\text{终}}$	826	860	式 (8-7), №6
	初始温度 (°C)	$t_{\text{初}}$	50	30	选用周围介质温度
	还原气体消耗量 (m ³ /h)	$V_{\text{还}}$	89	40	一个行程时, 选用10m ³ /h进行计算
	还原气氛比热容 [kJ/(m ³ ·K)]	$c_{\text{还}}$	1.36	1.39	表 V-5
	热量损失 (kW)	$Q_{\text{还}}$	$\frac{1}{3600} \times 80 \times 1.36 \times (826 - 50) = 24$	$\frac{1}{3600} \times 40 \times 1.39 \times (850 - 30) = 13$	式 (15-27)
9	未估计到的热损失 (kW)	$Q_{\text{未估计}}$	$0.1 \times (4603 + 283 + 124 + 24) = 503$	$0.1 \times (198 + 69 + 13) = 28$	式 (15-31)
10	热平衡方程	—	$2.8V_r + 0.28V_r = 4603 + 1.2V_r + 283 + 124 + 24 + 503$ $1.88V_r = 5537$	$Q_0 = 198 + 69 + 13 + 28 = 308$	式 (15-32)
11	还原加热炉室内气体消耗量 (m ³ /h)	V_r	2946	—	—
12	还原加热炉室内辐射管数量 (个)	$n_{\text{辐}}$	145	—	表 8-5, №7
13	一个辐射管的气体消耗量 (m ³ /h)	$V_{\text{辐}}$	$\frac{2946}{145} = 20.5$	—	$V_{\text{辐}} = V_r / n_{\text{辐}}$
14	一个电辐射管的功率 (kW)	N_0	—	5	原始数据
15	必需的电辐射管数 (个)	n_0	—	$\frac{308 \times 1.2}{5} \approx 72$	$n_0 = Q_0 \cdot k_0 / N_0$; k_0 —安全系数 选用 1.2
16	带钢宽度方向上电辐射管的间距 (m)	S_0	—	$\frac{2 \times 16.3}{72} = 0.458$	$S_0 = 2L_2 / n_0$

表8-4是在气流冷却的炉室内扁钢的热交换和冷却计算，而图8-5是炉室的计算简图和选定的尺寸。至于冷却，在炉室内沿扁钢方向装有间距为 $S_{d_{FP}} = 0.15\text{m}$ 的空冷管，每根空冷钢管上开24个直径为12.5mm的孔，从该孔内流出速度为 $\omega_{CFP} = 20\text{m/s}$ 的气体（85% N_2 ，15% H_2 ），从流出口平面到扁钢的距离 $h = 0.1\text{ (m)}$ 。

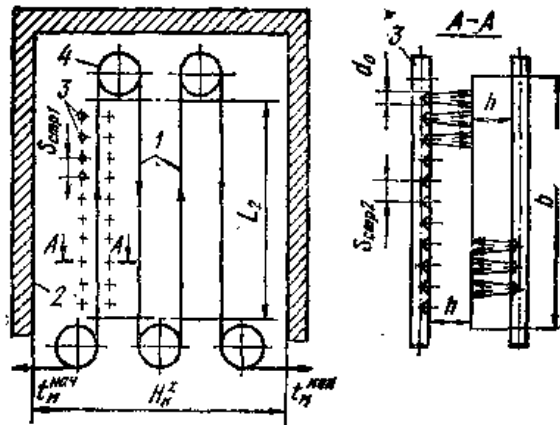


图 8-5 气流冷却的炉室简图

1—扁钢 2—炉室砌体 3—气流冷却管 4—辊子

表8-5表示塔式炉的基本计算尺寸及其特征。

表8-6是无氧化加热炉室的热平衡。由于计算段上空气温度及其消耗系数与无氧化加热炉室相同，可以忽略燃烧产物从一段到另一段的溢流。预热炉室和无氧化加热炉室的辊子安放在冷却通道内，因此不存在来自冷却辊的热损失。由无氧化炉室内排出的未完全燃烧的产物，在预热室内烧尽；因此在热平衡的热收入中，预热炉室不仅要考虑燃烧产物的物理热，而且也要考虑燃料的化学热。

表8-7为炉子在均热状态下工作时，还原性加热炉室和均热炉室以及可控冷却炉室的热平衡。

无氧化加热炉室的热平衡按计算段编制，以便有可能用适当方法分配燃烧装置的热强度。使还原性加热炉室辐射管中的空气预热到 $t_B = 280^\circ\text{C}$ ，离开辐射管的燃烧产物的温度 $t_A = 800^\circ\text{C}$ 。为了使均热炉室和可控冷却炉室保持 850°C 的温度，采用常用电辐射管，其直径 $d_0 = 0.121\text{m}$ ，功率 $N_0 = 5\text{kW}$ ，沿侧壁单排布置（见图8-4）。

第三篇 间歇式炉的计算

9. 间歇式炉的计算特点

9.1 炉子的用途

在间歇式炉内，被加热的金属静止不动，而炉子的热工制度和温度制度则随时间而变化。金属随炉子同时加热和冷却。炉子的装料是在前一批料出炉之后进行。

间歇式炉是用来加热难于在连续式炉内输送的金属，或者要求长时间进行热处理加热的金属。它同样适用于要求不同加热制度和热处理制度的小批量生产的金属。在这种情况下，间歇式炉显示出比连续炉优越。

在黑色冶金轧钢生产中所使用的间歇式炉主要有：均热炉、罩式炉、加热和热处理室式炉、井式炉等。这些炉子通常用于加热大型钢锭，以及对钢带卷、管子、棒材、成捆的钢线卷、板坯垛、大型而形状复杂的工件进行热处理加热。在炉子工段，通常将炉子布置成炉组（均热炉，罩式炉）。

间歇式炉一般按结构特点分类。

9.2 金属加热温度及加热和冷却的计算程序

金属轧制前的加热温度和热处理制度，如同连续式加热炉一样，均决定于金属的性质（见1.2和5.7节）。根据炉子的类型选择必要的加热和冷却温度，而这些温度数据和给定的制度与连续式炉是相似的。

在间歇式炉内经常加热形状复杂的工件。所以在确定工件的计算尺寸及其热物理性能时存在着很大的困难。为了取得这些数据必须利用13.3.2节中所列举的方法。在某些情况下，例如对于均热炉，确定工件的特性是相当困难的，因而在计算中宁可采用经验数据。

在间歇式炉内金属的加热和冷却计算程序决定于工件的大小以及加热或冷却（按规定速度或速度不受限制）制度。这一计算程序和连续式炉所用的程序相同（见1.6和5.5节）。

9.3 装载量和炉子生产能力以及工段内炉子的数量

间歇式炉不安装在生产线上，而是组成一个一定年生产规模 $P_{\text{год}}$ (t) 和年总工时数 $T_{\text{год}}$ (h) 的炉子工段。炉子工段的平均生产能力 (t/h) 为：

$$P_{\text{отр}} = P_{\text{год}} / T_{\text{год}} \quad (9-1)$$

在间歇式炉内，每炉的装载量一般根据工件在炉膛内保持合理摆放并保证具有一定的加热强度和温度均匀性来选定。除此以外，当选择装载量时还应考虑向炉罐同批工件的数量，以便使其同时全部装在炉组内指定的几台炉子中。对某些间歇式炉，比如用于退火板卷的罩式炉，其装载量完全根据炉子的结构来确定。

按照一台炉子装载量的多少，依公式确定它的生产能力，

$$P = G / \tau \quad (9-2)$$

式中 G ——一台炉子的装载量 (t)；

τ ——整个生产周期所需时间 (h)，包括装炉时间、工艺周期、出炉时间和准备下次装炉时间 (例如清炉、修补炉底、烘炉及预热等)。

如果在炉内以不同制度加热或热处理各类金属，那么按下列公式确定平均生产能力：

$$P = 100 / \sum (a_i / P_i) \quad (9-3)$$

式中 m ——以装料材质、尺寸和装炉温度加热和热处理制度等来划分的金属种类数；

a_i —— i 种金属占炉子生产总能力的百分数 (%)；

P_i ——用公式 (9-2) 计算出来的相当于 i 种金属的炉子生产能力 (t/h)。

工段内炉子台数

$$N = P_{\text{工段}} / P_k k_s \quad (9-4)$$

式中 k_s ——炉子利用系数，考核时应扣除不经常使用的炉子台数但并非因质量不好而停用 (根据炉子类型取值 0.75~0.9)；

k_s ——炉子填充系数 (一定尺寸的炉子，其实际装载量与该工件最大装载量的比值)。考虑到个别钢锭因短尺而重量减少、个别板卷尺寸不够和装炉件数不足、装炉时坏料数量减少等。加热炉取 $k_s = 0.95 \sim 1.0$ 而热处理炉取 0.75~0.85。

炉子装载量和工段炉组数并非一成不变，在改变时可以选择最佳的炉型结构以及在炉子工段中选择最好的炉子布置方案。炉膛尺寸由装载量和炉膛中的装料疏密度来确定。

9.4 热平衡和燃料单耗

间歇式炉的热平衡按 15 章叙述的方法求出。当炉料随同炉子一起加热时，要计算炉子砌体的蓄热损失。由于间歇式炉的燃料消耗在加热和保温期间内变化的幅度较大，因此通常必须编制一些热平衡表。

加热初期金属和砌体大量吸热，这时建立的热平衡可以确定出炉子的最大燃料消耗量和热强度。

保温阶段热量的需要最少，以这时的热平衡来确定炉子最小燃料消耗量和确定加热装置的调节范围。

用整个加热和保温周期内的热平衡算出炉子的平均燃料消耗量和单位热耗量 (kJ/kg)。间歇式炉的单位热耗量可按下列公式确定：

$$q = 3.6 \sum (Q_i \tau_i / G) \quad (9-5)$$

式中 Q_i ——加热 (保温) 期间需要的热量 (kW)；

τ_i ——加热 (保温) 期耗用的时间 (h)；

G ——装载量 (t)。

10. 均热炉

10.1 均热炉的特点

均热炉是供开坯前 (初轧机和板坯轧机) 加热钢锭用的炉子。钢锭加热重量从 2~3t，

大至25t, 厚度从350~400mm, 或到更大的尺寸。每台均热炉可装4~24个钢锭, 钢锭沿炉坑侧墙垂直放置。钢锭在坑内的数量和摆放位置决定于钢锭的大小和均热炉炉坑尺寸。只有在前批装入的钢锭全部出炉之后才另行装炉。大部分(达95%)装入炉内的热钢锭表面温度为950~1000℃。因此钢锭还保持有液态的心部。

10.2 均热炉的分类

均热炉按供热方式分类。最早的均热炉是蓄热室式的, 这种炉子经蓄热室预热过的空气和煤气交替地从两侧送入炉坑内。炉坑宽2.1~2.3m, 长3.1~5.7m, 深3.15~3.4m。每四个炉坑为一组。

较新的均热炉结构是经换热器向炉底中心供热, 在平面图上炉膛尺寸接近于正方形。烧嘴放在炉底中心, 而钢锭围绕着烧嘴沿炉坑四壁摆放。炉坑宽4.6~4.8m, 长4.83~5.1m, 深3.1~3.3m。两个炉坑编为一组。

新式的均热炉结构有换热器和一组上部烧嘴, 炉子是长方形的, 烧嘴安装在端墙上部, 而钢锭则是沿侧墙摆放成一排。大的炉坑宽3.3m, 长9.85m, 深4.4m。每一炉组有四个炉坑。

10.3 钢锭加热温度和炉坑温度

轧制前钢锭的加热温度根据金属性质而定, 并与轧制前连续式加热炉内的加热温度相符合(见1.2和表1-1)。炉坑内的温度应高于钢锭最终表面温度50~100℃。

10.4 钢锭加热制度, 炉坑温度和热工制度

钢锭的加热过程包括钢锭表面温度达到规定值前的加热阶段和金属表面在恒定温度下的保温或均温阶段。

热钢锭出炉及新钢锭装炉时, 均热炉炉坑的砌体被剧烈冷却, 所以热锭装炉初期其表面温度应接近坑壁温度。实际上这一阶段需要供热的是砌体, 在加热砌体的同时, 被金属所吸收的热量也在增加。钢锭表面由于与炉坑发生热交换以及更热的钢锭心部放出的热量而使温度升高。

在保温阶段炉子的热耗量最少, 钢锭表面温度不变, 而且沿钢锭截面的温度逐渐趋于一致。加热热钢锭时, 均热炉炉内的温度和热工制度见图10-1。

10.5 关于钢锭加热时间的经验数据

由于炉内燃烧产物温度不均匀, 以及钢锭在炉内的不规则摆放, 使均热炉炉内热交换计算产生很大困难。此外, 还由于钢锭各界面实际上处于不同的热交换条件, 所以在计算金属加热时也遇到不少困难。计算热钢锭加热时, 由于钢锭的起始温度不易确定, 或同一炉内的钢锭温度有很大差别, 从而使计算变得十分复杂。此外, 由于心部仍为液态, 钢锭内部的传热过程还伴随着极复杂的相变过程。

由于钢锭在炉内加热的原始数据既复杂又不稳定, 因而得不到所需要的计算准确度, 于是在工程计算中往往对均热炉内钢锭的加热时间采用经验数据。图10-2~图10-22给出在各种均热炉内钢锭加热时间和装炉时钢锭表面温度、钢锭尺寸、装炉数量之间的关系。表10-1是这些图表的分类目录。

10.6 炉子装载量、炉组的生产能力、生产周期、工段内的炉组数和操作特点

均热炉工段的平均生产能力根据开坯机投料的年产量按公式(9-11)确定。

单台炉子的装载量按一定尺寸的钢锭在炉坑内的摆放方式确定。各种均热炉炉坑尺寸随炉子结构而定(见10.2节)。根据均热炉所用夹钳起重机夹持钢锭的条件, 钢锭之间的

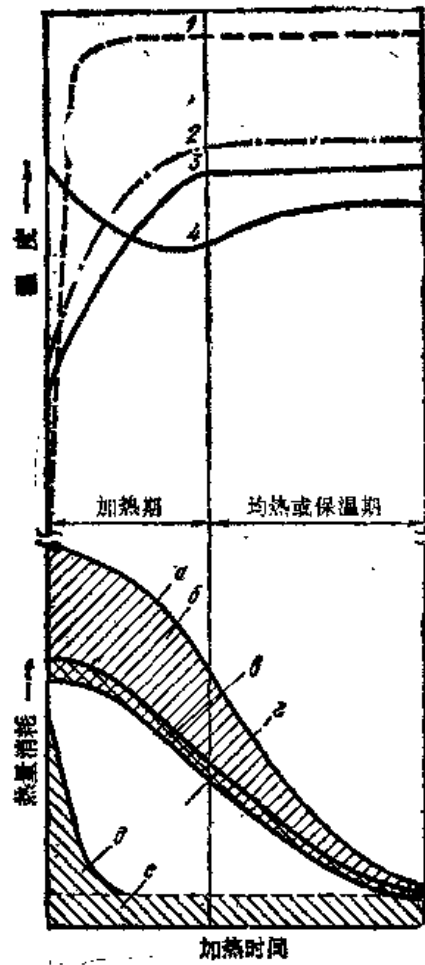


图 10-1 热锭装炉时，均热炉炉内温度和热耗量的变化

1—炉盖温度 2—高炉燃烧产物温度 3、4—钢锭表面和心部温度 a—炉子总热耗量 b—高炉燃烧产物热损失
 B—由于燃料不完全燃烧的化学热损失 r—用于加热金属的热耗量 H—开炉盖时砌体蓄热量的损失 c—通过砌体的散热损失

表 10-1 钢锭在均热炉内加热时间的图表目录

钢 锭	钢 种	钢锭重量 (t)	图 号
蓄热室式均热炉			
型	材	低 碳 钢	6.0~9.0 10-2
同	上	中 碳 钢	6.0~8.3 10-3
同	上	低 碳 钢	6.5~7.2 10-4
同	上	合 金 钢	2.7~3.6 10-5
同	上	上	4.5 10-6
同	上	上	5.5~8.0 10-7
同	材	低 碳 钢	8.0~20.0 10-8
同	上	中 碳 钢	8.0~20.0 10-9
同	上	合 金 钢	8.0~18.0 10-10
换热器式由中心供热的均热炉			

(续)

钢 锭	钢 种	钢锭重量 (t)	图 号
型 材	低 碳 钢	3.5~5.0	10-11
同 上	同 上	6.0~8.5	10-12
同 上	中 碳 钢	3.5~5.0	10-13
同 上	同 上	6.0~10.0	10-14
同 上	轨 道 钢	4.3~10.0	10-15
同 上	合 金 钢	2.1~3.5	10-16
同 上	同 上	4.5~6.2	10-17
同 上	低 碳 钢	7.0~23.0	10-18
同 上	同 上	15.0~23.0	10-19
同 上	中碳钢和合金钢	7.0~23.0	10-20
换热器式有一组上部烧嘴的均热炉			
型 材	碳钢和合金钢	4.0~12.0	10-21
板 材	碳 钢	6.0~13.5	10-22

距离应不小于200~250mm, 而从钢锭均匀加热的观点出发, 最佳距离应为300~400mm。也应考虑在可能装入同一炉号钢锭的情况下确定炉坑的数目。

通常蓄热室式均热炉装载量为45~80t, 由炉底中心供热的炉坑为45~105t, 而设有一组上部烧嘴的均热炉则约为140t。

单组均热炉的生产能力 (t/h), 按照类似于 (9-2) 的公式确定。

$$P = nG/\tau \quad (10-1)$$

式中 n ——炉组坑数 (见10.2节);
 G ——每炉坑装载量 (t);
 τ ——全部生产周期 (循环时间) (h)。

$$\tau = \tau_s + \tau_H + \tau_P + \tau_x \quad (10-2)$$

式中 τ_s ——钢锭装入炉坑的时间, 平均每个钢锭为0.017h;
 τ_H ——钢锭在炉内的加热时间 (h), 由钢锭尺寸、钢号、装炉温度、每坑装入钢锭数和炉子结构情况等按图10-2~图10-22确定;
 τ_P ——钢锭出炉需要的时间 (h), 通常等于在开坯机上的轧制时间 (同时有两个或三个炉坑供料时则出炉时间增加一到两倍);
 τ_x ——炉坑的准备工作时间 (清渣和补炉), 清渣时间统一定为: 清理干渣时为0.25~0.35h, 定期清理液渣时为0.1~0.15h, 而连续清理液渣所占用的时间则不予考虑。

加热不同规格的钢锭时, 炉组平均生产能力按公式 (9-3) 计算。均热炉工段所需要的炉组数由公式 (9-4) 确定。在这些公式中, 均热炉利用系数 k_u , 对一般操作条件下的均热炉采用0.75~0.8, 而对使用计算机控制的均热炉则采用0.8~0.85; 均热炉炉子填充系数 $k_v = 0.95 \sim 1$ 。

均热炉工段的产量指标为全部炉坑 (同时装料) 的总容量以及炉坑的年周转数两项。均热炉工段的总容量 (t);

$$G_{\text{总}} = NG \quad (10-3)$$

式中 N ——工段炉坑数；

G ——单个炉坑装载量(t)。

总容量推荐选取值等于开坯机工作8~10h的工作量。

均热炉年周转数：

$$M = P_{\text{rox}} / G_{\text{ox}} \quad (10-4)$$

式中 P_{rox} ——按投料计算的开坯机年产量(t)。

周转数标志着均热炉工段的工作强度，正常工作周转数不应超过800~1000。

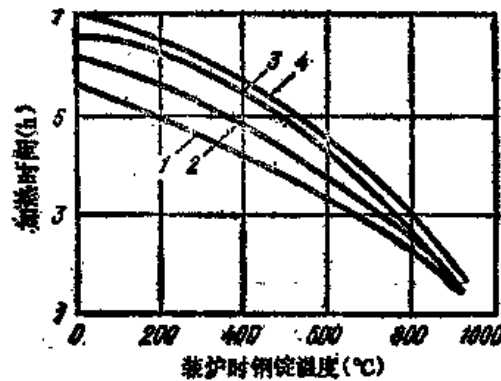


图 10-2 型材用重6~9t低碳钢锭在蓄热室式均热炉内的加热时间 ($t_n = 1260 \sim 1330^\circ\text{C}$)

1—沸腾钢 ($\leq 0.37\%C$) 2~4—镇静钢和沸腾钢 ($\leq 0.37\%C$)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数	
1	7.0	$\frac{720 \times 650}{770 \times 700}$ 2100	4.00 × 2.80	6	
	8.0	$\frac{755 \times 675}{815 \times 735}$ 2100			
2	5.5	$\frac{720 \times 660}{590 \times 530}$ 1700		4.00 × 2.00 4.00 × 2.20	8~10
	6.5	$\frac{775 \times 685}{655 \times 555}$ 2280			
	7.0	$\frac{730 \times 640}{790 \times 700}$ 2300			
	7.2	$\frac{815 \times 685}{715 \times 585}$ 2290			
	7.3	$\frac{750 \times 670}{630 \times 570}$ 2300			
	7.5	$\frac{816 \times 716}{719 \times 610}$ 2250			
	7.6	$\frac{735 \times 665}{790 \times 720}$ 2300			
3	6.8	$\frac{720 \times 650}{760 \times 690}$ 2300		3.95 × 2.08	6~8
	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2000	4.00 × 2.15	8	

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
3	8.5	$\frac{775 \times 685}{685 \times 655} 2000$	4.00 × 2.15	9
	6.8	$\frac{700 \times 620}{760 \times 680} 2300$		
	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570} 2400$		8
	7.4	$\frac{770 \times 610}{810 \times 650} 2200$		
	7.8	$\frac{1125 \times 605}{1065 \times 525} 2050$	4.00 × 2.20	5
	8.0	$\frac{755 \times 675}{815 \times 735} 2100$		
4	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600} 2000$	5.00 × 2.25	10
	6.8	$\frac{700 \times 600}{660 \times 560} 2300$		
	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570} 2400$		9
	7.4	$\frac{770 \times 610}{810 \times 650} 2200$		8
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640} 2300$		7
	6.8	$\frac{720 \times 660}{760 \times 690} 2300$		3.95 × 2.08

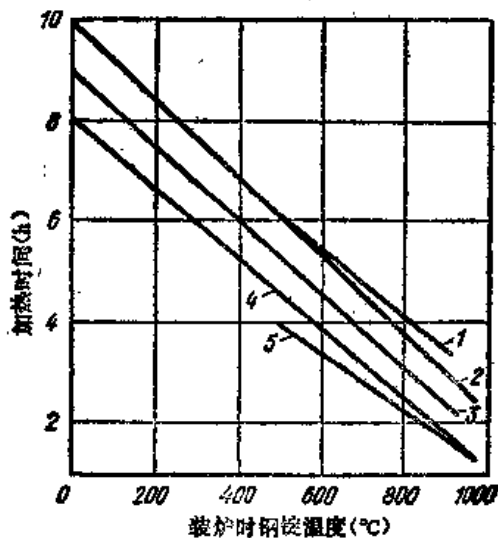


图 10-3 重6~8.3t型材用中碳钢锭在蓄热室式均热炉内的加热时间

1—连铸钢 (>0.7%C) ($t_H = 1260 \sim 1270^\circ\text{C}$) 2—含碳0.51~0.75%的钢, 40Г-70Г, 20Г2-50Г2, 18ХГ2С, 30ХГ2С, 38ГС, 14ХГС, 20Г2С, 40Х, 45Х, 10ХСНД, 20ХГСНМ (ТВМ) 25Г2С ($t_H = 1260 \sim 1270^\circ\text{C}$) 3—含碳0.31~0.50%的钢, 15Г-30Г, 0.9Г2, 10Г2, 15Х-35Х, 15ХСНД, 14ГС, 14Г2, С, 0.8ГС, С, 12ГС, С, 08Г2, С, 10Г2, С, 08Г2С 4—含碳0.35~0.70%的钢, 50Г-70Г 5—С_Т 6, 40-60, Л 53, 20Г-35Г ($t_H = 1270 \sim 1290^\circ\text{C}$)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数	
1	7.2	$\frac{815 \times 685}{715 \times 585} 2290$	4.24 × 2.24	6~8	
2	5.5	$\frac{720 \times 660}{590 \times 530} 1700$	4.00 × 2.00 4.00 × 2.15	8~10	
	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600} 2000$	4.00 × 2.00	9	
	6.5	$\frac{775 \times 685}{655 \times 655} 2000$		4.00 × 2.14	8
	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570} 2400$	8		
	7.3	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570} 2300$	6~8		
3	6.0	$\frac{695 \times 695}{540 \times 540} 1870$	3.95 × 2.08	9	
	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600} 2000$			
	6.5	$\frac{775 \times 685}{655 \times 655} 2280$		6~8	
	6.9	$\frac{820 \times 650}{720 \times 550} 1950$	4.00 × 2.00	8	
	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570} 2400$	4.00 × 2.15	6~8	
	7.2	$\frac{765 \times 675}{640 \times 550} 2080$			
	7.6	$\frac{850 \times 600}{810 \times 650} 1800$	5.00 × 2.25	5	
	7.8	$\frac{1125 \times 605}{1065 \times 525} 2050$		6	
	8.3	$\frac{825 \times 720}{681 \times 575} 2175$		10	
		6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600} 2000$	5.00 × 2.25	9
		7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570} 2400$		8
		7.4	$\frac{860 \times 610}{810 \times 560} 2400$		
4	6.5	$\frac{775 \times 685}{655 \times 655} 2280$	4.24 × 2.24	6~8	
	7.5	$\frac{816 \times 716}{719 \times 610} 2250$	4.00 × 2.20	6	
5	5.5	$\frac{720 \times 660}{590 \times 530} 1700$	4.00 × 2.00	8~10	
	7.3	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570} 2300$	4.00 × 2.15	6~8	

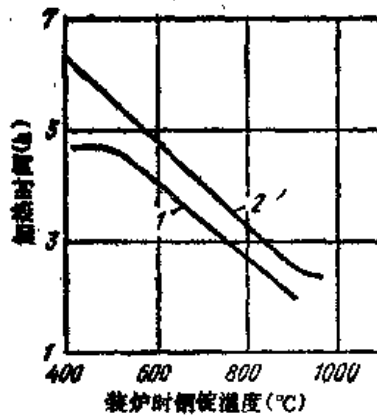


图 10-4 重6.5~7.2t的轨钢锭在蓄热室式均热炉内的加热时间 ($t_H = 1280 \sim 1290^\circ\text{C}$)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	6.5	$\frac{725 \times 685}{655 \times 553}$ 2280	4.25 × 2.24	6~8
	7.2	$\frac{815 \times 685}{715 \times 585}$ 2290		
2	7~7.2	$\frac{795 \times 675}{640 \times 550}$ 2080	3.95 × 2.08	

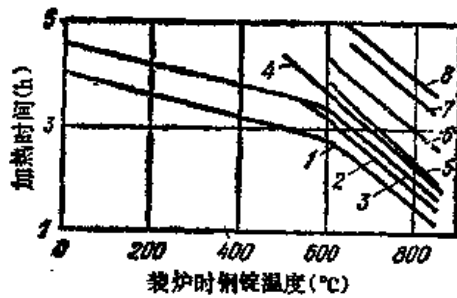


图 10-5 重2.7~3.6t型材用合金钢锭在蓄热室式均热炉内的加热时间

1、2—钢锭重3.6t: 10Г2~30Г2, 12МХ, 15ХМ—35ХМ, 12ХН2, 15Х—35Х, 18ХГ, 15ХФ, 15Н2М, 20ХГСА—25ХГСА, 2—钢锭重2.7t: 13Н5А, 18ХНВ(М)А, 30ХГСА, 30ХГСН2А, 30ХН3А, 40ХС, 40ХМФА ($t_H = 1170 \sim 1200^\circ\text{C}$); 12Х1МФ, 20ХН, 20ХМ ($t_H = 1190 \sim 1220^\circ\text{C}$)
 3—У7—У9, У7А, 7Х3, 7ХФ, У8Г, 8Х3, 8ХФ ($t_H = 1150 \sim 1180^\circ\text{C}$) 4—12ХН3А, 12Х2Н4А, 12ХН2, 15ХГН2ТА, 30ХРА, 20ХГР, 27ХГР, 18ХГТ—30ХГТ, 25ХГМ, 18Х2Н4МА, 20ХН3А, 20ХН4ФА, 25ХН3А, 25Х2М1Ф, 35ГС, 55ГС, 40ХС, 40ХФА, 50ХФА, 30ХГСА, 35ХГСА, 30ХГС, 38ХС, 38ХГН, 38Х2Н2МА, 40ХН, 30ХН2МА, 33ХС, 30ХН3А, 30ХН2МФА, 38ХН3МА, 25Г2С, 30ХН3А, 40ХМФА, 35Г2—50Г2, 38ХА, 40Х—50Х, 38Х2МЮА, 30ХГСН2А, 38Х2Н2МА, 55С2А, 60С2А, 4ХВ2С—6ХВ2С, 5ХНВ, 55ГС, 45Х, 50ХН, 50ХГФА, 5ХНМ, 6ХВГ, 5ХГМ, 5ХНВ, 5ХНСВ, 60С2ХА, 60С2ХФА, 60С2Н2А, 60СГА, 65С2ВА, 20Х3МВФ (ЭИ415, ЭИ579), 18Х3МВ (ЭИ578) ($t_H = 1170 \sim 1200^\circ\text{C}$)
 5、6—9ХС, 9Х1, 9ХВГ, У10, ШХ4, ШХ15, Х, ХВГ, ЕХ3 ($t_H = 1130 \sim 1150^\circ\text{C}$)
 7、8—15Х5М, 40Х10С2М, 12Х13, 20Х13, 30Х13, 40Х13, 12Х18Н9, 12Х18Н9Т, 17Х18Н9, 10Х17Н13М2Г, 10Х17Н13М3Г, 15Х6СЮ (ЭИ428), 08Х18Н12Б (ЭИ402), 15Х5, 15Х5ВФ, 20Х23Н18 (ЭИ417) ($t_H = 1170 \sim 1200^\circ\text{C}$)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	坑内钢锭数 ^①
1	2.7	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1725$	8
2	3.6	$\frac{590 \times 590}{480 \times 480} 2000$	7
2	2.7	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1725$	8
3	2.7	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1725$	
4	3.6	$\frac{590 \times 590}{480 \times 480} 2000$	7
5	2.7	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1725$	8
6	3.6	$\frac{590 \times 590}{480 \times 480} 2000$	8
7	2.7	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1725$	8
8	3.6	$\frac{590 \times 590}{480 \times 480} 2000$	7

① 炉坑尺寸 $3.05 \times 1.64m^2$ 。

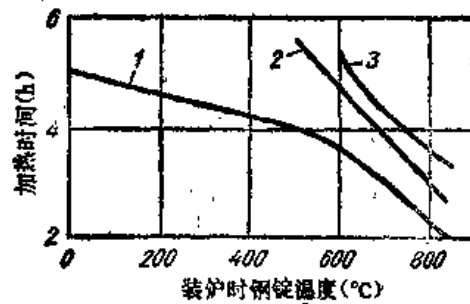


图 10-6 重4.6t型钢用合金钢锭在 $3.05 \times 1.64m^2$ 蓄热室式均热炉内的加热时间

1—10Г2—30Г2, 12МХ, 15ХМ—35ХМ, 12ХН2, 15Х—35Х, 18ХГ, 15ХФ, 15Н2М, 20ХГСА, 25ХГСА, 12Х1МФ, 20ХН, 20НМ ($t_H=1190\sim 1220^\circ\text{C}$) 2—12ХН3А, 15ХГ2ТА, 30ХРА, 20ХГР, 27ХГР, 18ХГТ—30ХГТ, 25ХГМ, 18Х2Н4МА, 20ХН3А, 20Х2Н4А, 12Х2Н4А, 20ХН4ФА, 25ХН3А, 38ХС, 25Х2М1Ф, 35ГС, 55ГС, 12ХН2, 40ХФА—50ХФА, 30ХГСА, 35ХГСА, 30ХГС, 38ХГБ, 38Х2Н2МА, 30ХН2МА, 30ХН2МФА, 30ХН3А, 36Х2Н2МФА, 38ХН3МА, 25Г2С, 30ХН3А, 38Х2Ю, 40ХМФА, 35Г2—50Г2, 38ХА, 40Х, 50Х, 38ХМЮА, 38Х2Н2МА, 30ХГСН2А, 55С2А, 60С2А, 40ХН, 4ХС, 4ХВ2С—6ХВ2С, 6ХНВ, 45Х, 50ХН, 50ХГФА, 5ХНМ, 6ХВГ, 5ХГМ, 5ХНВА, 5ХНСВ, 60С2ХА, 60С2ХФА, 60СГА, 65С2ВА, 20Х3МВФ (ЭИ415, ЭИ579), 18Х3МВ (ЭИ578) ($t_H=1170\sim 1200^\circ\text{C}$), У7—У9, У7АВ, 7Х3, 7ХФ, У8Г, 8Х3, 8ХФ ($t_H=1150\sim 1180^\circ\text{C}$) 3—У12, У13, 15Х5 ($t_H=1080\sim$

1100°C, 钢锭尺寸 $\frac{650 \times 650}{540 \times 540} 2000mm$ 每坑装6个钢锭

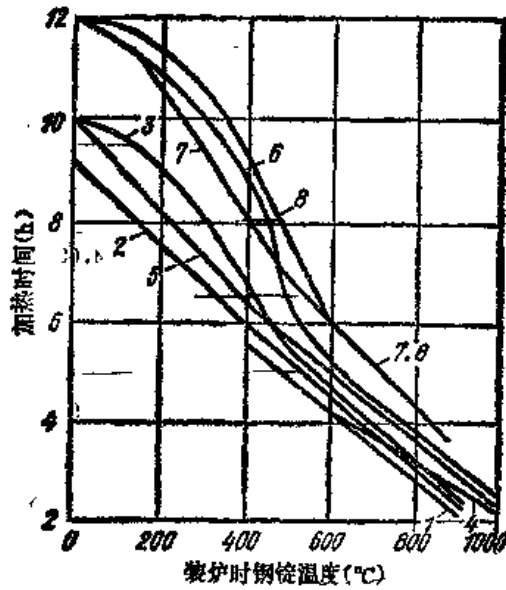


图 10-7 重5.5~7.8t型材用合金钢锭在蓄热室式均热炉内的加热时间

1—钢锭重 6.5、7.2t: 10XCHД, 15XCHД, 09Г2, ($t_H=1280\sim 1290^\circ\text{C}$), 钢锭重 6t: 15X—50X, 20XH—50XH, 18XГГ, 12XH2A, 12XH3A, 35Г2, 30XH3A, 10Г2, 09Г2, 14Г2, 09Г2Д, 30XГГ, 12XH2, 20XГНР, 20XH4ΦA, 15Г, 10XCHД, 15XCHД, ($t_H=1290\sim 1310^\circ\text{C}$); 钢锭重 6.2, 7和7.4t: 09Г2, 10Г2, 15X—35X, 15XCHД, 16ГC, 12ГC, C_B 10Г2 C_B 08Г2C, C_B 12ГC 2—钢锭重 6.2, 6.5和7t: 09Г2, 10Г2, 15X—35X, 15XCHД, 16ГC, 12ГC, C_B 10Г2, C_B 08Г2C, C_B 12ГC; 钢锭重 7.5和7.8t: 10XCHД, 15XCHД, 09Г2, 14Г2, 20XГСА 3—钢锭重 7和7.5t: 33XC, 33XC, 40XC, 55C2, 60C2, 40XC, 25XГСА, 30XГСА 30XГCH2A, ($t_H=1290\sim 1310^\circ\text{C}$); 钢锭重 6.2, 7和7.4t: 20Г2—50Г2, 40X, 45X, 10XCHД, 25Г2C, 35ГC, 14XГC, 18Г2C 4—15XCHД, 15X—40X, 17ГC, 35ГC ($t_H=1270\sim 1290^\circ\text{C}$) 5—20Г2—50Г2, 40X, 45X, 10XCHД, 25Г2C, 35ГC, 14XГC, 18Г2C 6—35Г2—50Г2, 55C2, 60C2, 20XH, 40XH, 30XГC, 25XГСА, 35XГСА, У7, У8, У10, У12, У13 ($t_H=1200\sim 1220^\circ\text{C}$) 7—钢锭重 6.2, 7和7.4t: 55C2, 60C2, 60C2XA, 40CX, 55XГСА, У7, У8, Э11, Э12, Э21 8—钢锭重 5.5和7.3t: ЦХ15, 6XB2C, 20X23H18; 钢锭重 6.2, 7和7.4t: 55C2, 60C2, 60C2XA, 40CX, 55XГСА, У7, У8, Э11, Э12, Э21

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
i	6.5	$\frac{775 \times 685}{655 \times 555}$ 2280	4.24 × 2.25	6~8
	7.2	$\frac{815 \times 685}{715 \times 585}$ 2290		
	6	$\frac{695 \times 695}{540 \times 540}$ 1870	3.95 × 2.08	
	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2000	5.00 × 2.25	10
	7	$\frac{750 \times 750}{650 \times 570}$ 2400		9
	7.4	$\frac{860 \times 610}{810 \times 560}$ 2200		8
	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2000		4.00 × 2.15
	6.5	$\frac{775 \times 685}{655 \times 655}$ 2000		

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
2	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570}$ 2400	4.00 × 2.15	8
	7.5	$\frac{816 \times 716}{719 \times 610}$ 2250		6
	7.8	$\frac{1125 \times 605}{1065 \times 525}$ 2050		5
3	7~7.2	$\frac{765 \times 675}{640 \times 550}$ 2060	3.95 × 2.08	6~8
	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2000	5.00 × 2.25	10
	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570}$ 2400		9
	7.4	$\frac{860 \times 610}{810 \times 560}$ 2200		8
4	5.5	$\frac{720 \times 660}{590 \times 530}$ 1700	4.00 × 2.00	8~10
	7.3	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570}$ 2130	4.00 × 2.15	6~10
5	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2000	4.00 × 2.15	9
	6.5	$\frac{775 \times 685}{655 \times 555}$ 2000		8
	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570}$ 2400		8
6	5.5	$\frac{720 \times 660}{590 \times 530}$ 1700	4.00 × 2.00	8~10
	7.3	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570}$ 2130	4.00 × 2.15	6~8
7	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2000	4.00 × 2.15	9
	6.5	$\frac{775 \times 685}{655 \times 555}$ 2000		8
	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570}$ 2400		8
8	6.2	$\frac{815 \times 685}{715 \times 585}$ 2000	5.00 × 2.25	10
	7.0	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570}$ 2400		9
	7.4	$\frac{860 \times 610}{810 \times 560}$ 2200		8
	5.5	$\frac{720 \times 660}{590 \times 530}$ 1700	4.00 × 2.00	8~10
	7.3	$\frac{750 \times 670}{650 \times 570}$ 2130	4.00 × 2.15	6~8

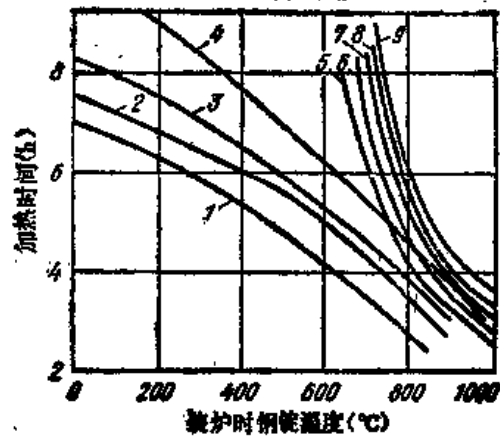


图 10-8 重8~20t板坯用低碳
(含0.05~0.30%C沸腾钢和镇静钢) 钢板在蓄热室式均热炉内的加热时间

曲线号	钢 锭 重 (t)	钢 锭 尺 寸 (mm)	炉 坑 尺 寸 (m)	坑内钢锭数	
1	8	$\frac{720 \times 650}{770 \times 700}$ 2400	5.60 × 2.27	9~10	
2	8.3	$\frac{680 \times 780}{700 \times 600}$ 2500		8~10	
	9.8	$\frac{1080 \times 620}{1160 \times 730}$ 1850			
	10	$\frac{1060 \times 700}{960 \times 570}$ 2500			
3	12	$\frac{1100 \times 635}{1170 \times 765}$ 2400			
4	13	$\frac{1230 \times 780}{1080 \times 680}$ 2500			
5	11	$\frac{960 \times 720}{1000 \times 780}$ 2200		5.70 × 2.25	6~8
6	13	$\frac{1130 \times 720}{1170 \times 780}$ 2200			
7	15	$\frac{1000 \times 780}{960 \times 720}$ 3100			
	15	$\frac{1290 \times 720}{1330 \times 780}$ 2200			
	17	$\frac{1480 \times 640}{1436 \times 680}$ 2900			
	18	$\frac{1170 \times 780}{1130 \times 720}$ 3100			
8	17	$\frac{1460 \times 720}{1500 \times 780}$ 2200	5~6		

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
9	18	$\frac{1560 \times 720}{1600 \times 780} 2000$	5.60 × 2.27	4~5
	20	$\frac{1330 \times 780}{1290 \times 720} 3100$	5.70 × 2.25	5~6

注：冷钢锭装炉时的加热时间：曲线5由9h25min到10h15min；曲线6由9h35min到10h25min；曲线7由9h50min到10h40min；曲线8由10h到10h50min；曲线9由10h20min到11h45min。

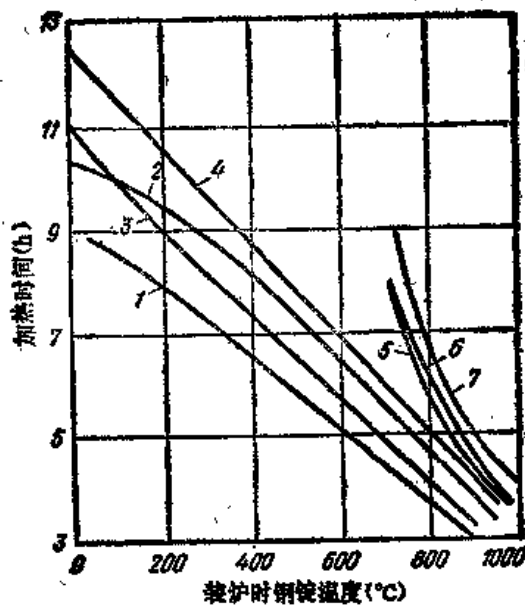


图 10-9 重8~20t板坯用中碳钢锭在蓄热室式均热炉内的加热时间

1、2—Cr5, Cr6, 35—50, 35Γ—45Γ, 车轴钢 3、4—Cr7, 50Γ—70Γ, 轮辐钢 5~7—35—45

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	8.3	$\frac{860 \times 780}{700 \times 600} 2500$	5.60 × 2.27	8~10
	10	$\frac{1060 \times 700}{960 \times 570} 2500$		7~8
2	13	$\frac{1230 \times 780}{1080 \times 685} 2500$		6~8
3	8.3	$\frac{860 \times 780}{700 \times 600} 2500$		8~10
	10	$\frac{1060 \times 700}{960 \times 570} 2500$		7~8
4	13	$\frac{1230 \times 780}{1080 \times 685} 2500$		6~8

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
5	17	$\frac{1480 \times 640}{1436 \times 580}$ 2900	5.70 × 2.25	5~6
6	15	$\frac{1000 \times 780}{960 \times 720}$ 3100		
	18	$\frac{1170 \times 780}{1130 \times 720}$ 3100		
7	20	$\frac{1330 \times 780}{1290 \times 720}$ 3100		

注：冷钢锭装炉时的加热时间：曲线5，13h15min；曲线6，13h40min；曲线7，14h5min。

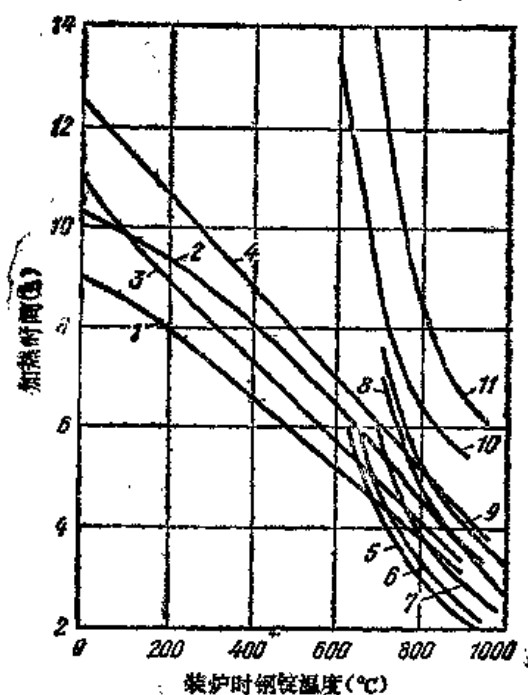


图 10-10 重8~18t板坯用合金钢锭在蓄热室式均热炉内的加热时间

1、2—10XCHД, 15XCHД, 15XГC, 10Г2—30Г2 3、4—35Г2—50Г2 5~9—09Г2, 09Г2Д, 10Г2, 12ГC, 14XГC, 16ГC, 15XCHД, 10XCHД, 30Г2, 15X, 20X, 35X 10、11—3XB2C, 55C2, 60C2, 8X1

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	8.3	$\frac{860 \times 780}{700 \times 600}$ 2500	5.60 × 2.27	8~10
	10	$\frac{1060 \times 700}{960 \times 570}$ 2500		7~8
2	13	$\frac{1230 \times 780}{1080 \times 685}$ 2500		6~8

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
3	8.3	$\frac{860 \times 780}{700 \times 600}$ 2500	5.60 × 2.27	8~10
	10	$\frac{1060 \times 700}{960 \times 570}$ 2500		7~8
4	13	$\frac{1230 \times 780}{1080 \times 685}$ 2500	5.70 × 2.25	6~8
5	11	$\frac{990 \times 640}{942 \times 580}$ 2700		4~5
6	12	$\frac{1100 \times 640}{1065 \times 580}$ 2700		4
7	15	$\frac{1340 \times 640}{1305 \times 580}$ 2750		
8	16	$\frac{1480 \times 640}{1436 \times 580}$ 2750		
9	18	$\frac{1000 \times 780}{960 \times 720}$ 2750	5.70 × 2.25	4~5
10	11	$\frac{990 \times 640}{942 \times 580}$ 2700		
	12	$\frac{1100 \times 640}{1065 \times 580}$ 2700		4
11	15	$\frac{1340 \times 640}{1305 \times 580}$ 2750		
	16	$\frac{1480 \times 640}{1436 \times 580}$ 2750		

注：冷钢锭装炉时的加热时间：曲线5，12h；曲线6，12h25min；曲线7，12h50min；曲线8，13h45min；曲线9，13h40min；曲线10，24h30min；曲线11，25h30min。

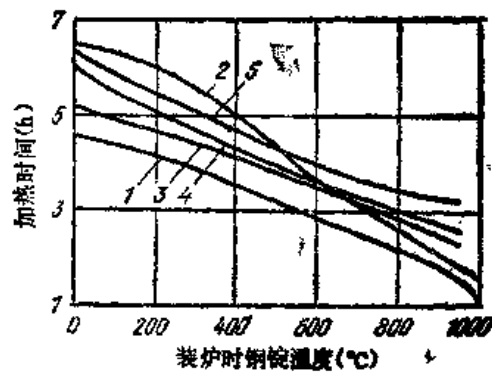


图 10-11 重3.5~5t型材用低碳(含 $\leq 0.3\%C$)沸腾钢和镇静钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	4.4	$\frac{590 \times 530}{680 \times 610}$ 1960	3.77 × 3.77	10

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
2	4.4	$\frac{707 \times 590}{579 \times 462}$ 2120	4.30 × 4.30	14
	5.0	$\frac{581 \times 522}{645 \times 590}$ 2150		
	4.5	$\frac{650 \times 650}{540 \times 540}$ 2020	4.83 × 4.60	16
3	3.5	$\frac{530 \times 530}{460 \times 460}$ 2080		12~15
4				16~18
5			19~22	

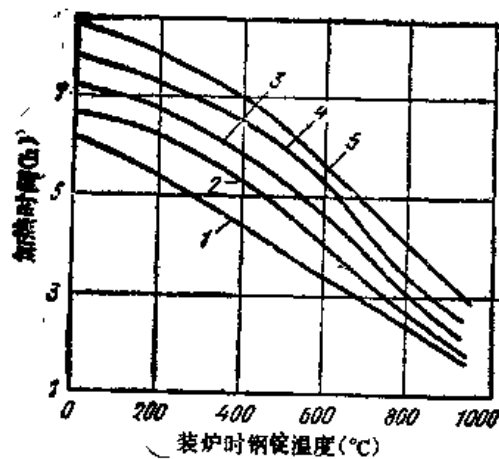


图 10-12 重6~8.5t型材用低碳(含 $\leq 0.3\%$ C沸腾钢和镇静钢)钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	6.0	$\frac{790 \times 540}{830 \times 580}$ 2000	4.83 × 4.60	10~12
		$\frac{715 \times 715}{587 \times 587}$ 1950		
	6.2	$\frac{712 \times 712}{600 \times 600}$ 2200	5.10 × 4.80	9~10
	6.2	$\frac{820 \times 586}{742 \times 496}$ 2200		
	7.1	$\frac{700 \times 610}{760 \times 670}$ 2200		
2	6.0	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535}$ 2450	5.40 × 4.80	10~11

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
2	6.2	$\frac{712 \times 712}{600 \times 600}$ 2200	5.10 × 4.8	11~12
	6.2	$\frac{820 \times 585}{742 \times 496}$ 2200		
	6.8	$\frac{720 \times 650}{760 \times 690}$ 2050	5.40 × 4.80	9~10
	6.8	$\frac{690 \times 630}{710 \times 650}$ 2200	4.83 × 4.60	10
	7.1	$\frac{700 \times 610}{760 \times 670}$ 2200	5.10 × 4.80	11~12
	7.2	$\frac{680 \times 615}{730 \times 665}$ 2310	5.10 × 4.60	
3	6.0	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535}$ 2450	5.40 × 4.80	12~13
	8.8	$\frac{720 \times 650}{760 \times 690}$ 2050	5.40 × 4.80	11~12
	7.6	$\frac{695 \times 630}{730 \times 665}$ 2600	4.83 × 4.60 5.10 × 4.60	13~14
	8.3	$\frac{835 \times 710}{785 \times 666}$ 2100	5.40 × 4.80	9
4	6.0	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535}$ 2450	5.40 × 4.80	14~15
	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2200	4.83 × 4.60	12~14
	6.8	$\frac{720 \times 650}{760 \times 690}$ 2050	5.40 × 4.80	13~14
	8.0	$\frac{785 \times 660}{835 \times 710}$ 2100		10~11
	8.3	$\frac{825 \times 720}{681 \times 576}$ 2176		5.10 × 4.80
	8~8.5	$\frac{755 \times 675}{815 \times 735}$ 2200		
		$\frac{825 \times 720}{681 \times 576}$ 2175		
$\frac{900 \times 800}{720 \times 620}$ 1800				
	$\frac{825 \times 735}{715 \times 625}$ 1950			
5	7.3	$\frac{790 \times 620}{845 \times 675}$ 2150	4.83 × 4.60	9~10
	8.0	$\frac{785 \times 660}{835 \times 710}$ 2100	5.40 × 4.80	12
	8.3	$\frac{825 \times 720}{681 \times 576}$ 2176		11

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
5	3~3.5	$\frac{755 \times 675}{815 \times 735}$ 2200	5.10 × 4.80	11~12
		$\frac{825 \times 720}{681 \times 576}$ 2175		
		$\frac{900 \times 800}{720 \times 620}$ 1800		
		$\frac{825 \times 735}{715 \times 625}$ 1950		

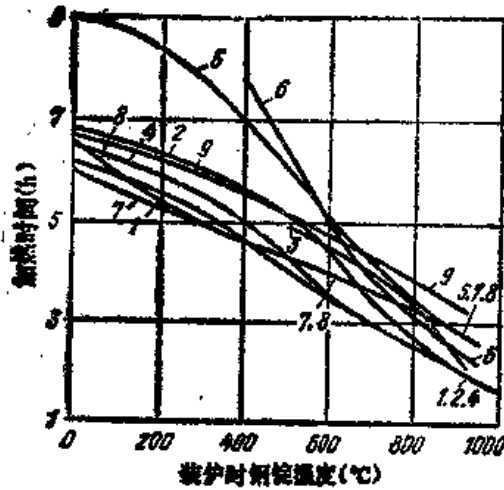


图 10-13 重3.5~5t型材用中碳钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间
 1—BCr5 2—BCr6 3—35, 45, J153 4—35—40, Cr4—Cr6, 15Γ—40Γ ($t_H = 1270 \sim 1290^\circ\text{C}$)
 5—55—70, 50Γ ($t_H = 1270 \sim 1290^\circ\text{C}$) 6—85 7~9—Cr5—Cr6, 35—45

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	4.3	$\frac{690 \times 600}{580 \times 490}$ 1990	3.77 × 3.77	10
2				
3	4.4	$\frac{707 \times 590}{579 \times 462}$ 2120	4.30 × 4.30	14
	5	$\frac{581 \times 522}{645 \times 590}$ 2150		
4	4.5	$\frac{650 \times 650}{540 \times 540}$ 2020	4.83 × 4.60	16
5				
6				
7	3.5	$\frac{530 \times 530}{460 \times 460}$ 2030		12~15
8				16~18
9				19~22

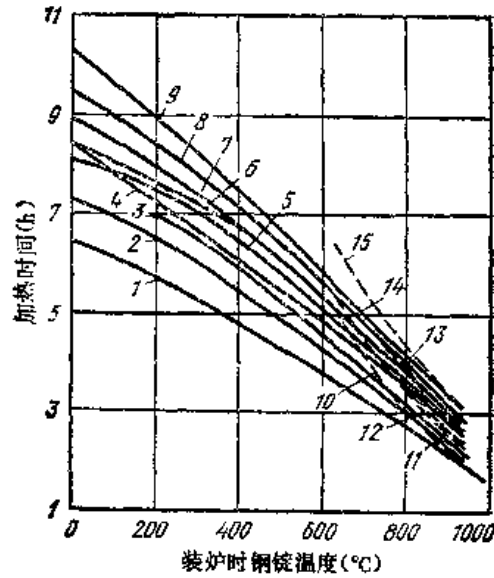


图 10-14 重6~10t型材用中碳钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间

1、4、— (钢锭重(t): 6.2, 7.1t) 含碳0.2~0.5%的钢 7— (7.3t) 含碳0.2~0.5%的钢 8— (8.5t) 含碳0.2~0.5%的钢 2~5、7、9— (7.2和10t) 含碳0.3~0.6%的钢 2、6、10、12、13、14— (6和8.4t) 含0.4~0.6%的钢 3、5、8、9、11、12、14、15— (6和8.4t) 含碳0.5~0.75%的钢

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	6	$\frac{790 \times 540}{830 \times 580}$ 2000	4.83 × 4.60	10~12
	6	$\frac{715 \times 715}{587 \times 587}$ 1950		
2	6	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535}$ 2450	3.40 × 4.80	10~11
	10	$\frac{865 \times 770}{735 \times 640}$ 2790	4.83 × 4.60 5.00 × 4.60	7
3	6	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535}$ 2540	5.40 × 4.80	10~11
	7.2	$\frac{680 \times 615}{730 \times 665}$ 2310	4.83 × 4.60 5.00 × 4.60	11~12
4	6.2	$\frac{712 \times 712}{600 \times 600}$ 2200	5.10 × 4.80	9~10
	6.2	$\frac{820 \times 586}{742 \times 496}$ 2200		
	7.1	$\frac{700 \times 610}{710 \times 70}$ 2200		
	10	$\frac{865 \times 770}{735 \times 640}$ 2790	4.83 × 4.60 5.00 × 4.60	8
5	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2200	4.83 × 4.60	12~14

(续)

曲线号	钢 锭 重 (t)	钢 锭 尺 寸 (mm)	炉 坑 尺 寸 (m)	坑内钢锭数
5	6.2	$\frac{712 \times 712}{600 \times 600}$ 2200	5.10 × 4.80	11~12
	6.2	$\frac{827 \times 586}{742 \times 496}$ 2200		
	7.1	$\frac{700 \times 610}{760 \times 670}$ 2200		
	7.2	$\frac{680 \times 615}{730 \times 665}$ 2310		
6	6.1	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535}$ 2450	5.40 × 4.80	12~13
	8~8.5	$\frac{755 \times 675}{815 \times 735}$ 2200	5.10 × 4.80	10
		$\frac{825 \times 720}{681 \times 576}$ 2175		
		$\frac{900 \times 800}{720 \times 620}$ 1800		
		$\frac{825 \times 735}{715 \times 625}$ 1950		
7	7.3	$\frac{790 \times 620}{845 \times 675}$ 2150	4.83 × 4.60	9~10
	10	$\frac{865 \times 770}{735 \times 640}$ 2790	4.83 × 4.60 5.00 × 4.60	9
8	6	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535}$ 2450	5.40 × 4.80	14~15
	8~8.5	$\frac{755 \times 675}{815 \times 735}$ 2200	5.10 × 4.80	11~12
		$\frac{825 \times 720}{681 \times 576}$ 2175		
		$\frac{900 \times 800}{720 \times 620}$ 1800		
		$\frac{825 \times 735}{715 \times 625}$ 1950		
9	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2220	4.83 × 4.60	12~14

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
9	10	$\frac{865 \times 770}{735 \times 640} 2790$	4.83×4.60 5.00×4.60	10
10	8.5	$\frac{835 \times 710}{785 \times 660} 2100$	5.40×4.80	9
11	6	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535} 2450$		12~13
12	8.4	$\frac{835 \times 710}{785 \times 660} 2100$		9 10
13	6	$\frac{690 \times 690}{535 \times 535} 2450$		14~15
14	8.4	$\frac{835 \times 710}{785 \times 660} 2100$		10
15				11

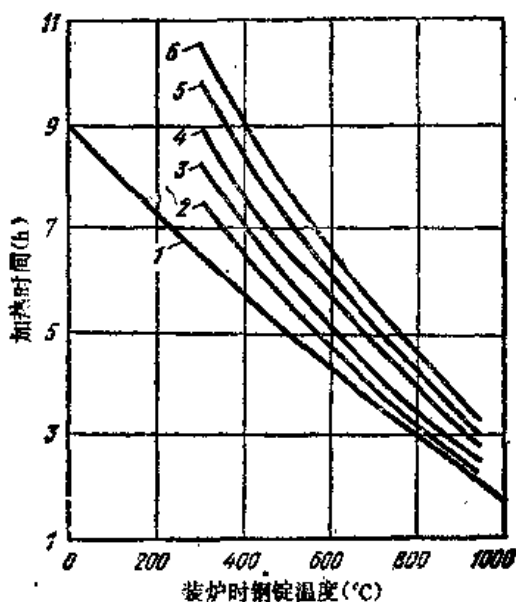


图10-15 重4.3~10t重轨钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间

1—HB-62BPA 2~6—M-70, M-75, M-76

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	4.3	$\frac{690 \times 600}{580 \times 490} 1990$	3.77×3.77	10

(续)

曲线号	钢 锭 重 (t)	钢 锭 尺 寸 (mm)	炉 坑 尺 寸 (m)	坑内钢锭数	
2	8.4	$\frac{825 \times 720}{680 \times 575}$ 2710	1.83 × 4.60	8	
	10	$\frac{865 \times 770}{735 \times 640}$ 2790		7	
3	8.4	$\frac{825 \times 720}{680 \times 575}$ 2710		9	
	10	$\frac{865 \times 770}{735 \times 640}$ 2790		8	
4	8.4	$\frac{825 \times 720}{680 \times 575}$ 2710		5.00 × 4.60	10
	10	$\frac{865 \times 770}{735 \times 640}$ 2790			9
5	8.4	$\frac{825 \times 720}{680 \times 575}$ 2710	11		
6	8.4	$\frac{825 \times 720}{680 \times 575}$ 2710	12		
	10	$\frac{865 \times 770}{735 \times 640}$ 2790	10		

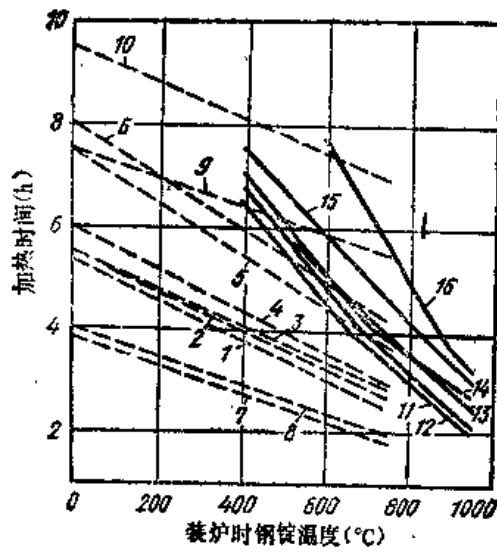


图 10-16 重2.1~3.5t型材用合金钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间

1, 2—У7, У8А, 30Г2-50Г2, 50ХГ, 55ХГА 3, 4—12ХН3А-30ХН3А, 12Х2Н4А, 20Х2Н4А, 12ХН2, 18ХГТ-30ХГТ, 20ХГМ, 27СТ, 20ХНМ, 15Н2М-30Н2М, 20ХН-50ХН, 15ХМ-38ХМ, 30ХМА, 18ХГ, 20ХГР, 20ХГСА, 25ХГСА, 33ХС-40ХС, 15ХГН2ТА, 20Х2ГНР, 12Х1МФ, 25Х2М1Ф, 30ХН2МФА, 20ХН4ФА, 14Х2Н3МА, 25Х1МФ (ЭИ10), 25Х2М1Ф, 38ХН3МФ) 5—20Х13Н4Г9 (ЭИ100) 7, 8—15Х-50Х, 15ХА, 38ХА, 10Г2, 12МХ, 15ХФ, 15ХА, 9, 10—12Х18Н9Т, 12Х18Н9, 17Х18Н9, 08Х18Н10Т, 08Х18Н10, 12Х18Н12Т, 10Х17Н13М2Т (ЭИ448), 10Х17Н13М3Т, 10Х23Н18, 06Х18Н11, 08Х18Н12В (ЭИ402), 30Х13Н7С2 (ЭИ72) 11—45, 50Х, 40ХФА, 35ХГ2, 30ХМА, 40ХНФА, 10Г2-50Г2, 18ХГТ, 20ХН-50ХН, 18ХГ, 25ХГМ, 60ХГ, 30Г, 50Г, 5ХНМ, 45ХНМ, 23Х2Г2Т, 5ХГМ, 5ХНВ, 20ХГ2Ц, 30ХГТ, 15Н2М, 20Н2М, 12ХН2, 50ХГФА, 15ХГН2ТА, 20ХН2М, 25ХГМ (加热温度 $t_H=1270\sim 1290^\circ\text{C}$, 冷锭装炉加热时间 $\tau_x=18\text{h}$) 12—20ХГСА-25ХГСА, 38ХС, 38ХС, 40ХС, 4ХС, 30ХГ2, 17СТ, 12ГС, 16ГС ($t_H=1270\sim 1290^\circ\text{C}$) 30ХГСА, 35ХГСА ($t_H=1250\sim 1270^\circ\text{C}$); 38Х2МЮА, 20ХГНТР, 20ХГР, 27ХГР, 40ХГФР ($t_H=1220\sim 1250^\circ\text{C}$) 38ХГН, 12ХН3А, 38Х2Н2МА, 30ХН3А, 12Х2Н4А, 14Х2Н3МА, 20ХН3А, 20Х2Н4А, 15Х5М, 45ХН2МФА, 20Х3МВФ (ЭИ415, ЭИ579), 38ХН3МА, 12ХН2, 30ХН2МФА, 15Х5, 20ХН4ФА, 25Х2МФА, 20Х2Н4А, 30ХН3А, 5ХНМ, 35Х2Ю, Х6ВФ, 25Х1МФ (ЭИ100), 19ХГН, 12Х8ВФ, 12Х2НВФА (ЭИ712), 20ХН2ВФА, 20ХГНТР ($t_H=1240\sim 1270^\circ\text{C}$, $\tau_x=8\text{h}40\text{min}$) 55С2, 60С2, 7Х3, 8Х3, 55ГС, 60С2Н2А, 55ГС, 5ХНВС, 65ГС, 70С2ХА, 60С2ХФА, 4ХВ2С-6ХВ2С, 60С2ХА, 65С2ВА ($t_H=1220\sim 1250^\circ\text{C}$) 12Х1МФ ($t_H=1250\sim 1270^\circ\text{C}$, $\tau_x=20\text{h}$) 13—У9, У9А, У10А, ШХ4, ШХ15, ШХ15СТ, Х1, Х, ХВГ, 8ХФ, 7ХФ, 9ХФ, ХГС, 6ХС ($t_H=1170\sim 1190^\circ\text{C}$) У7, У7А, У8, У8А, У8Г, У8ГА ($t_H=1190\sim 1210^\circ\text{C}$) У12А ($t_H=1160\sim 1180^\circ\text{C}$) У13, У13А ($t_H=1120\sim 1140^\circ\text{C}$, $\tau_x=20\text{h}$) 14—18Х2Н4МА, 40ХН2МА, 10ХСНД ($t_H=1170\sim 1200^\circ\text{C}$) 15—12Х18Н9, 17Х18Н9, 12Х18Н9Т, 08Х18Н10Т, 12Х18Н10Т ($t_H=1240\sim 1260^\circ\text{C}$, $\tau_x=8\text{h}30\text{min}$) 14Х17Н2, 15Х25Т, 13Х14Н3В2ФР (ЭИ736) ($t_H=1220\sim 1240^\circ\text{C}$) 20Х13, 30Х13, 40Х13 ($t_H=1210\sim 1230^\circ\text{C}$) 12Х13, 08Х13 (ЭИ496) ($t_H=1250\sim 1270^\circ\text{C}$, $\tau_x=12\text{h}$) 16—12Х18Н12Ф, 10Х17Н13М2Т, 10Х17Н13М3Т, 20Х23Н18, 09Х16Н15М3В (ЭИ847), 15Х6СЮ, 20Х13Н4Г9 ($t_H=1240\sim 1260^\circ\text{C}$, $\tau_x=10\text{h}$)

曲线号	钢锭重量 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	2.1	$\frac{480 \times 480}{400 \times 400} 1570$	4.83 × 4.60	24
2	2.9	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1735$		20
3	2.1	$\frac{480 \times 480}{400 \times 400} 1570$		24
4	2.9	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1735$		20
5	2.1	$\frac{480 \times 480}{400 \times 400} 1570$		24
6	2.9	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1735$		20
7	2.1	$\frac{480 \times 480}{400 \times 400} 1570$		24
8	2.9	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1735$		20
9	2.1	$\frac{480 \times 480}{400 \times 400} 1570$		24
10	2.9	$\frac{550 \times 550}{450 \times 450} 1735$		20
11	2.7	$\frac{550 \times 550}{440 \times 440} 1625$		14~16

(续)

曲线号	钢锭重量 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
12	2.7	550 × 550 × 1625 440 × 440	4.83 × 4.60	14~16
13				
14				
15				
16				

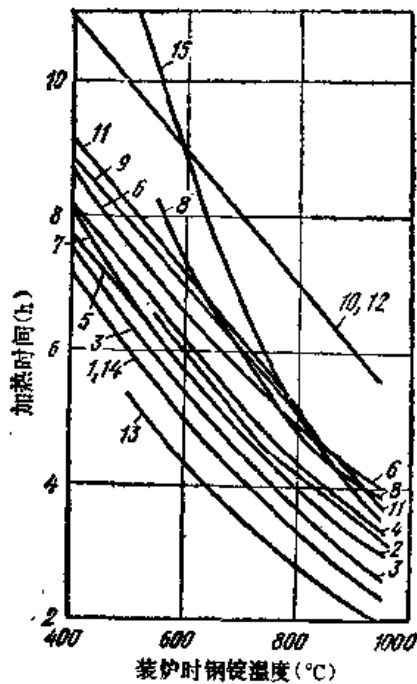


图 10-17 重5~6.2t型材用合金钢锭在4.83 × 4.60m²炉坑，有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间

1、2—45X, 50X, 40XΦA, 35XГ2, 30XMA, 38XMA, 10Г2—50Г2, 18Г2С, 18XГТ, 20XH—50XH, 25XГМ, 18XГ, 25XГМ, 35Г, 5XHM, 20X2Г2Г, 5XГМ, 5XHB, 20XГ2Ц, 30XГТ, 40XГТР, 15H2M, 20H2M, 12XH2, 50XГΦA, 15XГH2TA, 40XΦA, 20XH2M, 25XГМ (加热温度 $t_H = 1270-1290^\circ\text{C}$, 冷锭装炉加热时间 $\tau_x = 9$ 和 10h 对应于曲线1和2) 3—20XГСА, 25XГСА, 38XC, 40XC, 25ГС, 17ГС, 35ГС, 12ГС, 16ГС, 40XC ($t_H = 1270-1290^\circ\text{C}$) 30XГСА, 35XГСА ($t_H = 1250-1270^\circ\text{C}$) 38X2MЮA, 30XPA, 20XГHTP, 20XГР, 27XГР, 40XГТР, 20XГНР, 15XГH2TA ($t_H = 1220-1250^\circ\text{C}$, $\tau_x = 9\text{h}40\text{min}$) 3、4—38XГH, 12XH3A, 30XH2MA, 12X2H4A, 14X2H3MA, 20XH3A, 20X2H4A, 15X5M, 45XH2MΦA, 20X3MΦ (ЭИ579), 3XH3MA, 15X5BΦ, 30XH2MΦA, 15X5, 20XH4ΦA, 30XH3A, 38XЮ, 25X1MΦ (ЭИ10), 19XГH, 12X8BΦ, 12X2HBΦA (ЭИ712), 36X2H2MΦA ($t_H = 1240-1270^\circ\text{C}$, $\tau_x = 9\text{h}40\text{min}$ 和 $10\text{h}30\text{min}$ 对应于曲线3和4) 4—55C2, 60C2, 7X3, 8X3, 55ГС, 60C2H2A, 5XHBС, 4XB2C—6XB2C, 70C3A, 70C2XA, 60C2XΦA, 60C2XA, 65C2BA ($t_H = 1220-1250^\circ\text{C}$) 12X1MΦ ($t_H = 1250-1270^\circ\text{C}$, $\tau_x = 22\text{h}$) 5、6—У9, У9A, У10, У10A, ШX4, ШX15, ШX15Г, 9X1, X, XBГ, 8XΦ, 7XΦ, 9XΦ, XГС, 9XC ($t_H = 1170-1190^\circ\text{C}$, $\tau_x = 21$ 和 22h 对应于曲线5和6) 6—У7, У7A, У8, У8A, У8Г, У8ГА ($t_H = 1190-1210^\circ\text{C}$), У12A, ($t_H = 1160-1180^\circ\text{C}$) У13, У13A ($t_H = 1120-1140^\circ\text{C}$, $\tau_x = 22\text{h}$) 7、8—18X2H4MA, 40XH2MA, 16XCHД ($t_H = 1170-1200^\circ\text{C}$) 9—12X18H9, 17X18H9, 12X18H9Г, 08X18H10Г, 12X18H10Г ($t_H = 1240-1260^\circ\text{C}$, $\tau_x = 10\text{h}$) 9、10—14X 17H2, 15X25Г, 13X14H3B2ΦP (ЭИ736) ($t_H = 1220-1240^\circ\text{C}$, $\tau_x = 14$ 和 16h 对应于曲线9和10) 10—20X13, 30X13, 40X13 ($t_H = 1210-1230^\circ\text{C}$) 12X13, 08X13 (ЭИ496) ($t_H = 1250-1270^\circ\text{C}$, $\tau_x = 16\text{h}$) 11、12—12X18H12T, 03X17H13M2T, 10X17H13M2T, 10X17H13M3T, 09X16H15M3B (ЭИ847), 26X13H4Г9, 15X6CЮ ($t_H = 1240-1260^\circ\text{C}$, $\tau_x = 12$ 和 14h 对应于曲线11和12) 13、14—25ГС 15—20X, 40X, 40XH

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	坑内钢锭数
1	4.5	$\frac{650 \times 650}{540 \times 540}$ 2020	14~16
2	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2220	12~14
3	4.5	$\frac{650 \times 650}{540 \times 540}$ 2020	14~16
4	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2220	12~14
5	4.5	$\frac{650 \times 650}{540 \times 540}$ 2020	14~16
6	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2220	12~14
7	4.5	$\frac{650 \times 650}{540 \times 540}$ 2020	14~16
8	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2220	12~14
9	4.5	$\frac{650 \times 650}{540 \times 540}$ 2020	14~16
10	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2220	12~14
11	4.5	$\frac{650 \times 650}{540 \times 540}$ 2020	14~16
12	6.2	$\frac{724 \times 712}{600 \times 600}$ 2220	12~14
13	6.0	$\frac{715 \times 715}{587 \times 587}$ 1950	10~12
14			13~14
15	6.1	$\frac{795 \times 630}{700 \times 534}$ 1950	10~12

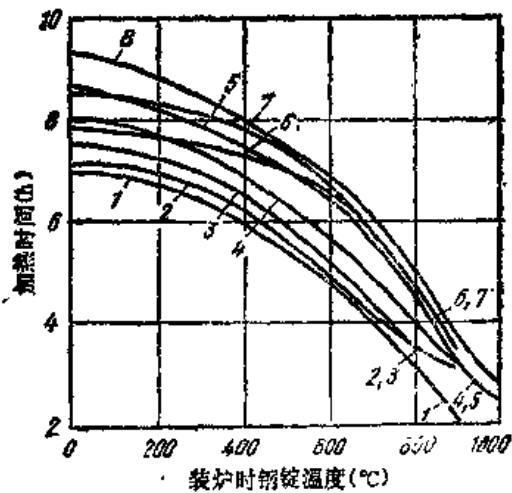


图 10-18 重7~23t 板材用低碳钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间

1、2—含碳0.3~0.5%的钢, 15Г-30Г, 09Г2, 10Г2, 09Г2Д, 15ХСНД 3—含碳0.3~0.5%的钢, 0.9Г2, 18Г2С, СТ6, 40, 55 4、5—含碳0.31~0.75%的钢, 20Г2-50Г2, 10ХНД, 14ХГС 6 (7个锭)、7 (8, 6~7和5~6个锭) —СТ6, 40-55, 09Г2, 14Г2 6 (6个锭)、7 (7个锭)、8—Сг7, 60-70, 35ГС, 18ХГ, 10ХСНД, 55ГС, 40Х, 40ХН, 14ХГС

曲 线 号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	7.0	$\frac{770 \times 600}{810 \times 640} 2300$	5.70 × 4.80	11~12
	8.6	$\frac{1060 \times 550}{1100 \times 590} 2100$		9~10
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640} 2300$		
2	7.0	$\frac{770 \times 600}{810 \times 640} 2300$		13~14
	8.6	$\frac{1060 \times 550}{1000 \times 590} 2100$		
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640} 2300$		11~12
3	11~14	$\frac{1028 \times 828}{1100 \times 900}$ 钢锭高 1700—2200	5.10 × 4.80	3
	13~15	$\frac{1370 \times 710}{1420 \times 760}$ 钢锭高 1800—2200		
	14	$\frac{1190 \times 805}{1130 \times 645} 1950$		6
4	7.0	$\frac{770 \times 600}{810 \times 640} 2300$	5.70 × 4.80	11~12
	8.6	$\frac{1060 \times 550}{1100 \times 590} 2100$		9~10
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640} 2300$		9~10
5	7.0	$\frac{770 \times 600}{810 \times 640} 2300$		13~14
	8.6	$\frac{1060 \times 550}{1110 \times 590} 2100$		
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640} 2300$		11~12
6	14	$\frac{1190 \times 805}{1130 \times 645} 1950$	5.40 × 4.80	7
				6
				8
7	14	$\frac{1190 \times 805}{1130 \times 645} 1950$	5.10 × 4.80	7
	16	$\frac{1135 \times 855}{1030 \times 750} 2670$		
	18	$\frac{1300 \times 870}{1200 \times 770} 2650$		6~7

(续)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
7	21	$\frac{1450 \times 870}{1370 \times 765}$ 2690	5.10 × 4.80	6~7
	23	$\frac{1650 \times 850}{1545 \times 745}$ 2650		5~6
8	14	$\frac{1190 \times 805}{1130 \times 645}$ 1950	5.40 × 4.80	8

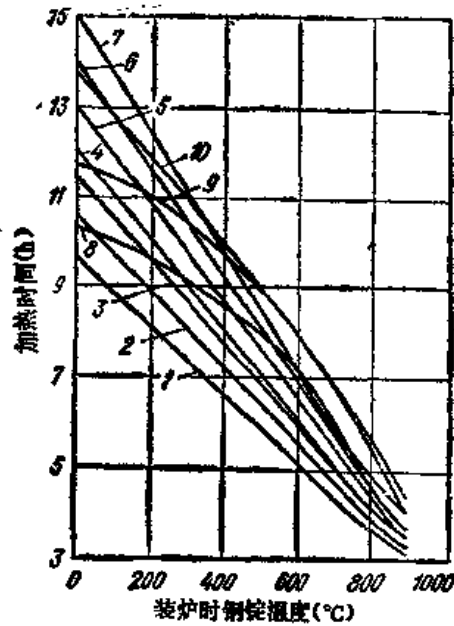


图 10-19 重15~23t板材用低碳钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间
1~9—沸腾钢 10—含 $\leq 0.3\%$ C的镇静钢

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	16	$\frac{1560 \times 670}{1640 \times 770}$ 2300	5.70 × 4.80	4
2	18	$\frac{1670 \times 740}{1740 \times 840}$ 2300		
3	21	$\frac{1600 \times 800}{1720 \times 920}$ 2300		
4	16	$\frac{1560 \times 670}{1640 \times 770}$ 2300		5~6
	23	$\frac{1870 \times 850}{1790 \times 750}$ 2100		4
5	18	$\frac{1670 \times 740}{1740 \times 840}$ 2300		5~6
6	21	$\frac{1800 \times 800}{1720 \times 920}$ 2300		

(续)

曲线号	钢板重 (t)	钢板尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢板数
7	23	$\frac{1870 \times 850}{1790 \times 750}$ 2100	5.70 × 4.80	5~6
8	15	$\frac{1370 \times 710}{1420 \times 760}$ 2200	5.10 × 4.80	8~9
	17	$\frac{1460 \times 720}{1500 \times 780}$ 2300		6~8
	18	$\frac{1100 \times 635}{1170 \times 705}$ 2500		8~9
	19	$\frac{1560 \times 720}{1600 \times 780}$ 2300		6~8
9	15	$\frac{1028 \times 828}{1100 \times 900}$ 2300	5.10 × 4.80	8~10
	17	$\frac{1300 \times 810}{1355 \times 875}$ 2250		6~8
	18	$\frac{1408 \times 778}{1480 \times 850}$ 2300		6~7
10	16	$\frac{1135 \times 855}{1030 \times 750}$ 2670	5.10 × 4.80	
	18	$\frac{1300 \times 870}{1200 \times 770}$ 2650		
	21	$\frac{1475 \times 870}{1370 \times 765}$ 2690		6~7
	23	$\frac{1650 \times 850}{1545 \times 745}$ 2670		5~6

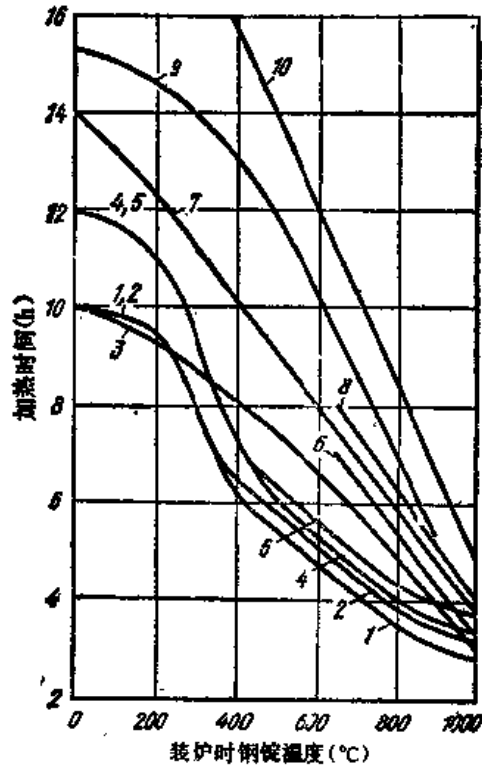


图 10-20 重7~23t 板材用中碳钢和合金钢锭在有换热器并由炉底中心供热的均热炉内的加热时间

1、2—含碳0.3~0.5%的钢, 15Г—30Г, 09Г2, 10Г2, 14Г2, 09Г2Д, 15ХСНД 3(3个锭)—含碳0.3~0.5%的钢 3(6个锭)—Ст6, 40—55, 09Г2, 18Г2С 4、5—含碳0.51~0.75%的钢, 20Г2—50Г2 10ХСНД, 14ХГС 6(7个锭)、7(8个锭)—Ст6, 40—55, 09Г2, 18Г2С 6(6个锭)、7(7个锭)、8—Ст7, 60—70, 35ГС, 15ХГ, 19ХСНД, 55ГС, 40Х, 40ХН, 14ХУС 9—含碳0.51~0.75%的钢, 10Г2С1Д, 10ХСНД 10—含碳0.51~0.75%的钢, 10Г2С1, 09Г2Д, 16ГС, 17ГС, 14Г2

曲线号	锭重(t)	钢锭尺寸(mm)	炉坑尺寸(m)	坑内锭数
1	7.0	$\frac{770 \times 600}{810 \times 640}$ 2300	5.70 × 4.80	11~12
	8.6	$\frac{1060 \times 550}{1100 \times 590}$ 2100		9~10
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640}$ 2300		
2	7.0	$\frac{770 \times 600}{810 \times 640}$ 2300	5.70 × 4.80	13~14
	8.6	$\frac{1060 \times 550}{1000 \times 590}$ 2100		11~12
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640}$ 2300		
3	11~14	$\frac{1028 \times 828}{1100 \times 900}$ 钢锭高 1700-2200	5.10 × 4.80	8
	13~15	$\frac{1370 \times 710}{1420 \times 760}$ 钢锭高 1800-2200		
	14	$\frac{1190 \times 805}{1130 \times 645}$ 1950	5.40 × 4.80	6
4	7.0	$\frac{770 \times 600}{810 \times 640}$ 2300	5.70 × 4.80	11~12
	8.6	$\frac{1060 \times 550}{1100 \times 590}$ 2100		9~10
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640}$ 2300		
5	7.0	$\frac{770 \times 600}{810 \times 640}$ 2300	5.70 × 4.80	13~14
	8.6	$\frac{1060 \times 550}{1100 \times 590}$ 2100		11~12
	8.9	$\frac{960 \times 600}{1000 \times 640}$ 2300		
6	14	$\frac{1190 \times 805}{1130 \times 645}$ 1950	5.40 × 4.80	7
7	14	$\frac{1190 \times 805}{1130 \times 645}$ 1950		6
8	14	$\frac{1190 \times 805}{1130 \times 645}$ 1950		8

(续)

曲线号	钢 锭 重 (t)	钢 锭 尺 寸 (mm)	炉 坑 尺 寸 (m)	坑 内 钢 锭 数	
9	11-14	1028 × 828 1100 × 990 钢 锭 高 1700-2200	5.10 × 4.80	8	
	13-15	1270 × 710 1420 × 760 钢 锭 高 1800-2000			
10	16	1135 × 855 ²⁶⁷⁰ 1030 × 750		5.10 × 4.80	6~7
	18	1300 × 870 ²⁶⁵⁰ 1200 × 770			
	21	1450 × 870 ²⁶⁹⁰ 1370 × 765	5~6		
	23	1650 × 850 ²⁶⁹⁰ 1545 × 745			

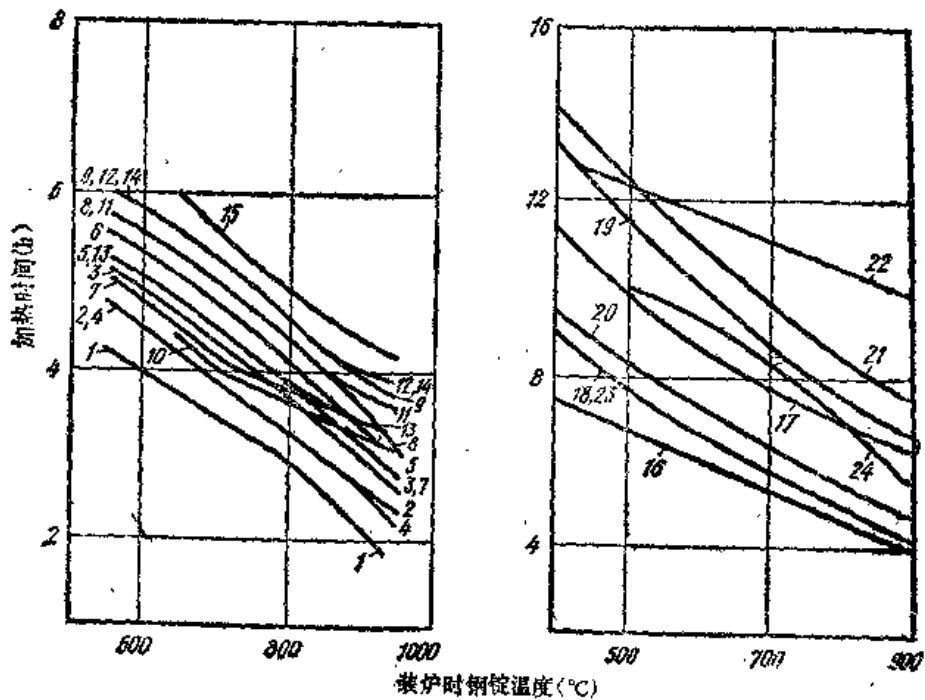


图 10-21 重4~12t 型材用碳钢和合金钢锭在有换热器并有一组上部烧嘴的均热炉内的加热时间

1~3—0—Cr6, 08, 45, 15X, 20X, 15Г, 20Г, Св, 08ГА, Св-12ГС, 15XCHД 变压器钢, 08 电讯器材和铆钉用钢加热温度 $t_H = 1210 \sim 1250^\circ\text{C}$, 冷锭装炉加热时间 τ , 等于 5h30min ~ 2h30min, 7~10h 和 8~12h 相应于曲线—1, 2 和 3) 4~6—50, 25Г—35Г, 09Г2—30Г2, 18Г2С, 12ГС—17ГС, Св08Г2С, 14ХГС, 20ХГСА, 20ХГР, 20ХН—10Хд, 15ХМ, 20ХМ, 12 МХ, 12Х1МФ, 15 Н2М, 15ХФ, 20Х—35Х, Св, 08ХН2М, С, 08ГСМТ, 10ХСНД, 20ХН2М, 15ХГН2ГА, 25ХГМ, 12ХН2, 12ХН3А, 20ХН3А, 9Х2, 20ХГНР ($t_H = 1200 \sim 1240^\circ\text{C}$, τ , 等于 10~12h, 11~13h 和 13~15h 相应于曲线 4, 5 和 6) 7~9—Cr7, 55—75

У7, У7А, 40Г-70Г, 35Г2-50Г2, 40Х-50Х, 18ХГ, 30ХГНФ, 35ГС-55ГС, 4ХС, 25ХГ
 СА-35ХГСА, 30ХГС, 20ХН2М-40ХН2МА, 5ХНМ, 38ХМЮА, 38Х2Ю, 30ХМ-38ХМ,
 15Х5, 15Х5М, (12Х5МА), 13ХНВА-25ХНВА, 40ХН-50ХН, 12Х2Н4А, 20Х2Н4А,
 20ХН3А, 30ХН3А, 25Г2С, 30ХГСН2А, 45ХН2МФА, 25ХН4ФА, 12Х2Н4А, 20Х2Н4А,
 25Х2М1Ф, 38ХН3МФА, 7ХФ, 58 (55mm), 25ХГ2Ц, 20Х1М1Ф1БР ($t_H = 1180 \sim 1220^\circ\text{C}$,
 $\tau_x = 13 \sim 17\text{h}$, 14~18h 和 16~20h对应于曲线7, 8和9) 10~12-80, 85, 8ХФ, 70С3А, 60С2,
 60С2Н2А, 60С2А, 60С2ХФА, 55С2, 38ХС, 40ХС, 33ХС, У8, 23Х2НВФА, 12Х2НВ
 ФА (ЭИ712), 18Х3МВ (ЭИ578), 20Х3МВФ (ЭИ415, ЭИ579), 25ХГСА, 30ХГСА
 ($t_H = 1170 \sim 1210^\circ\text{C}$) 13~14-У9-У13, ХВГ ($t_H = 1150 \sim 1180^\circ\text{C}$) 15 (钢锭重6.2t) 一碳钢
 0-Ст6, 08-50 ($t_H = 1250 \sim 1280^\circ\text{C}$, $\tau_x = 8\text{h}40\text{min} \sim 9\text{h}$) 16, 17-15Г-40Г, 15Х-40Х,
 18ХГ, 12ГС-35ГС, 14ХГС, 20ХГ2Ц, 30ХГ2С ($t_H = 1250 \sim 1270^\circ\text{C}$, τ_x 等于9h, 11h30min和
 12h-13h) 15min对应于钢锭重7.3, 9和10t) 18, 19-55-70, Ст7, 45Х-55Х, 45Г, 50Г, 10
 Г2-50Г2, 50ХГ, 20ХН-50ХН, 25Г2С, 30ХГС, 35ХГСА ($t_H = 1250 \sim 1270^\circ\text{C}$, τ_x 等于11和
 16h对应于曲线18和19) 20-60Г-70Г ($t_H = 1250 \sim 1270^\circ\text{C}$, $\tau_x = 23\text{h} 30\text{min}$) 21-55С2 60С2
 ($t_H = 1220 \sim 1270^\circ\text{C}$, $\tau_x = 29\text{h}$) 22-10Х17Н13М2Т, 10Х17Н13М3Т ($t_H = 1230 \sim 1270^\circ\text{C}$,
 $\tau_x = 15\text{h} 30\text{min}$) 23, 24-碳钢 0-Ст4, 08-20, (τ_x 等于10和12h对应于曲线23和24)

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	4.1	$\frac{615 \times 615}{545 \times 545}$ 1541	7.90 × 2.70	14
2	5	$\frac{670 \times 670}{550 \times 550}$ 1700		
3	6.5	$\frac{730 \times 730}{612 \times 612}$ 1900		
4	4.1	$\frac{615 \times 615}{545 \times 545}$ 1541		
5	5	$\frac{670 \times 670}{550 \times 550}$ 1700		
6	6.5	$\frac{730 \times 730}{612 \times 612}$ 1900		
7	4.1	$\frac{615 \times 615}{545 \times 545}$ 1541		
8	5	$\frac{670 \times 670}{550 \times 550}$ 1700		
9	6.5	$\frac{730 \times 730}{612 \times 612}$ 1900		
10	4.1	$\frac{615 \times 615}{545 \times 545}$ 1541		
11	5	$\frac{670 \times 670}{550 \times 550}$ 1700		
12	6.5	$\frac{730 \times 730}{612 \times 612}$ 1900		
13	4.1	$\frac{615 \times 615}{545 \times 545}$ 1541		
14	5	$\frac{670 \times 670}{550 \times 550}$ 1700		
15	6.5	$\frac{730 \times 730}{612 \times 612}$ 1900	9.85 × 3.30	16
16	6.2	$\frac{724 \times 724}{600 \times 600}$ 2220		

加
热
炉
十

(续)

曲线号	钢板重 (t)	钢板尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢板数
16	7.3	$\frac{790 \times 620}{843 \times 675}$ 2150	9.85 × 3.30	16
17	9	$\frac{820 \times 880}{880 \times 740}$ 2200		14
	10	$\frac{875 \times 770}{743 \times 647}$ 2270		12
18	6.2	$\frac{724 \times 724}{600 \times 600}$ 2220		16
19	10	$\frac{875 \times 770}{743 \times 647}$ 2270		12
20	6.2	$\frac{724 \times 724}{600 \times 600}$ 2220		16
21	10	$\frac{875 \times 770}{743 \times 647}$ 2270		12
22	6.2	$\frac{724 \times 724}{600 \times 600}$ 2220		16
23	8	$\frac{675 \times 720}{620 \times 576}$ 1800		14
	8.5	$\frac{825 \times 900}{735 \times 815}$ 2200		14
24	12	$\frac{895 \times 760}{550 \times 825}$ 2400		12

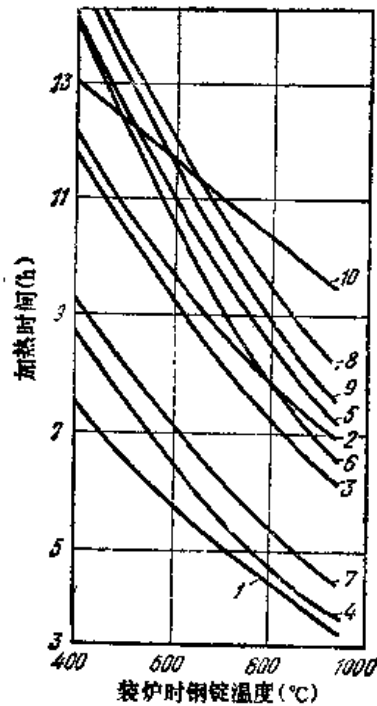


图 10-22 重 6.2~13.5t 板材用碳钢在有换热器并有一组上部烧嘴的均热炉内的加热时间

曲线号	钢锭重 (t)	钢锭尺寸 (mm)	炉坑尺寸 (m)	坑内钢锭数
1	6.2	$\frac{832 \times 586}{742 \times 496} \times 2000$	9.85 × 3.30	16
2	11	$\frac{1140 \times 725}{1085 \times 650} \times 1780$		12
3	12	$\frac{1180 \times 700}{1220 \times 760} \times 2150$		12
	13.5	$\frac{1260 \times 760}{1194 \times 624} \times 2650$		10
4	6.2	$\frac{832 \times 586}{742 \times 496} \times 2000$		16
5	11	$\frac{1140 \times 725}{1085 \times 650} \times 1780$		12
6	13.5	$\frac{1260 \times 760}{1194 \times 624} \times 2650$		10
7	6.2	$\frac{832 \times 586}{742 \times 496} \times 2000$		16
8	11	$\frac{1140 \times 725}{1085 \times 650} \times 1780$		12
9	13.5	$\frac{1260 \times 760}{1194 \times 624} \times 2650$		10
10	6.2	$\frac{832 \times 586}{742 \times 496} \times 2000$	16	

注: 曲线1, CT0-CT6, 08-50 (加热温度 $t_{\text{加}} = 1250 \sim 1280^{\circ}\text{C}$ 冷锭装炉 $\tau_{\text{冷}} = 8 \text{ h } 40 \text{ min} \sim 9 \text{ h}$) 曲线2~3, 15Г-40Г, 15X-60X, 18XГ, 12ГС-35ГС, 20XГС, 25XГСА, 20XГ2И, 30XГ2。

表 10-2 加热钢锭的规格

钢锭重量 (t)	钢锭尺寸 (mm)	装炉时钢锭表面温度 ($^{\circ}\text{C}$)	钢锭占轧制计划的百分比 (%)
低 碳 钢			
6.2	$\frac{712 \times 712}{600 \times 600} \times 2200$	800	20
		20	5
7.1	$\frac{700 \times 610}{760 \times 670} \times 2200$	800	28
		20	7
中 碳 钢			
6.2	$\frac{820 \times 586}{742 \times 496} \times 2200$	800	21
		20	4
8	$\frac{755 \times 675}{815 \times 735} \times 2200$	800	12
		20	3

注: 系数 $k_{\text{加}}$ 和 $k_{\text{冷}}$ 以及最后所确定的炉组数考虑采用10.6节推荐值。

表 10-3 加热各种钢锭时炉组的平均生产能力

序号	名 称	符 号	计 算 值								计 算 说 明
			低 碳 钢				中 碳 钢				
1	钢 种	—									表10-2
2	钢锭重量 (t)	$G_{c,n}$	6.2	7.1	6.2	7.1	6.2	7.1	6.2	7.1	表10-2
3	在一个炉坑内装入钢锭数 (个)	$n_{c,n}$	10	12	10	12	10	12	10	12	要考虑同炉钢锭数目及其在炉坑内的摆放方式来确定
4	在一个炉坑内装料重量 (t)	G	62	85	62	85	62	85	62	85	$G = G_{c,n} n_{c,n}$
5	钢锭装入炉坑占用时间 (h)	t_s	0.17	0.2	0.17	0.2	0.17	0.2	0.17	0.2	$\tau_s = 6.017 n_{c,n}$
6	钢锭出炉占用时间 (h)	τ_p	0.2	0.24	0.2	0.24	0.2	0.24	0.2	0.24	$\tau_p = n_{c,n} / n_{0.7}$
7	清炉等准备工作时间 (h)	τ_u	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	用清理液渣时间值
8	确定加热时间所用图表的图号	—	10-12	10-12	10-14	10-14	10-14	10-14	10-14	10-14	表10-1
9	装炉温度 (°C)	—	800	20	800	20	800	20	800	20	表10-2
10	钢锭在炉内的加热时间 (h)	t_h	2.4	2.2	2.7	2.6	3.5	3.4	4.1	3.4	按本表序号8所列图表查出
11	炉坑循环周期 (h)	τ	2.92	3.72	3.29	7.19	4.02	3.92	4.89	9.99	10-2
12	炉组平均生产能力 (t/h)	P	42.47	18.45	51.87	23.84	30.85	13.90	40.94	19.22	10-1

10.7 热强度和热耗量

均热炉热强度一般按经验数据确定，它以每吨钢锭60~80kW计算，因此均热炉的热强度可达8MW。有换热器并由炉底中心供热的均热炉约为8.5MW；有换热器并装有一组上部烧嘴的均热炉则达10.5MW。均热炉的平均热耗量是1.6~2.2kJ/kg。

10.8 工段内均热炉组数计算示例

下面列举初轧机工段内均热炉组数的计算实例。

原始资料：

按投料计算的初轧机年产量 $P_{c,n} = 3\text{Mt}$ ；

均热炉年总工作时间 $T_{c,n} = 7700\text{h}$ ；

均热炉类型——有换热器并由炉底中心供热的均热炉，炉坑尺寸 $5.1 \times 4.8\text{m}$ ，每组炉有两个炉坑 ($n = 2$)；

清渣——定期清除液体渣；

轧制速度——每小时50个钢锭；

加热钢锭规格——见表10-2；

加热各种钢锭时炉组平均生产能力的计算值列于表10-3。

炉组平均生产能力按公式 (9-3) 计算： $P_{\Gamma P} = 100 / (20/42.47 + 5/18.45 + 28/51.67 + 7/23.64 + 21/30.85 + 4/13.9 + 12/40.94 + 3/19.22) = 100/2.998 = 33.36\text{t/h}$ 。

按公式 (9-1)，均热炉工段的平均生产能力 $P_{OTD} = 3000000/7700 = 389.6\text{t/h}$ 。

根据公式 (9-4) 均热炉工段所需炉组数 $N = 389.6/33.36 \times 0.8 = 0.95 = 15.4 \approx 16$ 。

11. 室式炉

11.1 炉子的特征

室式炉是用来加热或对钢锭、板材、管材和形状复杂的大锻件进行热处理加热用的。这类炉子的装载量较大，零件以成捆或成垛的方式装炉。在这些炉子中多半加热一批在尺寸和加热及热处理制度区别不大的金属。

室式炉的优点是具有通用性，即每次均有往炉内装入不同工件的可能性，这些工件在运送数量上以及在采用变动范围较大的加热和热处理制度上都是连续式炉不易实现的。室式炉多半成组设置，但也可单独摆放。

11.2 炉子分类和供热方式

炉子分为立式（井式）和卧式室式炉，后者按加热零件的装出炉方法分为：台车式炉和装出料都由专设机构执行的外部机构的室式炉。

为使炉膛温度最均匀，室式炉的供热系统应均匀分布。对低温炉多采用下部燃烧室，使其炉气内外循环。

11.3 热交换计算特点

炉膛内的辐射和对流热交换计算按13.1和13.2所叙述的方法进行。

用燃烧产物加热的室式炉，其辐射热交换的计算特点是把炉子砌体当作非绝热体，它在炉子加热和冷却过程中总是吸热或放热的。在出炉或冷金属装炉时炉子砌体变冷，因此在加热初期需要大量的热，它的温度在很大程度上与公式(13-22)计算出来的绝热体温度是有区别的。随后砌体逐渐热透，它的温度才接近于绝热体温度。

一般情况下在箱式炉内燃烧产物和砌体向金属辐射的单位总热量 (W/m^2) 可以按下式确定：

$$q_{\text{изл}} = C_s A \left[\left(\frac{t_{\Gamma} + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_{\text{M}} + 273}{100} \right)^4 \right] + C_s B \left[\left(\frac{t_{\text{K}} + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_{\text{M}} + 273}{100} \right)^4 \right] \quad (11-1)$$

式中 C_s ——绝对黑体辐射系数，取 $C_s = 5.77 W/(m^2 \cdot K^4)$ ；

t_{Γ} 、 t_{K} 和 t_{M} ——分别为燃烧产物、砌体和金属温度 ($^{\circ}C$)；

$$\theta = \left(\frac{t + 273}{100} \right)^4 \text{ 可以按表 I-1 查取；}$$

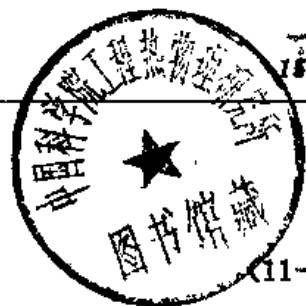
$$A = \frac{\varepsilon_{\Gamma} \varepsilon_{\text{M}} [1 + (1 - \varepsilon_{\Gamma})(1 - \varepsilon_{\text{K}})\varphi_{\text{K.M}}]}{M} \quad (11-2)$$

$$B = \frac{\varepsilon_{\text{M}} \varepsilon_{\text{K}} (1 - \varepsilon_{\Gamma})}{M} \quad (11-3)$$

上式中 $M = 1 - (1 - \varepsilon_{\Gamma})(1 - \varepsilon_{\text{K}})(1 - \varphi_{\text{K.M}}) - (1 - \varepsilon_{\Gamma})^2(1 - \varepsilon_{\text{M}})(1 - \varepsilon_{\text{K}})\varphi_{\text{K.M}}$ (11-4)

上式中 ε_{Γ} 、 ε_{K} 和 ε_{M} ——分别为燃烧产物、砌体和金属黑度；

$\varphi_{\text{K.M}}$ ——砌体对金属的辐射角度系数； M 值可根据 ε_{Γ} 、 ε_{K} 、 ε_{M} 和 $\varphi_{\text{K.M}}$ 值利用图11-1中的曲线求得。



为计算 $q_{\text{нзл}}$, 必须预先给出燃烧产物、砌体和金属的温度。
辐射给热系数 $(\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4))$;

$$\alpha_{\text{нзл}} = \frac{q}{(t_{\text{r}} - t_{\text{M}})} \quad (11-5)$$

金属的加热和冷却要根据它们的厚度按13.3中公式和图表进行计算。

11.4 炉子生产能力及生产周期

室式炉的生产能力按式(9-2)或式(9-3)计算, 计算时炉子的利用系数 $k_{\text{H}} = 0.9$ 。
炉子总生产周期(h):

$$\tau = \tau_{\text{з}} + \tau_{\text{H}} + \tau_{\text{P}} \quad (11-6)$$

式中 $\tau_{\text{з}}$ ——装炉时间;

τ_{H} ——工艺(加热、保温、冷却)时间;

τ_{P} ——出炉和装炉前的准备工作时间。

炉子工段的炉子数量按9.3中叙述的方法确定。而室式炉的炉室尺寸则根据惯用尺寸和装炉方式确定。

11.5 热平衡

室式炉的热平衡按15章指出的方法妥善编制。对热处理炉应分别编制加热和保温期的热平衡。

热平衡的支出部分必须考虑炉子砌体的蓄热。砌体蓄热的计算方法在15.2.9[⊖]中推导, 其中给出了单层砌体的计算公式和图表。在多层砌体情况下必须折算成等效性能同等厚度的单层砌体:

等效热导率 $(\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K}))$;

$$\lambda_{\text{ЭKB}} = \frac{\delta}{\sum_{i=1}^m \frac{\delta_i}{\lambda_i}} \quad (11-7)$$

等效密度 (kg/m^3) ;

$$\rho_{\text{ЭKB}} = \sum_{i=1}^m \frac{\delta_i \rho_i}{\delta} \quad (11-8)$$

等效比热容 $(\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}))$;

$$c_{\text{ЭKB}} = \frac{\sum_{i=1}^m \delta_i \rho_i c_i}{\delta \rho_{\text{ЭKB}}} \quad (11-9)$$

等效热扩散率 (m^2/h) ;

$$\alpha_{\text{ЭKB}} = \delta / \sum_{i=1}^m \frac{\delta_i}{\alpha_i} \quad (11-10)$$

式中 δ ——砌体厚度(m);

m ——层数;

δ_i 、 λ_i 、 ρ_i 、 α_i ——分别为第*i*层砌体厚度、热导率、比热容、热扩散率。

11.6 台车式炉的计算示例

下面列举热轧板坯退火用的台车式炉计算实例。

[⊖] 原书为15.9, 系误排。——译者

原始资料:

年产量 $P_{\text{Год}} = 30000 \text{ t}$;

年工作总时数 $T_{\text{Год}} = 6000 \text{ h}$;

加热板坯尺寸 (m): 长 $l = 4.85$, 宽 $b = 1.1$, 厚 $s = 0.145$;

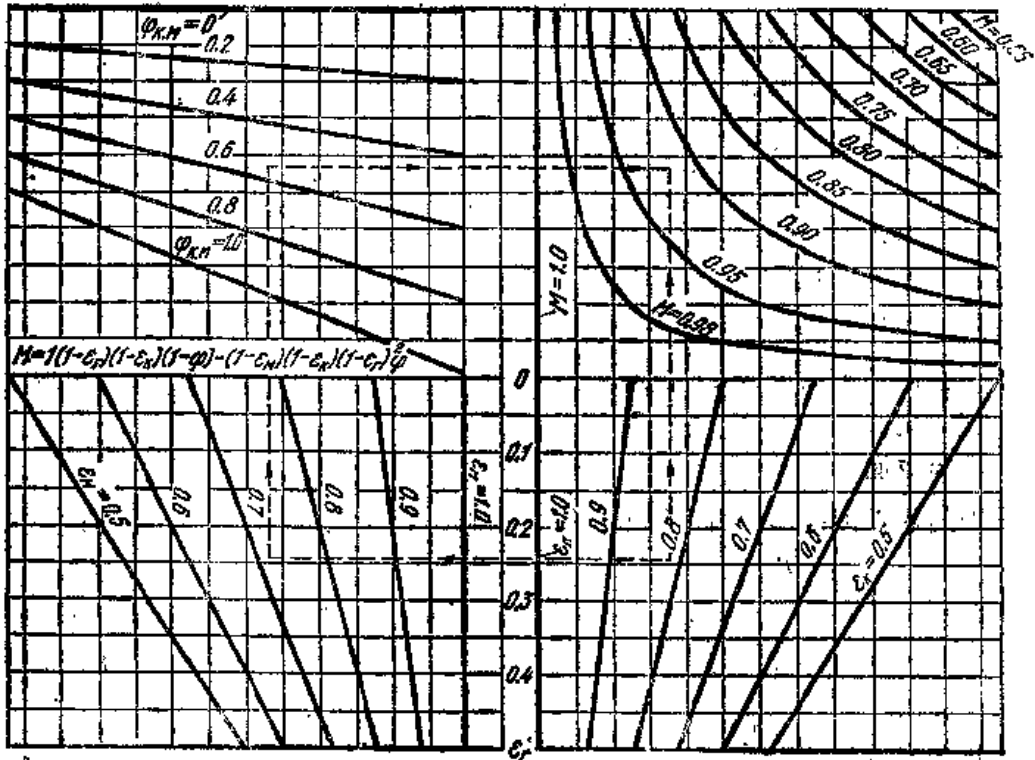


图 11-1 确定系数 M 的曲线图

板坯重量 $M = 6 \text{ t}$;

材质——低合金锰钢;

金属初始温度 20°C (冷料装炉);

热处理制度 (图11-2): a) 板坯装入冷炉以 $35\sim 40^\circ\text{C/h}$ 速度加热到 750°C ; б) 在 50°C 保温 8 h ; в) 板坯在炉内从 750°C 冷却到 150°C ; г) 在 150°C 保温 5 h ;

燃料——低发热量 $Q_p^* = 35 \text{ MJ/m}^3$ 的天然气。

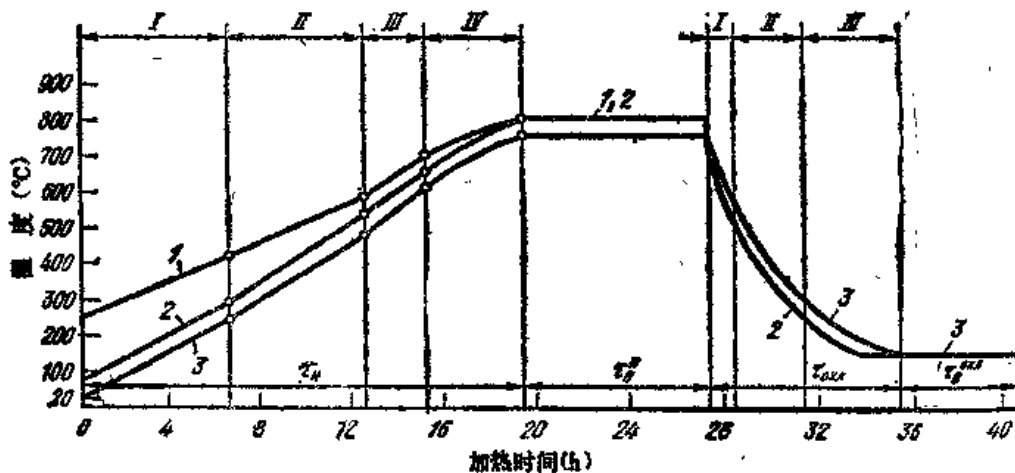


图 11-2 台车式炉的温度变化
1—燃烧产物温度; 2—炉墙; 3—金属

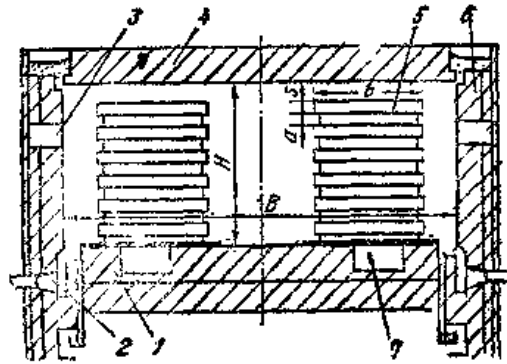


图 11-3 台车式炉简图

1—台车式炉底 2—燃烧器 3—冷却期空气入口 4—炉顶 5—带垫铁的板坯架
6—炉墙 7—烟道

表 11-1 加热过程中炉内热交换计算

序号	名称, 计量单位	符 号	计 算 分 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	金属在炉内温度(°C)						图11-2
	初 始	$t_{\text{初}}$		20			
	终 了	$t_{\text{终}}$		750			
2	按计算结果分段的金属温度(°C)						选 用
	初 始	$t_{\text{初}}$	20	250	480	615	
	终 了	$t_{\text{终}}$	250	480	615	750	
	平 均	\bar{t}_m	135	365	545	680	
3	燃烧产物温度(°C)						选 用
	初 始	$t_{\text{初}}$	250	420	590	700	
	终 了	$t_{\text{终}}$	420	590	700	800	
	平 均	\bar{t}_r	335	505	645	750	
4	有效射线长度(m)	l		$1.8 \cdot 0.1 = 0.18$			表13-2; $h = a = 0.1 \text{ m}$
5	空气过剩系数	α_n		1.1			选 用
6	天然气修正系数	β		0.9			图 I-8
7	燃烧产物层折算厚度	—		0.16			$l \cdot \beta$
8	燃烧产物黑度	ϵ_r	0.153	0.14	0.13	0.13	图 I-7
9	板坯厚度比 a/b	—		$0.1/1.1 = 0.091$			—
10	板坯长宽度比 l/b	—		$4.85/1.1 = 4.4$			—
11	炉墙互相之间辐射角度系数	$\varphi_{\text{墙-墙}}$		0.035			表 I-2
12	炉墙对金属的辐射角度系数	—		0.482			$\varphi_{\text{墙-金}} = \frac{1 - \varphi_{\text{墙-墙}}}{2}$ (见13.1.1节)

(续)

序号	名称, 计量单位	符 号	计 算 分 段				计算说明
			I	II	III	IV	
13	系 数	—					
	M	—	0.9	0.896	0.895	0.895	式(11-1), $\epsilon_M = \epsilon = 0.8$ 选用
	A	—	0.149	0.135	0.126	0.126	式(11-2)
	B	—	0.601	0.613	0.621	0.621	式(11-3)
14	对金属的单位辐射热量 (W/m ²)	q_{max}	1500	3640	6690	9330	式(11-1)
15	给热系数[W/(m ² ·K)]						
	对金属的辐射	α_{max}	7.6	25.6	66.3	134	式(11-5)
	对 流	α_{conv}	14	14	14	14	选 用
16	热交换形式	—	辐射和对流热交换有可比性		辐射热交换占优势		
17	以辐射系数为单位的假定对流给热系数 (W/(m ² ·K ⁴))	C_{r}	—	—	0.632	0.362	式13-50
18	导出辐射系数(W/(m ² ·K ⁴))	C_{or}	2.04	1.88	1.78	1.78	式13-48
19	考虑了对流的综合辐射给热系数(W/(m ² ·K ⁴))	C_{orp}	—	—	2.35	2.1	式13-40

表 11-2 金属加热计算

序号	名称, 计量单位	符 号	计 算 分 段				计算说明
			I	II	III	IV	
1	金属加热计算提要	—	在固定温度介质中两面加热				
2	板坯计算厚度 (m)	S_{plate}	0.145/2 = 0.0725				板坯两面加热
3	在计算段中金属平均热导率 (W/(m·K))	λ	41.0	37.6	34.8	31.6	表 V-47
4	斯特罗克准数	S_{r}	0.0081	0.0171	0.0286	0.0437	式13-45
5	皮欧准数	Bi	0.0247	0.027	0.0292	0.0321	式13-44
6	确定加热物体《厚度》的比值数值	—	0.103	0.168	0.249	0.356	式13-46
7	金属加热计算方式	—	辐射和对流分别计算		按照辐射定律计算		在所有计算段板坯都被看作薄料
8	计算加热时间的公式	τ	(13-53)		(13-52)		
9	计算段内金属平均比热容 (kJ/(kg·K))	c_{m}	0.51	0.552	0.639	0.903	由表 V-47 和 V-46 选用
10	金属密度 (kg/m ³)	ρ	7800				
11	金属相对温度	θ					
	在段的初始时刻		0.482	0.672	—	—	$\theta = \frac{t_{\text{m}} + 273}{T_{\text{p}} + 273}$
	终了时刻		0.86	0.968	—	—	
12	Bi/S _r 比值:	—					
	在段的初始时刻		4.75	2.23	—	—	图 I-22
	终了时刻		2.06	1.16	—	—	
13	温度函数	ϕ					图 I-19 和 I-21

(续)

序号	名称, 计量单位	符号	计算分段				计算说明
			I	II	III	IV	
14	在段的初始时刻 终止时刻	ζ	0.115 0.48	0.29 0.91	— —	— —	图 I-19和 I-21 图 I-16
	温度系数 (K^{-1}) 在段的初始时刻 终止时刻		— —	— —	0.118 0.18	0.098 0.16	
15	加热时间 (h): 按计算段 按全炉	τ	6.37 6.07	6.07 2.64	2.64 4.2	4.2	按规定 35~40 °C/h, 符合选中的加热制度
16	平均加热速度 (°C/h)	ν	19.3 (750-20)/19.3=38				

表 11-3 冷却过程炉内热交换计算

序号	名称, 计量单位	符号	计算分段			计算说明
			I	II	III	
1	金属在炉内的温度 (°C): 初 始 终 了	$t_m^{初}$ $t_m^{终}$	750 150			图11-2
2	炉子砌体初始温度 (°C)	t_{z0}	700			选用 $t_{z0} = t_m^{初} - 50$
3	冷却方式	—	通过炉侧墙孔吸入冷空气进行冷却			
4	计算段内金属温度 (°C) 初 始 终 了 平 均	$t_m^{初}$ $t_m^{终}$ \bar{t}_m	750 550 650	550 300 425	300 150 225	选 用
5	砌体平均温度 (°C)	\bar{t}_{z0}	600	375	175	$\bar{t}_{z0} = \bar{t}_m - 50$
6	金属对砌体的导出辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$)	C_{mp}	3.48			各段均取同值
7	金属对砌体的辐射给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$) 段的初始时刻 终止时刻 平均时刻	$\alpha_{mz}^{初}$ $\alpha_{mz}^{终}$ $\bar{\alpha}_{mz}$	138.5 71 105	71 23.3 47.6	23.3 8.7 16.0	式 (13-48)
8	通过板坯的气流速度 (m/s)	w_m	4~6			选 用
9	板坯的计算尺寸 (气流运动方向)(m)	d_m	1.1			$d_m = b$
10	平板对于纵向空气流的对流给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$)	α'_{z0ms}	12.8			图13-11
11	计算空气被加热的平均温度系数	k_{z0cp}	0.87			图13-115
12	计算空气被加热的对流给热系数	α_{z0ms}	12.8 × 0.87 = 11.1			$\alpha_{z0ms} = \alpha'_{z0ms} k_{z0cp}$
13	热交换形式	—	辐射热交换占优势		辐射和对流热交换同时进行	
14	以辐射系数为单位的假定对流给热系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$)	C_m	0.64	1.4	—	式13-50
15	考虑了对流的折算辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$)	C'_{mp}	4.14	4.88	—	式13-49

表 11-4 金属冷却计算

序号	名称, 计算单位	符号	计算分段			计算说明
			I	II	III	
1	金属冷却计算提要	—	在恒定温度介质中两面冷却			
2	在计算温度下金属的热导率[W/(m·K)]	λ	32.6	36.6	39.7	表V-47
3	斯塔尔克准数	S_k	0.0153	0.0072	0.0032	$S_k < 0.15$ —所有各段都看作薄料
4	金属冷却计算方法	—	按辐射定律		按辐射和对流分别计算	
5	计算金属冷却时间的公式	—	式13-52		式13-53	
6	金属在计算段的平均比热容(kJ/(kg·K))	c_m	0.935	0.625	0.544	表V-47和表V-46选用
7	Bi/S _k 比值	—	—		6.33	
8	板坯计算厚度(m)	$S_{\text{板坯}}$	—		0.0725	表11-2, 序2
9	金属相对温度	θ	—		1.55	$\theta = \frac{t_m + 273}{T_r + 273}$
	在段的开始时刻		—		1.14	
10	温度因数(K ⁻¹)	ζ	0.045	0.08	—	图I-38
	在段的初始时刻		0.075	0.2	—	
11	温度因数	Φ	—	—	0.07	图I-21
	在段的初始时刻		—	—	0.17	
12	冷却时间(h)	$T_{\text{冷却}}$	1.06	2.41	4.06	表11-4序号5
	按计算段					
	按全炉			8.3		

表 11-5 加热周期的热平衡项

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
热 量 收 入				
1	燃料化学热(kW)	Q_x	$\frac{1}{3.6} \times 35.0V_r = 9.71V_r$	式13-1
2	金属氧化率(%)	θ	0.35	选用
3	铁的氧化反应热(kW)	$Q_{\text{氧化}}$	$\frac{16.7 \times 0.35 \times 144}{19.3} = 41$	式13-7
热 量 支 出				
4	加热金属的热消耗:			
	金属温度(°C):	$t_m^{\text{初}}$	20	图11-2
	初始			
	终了	$t_m^{\text{终}}$	750	
	金属平均比热容(kJ/(kg·K))	c_m	0.665	表V-47
	加热时间(h)	τ	19.3	表11-12序号15
	装铁量(t)	G	144	见161页
	消耗热量(kW)	Q_m	$\frac{144 \times 0.665(750 - 20)}{3.6 \times 19.3} = 1006$	式13-9

(续)

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
5	燃烧产物带走热量:			
	燃烧产物温度 (°C)	t_n	800	选用
	燃烧产物合热量 (MJ/m ³)	i_n	12.5	图 I-6, 当 $t_n = 800^\circ\text{C}$ 和 $d_n = 1.1\text{m}$
	热损失 (kW)	Q_n	$\frac{1}{3.6} \times 12.5 V_r = 3.47 V_r$	式 13-10
6	通过砌体的散热损失:			
	砌体内表面温度 (°C)			在加热周期内取平均值
	炉墙		600	
	炉顶	—	600	
	炉底	—	600	
	砌体材料 (厚度, mm)			
	炉墙		B级粘土耐火砖 (232) 和硅 藻土砖 500号 (116)	
	炉顶		轻质粘土耐火砖 IIII-1.8 (300)	
	炉底		A级粘土耐火砖 (348) 和硅 藻土砖 500号 (232)	
	通过炉墙单位热流量 (kW/m ²):	q_{wn}		
	炉墙		0.58	按图 II-3c
	炉顶		0.87	按图 II-2r
	炉底		0.32	按图 II-3c
	砌体表面积 (m ²):	F_{wn}		
	炉墙		90.5	不进行计算
炉顶		62.0		
炉底		62.0		
热损失 (kW)	Q_{rn}		式 15-14	
炉墙		52.5		
炉顶		53.9		
炉底		20		
总计		126		
7	加热金属垫铁的热损失 (kW)	Q_{TP}	$\frac{9.4 \times 0.665(750 - 20)}{3.6 \times 19.3} \approx 65$	式 16-25 垫铁重量 $G_{on} = 9.4t$; 其余数据查表 11-5
8	砌体的蓄热:			
	砌体内表面最终温度 (°C)	t_{in}		序号 4
	炉墙		800	图 11-2
	炉顶		800	
	炉底		800	
	砌体外表面最终温度 (°C)	t_{on}		图 II-16
	炉墙		84	
	炉顶		105	
	炉底		60	
	砌体在加热结束后的平均温度 (°C)	$t_{\text{ср}}^{\text{ок}}$		
炉墙		$\frac{(800 + 84)}{2} = 442$		
炉顶		$\frac{(800 + 105)}{2} = 452$		
			$t_{\text{ср}}^{\text{ок}} = \frac{t_{\text{ср}}^{\text{ок}} + t_{\text{ср}}^{\text{ок}}}{2}$	

(续)

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
	炉底		$\frac{(800+60)}{2} = 430$	
	砌体内表面向空气的对流给热系数 [W/(m ² ·K)]	α_{KH}		根据假定的空气吸入流 速4~6m/s及空气温度20 ~400℃选用
	炉墙		17.4	
	炉顶		17.4	
	炉底		17.4	
	砌体冷却总时间 (h)	τ_{TOT}	8.3+5+4=17.3	$\tau_{\text{TOT}} = \tau_{\text{OKH}} + \tau_{\text{OKH}}^{\text{OXH}} + \tau_{\text{O}}$ + τ_{P}
	砌体全厚 (m)	δ_{KH}		表11-5序号6
	炉墙		0.348	
	炉顶		0.3	
	炉底		0.58	
	砌体平均热导率 W/(m·K)	λ_{KH}		图 V-5
	炉墙		1.153—粘土耐火砖 B级	
	炉顶		0.189—硅藻土砖	
	炉底		0.643—IIIJI-1.3	
	炉底		1.165—粘土耐火砖 A级	
	炉底		0.191—硅藻土砖	
	砌体当量热导率(W/(m·K))	λ_{KH}		式 (11-7)
	炉墙		$0.348/(0.232/1.153$ + $0.116/0.189) = 0.427$	
	炉底		$0.58/(0.348/1.165$ + $0.232/0.191) = 0.383$	
	砌体内表面的皮欧准数	Bi_{KH}		式 (15-30)
	炉墙		$17.4 \times 0.348/0.427 = 14.2$	
	炉顶		$17.4 \times 0.3/0.643 = 8.1$	
	炉底		$17.4 \times 0.58/0.383 = 26.4$	
	砌体材料的比热容(kJ/(kg·K))	c_{KH}	0.92	全部砌体均按表V-53和 图 V-4选用同一值式 (11-8)
	热扩散率 (m ² /h)	β_{KH}		$\alpha = 3.6 \frac{\lambda}{c\rho}$
	粘土耐火砖		0.0024	
	轻质粘土耐火砖		0.00194	
	硅藻土砖		0.0015	
	砌体当量热扩散率 (m ² /h)	α_{KH}		式 (11-10)
	炉墙		0.002	
	炉顶		0.00194	
	炉底		0.0019	
	砌体付立叶准数	Fo_{KH}		式 (15-30)
	炉墙		$\frac{0.002 \times 17.3}{0.348^2} = 0.286$	
	炉顶		$\frac{0.00194 \times 17.3}{0.3^2} = 0.373$	
	炉底		$\frac{0.0019 \times 17.3}{0.58^2} = 0.097$	

(续)

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
	砌层体积 (m³)	$V_{\text{砌}}$		不进行计算
	炉墙		14.5—粘土耐火砖 B级	
	炉顶		9.4—硅藻土砖	
	炉底		18.0—IIIЛ-1.3	
	砌层重量 (t)	$G_{\text{砌}}$		$G_{\text{砌}} = V_{\text{砌}} \rho_{\text{砌}}$
	炉墙		14.5 × 1.9 + 9.4 × 0.5 = 32.2	
	炉顶		18.0 × 1.3 = 23.4	
	炉底		18.1 × 1.9 + 13.2 × 0.5 = 41.1	
	函数:	$\Phi_{\text{壁}}$		图15-1
	炉墙		0.11	
	炉顶		0.028	
	炉底		0.27	
	函数:	$\Phi'_{\text{壁}}$		图15-2
	炉墙		0.37	
	炉顶		0.42	
	炉底		0.3	
	冷却终了炉内介质温度 (°C)	$t_{\text{冷}}$	100	选用
	加热和冷却过程中炉内介质的平均温度 (°C)	$\bar{t}_{\text{中}}$	$\frac{800 + 100}{2} = 450$	$\bar{t}_{\text{中}} = \frac{t_{\text{热}} + t_{\text{冷}}}{2}$
	冷却终了砌体的平均温度 (°C)	$t_{\text{砌}}$		式(15-29)
	炉墙		$20 + (800 - 20)0.11 + (450 - 20)0.37 = 269$	
	炉顶		$20 + (800 - 20)0.028 + (450 - 20)0.42 = 223$	
	炉底		$20 + (800 - 20)0.27 + (450 - 20)0.3 = 360$	
	砌体的	$Q_{\text{砌}}$		式(15-28)
	炉墙		$\frac{32.2 \times 0.92(442 - 269)}{3.6 \times 19.3} = 73.8$	
	炉顶		$\frac{23.4 \times 0.92(452 - 223)}{3.6 \times 19.3} = 71.0$	
	炉底		$\frac{41.1 \times 0.92(430 - 360)}{3.6 \times 19.3} = 38.1$	
	总计		73.8 + 71.0 + 38.1 ≈ 183	
	炉构件的蓄热量 (kW)	$Q_{\text{蓄}}$	0.1 × 183 ≈ 18	$Q_{\text{蓄}} = 0.1 Q_{\text{砌}}$
	炉子的总蓄热量 (kW)	$Q_{\text{总}}$	183 + 18 = 201	$Q_{\text{总}} = Q_{\text{砌}} + Q_{\text{蓄}}$
9	未估计到的热损失 (kW)	$Q_{\text{未}}$	0.1(1006 + 126 + 65 + 201) ≈ 140	式(15-31)
10	热平衡方程式	—	$9.71V_r + 41 = 1006 + 3.47V_r + 126 + 65 + 201 + 140$ $6.24V_r = 1497$	式(15-32)
11	煤气消耗量 (m³/h)	V_1	240	
12	燃料化学热 (kW)	$Q_{\text{化}}$	9.71 × 240 = 2330	表11-5, 序号1
13	燃烧产物带走热量 (kW)	$Q_{\text{产}}$	3.47 × 240 = 833	表11-5, 序号5

表 11-6 加热期内的热平衡

热 量 收 入			热 量 支 出		
名 称	kW	%	名 称	kW	%
1. 燃料化学热	2330	98.3	1. 加热金属	1006	42.4
2. 金属氧化热	41	1.7	2. 燃烧产物带走热量	833	35.1
			3. 通过砌体的散热损失	126	5.3
			4. 加热垫铁的热损失	65	2.8
			5. 砌体和构件蓄热损失	201	8.5
			6. 未估计到的热损失	140	5.9
共 计	2371	100	共 计	2371	100

表 11-7 保温期间热平衡项

序号	名称, 计量单位	符 号	计 算 数 值	计 算 说 明
			热 量 收 入	
1	燃料化学热 (kW)	Q_x	$\frac{1}{3.6} \times 35.0V_r = 9.71V_r$	式(15-1)
2	金属烧损率 (%)	α	0.1	选用
3	铁的氧化反应热 (kW)	Q_{ox}	$15.7 - 0.1 \times 144/8 = 28$	式(15-7)
			热 量 消 耗	
4	燃烧产物排出温度 (°C)	t_n	800	选用
5	燃烧产物带走热损失 (kW)	Q_n	$3.47V_r$	表11-5, 序号5
6	通过砌体的散热损失 (kW)	Q_{sn}	126	表11-5, 序号6
7	未估计到的热损失 (kW)	Q_{unest}	$0.1 \times 126 \approx 13$	式(15-31)
8	热平衡方程	—	$9.71V_r + 28 = 3.47V_r +$ $+ 126 + 13; 6.24V_r = 111$	式(15-32)
9	炉子煤气消耗量 (m ³ /h)	V_r	17.8	—
10	燃料化学热量 (kW)	Q_x	$9.71 \times 17.8 = 173$	表11-7, 序号1
11	燃烧产物带走的热量 (kW)	Q_n	$3.47 \times 17.8 = 62$	表11-7, 序号5

表 11-8 保温期间热平衡

热 量 收 入			热 量 支 出		
名 称	kW	%	名 称	kW	%
1. 燃料化学热	173	86.1	1. 燃烧产物带走热量	62	30.8
2. 金属氧化热	28	13.9	2. 通过砌体的散热损失	126	62.7
			3. 未估计到的热损失	13	6.5
共 计	201	100	共 计	201	100

给定的装出炉总时间 $\tau_s + \tau_c = 4(\text{h})$ 。炉底装料4垛：炉底长度方向2垛，宽度方向2垛，每垛6层板坯，6层垫铁（方钢），厚度各为0.1m；炉室简图见图11-3。

表 11-9 炉子性能和计算数据

序号	名称, 计量单位	符号	计 算 值	计算说明
1	工段年产量 (t)	L_{iron}	30000	原始资料
2	年总工作炉时 (h)	T_{iron}	6000	原始资料
3	工段小时生产能力 (t/h)	P_{iron}	$30000/6000=5$	式 (9-1)
4	炉子总生产周期 (h)	T_{Σ}	$19.3+8+8.3+5+4=44.6$	式 (11-6)
5	炉子小时生产能力 (t/h)	P	$144/44.6=3.23$	式 (9-2)
6	炉子数量 (台)	N	$50/3.23 \times 0.9 \times 0.95 \approx 2$	式 (9-4); 选用 $k_x=0.9, k_s=0.95$
7	加热期间炉子最大热强度 (MW)	M_{max}	2.33	表11-5, 序号12
8	保温期间炉子最小热强度 (MW)	M_{min}	0.173	表11-7, 序号10
9	调节比	K	$2.33/0.173 \approx 14$	$K = M_{\text{max}}/M_{\text{min}}$
10	单位热耗量 (kJ/kg)	q	$3.6(2330 \times 19.3 + 173 \times 8)/144 \approx 1160$	式 (9-5)

由此, 炉室长度 $L = 2l + 2 \times 0.2 + 0.4 = 2 \times 4.85 + 2 \times 0.2 + 0.4 = 10.5 \text{ m}$ 。式中 0.2 是端墙与板坯之间的间隙, 0.4 是板坯之间的间隙。炉室宽度 $B = 2b + 2 \times 0.65 + 1.0 = 2 \times 1.1 + 2 \times 0.6 + 1.0 = 4.5 \text{ m}$, 式中 0.65 是板坯侧边与炉墙之间的间隙。1.0 是板坯垛之间的侧向间隙。炉室高度 $H = 6s + 6a + 0.23 = 6 \times 0.145 + 6 \times 0.1 + 0.23 = 1.7 \text{ m}$ 。式中 0.23 是炉顶与板坯之间的间隙。炉子装载量 $G = 6 \times 4M = 6 \times 4 \times 6 = 144 \text{ t}$ 。

燃烧产物和炉墙温度变化见图 11-2。

加热初期炉室内的热交换计算列入表 11-1。金属加热计算编入表 11-2。

冷却期间炉室内的热交换计算列于表 11-3, 而金属冷却计算则列入表 11-4。

加热期间的热平衡项目和燃料消耗量计算在表 11-5 中给出, 而加热期间的热平衡列入表 11-6。

保温期间的热平衡项目和燃料消耗量计算编入表 11-7, 而保温期间的热平衡列于表 11-8。

炉子的性能和必要的计算数据列入表 11-9。

应该指出: 经计算得出的数据是加热期间平均燃料消耗量, 在某一时间内燃料消耗量急剧变化而且在加热初期的燃料消耗量特别大。因此, 为了更正确地确定炉子热强度, 必须编制第 I 计算段的热平衡并确定该段的燃料消耗量。

12. 罩式炉

12.1 炉子的特征

罩式炉是用来把摆在炉台上并用马弗罩保护的物料进行加热、保温和冷却过程的光亮热处理。在加热和保温过程中炉台上扣着带烧嘴的加热罩, 为提高加热速度和使加热均匀, 从马弗罩的下部供入作强制循环运动的保护气体。

加热和保温结束后, 移去加热罩并且罩在下一个炉台上, 而物料则在马弗罩内开始冷却。为了加速冷却, 采用各种冷却方法: 往马弗罩上喷水, 在加速冷却罩内用空气吹刷马

弗罩，以水冷装置冷却保护气体等。

罩式炉基本上用于钢板卷光亮热处理。板垛、钢丝捆、盘条、精轧型材等也在罩式炉内进行相应的热处理。罩式炉用于热处理周期很长的场合，热处理周期中最长的是冷却时间，它超过加热保温期2~3倍。所以一个加热罩可供几个炉台使用。

罩式炉按照金属（板叠、板卷、线捆）装炉垛数分类，即在一个炉台上和在一个炉罩内装入一垛、两垛、三垛或很多垛来分类。但罩式炉的基本类型是单垛板卷退火炉。

罩式炉用于大批量金属热处理，所以在炉子工段内多设置许多炉子，有时炉组呈蜂窝状。

12.2 热交换特点

在罩式炉内加热金属时，热量由马弗罩辐射和由保护气对流把热量传向料垛外表面，而由燃烧产物对马弗罩外表面辐射和对流以及由加热罩砌体向马弗罩进行辐射传热。在冷却时则相反，热量由料垛向保护气体对流并向马弗罩辐射传热，而热量也由马弗罩向外围介质散发。

下面研究板卷在单垛罩式炉内加热和冷却的详细计算方法。炉子简图如图12-1。

马弗罩中沿高度方向摆放几个板卷，循环风机自上而下往板卷与马弗罩之间的空隙里送入保护气体。为了使保护气体向板卷端面流动，板卷之间垫着对流环，环上有截面变化的通道。经过这些通道，保护气进入板卷内部并回到循环风机。

对这种炉子的研究表明，最下部的板卷其加热和冷却的条件最不利，因此全部热交换计算要按照下部的条件进行。

加热时马弗罩内的热交换计算

在加热时由马弗罩向板卷外表面进行辐射传热，而板卷的端部和内表面仅依靠保护气体的对流传热。计算时马弗罩温度（℃）在整个加热过程中均看作固定不变。

$$t_{\text{罩}} = t_{\text{罩}}^{\text{终}} + 10 \quad (12-1)$$

式中 $t_{\text{罩}}^{\text{终}}$ ——板卷表面最终温度（℃）。

还要考虑到保护气体是透明的，板卷在马弗罩内加热条件下按公式（13-8）确定的导出辐射系数应该采用下列形式：

$$C_{\text{罩}}^{\text{罩} \rightarrow \text{罩}} = C_s \left[\frac{1}{\varepsilon_{\text{罩}}} + \frac{D_{\text{罩}}}{D_p} \left(\frac{1}{\varepsilon_p} - 1 \right) \right]^{-1} \quad (12-2)$$

式中 C_s ——绝对黑体辐射系数，取 $C_s = 5.77 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ ；

$\varepsilon_{\text{罩}}$ 、 ε_p ——马弗罩和板卷的黑度；

$D_{\text{罩}}$ 、 D_p ——马弗罩内径和板卷外径（m）。

辐射给热系数 $\alpha_{\text{罩}}^{\text{罩} \rightarrow \text{罩}}$ 按公式（13-48）确定，其中板卷外侧表面推荐采用平均温度（℃）；

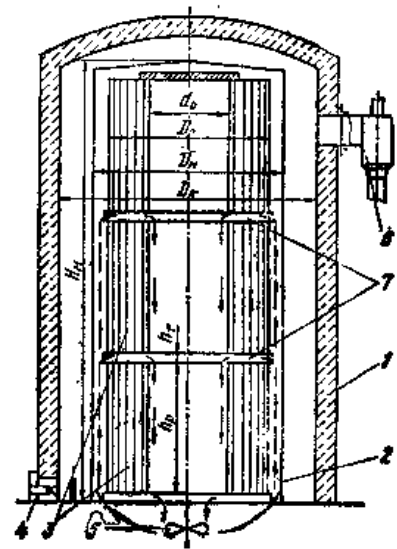


图 12-1 罩式炉简图

1—加热罩 2—马弗罩 3—板卷 4—烧嘴
5—循环风机 6—抽烟机 7—对流环

$$t_0 = 0.9 t_{M \text{罩}} \quad (12-3)$$

由保护气体向板卷外侧表面的对流给热系数取 $12 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$ ，而保护气体向板卷端面和内表面的对流给热系数用13.2节的图和公式加以确定，这时保护气体的计算温度($^{\circ}\text{C}$)采取：

$$t_{\text{罩}}^{* * \text{罩}} = 0.7 t_{M \text{罩}} \quad (12-4)$$

下部板卷内腔保护气体的实际流速 (m/s) 按下式计算：

$$w_{\text{罩}} = (1 - \beta) V_{\text{罩}} / 3600 F_{\text{罩}}^{* * \text{罩}} \quad (12-5)$$

而下部对流环实际流速则按下式计算：

$$w_{\text{环}} = \beta V_{\text{罩}} / 3600 F_{\text{环}}^{* * \text{罩}} \quad (12-6)$$

式中 $V_{\text{罩}}$ ——循环保护气体流量 (m^3/h)。按循环风机风量计算；

β ——通过下部对流环的气体份额 (可采用 $\beta = 0.3$)；

$F_{\text{罩}}^{* * \text{罩}}$ 、 $F_{\text{环}}^{* * \text{罩}}$ ——保护气体流过的板卷内腔截面和对流环孔道截面面积 (m^2)，分别按下式计算：

$$F_{\text{罩}}^{* * \text{罩}} = 0.785 d_{\text{罩}}^2 \quad (12-7)$$

$$F_{\text{环}}^{* * \text{罩}} = 1.88 h_{\text{环}} [d_{\text{罩}} + (D_{\text{罩}} - d_{\text{罩}})/2] \quad (12-8)$$

式中 $h_{\text{环}}$ ——对流环高度 (m)；

$D_{\text{罩}}$ 、 $d_{\text{罩}}$ ——板卷外、内直径 (m)。

对流环通道当量直径按公式 (13-41) 确定。因为通道是变化的，可计算其出入端直径，然后求出平均值。

至于板卷端面对流给热系数 ($\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$)，考虑到端部表面粗糙，应该乘以修正系数：

$$\alpha_{\text{罩}} = 1.5 \alpha' \quad (12-9)$$

式中 α' ——按13.2节求得的板卷端面对流给热系数 $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$ 。

由于按此确定的对流给热系数与保护气体温度有关，因此通常用马弗罩温度来代替保护气体温度，而且需乘以按下式确定的折算系数：

$$x = k / (1 + k) \quad (12-10)$$

$$k = \frac{\alpha_{\text{罩}} (F_{\text{罩}} + 0.8 F_{\text{罩}})}{\alpha_{\text{罩}} F_{\text{罩}} + \alpha_{\text{罩}} F_{\text{罩}}} \quad (12-11)$$

式中 $\alpha_{\text{罩}}$ 、 $\alpha_{\text{罩}}$ 和 $\alpha_{\text{罩}}$ ——分别为板卷侧面、端面和内表面的对流给热系数 ($\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$)；

$F_{\text{罩}}$ 、 $F_{\text{罩}}$ 、 $F_{\text{罩}}$ 和 $F_{\text{罩}}$ ——分别为板卷侧面、端面、内表面和马弗罩内表面面积 (m^2)，各自按下式计算：

$$F_{\text{罩}} = \pi D_{\text{罩}} h_{\text{罩}} n_{\text{罩}} \quad (12-12)$$

$$F_{\text{罩}} = 0.3 \pi (D_{\text{罩}}^2 - d_{\text{罩}}^2) n_{\text{罩}} \quad (12-13)$$

$$F_{\text{罩}} = \pi d_{\text{罩}} h_{\text{罩}} n_{\text{罩}} \quad (12-14)$$

$$F_{\text{罩}} = \pi D_{\text{罩}} H_{\text{罩}} \quad (12-15)$$

式中 $h_{\text{罩}}$ 、 $H_{\text{罩}}$ ——板卷和马弗罩高度 (m)；

$n_{\text{罩}}$ ——炉台上的板卷数。

这样一来，当板卷加热时平均导出给热系数归纳为：

$$\left. \begin{aligned} \bar{\alpha}_6 &= \alpha_6^{0.25} + \chi \alpha_6 \\ \bar{\alpha}_r &= \chi \alpha_r \\ \bar{\alpha}_n &= \chi \alpha_n \end{aligned} \right\} \quad (12-16)$$

马弗罩内冷却期的热交换计算

考虑到通过马弗罩进行的传热，由板卷外侧表面向周围介质辐射的导出辐射系数可按下式确定：

$$C_{\bar{\alpha}_6}^{0.25} = C_{\bar{\alpha}_r}^{0.25} C_{\bar{\alpha}_n}^{0.25} / (C_{\bar{\alpha}_r}^{0.25} + C_{\bar{\alpha}_n}^{0.25}) \quad (12-17)$$

式中 $C_{\bar{\alpha}_r}^{0.25}$ 、 $C_{\bar{\alpha}_n}^{0.25}$ ——从板卷外侧表面向马弗罩和由马弗罩向周围介质的辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$)。

由板卷外侧表面向马弗罩的辐射系数用公式 (12-2) 计算，而从马弗罩向周围介质的辐射系数按公式计算

$$C_{\bar{\alpha}_n}^{0.25} = C_e e_n \quad (12-18)$$

辐射给热系数按公式 (13-48) 计算，同时可以认为周围介质温度等于 20°C ，而板卷外侧平均温度 ($^\circ\text{C}$)：

$$t_6 = 1.1 \bar{t}_r^{0.25} \quad (12-19)$$

式中 $\bar{t}_r^{0.25}$ ——保护气体计算温度 ($^\circ\text{C}$)，在给定情况下按下式确定：

$$\bar{t}_r^{0.25} = 0.6 t_{\text{max}}^{0.25} \quad (12-20)$$

式中 t_{max} ——冷却开始时，按板卷温度分布计算出来的最不利温度。

对流给热系数的确定同加热时的计算方法相似，只有保护气体的计算温度按公式 (12-20) 确定。而折算系数 h [式 (12-11)] 值则按下式计算：

$$h = \frac{0.3 \bar{t}_r^{0.25} \alpha_6 (F_n - F_6/3)}{(\bar{t}_r^{0.25} - t_0) (\alpha_r F_r + \alpha_n F_n)} \quad (12-21)$$

然后，按公式 (12-16) 确定同周围介质温度 t_0 有关的导出给热系数。

水雾冷却马弗罩时罩内热交换计算

计算时假定在水雾冷却下马弗罩的温度恒等于冷却水的温度 $t_{\text{вон}} = 20^\circ\text{C}$ 。

导出辐射系数按公式 (12-2) 确定，而板卷外侧表面平均温度按式 (12-19) 计算。

对流给热系数与加热时的求法相同，只有保护气体的计算温度按式 (12-20) 求出，而在求折算系数公式 (12-10) 中所用的 h 值则按下式确定：

$$h = \frac{\alpha_6 [(\bar{t}_r^{0.25} - t_{\text{вон}}) F_n - 0.1 \bar{t}_r^{0.25} F_6]}{(\bar{t}_r^{0.25} - t_{\text{вон}}) (\alpha_r F_r + \alpha_n F_n)} \quad (12-22)$$

带入冷却水温度 $t_{\text{вон}}$ ，按公式 (12-16) 算出导出给热系数。

用风冷马弗罩时炉子热交换计算

导出辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$) 按下式计算：

$$C_{\bar{\alpha}_6}^{0.25} = C_{\bar{\alpha}_r}^{0.25} + \frac{(\alpha_{\text{вон}} - \alpha_0) (t_{\text{мвф}} - t_{\text{вон}})}{\left[\frac{t_0 + 273}{100} \right]^4 - \left[\frac{t_0 + 273}{100} \right]^4} \quad (12-23)$$

式中 $C_{\bar{\alpha}_r}^{0.25}$ ——按公式 (12-17) 算出的不用风冷的马弗罩内导出辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$)；

$\alpha_{\text{вон}}$ ——以马弗罩同加速冷却罩之间环形通道内空气流速为依据，按照 13.2

节公式和曲线确定的马弗罩壁向流动空气传热的对流给热系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$) ;

α_0 ——马弗罩用空气冷却时, 在自然对流情况下的对流给热系数 (可以采用 $\alpha_0 = 7 W/(m^2 \cdot K^4)$) ;

$t_{\text{MФ}}$ 、 t_0 、 $t_{\text{возд}}$ 和 $t_{\text{окр}}$ 分别为马弗罩, 板卷外侧表面, 冷却马弗罩用的空气以及周围介质的温度 ($^{\circ}\text{C}$)。

板卷外侧表面的平均温度可以按式 (12-19) 计算, 而马弗罩温度则按下式确定:

$$t_{\text{MФ}} = 0.7 \bar{t}_r^{\text{окр}} \quad (12-24)$$

式中 $\bar{t}_r^{\text{окр}}$ ——按式 (12-20) 计算出来的保护气体温度 ($^{\circ}\text{C}$)。

对流给热系数与设有加速冷却罩的马弗罩内炉料冷却时所用计算方法相同。

通常, 加速冷却罩在加热结束后 3~5h 罩上去。因此, 在移去加热罩的最初几小时内由马弗罩向周围介质的传热, 应看成是有足够强烈的自然对流。

向马弗罩内吹送冷保护气体时罩内热交换计算

导出辐射系数和对流给热系数和一般马弗罩内炉料的冷却计算相同, 只是保护气的计算温度 ($^{\circ}\text{C}$) 应按下式确定:

$$\bar{t}_r^{\text{окр}} = 0.6(1 - m_{\text{пакв}}) \bar{t}_r^{\text{окр}} + 5(m_{\text{пакв}} \quad (12-25)$$

式中 $m_{\text{пакв}}$ ——流经冷却器的保护气体容积:

$$m_{\text{пакв}} = \left[1 + \left(\frac{\bar{t}_r^{\text{окр}} + 273}{t_{\text{вых}} + 273} M \right)^{1.25} \right]^{-1} \quad (12-26)$$

式中 $\bar{t}_r^{\text{окр}}$ ——未送入冷却器之前保护气的计算温度, 按式 (12-20) 确定;

$t_{\text{вых}}$ ——从冷却器出来的保护气体温度, 设等于 50°C 。

$$M = [(1 - m_{\text{хон}})/m_{\text{хон}}]^2 \quad (12-27)$$

式中 $m_{\text{хон}}$ ——通过冷却器气体的体积分量, 在 $t_{\text{вых}} = \bar{t}_r^{\text{окр}} = 50^{\circ}\text{C}$ 条件下, 分量的大小决定于同罩壁特性相关的原始资料。

为确定式 (12-10) 中折算系数 λ , 式中 k 值按下式计算:

$$k = \frac{0.3 \bar{t}_r^{\text{окр}} \alpha_c (F_k - F_0/3) + 0.278 m_{\text{пакв}} c_r V_{\text{нр}} (\bar{t}_r^{\text{окр}} - 50)}{(\bar{t}_r^{\text{окр}} - t_0) (\alpha_r F_r + \alpha_n F_n)} \quad (12-28)$$

式中 c_r ——温度 $\bar{t}_r^{\text{окр}}$ 时保护气体的实际比热容 [$\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$];

$V_{\text{нр}}$ ——当 0°C 和 101.3kPa 时保护气体的消耗量 (m^3/h);

$$V_{\text{нр}} = 273 V_r / (\bar{t}_r^{\text{окр}} + 273) \quad (12-29)$$

12.3 卷板内温度场的计算

板卷内的温度场按空心圆柱的边界尺寸进行计算 (见 13.3.8)。着重计算下部的板卷。因为它是一批料中加热条件最不利的一卷。

板卷的加热被看作以公式 (12-16) 所确定的给热系数 α_0 和 α_n , 从卷的外侧表面和内侧表面沿板卷径向同时传热。

沿板卷径向的当量热导率 λ_0 和加热多层的金属板一样按公式 (13-43) 求出。而当量热扩散率 (m^2/h) 按下式计算:

$$\alpha_0 = 3.6 \lambda_0 / c_m \eta \rho_m \quad (12-30)$$

式中 c_m ——金属的比热容 ($\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$);

η ——填充系数，等于板卷中金属净容积与板卷毛容积之比；

ρ_m ——金属密度 (kg/m^3)。

可以认为在板卷轴线方向上是从两端对称加热。从端部进行加热的给热系数 α ，按式 (12-6) 确定。轴线方向上的热物理性能同板状金属的热物理性能完全相同，其计算厚度等于板卷半高。

板卷外侧表面温度 $t_{\text{нон}}$ 假定等于板卷高度二分之一处的外表面温度（相当于表 13-7 圆柱图形上的第 7 点温度）。也就是（板卷高度之半）最不利的一点。所以，计算板卷轴向加热时所必须确定的合理温度只能是高度二分之一处即板宽中线处的温度。

为了求出加热时间应首先掌握板卷温度分布情况。

12.4 工段炉子台数（台）和炉膛尺寸的确定

工段内罩式炉（炉台）台数按 9.3 节叙述的方法确定。炉子的利用系数 k_n ，取等于 0.9~0.95，而炉子整个生产周期按下式计算：

$$\tau = \tau_s + \tau_x + \tau_y + \tau_n + \tau_{\text{охла}} + \tau_p + \tau_n \quad (12-31)$$

式中 τ_s 、 τ_x 、 τ_y 、 τ_n 、 $\tau_{\text{охла}}$ 、 τ_p 、 τ_n ——分别等于往炉台上装料及扣上马弗罩、往马弗罩内通入保护气体、安装加热罩、加热和保温、板卷在马弗罩内冷却（包括强制冷却）、自炉台上往下卸料、为下批料装炉作准备的时间（h）。

计算罩式炉时，采用 $\tau_x = 1 \sim 1.5\text{h}$ ；总时间 $\tau_s + \tau_y + \tau_p + \tau_n$ 对单垛料是 1~2h，对多垛料则是 3~4h。然后按公式 (9-4) 确定在罩式炉工段内的炉子（台）数。

罩式炉工段所必需的加热罩数量可以由下列关系式求得：

$$N_{\text{кoлп}} = N\tau_n/\tau \quad (12-32)$$

式中 N ——罩式炉工段的炉台数；

τ ——全生产周期（h）；

τ_n ——加热和保温总工艺时间（h）。

罩式炉工段必需的加速冷却罩数量按下式确定

$$N_{\text{ycк}} = 0.97N\tau_{\text{охла}}/\tau \quad (12-33)$$

式中 0.97——冷却初期不使用加速冷却罩的系数。

炉罩的工作尺寸按装料尺寸决定。

马弗罩内径（m）采用：

$$D_n = D_p + (0.3 \sim 0.35) \quad (12-34)$$

式中 D_p ——板卷外径（m）。

加热罩内径（m），

$$D_n = D_p + (0.9 \sim 1.0) \quad (12-35)$$

加速冷却罩内径（m），

$$D_n = D_n + (0.25 \sim 0.3) \quad (12-36)$$

板卷顶面与马弗罩内顶部的间隙 $h_s = 0.10 \sim 0.2\text{m}$ 。

12.5 热平衡

罩式炉热平衡按 15 章所叙述的方法编制。

因为在加热初期和保温期的燃料消耗变化很大，所以热平衡分为两段：第一段热平衡

是加热开始(最初2h内),这时热量消耗最大(此段热平衡决定出最大燃料消耗量和炉子的热强度);其余加热时间和保温时间全都属于第二段(以该段的热平衡确定炉子的平均燃料消耗量和单位热耗量)。

在确定金属加热热耗量时,前两个小时内板卷厚度二分之一处的温度($^{\circ}\text{C}$)按下式计算:

$$\bar{t}_M = 0.2(t_{\text{non}} + t_{\text{extr}}) \quad (12-37)$$

而对于其余的加热段则按下式确定:

$$\bar{t}_M = (1/3)t_{\text{non}} + (2/3)t_{\text{extr}} \quad (12-38)$$

式中 t_{non} 、 t_{extr} ——板卷表面温度和板卷最不利加热点的温度($^{\circ}\text{C}$),在计算板卷温度分布时求出(见12.3节)。

在计算燃烧产物逸出的热损失时,加热期最初2h内燃烧产物温度取 600°C ,而以后的加热期间燃烧产物温度取高于加热罩内表面温度 50°C 。同样,也可以取到高于加热罩内表面温度 $100\sim 200^{\circ}\text{C}$ 。

由于加热罩是从一个炉台移到另一个炉台,且移动期间加热罩还未变冷,因而可以忽略加热罩砌体的蓄热。

12.6 罩式炉计算示例

例1. 计算在通入循环保护气体的马弗罩式炉内钢板卷的加热时间:

原始资料:板卷外径 $D_p = 2.2\text{m}$ ($R_p = 1.1\text{m}$);内径 $d_p = 0.6\text{m}$ ($r_p = 0.3\text{m}$);板卷高度 $h_p = 1\text{m}$;每垛装料的板卷数 $n = 4$;板卷填充系数 $\eta = 0.97$;材质为低碳钢,金属比热容 $C_M = 0.67\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$;金属密度 $\rho_M = 7850\text{kg}/\text{m}^3$;金属的热导率 $\lambda_M = \lambda_L = 41\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$;径向当量热导率(见13.21) $\lambda_r = 7\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$;板卷最终加热温度 $t_{\text{终}} = 720^{\circ}\text{C}$;允许温度差 $\Delta t = 50^{\circ}\text{C}$;对流环高度 $h = 0.05\text{m}$;流经板卷下部对流环的气体为总气体量 $12500\text{m}^3/\text{h}$ 的30%;板卷原始温度 $t_{\text{始}} = 60^{\circ}\text{C}$;马弗罩高度为

表 12-1 计算板卷加热的原始资料和炉内热交换计算

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
1	马弗罩温度($^{\circ}\text{C}$)	$t_{\text{罩}}$	$720 + 10 = 730$	式(12-1)
2	马弗罩直径(m)	D_M	$2.2 + 0.35 = 2.55$	式(12-34)
3	由马弗罩到板卷侧表面的导出辐射系数($\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K}^4)$)	$C_{\text{罩} \rightarrow \text{板}}$	$\frac{5.77}{\frac{1}{0.7} + \frac{2.55}{2.2} \times \left(\frac{1}{0.85} - 1\right)} = 3.46$	马弗罩和板卷黑度 ε_M 和 ε_p 按表13-1和图13-1确定
4	板卷外侧表面的平均温度($^{\circ}\text{C}$)	t_s	$0.9 \times 730 = 657$	式(12-3)
5	马弗罩向板卷外侧表面的X辐射给热系数($\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$)	$\sigma_{\text{罩} \rightarrow \text{板}}$	$3.46 \times \frac{\left(\frac{730 + 273}{100}\right)^4}{730 - 657} - \frac{\left(\frac{657 + 273}{100}\right)^4}{-657} = 125.6$	式(13-48) 值 $\frac{\theta_1 - \theta_2}{t_1 - t_2}$ 可以按表13-4或图13-23确定
6	炉气计算温度($^{\circ}\text{C}$)	$t_{\text{炉}}$	$0.7 \times 730 = 511$	式(12-4)
7	对流环流通截面积(m^2)	$F_{\text{环}}$	$1.88 \times 0.05 \times \left(0.6 + \frac{2.2 - 0.6}{2}\right) = 0.131$	式(12-8)

(续)

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
8	下部板卷对流环内保护气体的实际流速 (m/s)	w_1	$\frac{0.3 \times 12500}{3600 \times 0.131} = 7.93$	式 (12-6)
9	对流给热系数 (W/(m ² ·K)), 保护气对板卷端面	α_1	23.73	图 13-11
	同上, 但已考虑了板卷端面粗糙度	α_1'	$23.73 \times 1.5 = 35.59$	式 (12-9)
10	板卷内腔流通截面积 (m ²)	F_0'	$0.785 \times 0.6^2 = 0.283$	式 (12-7)
11	保护气体在板卷内腔的实际流速 (m/s)	w_1	$\frac{(1-0.3) \times 12500}{3600 \times 0.283} = 8.57$	式 (12-5)
12	保护气体对板卷侧面的对流给热系数 (W/(m ² ·K))			
	内	α_D	14.19	图 13-11
	外	α_S	11.6	选用
13	马弗罩表面积 (m ²)	F_M	$3.14 \times 2.55 \times 4.19 = 34.4$	式 (12-15)
14	板卷表面积 (m ²)			
	外侧	F_6	$3.14 \times 2.2 \times 1.0 \times 4 = 27.5$	式 (12-12)
	内侧	F_7	$3.14 \times 0.6 \times 1.0 \times 4 = 7.5$	式 (12-14)
	端面	F_T	$0.3 \times 3.14 \times (2.2^2 - 0.6^2) \times 4 = 16.9$	式 (12-13)
15	系数 k	—	$\frac{11.63 \times (34.4 + 6.8 \times 27.5)}{(35.59 \times 16.9 + 14.19 \times 7.5)} = 0.98$	式 (12-11)
16	折算系数	α	$\frac{0.98}{(1+0.98)} = 0.48$	式 (12-10)
17	导出对流给热系数 (W/(m ² ·K)), 板卷内侧面	$\bar{\alpha}_6$	$125.6 + 0.48 \times 11.6 = 131.19$	式 (12-16)
	外侧面	$\bar{\alpha}_S$	$0.48 \times 14.19 = 6.82$	
	端面	$\bar{\alpha}_T$	$0.48 \times 35.59 = 17.08$	
18	皮欧准数:			式 (13-75)
	内侧面	Bi_1	$131.19 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 15.0$	
	外侧面	Bi_2	$6.82 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 0.78$	
19	板卷外、内半径之比 R_1/R_2	—	$\frac{1.1}{0.3} = 3.67$	—
20	沿板卷径向极值温度的相对位置	μ	0.83	图 13-26
				$\frac{Bi_2}{Bi_1} = \frac{0.78}{15.0} = 0.052$
21	形状系数	φ_1	0.83	图 13-25
22	板卷计算厚度 (m), 径向	S_r	$0.83 \times 0.83 \times (1.1 - 0.3) = 0.55$	式 (13-71) $S_r = h_p / 2$
	轴向	S_z	0.5	
23	板卷热扩散率 (m ² /h)			
	径向	a_r	$\frac{3.6 \times 7}{0.67 \times 0.97 \times 7850} = 0.0049$	$a_r = \frac{3.6 \lambda_r}{c_m \eta \rho_m}$
	轴向	a_z	$\frac{3.6 \times 41}{0.67 \times 7850} = 0.0279$	$a_z = \frac{3.6 \lambda_z}{c_m \rho_m}$
24	皮欧和付立叶准数			式 (13-44)、式 (13-66)
	径向	Bi_r	$131.19 \times 0.55 / 7 = 10.3$	
		Fo_r	$\frac{0.0049 \tau}{0.55^2} = 0.016 \tau$	
	轴向	Bi_z	$\frac{17.08 \times 0.5}{41} = 0.21$	
		Fo_z	$\frac{0.0279 \tau}{0.5^2} = 0.112 \tau$	

表 12-2 板卷加热时的温度分布计算

t (h)	Fo	Bi_c	θ_{nos}	θ_{extr}	Fo_z	Bi_z	$\theta_{extr,z}$	θ_{nos}	θ_{extr}	t_{nos} (°C)	t_{extr} (°C)	Δt (°C)
2	0.03	10.3	0.270	0.998	0.22	0.21	0.980	0.268	0.973	550	78	472
5	0.08	10.3	0.165	0.970	0.56	0.21	0.955	0.158	0.926	624	110	514
10	0.16	10.3	0.136	0.865	1.12	0.21	0.850	0.116	0.735	652	232	414
20	0.32	10.3	0.095	0.630	2.24	0.21	0.690	0.066	0.435	688	439	247
30	0.48	10.3	0.065	0.465	3.37	0.21	0.575	0.037	0.267	705	551	154
40	0.64	10.3	0.044	0.330	4.48	0.21	0.467	0.021	0.154	716	627	89
50	0.80	10.3	0.030	0.235	5.60	0.21	0.378	0.011	0.069	722	671	51
60	0.96	10.3	0.0205	0.168	6.72	0.21	0.310	0.006	0.052	726	693	31

表 12-3 计算板卷在马弗罩内冷却的原始资料和炉内热交换计算

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
1	气体计算温度(°C)	$t_p^{* *}$	$0.67 \times 671 = 402$	式(12-20), 当 $\tau = 50h$ 时 按表(12-2)查出 $t_p^{* *} = 671^\circ C$
2	板卷外侧表面平均温度(°C)	t_0	$1.1 \times 402 = 442$	式(12-19)
3	导出辐射系数(W/(m ² ·K ⁴)),			
	由板卷外侧表面对马弗罩	$C_{p \rightarrow m}^{* *}$	3.46	表12-1, 序号3
	由马弗罩向周围空间	$C_{m \rightarrow c}^{* *}$	$5.77 \times 0.7 = 4.07$	式(12-18), 马弗罩黑度 选用 $\epsilon_m = 0.7$
	由板卷外侧表面对周围介质	$C_{p \rightarrow p}^{* *}$	$3.46 \times \frac{4.07}{3.46 + 4.07} = 1.87$	式(12-17)
4	由板卷外侧表面对周围介质的辐射给热系数(W/(m ² ·K))	$\alpha_0^{* *}$	$1.87 \times \frac{\left(\frac{442 + 273}{100}\right)^4 - \left(\frac{20 + 273}{100}\right)^4}{442 - 20} = 11.16$	式(13-48), 值 $\frac{\theta_1 - \theta_2}{t_1 - t_2}$ 可以按表13-4或图13-23确定
5	保护气体实际流速(m/s),			
	在板卷下部对流环处	w_1	7.93	表12-1, 序号8
	在板卷内腔	w_0	8.57	表12-1, 序号11
6	对流给热系数(W/(m ² ·K))			
	由板卷端面对保护气	α_r'	25.47	图13-11
	同上。但计入了端面的粗糙度	α_r	$25.47 \times 1.5 = 38.26$	式(12-9)
	由板卷内侧表面对保护气体	α_B	16.05	图13-11
	由板卷外侧表面对保护气体	α_0	11.6	选用
7	系数 k	—	$\frac{0.3 \times 402 \times 11.6 \times \left(34.4 - \frac{27.6}{3}\right)}{(402 - 20) \times (38.26 \times 16.9 + 16.05 \times 7.5)} = 0.12$	式(12-21), 其表面积见表12-1序号14
8	折算系数	κ	$0.12 / (1 + 0.12) = 0.11$	式(12-10)
9	导出对流给热系数(W/(m ² ·K)),			
	外侧	$\bar{\alpha}_r$	$11.16 + 0.11 \times 11.6 = 12.44$	式(12-16)
	内侧	$\bar{\alpha}$	$0.11 \times 16.05 = 1.77$	
	端面	$\bar{\alpha}_r$	$0.11 \times 38.26 = 4.21$	
10	皮欧准数	Bi_1	$12.44 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 1.4$	式(12-75)
		Bi_2	$1.77 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 0.2$	
11	沿板卷径向极值温度的相对位置	μ	0.87	图13-26,

(续)

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
12	板卷计算厚度 (m):			$\frac{Bi_1}{Bi_2} = \frac{0.2}{1.4} = 0.143,$ $\frac{R_1}{R_2} = 3.67$ (表12-1, 序号19)
	径向	S_r	$0.83 \times 0.87 \times (1.1 - 0.3) = 0.578$	式 (13-71); $\varphi_r = 0.83$ 表12-1, 序号21
	轴向	S_z	0.5	表12-1, 序号22
13	皮欧准数和付立叶准数:			
	径向	Bi_r	$12.51 \times 0.578 / 7 = 1.03$	式 (13-44) 和 (13-66)
		Fo_r	$0.0049\tau / 0.578^2 = 0.015\tau$	
	轴向	Bi_z	$4.21 \times 0.5 / 41 = 0.052$	热扩散率, 见表12.1, 序号
		Fo_z	$0.0279\tau / 0.5^2 = 0.112\tau$	23

表 12-4 在马弗罩内冷却时板卷内温度分布计算

τ (h)	Fo_r	θ_{near}	Φ''_{near}	θ''_{near}	θ_{extr}	Φ''_{extr}	θ''_{extr}	Fo_z	θ_{extr}	Φ''_{extr}	θ''_{extr}	θ''_{min}	θ''_{ext}	t_{min} (°C)	t_{ext} (°C)
50	0.75	0.420	0.287	0.399	0.650	0.460	0.617	5.60	0.765	0.400	0.738	0.294	0.454	226	339
60	0.90	0.370	0.260	0.351	0.575	0.410	0.546	6.72	0.740	0.340	0.716	0.251	0.391	196	294
70	1.05	0.320	0.240	0.303	0.510	0.370	0.483	7.84	0.700	0.290	0.679	0.206	0.328	165	250
80	1.20	0.295	0.208	0.280	0.460	0.330	0.436	8.96	0.660	0.240	0.643	0.180	0.280	146	217
90	1.35	0.265	0.190	0.251	0.415	0.294	0.394	10.08	0.630	0.180	0.617	0.155	0.243	129	190

注: 所有情况下 $Bi_r = 1.03$ 和 $Bi_z = 0.052$ 。

$H_M = 4.19m$ 。

表12-1列出计算板卷加热的原始资料和炉内热交换计算。在板卷原始温度均匀一致且周围介质温度恒定 ($t_{My\phi}$ 为常数) 的情况下板卷的相对温度按表13-5中式 (13-54) 确定 $\theta = (t_{My\phi} - t) / (t_{My\phi} - t_{H\Delta\phi})$ 。因此 $t = t_{My\phi} - \theta(t_{My\phi} - t_{H\Delta\phi}) = 730 - \theta(730 - 60) = 730 - 670\theta$, 其中 $\theta = \theta_r, \theta_z$ 。

表12-2列出在不同的加热时刻板卷外层表面温度 (最高温度) 和板卷最不利处 (最低) 温度的计算。根据给出的各种参数可以采用50h的加热时间。

例2. 计算钢板卷在罩式炉马弗罩内静止空气中的冷却时间。通过50h加热后 (例1) 开始冷却。周围环境温度 $t_c = 20^\circ C$, 其余原始数据同例1。

表12-3列出板卷在罩式炉马弗罩内冷却计算的原始资料和热交换计算。在周围环境温度不变 (t_c 为常数), 初期抛物线型温度分布条件下的金属相对温度按表13-5中公式 (13-56) 确定,

$$\theta'' = \frac{(t_c - t)}{(t_c - t_{\text{中}}^{\text{KOH}})} = \theta + \theta'' \Phi'' \left(Bi, Fo, \frac{x}{S_p} \right)$$

表12-5 水雾冷却马弗罩下板卷冷却计算原始数据和热交换计算

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
1	气体计算温度 (°C)	$t_{p, \text{计}}$	402	表12-3序号1
2	板卷外侧表面的平均温度 (°C)	t_s	442	表12-3序号2
3	由板卷外侧表面向马弗罩的导出辐射系数 (W/(m ² ·K))	$\epsilon_{s, \text{罩}}$	3.16	表12-3序号3
4	由板卷侧表面向周围介质的辐射传热系数 (W/(m ² ·K))	$\alpha_{s, \text{环}}$	$3.46 \times \frac{\left(\frac{442+273}{100}\right)^4 - \left(\frac{20+273}{100}\right)^4}{442-20}$ = 21.05	式 (13-48), $\frac{\theta_1 - \theta_2}{t_1 - t_2}$ 值可按表13-4或图(13-23)选取
5	对流给热系数 (W/(m ² ·K))	α_c	38.26	表12-3序号6
		α_s	16.05	
		α_0	11.6	
6	系数 λ	—	$11.6 \frac{(402-20) \times 34.1 - 0.1 \times 402 \times 27.6}{(402-20) \times (38.2 \times 16.9 + 16.05 \times 7.5)}$ = 0.47	式 (12-22), 表面大小见表12-1, 序号13和14
7	折算系数 λ	λ	$0.47 / (1 + 0.47) = 0.32$	式 (12-10)
8	导出对流给热系数 (W/(m ² ·K))	$\alpha_{c, \text{罩}}$	$21.05 + 0.32 \times 11.6 = 24.77$	式 (12-16)
		$\alpha_{c, \text{环}}$	$0.32 \times 16.05 = 5.12$	
		$\alpha_{c, \text{罩}}$	$0.32 \times 38.2 = 12.21$	式 (13-75)
9	皮欧准数	Bi_1	$24.77 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 2.83$	
		Bi_2	$5.12 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 0.585$	
10	沿板卷径向极值温度的相对位置	μ	0.8	图13-26 $\frac{Bi_2}{Bi_1} = \frac{0.585}{2.83} = 0.207$ $\frac{r_1}{R_1} = 3.87$ (按表12-1, 序号19)
11	板卷计算厚度 (m)			
	径向	S_r	$0.83 \times 0.8 \times (1.1 - 0.3) = 0.53$	式 (13-71), 按表12-1 序号21 $\varphi_r = 0.83$
	轴向	S_a	0.5	表12-1, 序号22
12	皮欧准数和傅立叶准数			
	径向	Bi_r	$24.77 \times 0.53 / 7 = 1.9$	式 (13-44)或式 (13-66)
		Fo_r	$0.0049\tau / 0.53^2 = 0.0174\tau$	热扩散率见表12-1, 序号21
	轴向	Bi_a	$12.21 \times 0.5 / 41 = 0.15$	同上
		Fo_a	$0.0279\tau / 0.5^2 = 0.112\tau$	

表 12-6 用水雾冷却马弗罩时罩内板卷温度分布计算

τ (h)	FO_0	$\theta_{\text{罩外}}''$	$-\Phi_{\text{罩外}}''$	$\theta_{\text{罩外}}''$	$\theta_{\text{罩外}}''$	$\Phi_{\text{罩外}}''$	$\theta_{\text{罩外}}''$	FO_0	$\theta_{\text{罩内}}''$	$\Phi_{\text{罩内}}''$	$\theta_{\text{罩内}}''$	$\theta_{\text{罩内}}''$	$\theta_{\text{罩内}}''$	$t_{\text{罩外}}$ (°C)	$t_{\text{罩内}}$ (°C)
40	0.695	0.275	0.235	0.258	0.545	0.450	0.513	4.48	0.343	0.135	0.514	0.137	0.264	113	206
50	0.870	0.220	0.200	0.206	0.440	0.392	0.413	5.60	0.160	0.350	0.434	0.089	0.180	83	148
60	1.044	0.175	0.180	0.162	0.355	0.325	0.332	6.72	0.352	0.300	0.370	0.060	0.123	62	106
70	1.22	0.145	0.147	0.135	0.295	0.270	0.276	7.84	0.325	0.250	0.307	0.041	0.085	49	80

注：所有情况下 $Bi_1 = 1.9$ 和 $Bi_2 = 0.15$ 。

此时，按公式 (13-62)， $\theta''_0 = (\theta''_{\text{罩外}} - \theta''_{\text{罩内}}) / (t_c - t_{\text{罩外}})$ 。

因为在加热50h后开始冷却，所以由表12-2得出 $t_{\text{罩外}} = 722^\circ\text{C}$ ， $t_{\text{罩内}} = 671^\circ\text{C}$ ，因此， $\theta''_0 = (722 - 671) / (20 - 722) = -0.072$ ， $\theta'' = \theta - 0.072\Phi''$ 。

板卷外侧表面（最低）温度和极点（最高）温度按照下列公式计算：

$$t_{\text{HOB}} = 20 + 702\theta''_{\text{罩外}}$$

式中 $\theta''_{\text{罩外}} = \theta''_{\text{罩外}} \cdot \theta''_{\text{罩外}, z'}$ 。

$$t_{\text{罩外}} = 20 + 702\theta''_{\text{罩外}}$$

式中 $\theta''_{\text{罩外}} = \theta''_{\text{罩外}} \cdot \theta''_{\text{罩外}, z'}$ 。

板卷内温度计算结果列于表12-4中。

例3. 在水雾冷却马弗罩的罩式炉内钢板卷冷却时间的计算。水温 $t_{\text{罩外}} = 20^\circ\text{C}$ ，其余所有原始数据与例2相同。

表12-5列出喷水冷却马弗罩内钢板冷却时间计算的原始数据和炉内热交换计算。

板卷内温度计算按照随马弗罩空冷的类似公式进行计算（例2）。

$$\theta'' = \theta - 0.072\Phi''; t_{\text{HOB}} = 20 + 702\theta''_{\text{罩外}}$$

式中 $\theta''_{\text{罩外}} = \theta''_{\text{罩外}} \cdot \theta''_{\text{罩外}, z'}$ 。

$$t_{\text{罩外}} = 20 + 702\theta''_{\text{罩外}}$$

式中 $\theta''_{\text{罩外}} = \theta''_{\text{罩外}} \cdot \theta''_{\text{罩外}, z'}$ 。

板卷内温度计算列入表12-6中。

例4. 风冷马弗罩的罩式炉内钢板卷冷却时间的计算。空气温度 $t_{\text{罩外}} = 20^\circ\text{C}$ ，/在加速冷却罩内的空气流量 $V_{\text{罩外}} = 20000\text{m}^3/\text{h}$ 。周围环境温度 $t_c = 20^\circ\text{C}$ 。加速冷却罩在吊开加热罩后3h罩上去，这时板卷的表面温度 $t_{\text{HOB}} = 522^\circ\text{C}$ ，极点温度 $t_{\text{罩外}} = 643^\circ\text{C}$ ，所有其他原始数据与例2相同。

表12-7列出风冷马弗罩的罩式炉内钢板卷冷却计算的原始资料和炉内热交换计算。

冷却初始温度分布具有抛物线特征和外围环境温度恒定 ($t_c = \text{const}$) 的条件下，板卷相应的温度按表13-5中公式 (13-56) 计算。

$$\theta'' = (t_c - t) / (t_c - t_{\text{罩外}}) = \theta + \theta''\Phi''(Bi, Fo, x/S_0)$$

式中 $\theta = (522 - 643) / (20 - 522) = 0.241$ ，因此， $\theta'' = \theta + 0.241\Phi''$ ，按公式 (13-62) 计算。

板卷外侧表面温度（最低温度）和极点（最高）温度按下列公式计算：

$$t_{\text{HOB}} = 20 + 502\theta''_{\text{罩外}}$$

表 12-7 空气吹刷马弗罩时板卷冷却的原始数据和热交换计算

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
1	气体计算温度(°C)	t_c^{*n}	$0.6 \times 643 = 386$	式(12-20)
2	马弗罩温度(°C)	t_{mf}	$0.7 \times 386 = 270$	式(12-24)
3	板卷外侧表面平均温度(°C)	t_6	$1.1 \times 386 = 424$	式(12-19)
4	马弗罩直径(m)	D_{mf}	2.55	表12-1序号2
5	加速冷却罩直径(m)	D_a	$2.55 + 0.25 = 2.8$	式(12-36)
6	马弗罩和加速冷却罩之间空气流通环形间隙的面积(m ²)	F_{ms}	$0.785 \times (2.8^2 - 2.55^2) = 1.05$	$F_{ms} = 0.785 \times (D_a^2 - D_{mf}^2)$
7	在马弗罩表面冷却空气的流速(m/s)	w_{ms}	$20000/3600 \times 1.05 = 5.3$	$w_{ms} = \frac{V_{ms}}{3600 F_{ms}}$
8	由马弗罩向冷却空气的对流给热系数(W/(m ² ·K))	α_{ms}	22.1	图13-11
9	由板卷外侧表面对周围介质的导出辐射系数(W/(m ² ·K ⁴))	C_{sp}^{*n}	$1.87 + \frac{(22.1 - 7) \times (270 - 20)}{\left(\frac{424 + 273}{100}\right)^4 - \left(\frac{20 + 273}{100}\right)^4} = 3.49$	式(12-23) $C_{sp}^{*n} = 1.87$ (表12-3序号3) $\alpha_a = 7$ —选用值
10	由板卷外侧表面向周围介质的辐射给热系数(W/(m ² ·K))	α_s^{*n}	$3.49 \times \frac{\left(\frac{424 + 273}{100}\right)^4 - \left(\frac{20 + 273}{100}\right)^4}{424 - 20} = 19.77$	式(13-45) $\frac{\theta_1 - \theta_2}{t_1 - t_2}$ 值, 可按表13-4或图13-23确定
11	保护气体的实际流速(m/s)			
	板卷下部对流环处	w_1	7.93	表12-1序号8
	板卷内腔处	w_2	8.57	表12-1序号11
12	对流给热系数(W/(m ² ·K))			
	由板卷端面对保护气	α_1	25.47	图13-11
	同上, 但计入端面粗糙度	α_2	$25.47 \times 1.5 = 38.2$	式(12-9)
	板卷内侧表面对保护气	α_3	15.82	图13-11
	板卷外侧表面对保护气	α_4	11.6	表12-3序号6
13	系数 β	—	$\frac{0.3 \times 386 \times 11.6 \times \left(34.4 - \frac{27.5}{3}\right)}{(386 - 20) \times (38.2 \times 16.9 + 15.82 \times 7.5)} = 0.12$	式(12-21)表面积, 见表12-1 序号13和14
14	折算系数	κ	$0.12 / (1 + 0.12) = 0.11$	式(12-10)
15	导出对流给热系数(W/(m ² ·K))			式(12-16)
		$\bar{\alpha}_5$	$19.77 + 0.11 \times 11.6 = 21.06$	
		$\bar{\alpha}_6$	$0.11 \times 15.82 = 1.74$	
		$\bar{\alpha}_7$	$0.11 \times 38.2 = 4.19$	
16	皮欧准数	Bi_1	$21.06 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 2.35$	式(13-75)
		Bi_2	$1.74 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 0.2$	

(续)

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
17	沿板卷径向极值温度的相对位置	λ	0.915	图13-26, $\frac{Bi_2}{Bi_1} = \frac{0.2}{2.35} = 0.085$ $\frac{R_1}{R_2} = 3.67$
18	板卷计算厚度 (m)			
	径向	S_r	$0.83 \times 0.915 \times (1.1 - 0.3) = 0.608$	式(13-71); $\varphi_r = 0.83$
	轴向	S_z	0.5	(表12-1之序号21) 表12-1序号22
19	皮欧准数和傅立叶准数			
	径向	Bi_r	$21.05 \times 0.608 / 7 = 1.83$	式(13-44)和(13-66)
		Fo_r	$0.0049\tau / 0.608^2 = 0.013\tau$	热扩散率按表12-1序号23
	轴向	Bi_z	$4.19 \times 0.5 / 41 = 0.052$	同上
		Fo_z	$0.0279\tau / 0.5^2 = 0.112\tau$	

表 12-8 当空气喷吹马弗罩时板卷冷却温度分布计算

τ (h)	Fo_r	θ_{noz}	$\Phi''_{\text{noz},r}$	$\theta''_{\text{noz},r}$	$\theta_{\text{extr},r}$	$\Phi''_{\text{extr},r}$	$\theta''_{\text{extr},r}$	Fo_z	$\theta_{\text{extr},z}$	$\Phi''_{\text{extr},z}$	$\theta''_{\text{extr},z}$	θ''_{noz}	θ''_{extr}	t_{noz} (°C)	t_{extr} (°C)
60	0.78	0.260	0.230	0.315	0.515	0.420	0.616	6.72	0.74	0.34	0.822	0.259	0.506	150	274
70	0.91	0.222	0.205	0.271	0.450	0.370	0.539	7.84	0.70	0.29	0.770	0.209	0.415	125	228
80	1.04	0.190	0.180	0.233	0.370	0.315	0.446	8.96	0.66	0.24	0.718	0.167	0.320	104	180
90	1.17	0.168	0.155	0.205	0.330	0.300	0.402	10.08	0.63	0.18	0.673	0.133	0.271	89	156

注: 所有情况下 $Bi_r = 1.83$, 且 $Bi_z = 0.052$ 。

式中 $\theta''_{\text{noz}} = \theta''_{\text{noz},r} \cdot \theta''_{\text{extr},z}$

$$t_{\text{extr}} = 20 + 502\theta''_{\text{extr}}$$

式中 $\theta''_{\text{extr}} = \theta''_{\text{extr},r} \cdot \theta''_{\text{extr},z}$

板卷内温度计算结果列入表12-8。

例5. 计算保护气循环冷却马弗罩的罩式炉炉内钢板的冷却时间。进入冷却器的气体占全部气体流量的20%。其余所有原始资料与例2相同。

在表12-9中列出在经过冷却器的循环保护气体进行冷却的条件下, 用于计算板卷冷却的原始资料和罩式炉炉内的热交换计算。

板卷内温度按照类似于马弗罩内冷却的公式计算(例2), 即:

$$\theta'' - \theta = 0.072\Phi''; t_{\text{noz}} = 20^\circ + 702\theta''_{\text{noz}}$$

式中 $\theta''_{\text{noz}} = \theta''_{\text{noz},r} \cdot \theta''_{\text{extr},z}$

$$t_{\text{extr}} = 20 + 702\theta''_{\text{extr}}$$

式中 $\theta''_{xtr} = \theta''_{xtr,r} \theta''_{xtr,z}$

板卷内温度计算结果列入表12-10中。

例6. 确定板卷在采用保护气的加速冷却罩内冷却情况下罩式炉工段的组成。

炉子工段年产量 $P_{rQA} = 10kt$ ，而全年总工时 $T_r = 8400h$ ，板卷冷却温度 $t_{xtr} = 180^\circ C$ ；
辅助操作时间 $\tau_s + \tau_r + \tau_y + \tau_p + \tau_n = 5h$ 。其余原始资料与例1、4和5相同。

表12-11列出罩式炉工段组成计算。

例7. 加热罩耗热量和金属加热的单位热耗量计算。加热罩以低发热量 $Q_p^0 = 6.65MJ/m^3$ 的高焦混合煤气供热；空气不预热。其余原始资料同例1相同。

为了确定加热罩最大燃料消耗量和炉子热强度，编制最初两小时内的热平衡，而为了确定加热罩内燃料平均消耗量和单位热耗量编制加热总时间50h的热平衡。

表12-12中列出加热罩燃料消耗量和金属加热单位热耗量计算。

表 12-9 用于计算保护气体经冷却器冷却板卷的原始数据和热交换计算

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
1	保护气体进入冷却器时的温度 ($^\circ C$)	$T_p^{0.2}$	402	表12-3序号1
2	系数 M	—	$[(1-0.2)/0.2]^2 = 16$	式(12-27)
3	流经冷却器的气体容积份额	$m_{r,ac}$	$[1 + (16 \times \frac{402 + 273}{50 + 273})^{1.2}]^{-1} = 0.15$	式(12-26); $t_{air} = 50^\circ C$ 选用值
4	气体计算温度 ($^\circ C$)	$T_p^{0.2}$	$0.6 \times (1 - 0.15) \times 671 + 50 \times 0.15 = 350$	式(12-25); $t_{xtr} = 671^\circ C$ (表12-3序号1)
5	板卷外侧表面平均温度 ($^\circ C$)	t_0	$1.1 \times 350 = 385$	式(12-19)
6	板卷外侧表面对周围介质辐射传热系数 $[W/(m^2 \cdot K)]$	$\alpha_0^{0.2}$	$1.87 \times \frac{(385 + 273)^4 - (20 + 273)^4}{385 - 20} = 9.1$	式(13-48); $C_{0.2}^{0.2} = 1.87$ (表12-3序号3); 值 $\frac{\theta_1 - \theta_2}{t_1 - t_2}$ 可按表13-14或图13-23确定
7	保护气体实际流速 (m/s):			
	板卷下部对流环	w_r	7.93	表12-1序号8
	板卷内腔	w_r	8.57	表12-1序号11
8	对流传热系数 $[W/(m^2 \cdot K)]$:			
	板卷端面对周围介质	α_r'	21.17	图13-11
	同上, 但考虑了表面粗糙度	α_r	$21.17 \times 1.5 = 31.75$	式(12-9)
	板卷内表面对保护气	α_r	16.98	图13-11
	板卷外表面对保护气	α_0	11.6	表12-3序号6
9	以 $0^\circ C$ 修正的保护气体消耗量 (m^3/h)	$V_{0.2}$	$12500 \times 273 / (350 + 273) = 5500$	式(12-29)

(续)

序号	名称, 计量单位	符号	计算数值	计算说明
10	系数 k $0.3 \times 350 \times 11.6 \times \left[34.4 - \frac{27.6}{3} \right] + 0.278 \times 0.16 \times 1.35 \times 5500 \times (402 - 50)$ $(350 - 20) \times (31.75 \times 16.9 + 16.98 \times 7.5)$ $= 0.625$	—		式(12-28); 对350℃的氮气 按表V-4, $C_1 = 1.35$; 表面积值按表12-1序号13和14
11	折算系数	χ	$0.635 / (1 + 0.635) = 0.388$	式(12-10)
12	导出对流给热系数 [W/(m ² ·K)]	$\bar{\alpha}$ $\bar{\alpha}_n$ $\bar{\alpha}_s$	$9.14 + 0.388 \times 11.6 = 13.6$ $0.388 \times 16.98 = 6.63$ $0.388 \times 31.75 = 12.33$	
13	皮欧准数	Bi_1 Bi_2	$13.6 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 1.55$ $6.63 \times (1.1 - 0.3) / 7 = 0.758$	式(13-75)
14	沿板卷径向数值温度的相对位置	ϕ	0.175	图13-26 $\frac{Bi_2}{Bi_1} = \frac{0.758}{1.55} = 0.49$ $\frac{K}{R_s} = 3.67$ (按表12-1序号19)
15	板卷计算厚度 (m), 径向 轴向	S_r S_z	$0.83 \times 0.715 \times (1.1 - 0.3) = 0.475$ 0.5	式(13-71); 按表12-1序号21, 表12-1序号32 $\phi_1 = 0.83$
16	皮欧准数和付立叶准数: 径向 轴向	Bi_1 Fo_1 Bi_2 Fo_2	$13.6 \times 0.475 / 7 = 0.926$ $0.00497 / 0.475^2 = 0.022\tau$ $12.33 \times 0.5 / 41 = 0.15$ $0.0279\tau / 0.5^2 = 0.113\tau$	式(13-44)和式(13-66); 热扩散率按表12-1序号23 同上

表 12-10 用经过冷却器的保护气体冷却时板卷内温度分布计算

τ (h)	Fo_1	θ_{nos}	$\Phi_{\text{内部}}$	$\theta_{\text{内部}}$	$\theta_{\text{外部}}$	$\Phi_{\text{外部}}$	$\theta_{\text{外部}}$	Fo_2	$\theta_{\text{外部}}$	$\Phi_{\text{外部}}$	$\theta_{\text{外部}}$	$\theta_{\text{内部}}$	$\theta_{\text{外部}}$	$t_{\text{内部}} (^\circ\text{C})$	$t_{\text{外部}} (^\circ\text{C})$
20	0.44	0.56	0.39	0.532	0.815	0.575	0.774	2.24	0.74	0.59	0.698	0.371	0.640	280	399
30	0.66	0.475	0.35	0.451	0.735	0.50	0.669	3.36	0.64	0.50	0.604	0.272	0.422	209	313
40	0.88	0.410	0.29	0.389	0.615	0.45	0.582	4.48	0.55	0.40	0.521	0.203	0.303	161	231
50	1.10	0.359	0.25	0.332	0.527	0.38	0.500	5.60	0.46	0.33	0.436	0.145	0.218	121	172

注: 所有情况下 $Bi_1 = 0.926$, 且 $Bi_2 = 0.15$ 。

表 12-11 罩式炉工段组成计算

序号	名称, 计量单位	符 号	计 算 数 值		计 算 说 明
			2 h	50h	
1	炉子工段平均生产能力 (t/h)	$P_{\text{罩}}$	$1000000 \cdot 4460 = 119$		式 (9-1)
2	炉子装载量 (t)	G	$0.785 \times (2.2^2 - 0.6^2) \times 7850 \times 4 \times 10^{-3} = 110.4$		$G = 0.785 \times (D_{\text{外}}^2 - D_{\text{内}}^2) P_{\text{罩}} \cdot 10^{-3}$
3	加热周期 (h)	$\tau_{\text{加}}$	50		按表12-2选用
板卷在加速冷却罩下冷却计算					
4	冷却时间 (h)	$\tau_{\text{冷}}$	83		3小时安装罩子, 按表12-8 $t_{\text{罩内}} = 180^\circ\text{C}$
5	全生产周期 (h)	τ	$50 + 83 + 5 = 138$		式 (12-31)
6	单炉台生产能力 (t/h)	P	$110.4 / 138 = 0.8$		式 (9-2)
7	炉子工段需要的炉子台数 (台)	N	$119 / 0.8 \times 0.93 \times 0.8 = 200$		式9-4, $k_{\text{罩}} = 0.93$ $k_{\text{罩}} = 0.8$ 选用
8	炉子工段需要的加热罩数量 (个)	$N_{\text{罩加}}$	$200 \times 50 / 138 = 72$		式 (12-32)
9	炉子工段所需加速冷却罩数量 (个)	$N_{\text{罩冷}}$	$200 \times 0.97 \times 83 / 138 = 117$		
采用以冷却器冷却保护气时板卷冷却计算					
10	冷却周期 (h)	$\tau_{\text{罩冷}}$	50		$t_{\text{罩内}} = 180^\circ\text{C}$ 时, 按表12-10
11	全生产周期 (h)	τ	$50 + 50 + 5 = 105$		式 (12-31)
12	炉子生产能力 (t/h)	P	$110.4 / 105 = 1.05$		式 (9-2)
13	炉子工段所需炉台数(台)	N	$119 / 1.05 \times 0.93 \times 0.8 = 152$		式 (9-4), 选用 $k_{\text{罩}} = 0.93$, $k_{\text{罩}} = 0.8$
14	炉子工段所需加热罩数量 (个)	$N_{\text{罩加}}$	$152 \times 50 / 105 = 72$		式 (12-32)

表 12-12 罩式炉燃料消耗量计算

序号	名称, 计量单位	符 号	加 热 周 期		计 算 说 明
			2 h	50h	
1	燃料化学热 (kW)	$Q_{\text{燃}}$	$\frac{6.65}{3.6} V_{\text{燃}} = 1.85V_{\text{燃}}$		式 (15-1)
2	用于加热金属的热消耗, 装载量 (t)	G	110.4		表12-11, 序号2
	加热初期计算厚度二分之一处温度 ($^\circ\text{C}$)	$t_{\text{罩初}}$	60		式 (12-37) (以2h计算), 和式 (12-38) (以50h计算), $t_{\text{罩初}}$ 和 $t_{\text{罩末}}$ 按表12-2查出
	加热末期计算厚度二分之一处温度 ($^\circ\text{C}$)	$t_{\text{罩末}}$	$0.2 \times (550 + 78) = 136$	$\frac{722}{3} + \frac{2 \times 671}{3} = 705$	

(续)

序号	名称, 计量单位	符 号	加 热 周 期		计算说明
			2 h	50h	
	金属平均比热容(kJ/(kg·K)), 当 t_{max}	c	0.485		表V-46
	当 t_{min}		0.5	0.62	
3	热消耗量(kW)	Q_c	$\frac{110.4}{3.6 \times 2} \times (0.5 \times 136 - 0.485 \times 60) = 630$	$\frac{110.4}{3.6 \times 50} \times (0.62 \times 705 - 0.485 \times 60) = 212$	式(15-9)
	燃烧产物带走的热损失:				
	燃烧产物排出温度(°C)	t_a	600	900	选 用
	燃烧产物含热量(MJ/m ³)	i_c	2.52	3.83	按图 I-13中 $\alpha=1.2$ 和 t_a 查出
	热损失(kW)	Q_r	$\frac{2.52}{3.6} V_r = 0.7V_r$	$\frac{3.83}{3.6} V_r = 1.065V_r$	式(15-10)
4	通过砌体散热损失: 砌体材料(厚度mm)		耐火纤维板IIIPII-350(100), 莫来石纤维板MKPII-340(50), 矿渣棉毡(50)		
	砌体内表面温度(°C)	—	850		选 用
	通过砌体的单位热流量(kW/m ²)	q_{ma}	0.55		图II-15a
	砌体传热面积(m ²)	F_{ma}	74		其计算未编入
	热损失(kW)	Q_{ra}	$0.55 \times 74 = 40.6$		式(15-14)
5	未估计到的热损失(kW)		$0.1 \times (630 + 40.6) = 67.1$	$0.1 \times (212 + 40.6) = 25.3$	式(15-31)
6	热平衡方程式	—	$1.85V_c = 630 + 0.7V_r + 40.6 + 67.1, 1.15V_c = 737.7$	$1.85V_c = 212 + 1.065V_r + 40.6 + 25.3, 0.785V_c = 277.9$	式(15-32)
7	平均煤气消耗量(m ³ /h)	V_c	642	354	
8	罩式炉热强度(kW)	—	$1.85 \times 642 = 1188$	—	表12-12序号1
9	加热期间热耗量(kW)	$Q_{\text{加热}}$	—	$1.85 \times 354 = 655$	表12-12序号1
10	平均热消耗量(kW)	q	—	$3.6 \times 655 \times 50 / 110.4 = 1281$	式(9-5)

第四篇 炉子部件及其工艺要素的计算方法

13. 物体的加热和冷却计算

13.1 辐射热交换

13.1.1 基本公式和物体性质

灰体在半球立体角范围内向周围空间所辐射的（自由辐射）热流量 W 按照斯蒂芬-波尔茨曼定律计算：

$$Q = C_s \varepsilon (T/100)^4 F = C_s \varepsilon \theta F \quad (13-1)$$

式中 C_s ——绝对黑体的辐射系数，（取 $C_s = 5.77\text{W}/\text{cm}^2 \cdot \text{K}^4$ ），

F ——辐射表面面积（ m^2 ）；

$t(T)$ ——物体温度（ $^{\circ}\text{C}$ （ K ））；

$$\theta = [(t + 273)/100]^4 = (T/100)^4, \text{ 其值列入表 I-1,}$$

ε ——物体的黑度。

各种材料的黑度值列于表13-1，某几种钢和合金的黑度查图13-1，有色金属和非金属的黑度值见图13-2。

当表面1和表面2之间进行热交换时，表面2接受来自表面1全部辐射热的一部分，反之亦然。这部分辐射热以平均辐射角度系数来表示：

$$\varphi_{12} = Q_{12}/Q_1, \quad \varphi_{21} = Q_{21}/Q_2 \quad (13-2)$$

式中 φ_{12} 、 φ_{21} ——分别为由表面1向表面2和由表面2向表面1的辐射角度系数；

Q_{12} 、 Q_{21} ——表面1向表面2和表面2向表面1辐射的热量（ W ）；

Q_1 、 Q_2 ——表面1和表面2向半球立体角范围内辐射出的全部热量（ W ）。

平均辐射角度系数的大小取决于彼此的相对几何方位。表I-2列出各类物体体系中确定辐射角度系数值的曲线和公式。

在表I-2中1至18项列举出假定在空间内任意摆放两个物体的体系，且两个物体之一是无穷小（平面的微小单元，圆柱表面的极小单元，无穷小的球面），而另一个物体——有无限大的尺寸（方形物体、圆形物体、椭圆柱，圆环，无限长圆柱）；第19~42项——是两个有限尺寸的物体（两个方形物体，两根无限长的带，两个圆盘、圆柱表面和圆板，两个无限长的圆柱，无限长圆柱和无限大平面，球和圆板等）在空间各种摆放时的情况；第43~50项——代表不同形状和无限长度的两个或三个物体组成的封闭体系。

为了求出在非典型情况下的辐射角度系数，通常利用以下的辐射角性质：

封闭性：如果封闭体系中一个物体对体系内所有物体进行辐射热交换，那么该物体对其他物体辐射角度系数之和等于1，即：

① 原书为51项，实际上只有20项。——译者

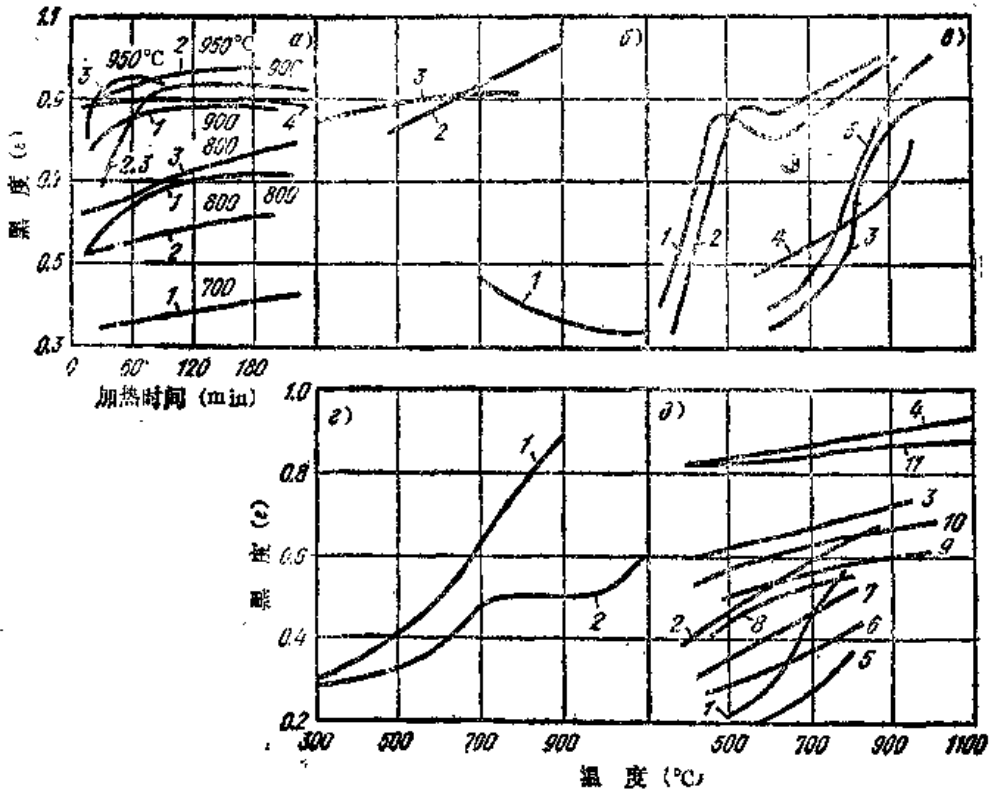


图 13-1 碳钢和合金钢的黑度与一定温度下加热时间 (a) 和加热温度 (b~e) 之间的关系

a: 1—1X18H10T (1X18H9T) 2—4X8B2 3—4X12H8Г8MФБ 4—35XM, 18XHBA, 33 × H3MA, ШX15CF

B: 1—马口铁在氨分解气氛中 2—铸钢37XH3A, 30XГCA, 18XHBA, 36Г2C 3—600°C以上预先经过氧化的钢15, 50, 18XHBA, 33XH3MA, ШX15CF, 电机钢, 35XM

b: 1—碳钢50 2—33XHMA 3—1X18H10T (1X18H9T) 4—4X8B2 5—4X12H8Г8MФБ

г: 1—不锈钢在空气中 2—耐酸钢在真空中 (0.8Pa)

д: 1—轧制后的镍铬合金 2—轧制和 (815°C加热0.25h) 热处理后 3—轧制和 (980°C加热0.25h) 热处理后 4—轧制和 (1150°C加热0.25h) 热处理后 5—轧制后的不锈钢 5—同上815°C加热0.25h后 7—同上, 815°C加热0.5h后 8—同上, 815°C加热3.75h后 9—同上, 980°C加热0.25h后 10—同上, 980°C加热1.75h后 11—同上, 1150°C加热0.25h后

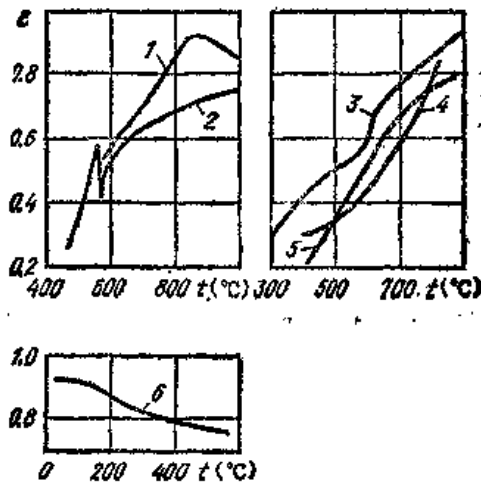


图 13-2 加热温度与有色金属和合金黑度的关系

1—镍铜 2—黄铜 3—纯铜 4—黄铜Л1070-15 5—黄铜Л162 6—氧化成黑色的铜

表 13-1 各种材料的黑度

材 料	温 度 (°C)	黑 度 ϵ
铝:		
表面粗糙的	20~50	0.06~0.07
剧烈氧化的	50~500	0.20~0.30
涂漆铝	50	0.50
铝青铜	20~150	0.55~0.60
	200	0.65
钨	600~1000	0.10~0.16
	1500~2200	0.24~0.31
黄铜:		
无光泽的	20~350	0.22
轧 板	20	0.06
600°C氧化的	200~600	0.60
铜:		
氧化的	50~750	0.60~0.70
氧化黑了的	50	0.88
钼	600~1000	0.08~0.13
	1500~2200	0.19~0.26
钼丝	700~2500	0.10~0.30
	50	0.06
镍	500~800	0.3~0.48
镍丝	200~1000	0.10~0.20
镍铬合金:		
轧制后的	700	0.25
喷砂后的	700	0.70
镍铬钼丝:		
光亮的	50	0.55
氧化了的	500~1000	0.71~0.79
	50~500	0.95~0.98
铂:	1000~1500	0.14~0.18
铂丝	50~200	0.06~0.07
	500~1000	0.10~0.16
铂板	1400	0.18
	900~1100	0.12~0.17
钢:		
光亮钢板	50~1100	0.55~0.60
铸件	900~1100	0.85~0.95
氧化的	100~600	0.80
剧烈氧化的	50~500	0.90~0.98
渗铝的	50~500	0.79
镀锌的	20	0.28
(8%Ni+18%Cr) 合金钢不锈钢	500	0.35
轧制不锈钢	700	0.45
喷砂不锈钢	700	0.70
钛:		
表面抛光的	200	0.16
	500	0.20
	1000	0.30

(续)

材 料	温 度 (°C)	黑 度 ϵ
540°C氧化的	200	0.40
	500	0.50
	1000	0.60
锌:		
400°C氧化的	400	0.11
锌板	50	0.20
铸铁:		
粗车的	800~1000	0.60~0.70
600°C氧化的	200~600	0.64~0.78
铸件	500~1000	0.80~0.85
石棉板	20~400	0.95
焙烧粘土	70	0.91
砖:		
粘土砖	20	0.85
	1000	0.75
	1200	0.59
硅砖	1000~1100	0.70~0.85
刚玉砖	1000	0.46
镁砖	1000~1300	0.38
普通粘土砖	20	0.88~0.93
各种颜色的油漆	20~100	0.90~0.98
固体表面的炭黑	500~1000	0.96

$$\varphi_{11} + \varphi_{12} + \varphi_{13} + \dots + \varphi_{1n} = 1 \quad (13-3)$$

互换性: 如果两个物体处于热交换状态, 那么其辐射角度系数与其面积成反比, 即:

$$\varphi_{12}/\varphi_{21} = F_2/F_1 \quad \text{且} \quad F_1\varphi_{12} = F_2\varphi_{21} \quad (13-4)$$

13.1.2 为透明介质所隔离的固体体系中的热交换

在对一定温度下的固体作热交换计算时, 存在着未知量——热流量, 即物体在单位时间内由于热交换所吸收或辐射出的热量。所有物体都被看作灰体, 但是在极端情况下, 它们也可能是绝对黑体 ($\epsilon=1.0$)。

为了确定 n 个物体体系中 i 物体获得的热流量 Q_i , 必须求解该体系方程:

$$Q_i = \sum_{j=1}^n \epsilon_j \left(\frac{1-\epsilon_j}{\epsilon_j} Q_j + C_j Q_j F_j \right) \varphi_{ji} - C_i \epsilon_i Q_i F_i \quad (i=1, 2, \dots, n) \quad (13-5)$$

(其中 $i = 1, 2, 3, \dots, n$)

运用热平衡方程:

$$\sum_{i=1}^n Q_i = 0 \quad (13-6)$$

代入方程 (13-5) 的一侧。

对于吸热物体热流量为正值, 而对放热物体热流量为负值。

由透明介质所隔离的两固体物体形成封闭体系的情况下, 体系方程 (13-5) 对于物体 1 的计算式为如下形式:

$$Q_1 = C_{np}(\theta_2 - \theta_1)F_1 \quad (13-7)$$

式中 C_{np} ——体系的导出辐射系数, $W/(m^2 \cdot K^4)$, 其值按下式计算:

$$C_{np} = C_s \varepsilon_{np} = C_s \frac{\varphi_{12}}{1 + \left(\frac{1}{\varepsilon_1} - 1\right) \varphi_{12} + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right) \varphi_{21}} \quad (13-8)$$

式中 ε_{np} ——导出的体系黑度。

对于黑度大的物体, 在实际计算中体系的导出辐射系数可以利用下列简化公式

$$C_{np} = C_s \varepsilon_1 \varepsilon_2 \quad (13-9)$$

如果在两物体热交换中加入具有绝热性的第三个物体, 其综合热流量等于零 (例如耐火材料炉衬), 而且由这三个物体组成总封闭体系, 那么综合热流也可以按公式 (13-7) 确定。而按公式 (13-8) 确定的体系辐射系数用 φ_{ij}^{cm} 代替辐射角度系数 φ_{ij} 。

可以把辐射角度系数 φ_{ij}^{cm} 看成绝热表面的反射热, 在一般情形下可按下式计算:

$$\varphi_{ij}^{cm} = \varphi_{ij} + \left[\frac{\varphi_{kj} \varphi_{ki}}{\varphi_{kj} + \varphi_{ki}} \right] \quad (13-10)$$

式中 脚标 k ——表示绝热物体。

在表 I-3 中列出由画有阴影线的绝热表面反射的辐射角度系数值以及确定这些系数的公式和曲线。对于由圆柱表面向平面辐射的角度系数应引入圆柱表面积; 而对于由平面向圆柱表面辐射的角度系数则应引入平面面积。

13.1.3 在有气体辐射的体系中的热交换

由炉气向炉墙辐射的单位热流量 (W/m^2) 按下式计算:

$$q = C_s \varepsilon_{cr, \text{eff}} \left[\varepsilon_r \left(\frac{T_r}{100} \right)^4 - a_r \left(\frac{T_{cr}}{100} \right)^4 \right] = C_s \varepsilon_{cr, \text{eff}} (\varepsilon_r \theta_r - a_r \theta_{cr}) \quad (13-11)$$

式中 T_r 、 T_{cr} ——分别为炉气和炉墙的温度 (K);

$\varepsilon_{cr, \text{eff}}$ ——炉墙的有效黑度, 由于辐射气体的存在, 它比炉墙实际黑度略高;

ε_r 、 a_r ——在炉墙具有的温度下辐射气体的黑度和吸热能力。

有效黑度的近似值可由下式确定:

$$\varepsilon_{cr, \text{eff}} \approx (\varepsilon_{cr} + 1) / 2 \quad (13-12)$$

式中 ε_{cr} ——炉墙的实际黑度。

气体辐射被看作是非光亮火焰的辐射。双原子气体实际上不辐射而且能让辐射透过。在燃烧产物和其他炉气中三原子的气体: 二氧化碳 CO_2 和水蒸气 H_2O 具有最大的辐射能力。

二氧化碳的辐射能力正比于绝对温度的 3.5 次幂, 而水蒸气的辐射能力正比于绝对温度的立方。在实际计算中为简化计算起见, 假定: 气体辐射能力正比于其绝对温度的 4 次幂, 为此, 气体黑度值用相应的温度进行修正。

图 13-3 和图 13-4 绘出二氧化碳黑度 ε_{CO_2} 和水蒸气黑度 ε_{H_2O} 与气体温度以及平均射线长度 l 和气体分压 P_{CO_2} 或 P_{H_2O} 的乘积 $P_{CO_2} l$ 或 $P_{H_2O} l$ 之间的关系。

① 某种气体在混合气体中的分压 (Pa), 由它的含量 (分量) 同混合气体绝对压力 (10^5 Pa) 的乘积求出。

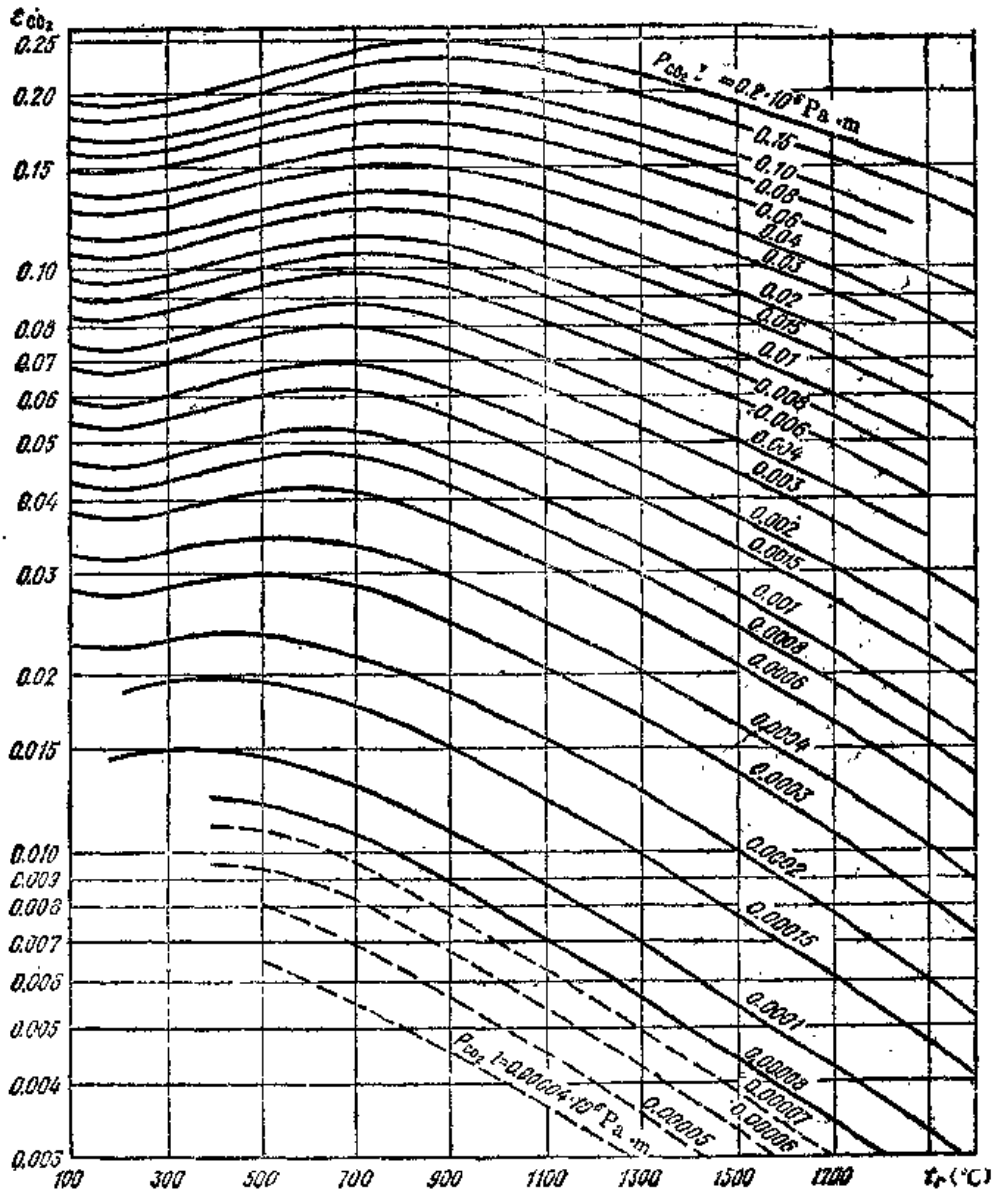


图 13-3 二氧化碳的黑度 ϵ_{CO_2}

在实际计算中经常遇到的气体在不同容积和形状下的平均射线长度 l 值列入表13-2。在该表内所未包括的气体平均射线长度值 (m)，可按下式近似计算：

$$l \approx 3.6V/F \tag{13-13}$$

式中 V ——气体的容积 (m^3)；

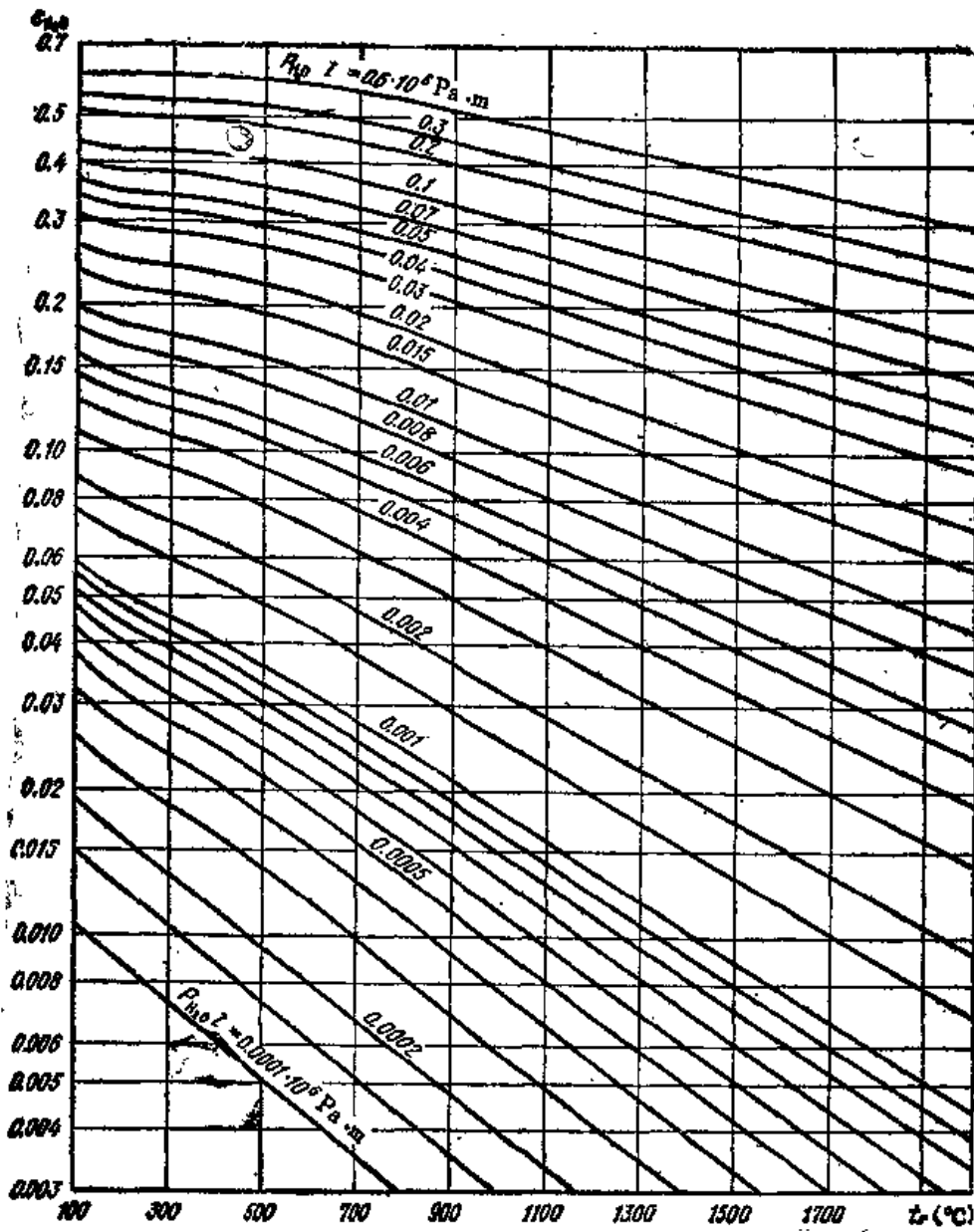
F ——包容气体的表面积 (m^2)。

在用图13-4确定水蒸气的黑度 ϵ_{H_2O} 时，必须使用系数 B 对它的分压进行修正。修正系数 B 可按图13-5根据 $P_{H_2O}l$ 值查取，而水蒸气的黑度则按 $B \cdot \epsilon_{H_2O}$ 计算。

气体的总黑度略低于二氧化碳和水蒸气黑度之和并按下式计算：

$$\epsilon_r = \epsilon_{CO_2} + B\epsilon_{H_2O} - \Delta\epsilon_r \tag{13-14}$$

CO_2 和 H_2O 混合气体辐射时，其黑度的修正值 $\Delta\epsilon_r$ 见图13-6。

图 13-4 水蒸气的黑度 ε_{H_2O}

按炉膛温度计算时，气体的吸热能力为：

$$a_r = \varepsilon_{CO_2} \left(\frac{T_r}{T_{cr}} \right)^{0.85} + B\varepsilon_{H_2O} - \Delta\varepsilon_r \quad (13-15)$$

为了简化计算，可取 $a_r = \varepsilon_r$ 和 $\Delta\varepsilon_r = 0$ 。炉气对于炉墙辐射的热流量公式采用下面的形式：

$$q = C_s \varepsilon_{cr. \rightarrow \phi} \varepsilon_r \left[\left(\frac{T_r}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{cr}}{100} \right)^4 \right] = C_s \varepsilon_{cr. \rightarrow \phi} \varepsilon_r (\theta_r - \theta_{cr}) \quad (13-16)$$

而辐射气体的黑度公式可简化为：

$$\varepsilon_r = \varepsilon_{CO_2} + B\varepsilon_{H_2O} \quad (13-17)$$

表 I-4 所给出的某些成分的气体燃料其燃烧产物的黑度可以按图 I-1~图 I-7, (见附

表 13-2 各种包容形状的气体平均射线长度*l*

气体包容形状	<i>l</i>	辐射受热面
高 <i>h</i> = <i>d</i> 的圆柱体	0.77 <i>d</i>	底部中心
高 <i>h</i> = <i>d</i> 的圆柱体	0.6 <i>d</i>	侧表面
高 <i>h</i> = ∞, 直径为 <i>d</i> 的圆柱体	0.95 <i>d</i>	侧表面
高 <i>h</i> = ∞, 直径为 <i>d</i> 的圆柱体	0.9 <i>d</i>	底部中心
高 <i>h</i> = ∞, 半径为 <i>r</i> 的半圆柱体	1.26 <i>r</i>	平的底面
边长为 <i>a</i> 的正立方体	0.67 <i>a</i>	全部表面
直径为 <i>d</i> 的球	0.65 <i>d</i>	全部表面
间距为 <i>h</i> 的无限大平面之间	1.8 <i>h</i>	一个平面
外径为 <i>d</i> 的管群间空间, 管子外表面间距:		
间距为 <i>d</i> , 三角形排列时	2.8 <i>d</i>	对管子外表面
间距为2 <i>d</i> , 三角形排列时	3.8 <i>d</i>	对管子外表面
间距为 <i>d</i> , 正方形排列时	3.5 <i>d</i>	对管子外表面

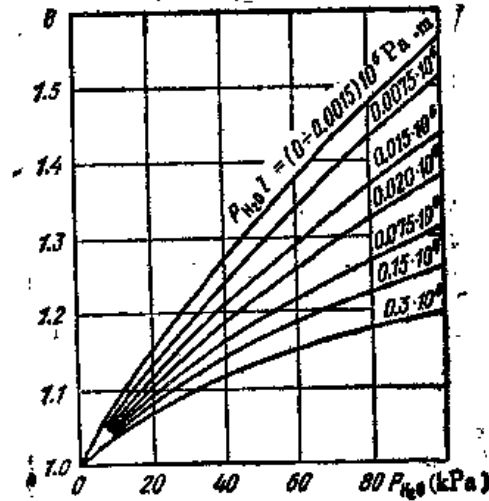


图 13-5 水蒸气分压修正系数*B*

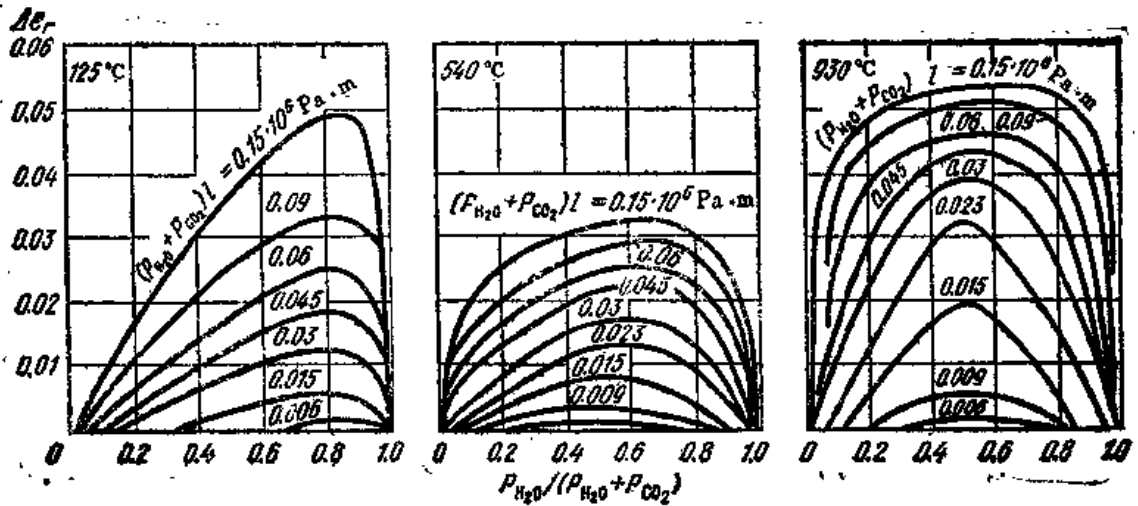


图 13-6 CO₂和H₂O混合气体在各种温度下辐射时的黑度修正值Δ*ε_r*

录) 确定。

这些图给出了燃烧产物的黑度, 以及其温度 $t_{n,c}$ 与气层导出厚度之间的关系, 气层导出厚度等于平均射线长度 l 与修正系数 β 的乘积, 而 β 则决定于燃烧产物中的空气过剩系数 α 。修正系数 β 值可以由图 I-8 确定。

图 I-1~I-7 还可以用来求出与表 I-4 所汇集的气体燃料成分非常接近的其他煤气的燃烧产物黑度。

13.1.4 间歇式火焰炉的炉内辐射热交换

在间歇式炉内由燃烧产物和炉子砌体对金属辐射的总辐射热流量 (W/m^2) 按下式计算:

$$q = C_{r,k,m} \left[\left(\frac{T_r}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right] = C_{r,k,m} (\theta_r - \theta_m) \quad (13-18)$$

式中 T_r 、 T_m ——燃烧产物和金属温度 (K);

$C_{r,k,m}$ ——由燃烧产物对金属辐射以及部分炉墙向金属辐射的导出辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$), 由下式确定:

$$C_{r,k,m} = C_s \varepsilon_r \varepsilon_m \frac{\varphi_{k,m}(1-\varepsilon_r) + 1 - \frac{(q_r - q_{k,k})(1-\varepsilon_r)F_k}{C_s \varepsilon_r (T_r^4 - T_m^4) F_m}}{\varphi_{k,m}(1-\varepsilon_r)(\varepsilon_m + \varepsilon_r(1-\varepsilon_m)) + \varepsilon_r} \quad (13-19)$$

式中 ε_r 、 ε_m ——分别为燃烧产物和金属的黑度;

F_k 、 F_m ——砌体辐射表面积和金属受热表面积 (m^2);

q_r ——通过炉子 $1m^2$ 砌体内表面积的散热损失 (W/m^2);

$q_{k,k}$ ——燃烧产物通过对流传给 $1m^2$ 砌体内表面积的热流量 (W/m^2);

$\varphi_{k,m}$ ——砌体对金属的辐射角度系数。

对于比较密实而均匀横放在炉底上的金属来说, 其辐射角度系数:

$$\varphi_{k,m} = F_m / F_k \quad (13-20)$$

对于大多数间歇式炉, 可以认为通过炉子砌体的散热损失大致等于砌体从燃烧产物通过对流作用获得的热量, 即 $q_r \approx q_{k,k}$ 。

于是式 (13-19) 中的 $C_{r,k,m}$ 可写为如下计算式:

$$C_{r,k,m} = C_s \varepsilon_r \varepsilon_m \frac{\varphi_{k,m}(1-\varepsilon_r) + 1}{\varphi_{k,m}(1-\varepsilon_r)(\varepsilon_m + \varepsilon_r(1-\varepsilon_m)) + \varepsilon_r} \quad (13-21)$$

对于各种煤气供热的炉子, 金属的导出辐射系数和热流量列入图 I-9~图 I-13。

炉子砌体的温度 ($^{\circ}C$) 可由下式确定:

$$t_{k,m} = 100 \sqrt[4]{\left(\frac{T_m}{100} \right)^4 + \left[\left(\frac{T_r}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right] \left[1 + \varphi_{k,m} \frac{\varepsilon_m}{\varepsilon_r} \cdot \frac{\varepsilon_m(1-\varepsilon_r)}{1 + \varphi_{k,m}(1-\varepsilon_r)(1-\varepsilon_m)} \right]^{-1}} - 273 \quad (13-22)$$

如果已知砌体温度, 那么气体温度 ($^{\circ}C$) 可用下式计算

$$t_D = 100 \sqrt[4]{\left(\frac{T_m}{100} \right)^4 + \left[\left(\frac{T_{k,r}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right] \left[1 + \varphi_{k,m} \frac{\varepsilon_m}{\varepsilon_r} \cdot \frac{\varepsilon_m(1-\varepsilon_r)}{1 + \varphi_{k,m}(1-\varepsilon_r)(1-\varepsilon_m)} \right]} - 273 \quad (13-23)$$

13.1.5 通过开孔的辐射

通过开孔辐射的单位热流量 (W/m^2) 用下式确定:

$$q_{\text{рад}} = C_s \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \times \Phi \times 10^{-8} = C_s (\theta_1 - \theta_2) \Phi \times 10^{-8} \quad (13-24)$$

式中 T_1 ——辐射介质 (炉内) 的温度 (K);
 T_2 ——吸热介质 (炉外) 的温度 (K);
 Φ ——按图13-7由开孔的尺寸比所确定的形状系数。

13.2 对流热交换

13.2.1 基本公式和介质的物理性能

计算炉墙和介质之间的对流传热 (W), 其方程有如下形式:

$$q = \alpha \Delta t F \quad (13-25)$$

式中 α ——对流给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$);
 Δt ——炉墙和介质或介质和炉墙之间的温度差 ($^{\circ}C$), $\Delta t = t_{cr} - t_{cp}$;
 F ——热交换表面面积 (m^2).

如果介质仅仅从一个表面 F_1 向另一表面 F_2 进行对流传热, 则 Δt 便是两表面间的温度差, 而以导出对流给热系数 α_{np} ($W/(m^2 \cdot K)$) 代替 α . α_{np} 值按下式求出:

$$\alpha_{np} = (1/\alpha_1 + F_1/F_2 \alpha_2)^{-1} \quad (13-26)$$

对流给热系数的计算公式编入表13-3。在该表中采用下列符号:

Gr ——格拉斯霍夫 (Grashof) 准数 (见图 I-15)

$$Gr = g l^3 \beta \Delta t / \nu^2 = g \rho^2 l^3 \beta \Delta t / \mu^2 \quad (13-38)$$

Re ——雷诺 (Reynolds) 准数

$$Re = \omega d_0 / \nu \quad (13-39)$$

Pr ——普兰特 (Prandtl) 准数

$$Pr = \nu / a \quad (13-40)$$

d_0 ——当量直径 (m), 按下式确定:

$$d_0 = 4F/U \quad (13-41)$$

式中 F ——流通截面积 (m^2);

U ——周长 (m)。

β ——介质的体积膨胀系数 ($1/K$), 对于气体按下式计算:

$$\beta = 1/(t_{cp} + 273) \quad (13-42)$$

w ——介质实际流速 (m/s);

$l(h)$ ——介质流动方向的尺寸 (m);

S ——管子间距或流股中心距 (m);

d ——喷入冲刷介质元件的孔径 (m);

R ——蛇形管曲率半径 (m);

ρ ——介质密度 (kg/m^3);

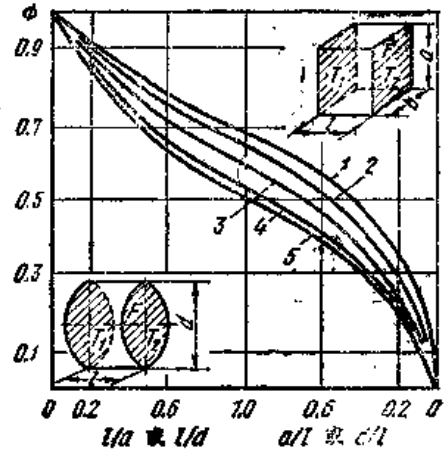




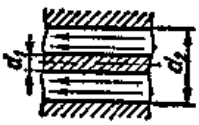
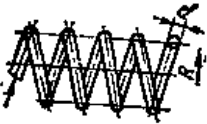


图 13-7 几何形状系数 ϕ

1—狭 $a:b=0$ 2—狭 $a:b=0.2$ 3—狭 $a:b=0.5$ 4—狭 $a:b=1$ 5—圆孔

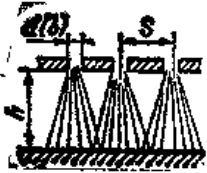
表 13-3 对流给热系数

示意图	公 式	公式和图表号
I 自由流动		
	当 $G_r P_r = 2 \cdot 10^7 \sim 1 \cdot 10^{10}$ 时 $\alpha = 0.135(\lambda/l) (G_r P_r)^{1/8}$	式 (13-27) 对于空气和燃烧产物查图13-8
	当 $G_r P_r = 5 \cdot 10^4 \sim 2 \cdot 10^7$ 时 $\alpha = 0.54(\lambda/l) (G_r P_r)^{1/4}$	对于水, 查图13-9 式 (13-28) 对于空气和燃烧产物查图13-10
	当 $t_{cr} > t_{cp}$ 时 $\alpha = 0.7[\alpha_{(1)} \text{ 或 } \alpha_{(2)}]$ $\alpha = 1.3[\alpha_{(1)} \text{ 或 } \alpha_{(2)}]$	— —
	当 $t_{cr} < t_{cp}$ 时 $\alpha = 1.3[\alpha_{(1)} \text{ 或 } \alpha_{(2)}]$ $\alpha = 0.7[\alpha_{(1)} \text{ 或 } \alpha_{(2)}]$	— —
II 强制流动		
1. 紊流状态 $Re > 5 \cdot 10^3$		
	$\alpha = 0.023(\lambda/d_o) Re^{0.8} Pr^{0.4} k_f/k_w$	式 (13-29), 对于空气和燃烧产物查图13-11; 对于水查图13-12
	$\alpha = 1.6[\alpha_{(1)}]$	当 $d_o = l$ 时同上
	$\alpha = 0.85(d_2/d_1)^{0.25}[\alpha_{(1)}]$	当 $d_o = d_2 - d_1$ 时, 同上
	$\alpha = (1 + 1.75d/R)[\alpha_{(1)}]$	当 $d_o = d$ 时, 同上

(续)

示意图	公 式	公式和图表号
2. 过渡状态		
	$\alpha = 0.00365(\lambda/\nu)\omega P \nu$	式 (13-30), 图13-13
3. 层流状态 $Re < 2 \cdot 10^3$		
	$\alpha = 0.17(\lambda/d_s) Re^{0.43} P \nu^{0.43}$	式 (13-31), 对于空气和燃烧产物查图13-14; 对于水查图13-15
II 垂 直 流 过 管 群		
<p>d_s - 排数</p>	$\alpha = 0.177k_c(\lambda/d) Re^{0.44}$ $d_s = d$	式 (13-32) 图13-16
<p>d_s - 排数</p>	<p>当 $\frac{S_1/d-1}{S_2/d-1} \leq 0.7$ 时</p> $\alpha = 0.27k_c(\lambda/d) Re^{0.6}$ <p>当 $\frac{S_1/d-1}{S_2/d-1} > 0.7$ 时</p>	式 (13-33) 图13-17
	$\alpha = 0.295k_c(\lambda/d) Re^{0.6} \left(\frac{S_1/d-1}{S_2/d-1} \right)^{0.35}$ $d_s = d$	式 (13-34)
III 垂 直 流 向 平 表 面		
1. 均 匀 流 动		
	$\alpha = 0.96 \frac{\lambda w^{0.5}}{d_s^{0.5} \nu^{0.5}}$ <p>确定 d_s, 对于无限长平板, $d_s = 2b$</p>	式 (13-35) 图13-18

(续)

示意图	公 式	公式和图表号
2. 喷 吹		
	<p>圆 孔</p> $\alpha = 0.01 \frac{2\lambda}{3} Re^{0.75} \frac{9 - 0.4s/h}{(h/d)^{0.3}} \frac{Pr^{0.75}}{0.85}$ $= \alpha' h_n / d^{0.5}$ <p>确定尺寸 $s/2$; 公式适用范围, $2 \leq l/d \leq 9$ $4.5 \leq s/d \leq 10.5$</p> <p>扁孔(缝)在 $h/2b \leq 4$ 时</p> $\alpha = 0.131(\lambda/2b) Re^{0.75} Pr^{0.43} (s/2b)^{-0.3}$ $= \alpha' h_b k_t$ <p>当 $4 < h/2b < 30$</p> $\alpha = 0.172(\lambda/2b) Re^{0.75} Pr^{0.43} (s/2b)^{-0.3}$ $\times (h/2b)^{0.18} = \alpha' h_b k_t$ <p>$d_0 = 2b$</p>	<p>式 (13-36)</p> <p>图 (13-19)</p> <p>式 (13-37)</p> <p>图 (13-20)</p>

注: $\alpha_{(1)}$, $\alpha_{(2)}$ 和 $\alpha_{(3)}$ ——分别为按公式(13-27), (13-28) 和 (13-29) 确定的对流给热系数。

λ ——介质导热率 (W/(m·K));

α ——介质的热扩散率, $\alpha = 3.6\lambda / C\rho$;

C ——介质的比热容 (kJ/(m²·K));

ν ——介质的运动粘度 (m²/h);

μ ——介质的动力粘度 (Pa·S)。

各种气体的密度、比热、热导率、热扩散率、粘度和普兰特准数等均编入表 V-1 ~ 表 V-43, 水的体积膨胀系数则列入表 V-45 内。

13.2.2 介质自由流动时的对流给热系数

按公式 (13-27) 把空气和燃烧产物的对流给热系数绘成图13-8a, 将水的对流给热系数绘成图13-9, 按公式 (13-28) 将空气和燃烧产物的对流给热系数绘成图13-10。按照这些插图, 根据层界面平均温度 $t_{a,orp} = 1/2 (t_{cr} + t_{cp})$ 和表面与平均温度的温差值 Δt , 以及和特性尺寸 l 的关系确定对流给热系数 α 。

图13-8a 和图13-9用虚线标出特性尺寸 l , 目的是指明插图的适用范围。对于空气和燃烧产物, 特性尺寸 $l > 2$ m、对于水, $l > 0.1$ m 时, 图中曲线在任何情况下都是适用的。当根据给定条件确定的 l 值小于上述数据时, 应在图13-8和图13-9寻找一条标明小于给定 l 值的虚线, 在其上方去查找相应的 α 值。否则, 对于空气和燃烧产物, 其 α 值应利用图13-10去查找, 而对于水则需用公式 (13-27) 计算求出。

从图13-8a或图13-10查出的燃烧产物对流给热系数应该乘以修正系数 k , 该系数是根据燃烧产物温度 t_{cp} 和它所含水蒸气的百分数按图13-86确定, 这是因为燃烧产物的物理性质首先取决于其含水量的多少。

对于热面朝上的水平表面按图查出的对流给热系数应当增大30%; 热面朝下的则应减小30% (冷面与其相反)。

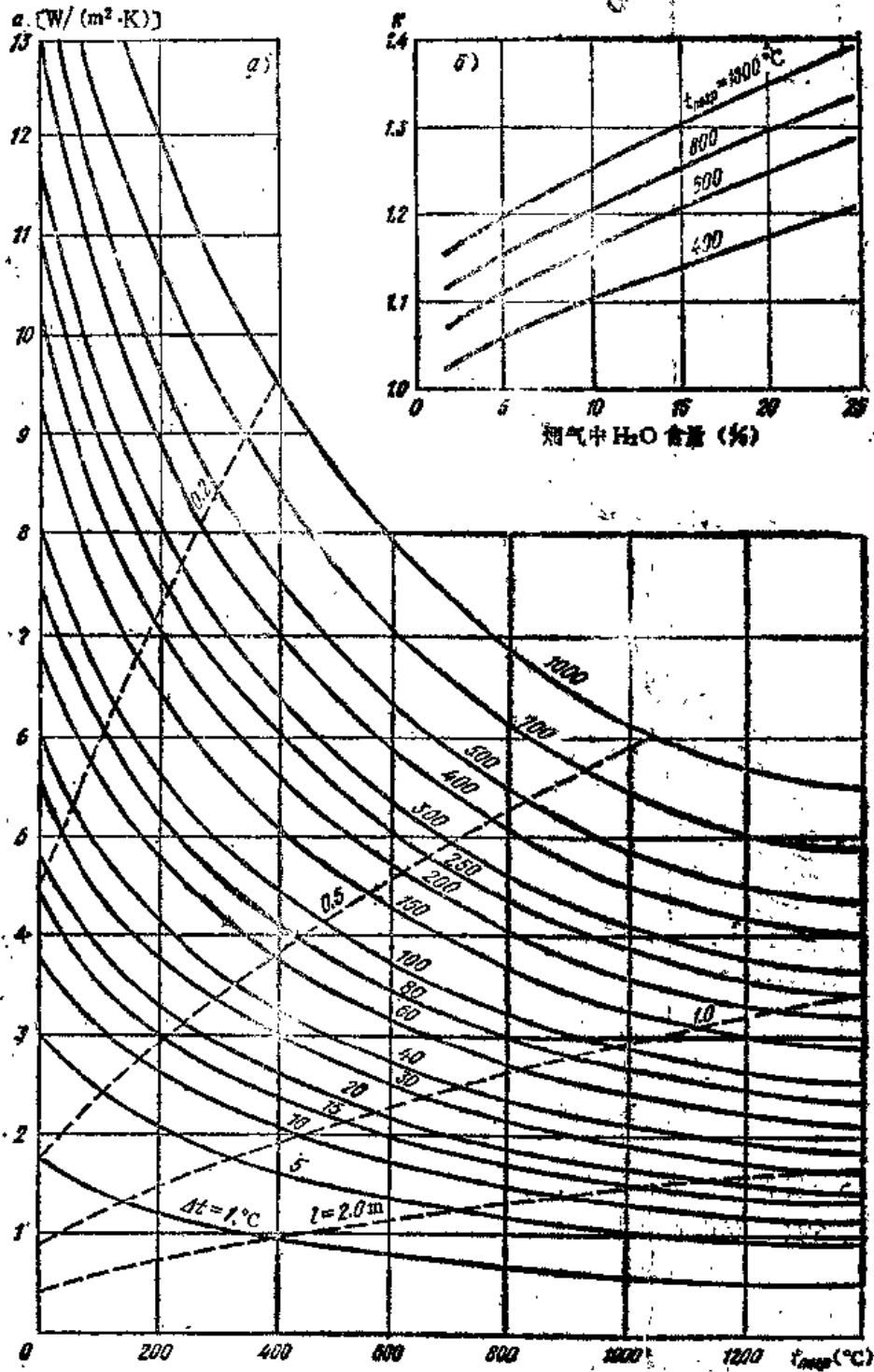


图 13-8 空气和燃烧产物自由流动时的对流给热系数 a

a —给热系数 β —对燃烧产物的修正

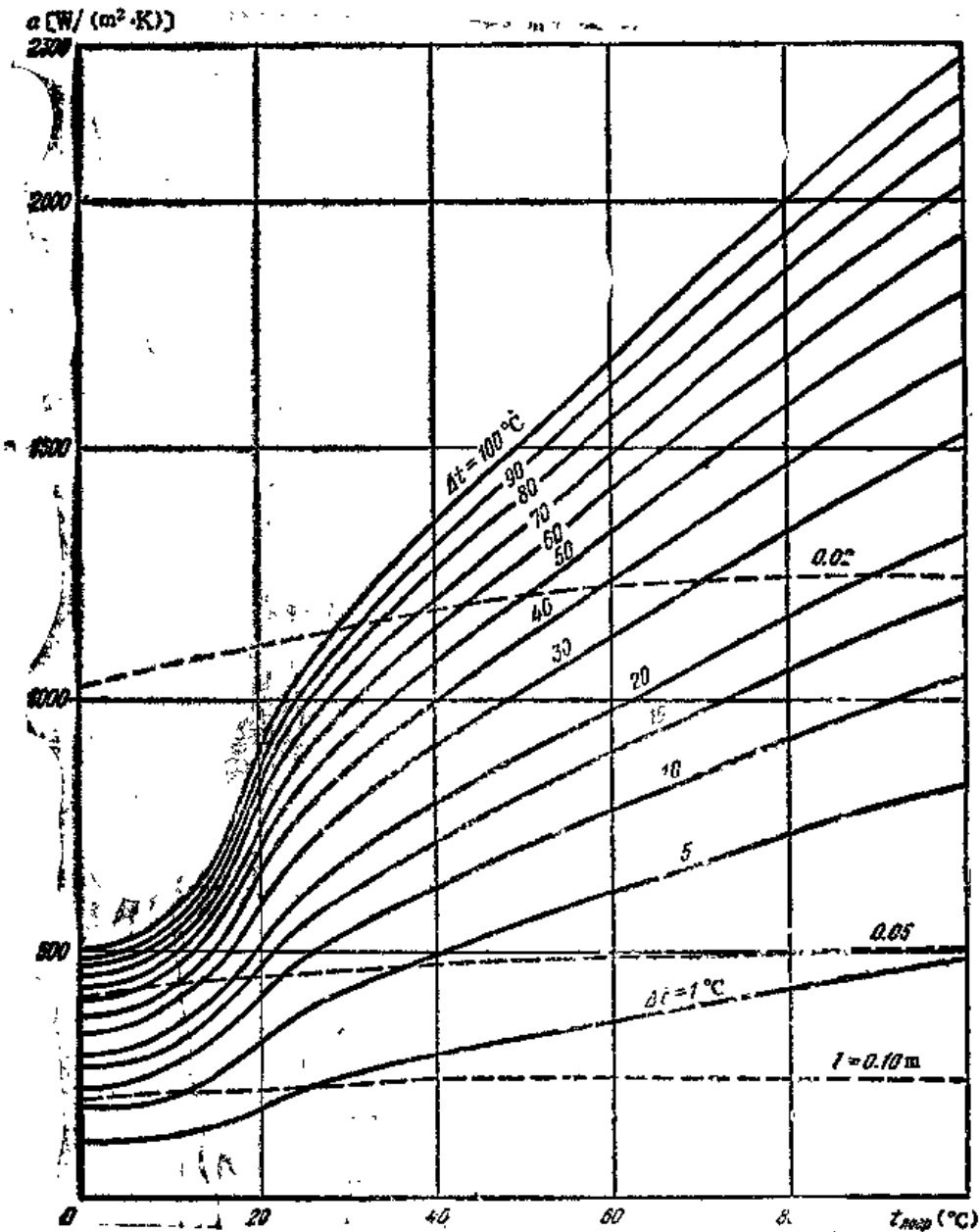


图 13-9 水在自由流动时的对流给热系数 α

13.2.3 介质强制流动和沿表面纵向流过时的对流给热系数

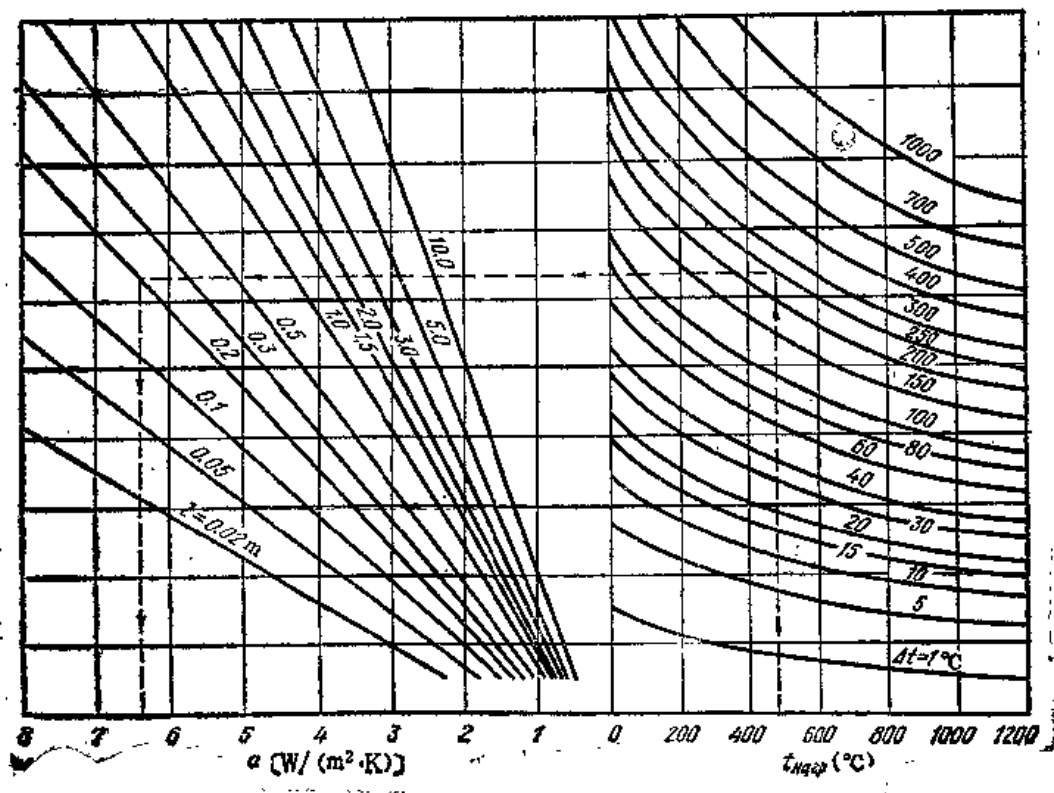
对流给热系数的变化取决于流体的运动状态——紊流、过渡、或是层流。

因此，在查出对流给热系数之前应先确定流体运动属于哪种状态。为此，必须按公式(13-29)求出雷诺准数。

紊流状态时，雷诺准数为 $Re > 5 \cdot 10^3$ ，过渡状态时为 $Re = 2 \times 10^3 \sim 5 \times 10^3$ ，层流状态时为 $Re < 2 \times 10^3$ 。

本节所有图表，其介质的物理性质均取平均温度下的数值。

按公式(13-29)绘出对流给热系数图表。图13-11a用于空气和燃烧产物；图13-12a用于水。利用这些图表，按气体的实际流速 w 和当量直径 d ，确定紊流状态下的给热系数 α 值。

图 13-10 空气和燃烧产物自由流动时的对流给热系数 α

由这些图表查得的给热系数 α 值必须乘以修正系数： k_t —对于空气和燃烧产物的不等温性修正，或者对于水温的修正， k_l —对入口区的修正。

修正系数 k_t ，对于气体决定于其热流方向，分为冷却时的修正系数 k_t^c 和加热时的修正系数 k_t^h 。气体的修正系数 k_t^h 根据气体的平均温度和成分按图13-116确定。对于温度的修正是考虑到由于温度的变化会引起流体物理性质的改变，而且燃烧产物的性质首先决定于其中水蒸气的含量。所以在图中绘出 H_2O 各种百分含量的曲线。

修正系数 k_t^c 根据气体平均温度与壁面温度由图13-11B查出，而壁面温度则取加热器温度与加热介质温度的平均值。

对于水的温度修正系数 k_t ，要根据水的平均温度由图13-126查出。修正系数 k_l 是根据入口区长度 L 和当量直径 d_0 之比按图13-11B确定。当 $L/d_0 = 50$ 时， $k_l = 1$ 。

当介质沿平面顺流时，对流给热系数应比图中查出的数值高60%，这时计算尺寸应该是顺着气流运动方向的平面长度。

当介质流经环形截面通道时，从图中查出的给热系数值应乘以 $0.65(d_2/d_1)^{0.35}$ 。其中 d_2 为环缝外径； d_1 为环缝内径。

在这种情形下，当量直径应该是环形截面内外径之差，或者是环厚的2倍：

$$d_0 = d_2 - d_1 = 2\delta$$

弯管中的传热计算按照直管公式进行，并以下面介绍的 k_R 作为修正系数，它与蛇形管有如下的关系：

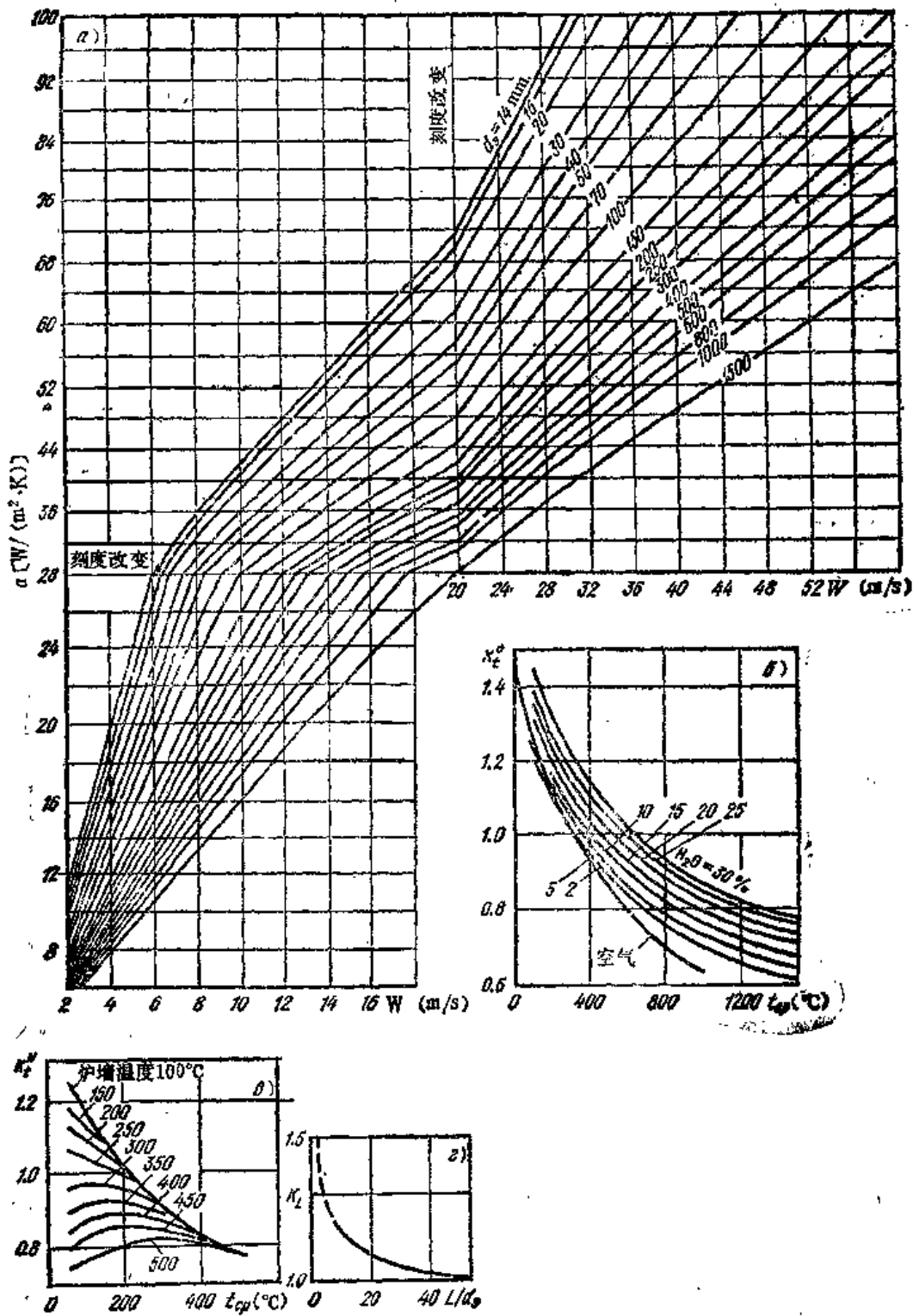


图 13-11 紊流状态下强制流动时空气和燃烧产物的对流给热系数 α

a—给热系数 α b—气体冷却时的温度不均匀性修正系数 β c—气体加热时的温度不均匀性修正系数 α d—“入口区”修正系数 γ

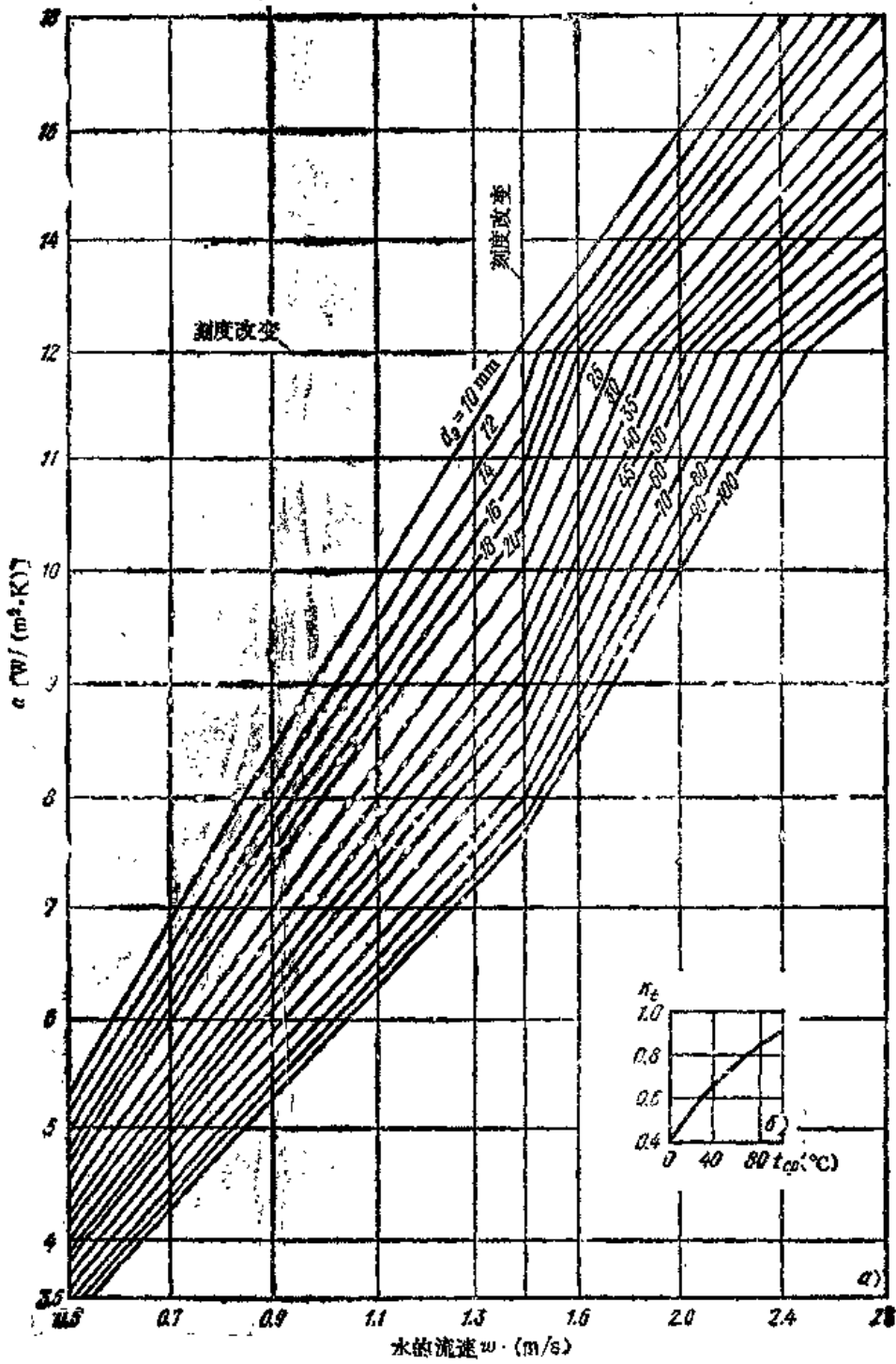


图 13-12 紊流状态下水强制流动时的对流给热系数 α

α —给热系数 α β —水的温度修正系数 β

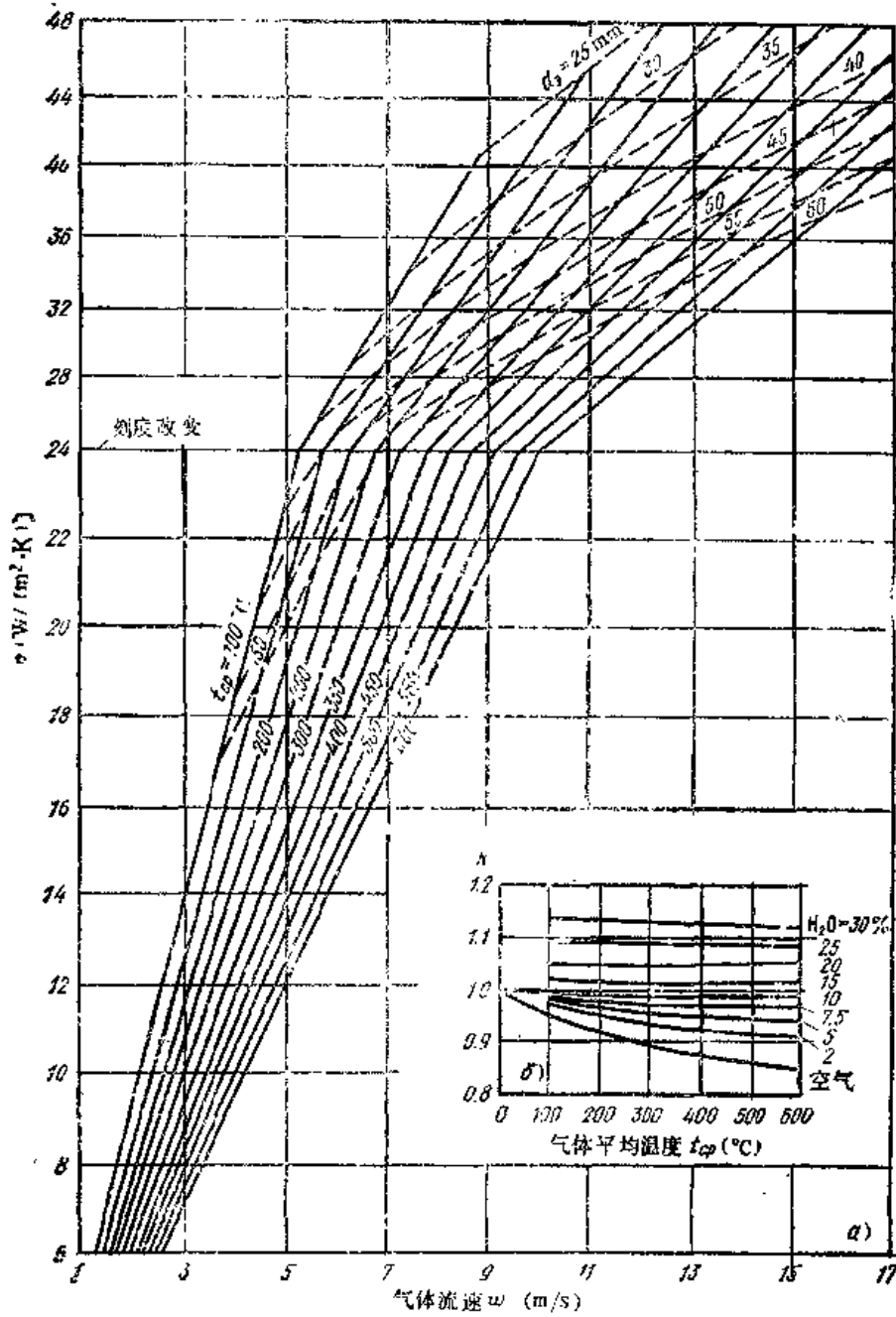


图 13-13 过渡状态下强制流动时空气和燃烧产物的对流给热系数 α
 a—给热系数 α b—修正系数 β

$$k_R = 1 + 1.77d/R$$

式中 d ——蛇形管外径 (m) ;

R ——弯曲半径 (m) 。

对于在管内或其他通道内处于过渡状态下流动的空气和燃烧产物,可按公式(13-30)绘成图13-13a曲线图。根据气体流速和平均温度 t_{cp} 按该图确定对流给热系数。由图13-13a查出的给热系数应该乘以根据气体成分和平均温度由图13-13b查出的修正系数 k 。

在图13-13a中以虚线表示的当量直径 d_e ,它的作用是修正曲线图的适用性。如果按照给定的条件在图中查出的点位于相应当量直径虚线的上部,那么对流给热系数值应查图13-11。

对于在管内和其他通道内层流状态下流动的 ($Re < 2 \times 10^3$) 空气和燃烧产物,可按公式(13-31)绘成图13-14a曲线图,对水则绘成图13-15a。按照这些曲线图,根据气体(或水)的流速 w 和当量直径 d_e 可求出对流给热系数值。

从图13-14a和图13-15a查出的给热系数值应乘以修正系数 k 。对于空气和燃烧产物可根

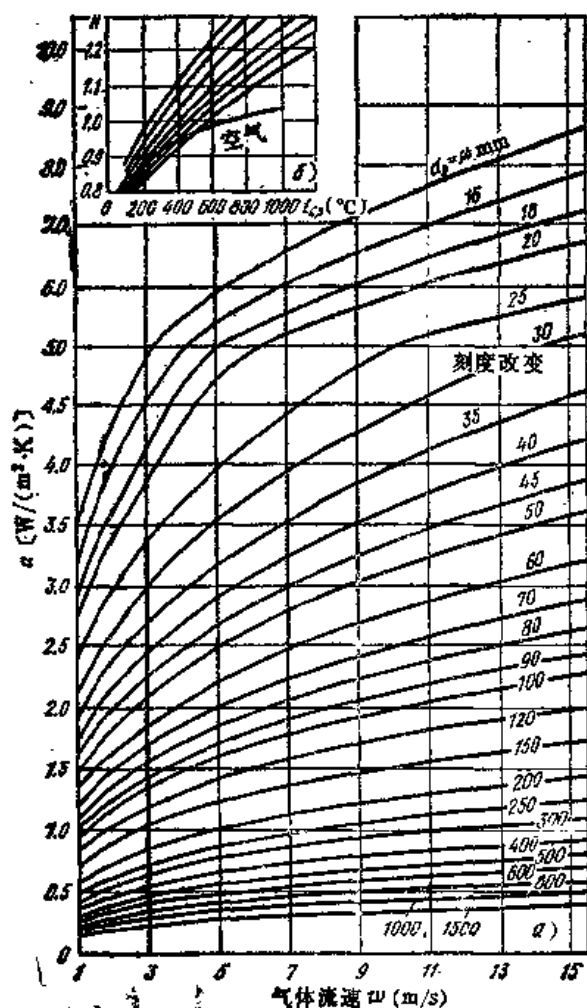


图 13-14 层流状态下强制流动时空气和燃烧产物的对流给热系数 α
a—给热系数 α b—修正系数 k

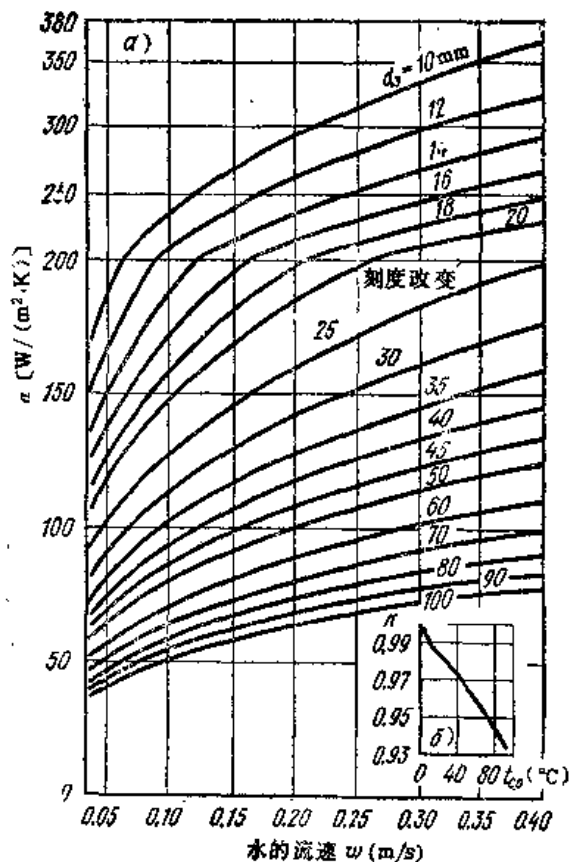


图 13-15 层流状态下强制流动时水的对流给热系数 α
a—给热系数 α b—修正系数 k

据其成分和平均温度用图13-146确定 k 值，而对于水则根据其平均温度用图13-156来确定 k 值。

13.2.4 当流体垂直流过管群时的对流给热系数

在绘制计算图时介质的物理性质是按照它的平均温度确定的。水和燃烧产物垂直流过管群，按式(13-32)绘成图13-16。根据管径 d 和流体在管群间狭窄截面处的流速 w 由图13-16a确定对流给热系数 α 值。

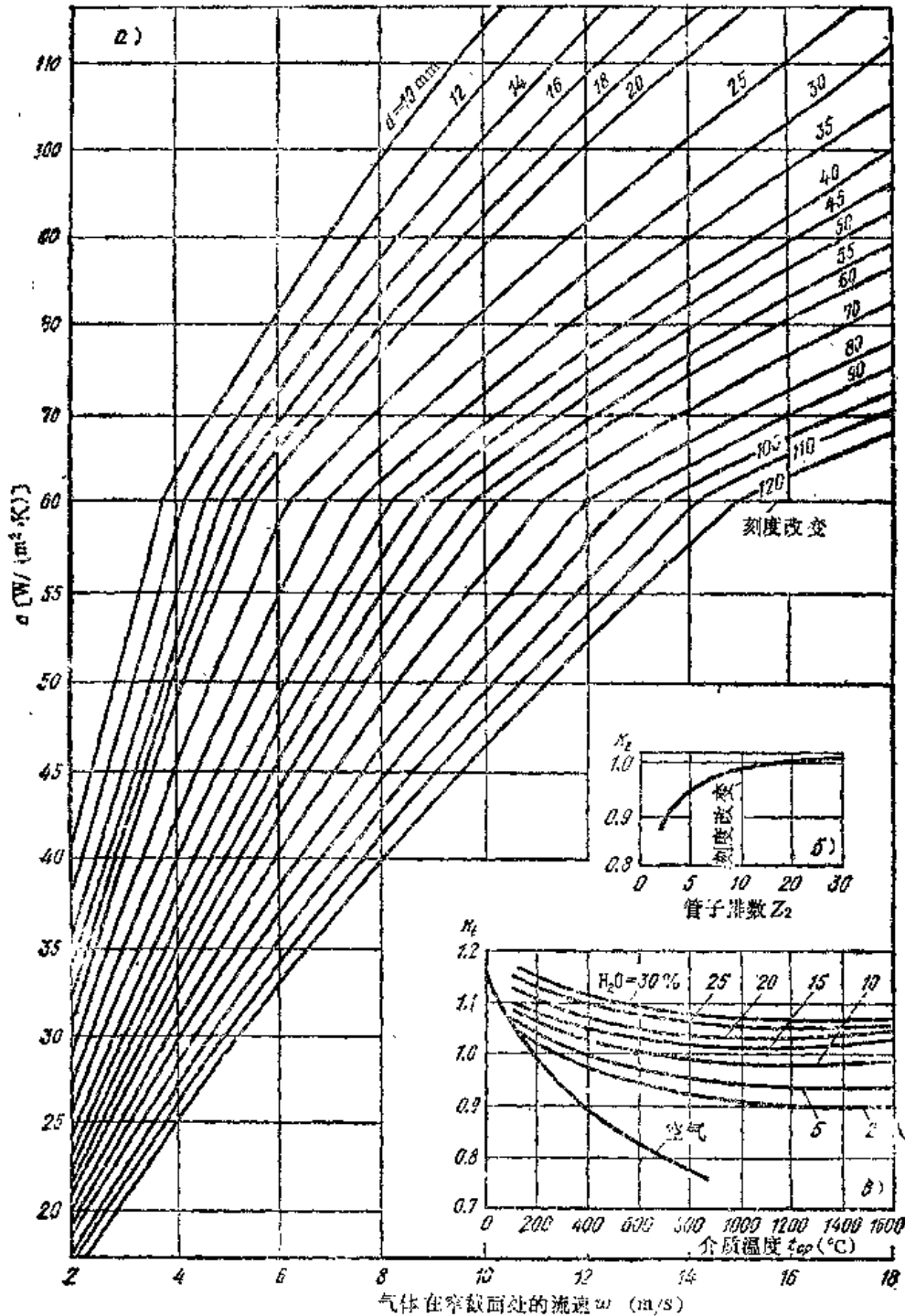


图 13-16 流体垂直流过并列布置的光滑圆管时的对流给热系数 α
 a—给热系数 β_z —管子排数的修正系数 β_t —湿度修正系数

根据横向管群管子排数 Z_2 由图13-165和B确定管子排数的修正系数 k_z ,并以燃烧产物成分及其平均温度确定温度修正系数 k_t 。对温度的修正是考虑到流体物理性质随温度的不同而改变,因为燃烧产物的性能首先决定于水蒸气的含量,所以在图中绘出了 H_2O 各种含量百分数的曲线。

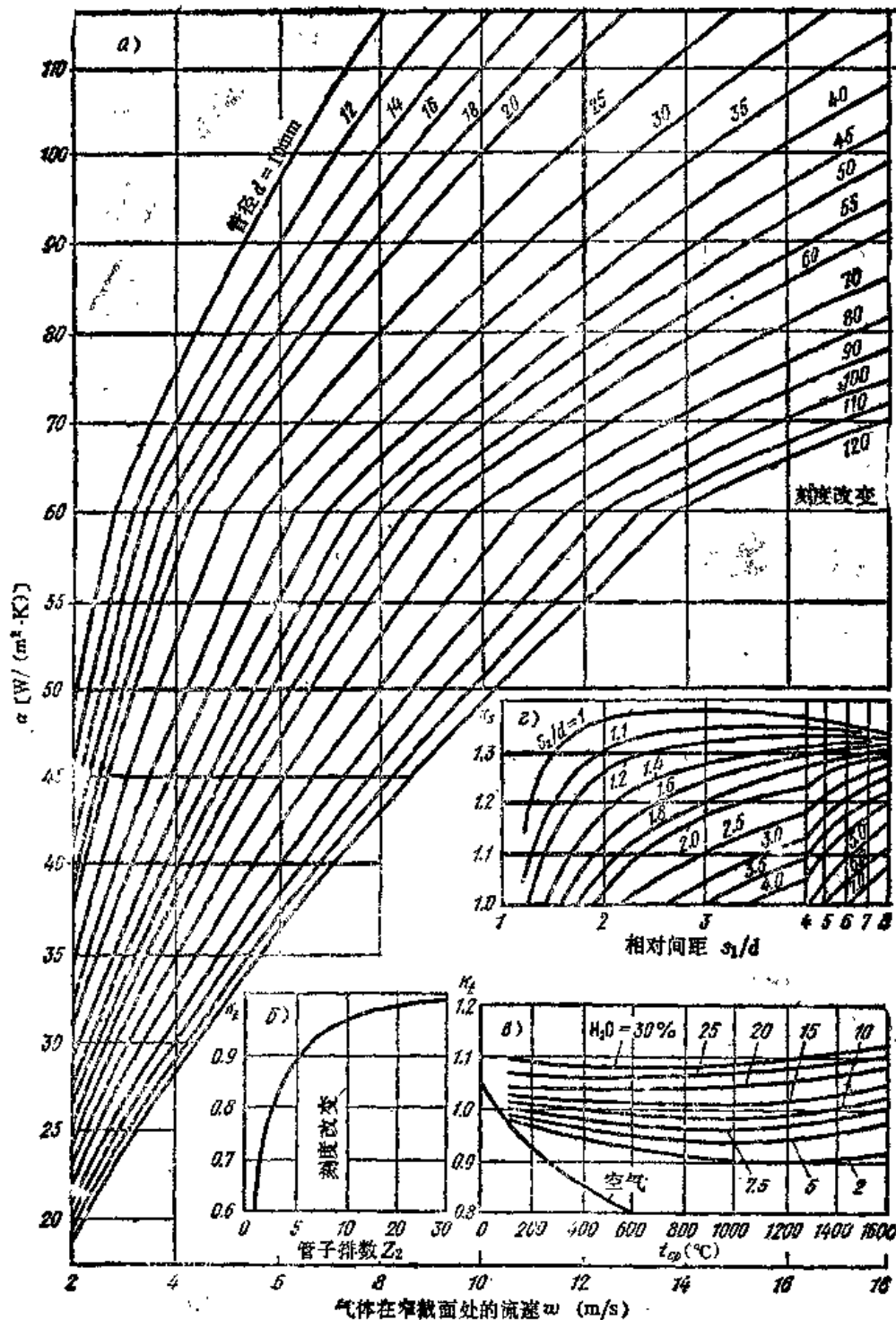


图 13-17 流体垂直流过错列布置的光滑圆管时的对流给热系数 α

■—给热系数 α ⓐ—管子排数的修正系数 k_z B—温度修正系数 k_t Γ—管子相对间距的修正系数 k_s

对于错列管群来说,空气和燃烧产物用式(13-33)及式(13-34)绘成曲线图13-17。图13-17a和修正曲线图13-17b是用来对管群排数和温度进行修正,都是用类似于前述并列管群曲线图的画法而绘成的。

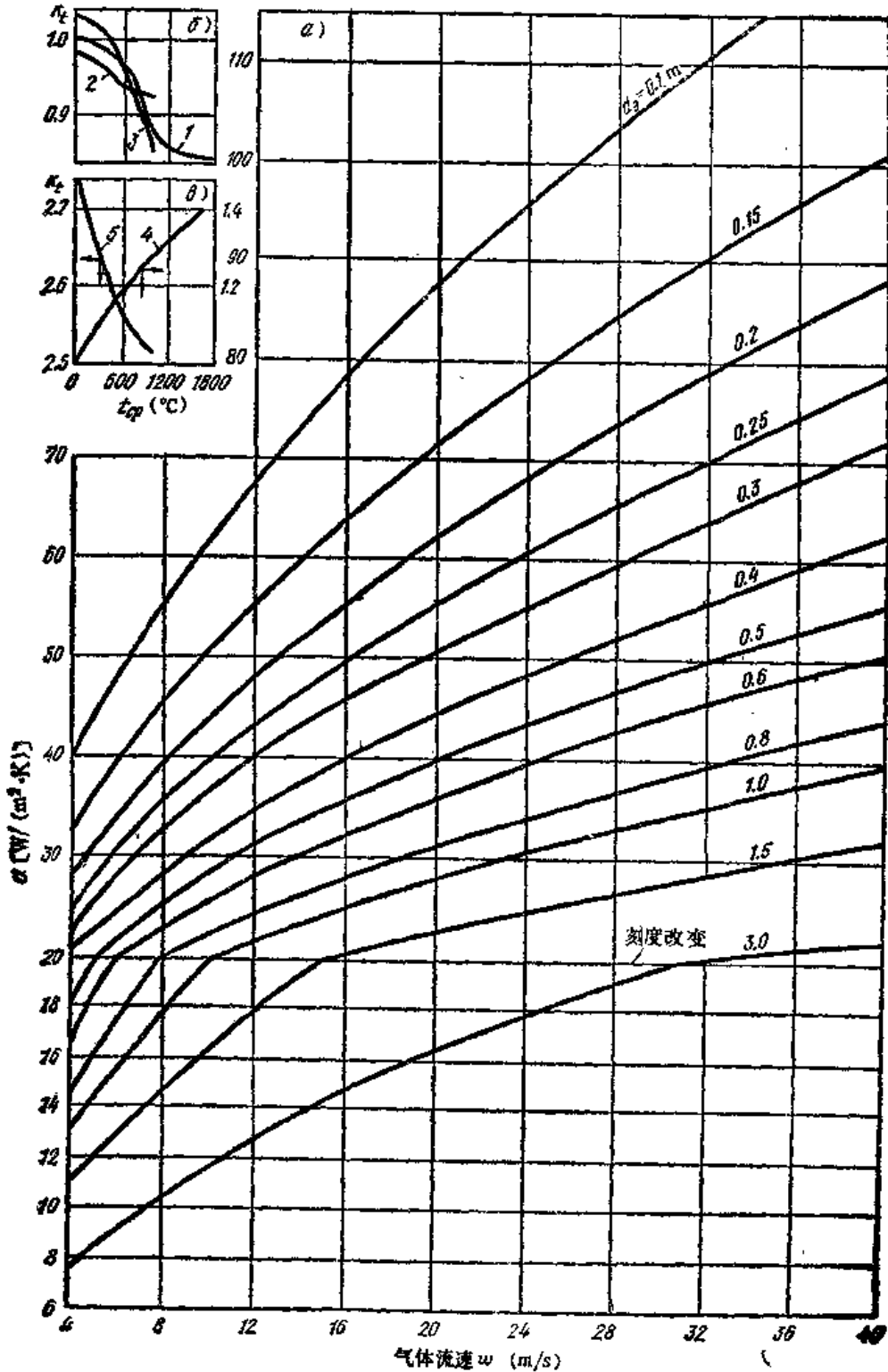


图 13-18 流体垂直流向平面表面时的对流给热系数 α

a—给热系数 α b—对空气(1)、二氧化碳(2)、氮(3)、平均成分(11% H_2O 和13% CO_2)的燃烧产物(4)和氢(5)的温度修正系数

此外,对错列布置的管群按图13-17r根据管子在管群中的间距与直径的竖向比 s_2/d 和横向比 s_1/d 确定间距比值的修正系数 k_s 。

13.2.5 当流体垂直到向平坦表面(均匀流动)时的对流给热系数

在绘制计算图时,流体的物理性质按其平均温度确定。在 $Re \geq 2500$ 时根据流体流速 w 和当量直径 d_e ,按公式(13-35)绘成的图13-18a中的曲线来确定空气和燃烧产物的对流给热系数 α 。

由图查得的对流给热系数应乘以修正系数 k_t 。对于空气、一氧化碳、氮气按图13-18b确定 k_t ;对于氢和平均成分的燃烧产物(11% H_2O 和13% CO_2)则用图13-18b确定 k_t 。

从图13-18B查出的其他成分燃烧产物的修正系数值应再乘以修正系数

$$k_s \sqrt{1/k_t}$$

式中的 k_s 和 k_t 值要根据水蒸气含量和温度按附录图V-1和V-2确定。

如果流体的流速 w 大于图13-18a给出的范围。那么,为了给热计算必须从图上以任意速度 w_1 查出给热系数值并乘以 $\sqrt{w/w_1}$ 的比值。

13.2.6 细流喷吹的对流给热系数

在绘制计算图时,介质的物理性质按流体边界层平均温度确定。

$$t_{cp} = \frac{1}{2} \left(\frac{t'_g + t''_g}{2} + \frac{t'_{\text{нон}} + t''_{\text{нон}}}{2} \right)$$

式中 t'_g, t''_g ——气体(空气)在喷吹前后的温度(°C);

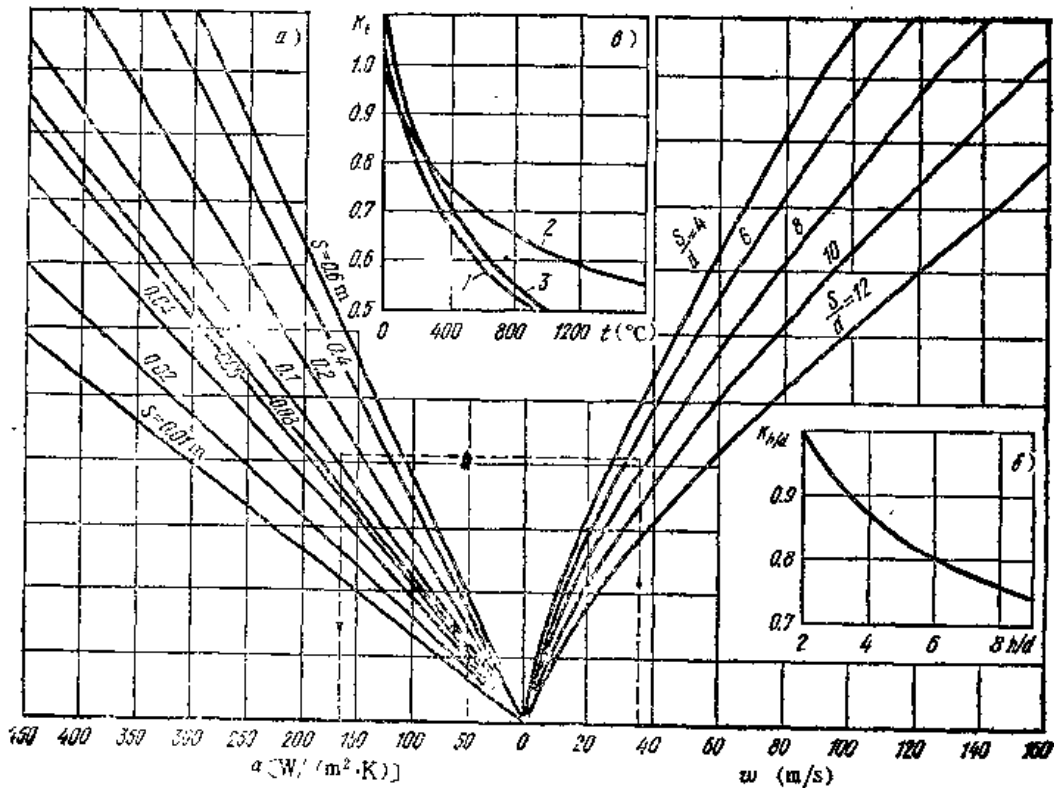


图 13-19 细流由圆孔喷吹时的对流给热系数 α

a—给热系数 b—距离比 s/d 的修正系数 u—温度修正系数

1—空气、氮、二氧化碳 2—平均成分(11% H_2O 和13% CO_2)的烟气 3—氮和氢的混合物(5% H_2 和95% N_2)

t'_{top} 、 t''_{top} ——被喷吹表面开始和终了温度 ($^{\circ}\text{C}$)。

在紊流状态下, h/d 值由 2 到 9 和 S/d 值在 4.5 到 10.5 范围内变化而细流经小圆孔吹向平板表面时, 根据气体流经小孔时的实际流速 w 以及 S 和 S/d 值, 按公式 (13-36) 计算绘成的图 13-19a 确定给热系数。图 13-19 是以边界层平均温度 $t = 20^{\circ}\text{C}$ 和 $h/d = 2$ 时的空气流绘成的。

由图 13-19a 查出的给热系数值应乘以修正系数 $k_{h/d}$ 和 k_t , 其中 $k_{h/d}$ 是对从喷出平面到被喷吹表面相对距离的修正, 其修正系数值是根据 h/d 的大小由图 13-19b 确定。而 k_t 是根据气体类别和它的温度由图 13-19b 确定。

$h/2b$ 的变化范围由 1 到 30 的窄缝向平坦表面喷吹时, 根据气体经窄缝时的实际流速 w 和 $h/2b$ 以及 S 值用公式 (13-37) 所绘制的图 13-20a 确定对流给热系数。

从图 13-20a 上查出的对流给热系数值应该乘以系数 k_b 和 k_t , 其中 k_b 是对缝宽的修正, 它根据 b 值从图 13-20b 查出。而 k_t 则按气体种类和温度按图 13-20b 加以确定。

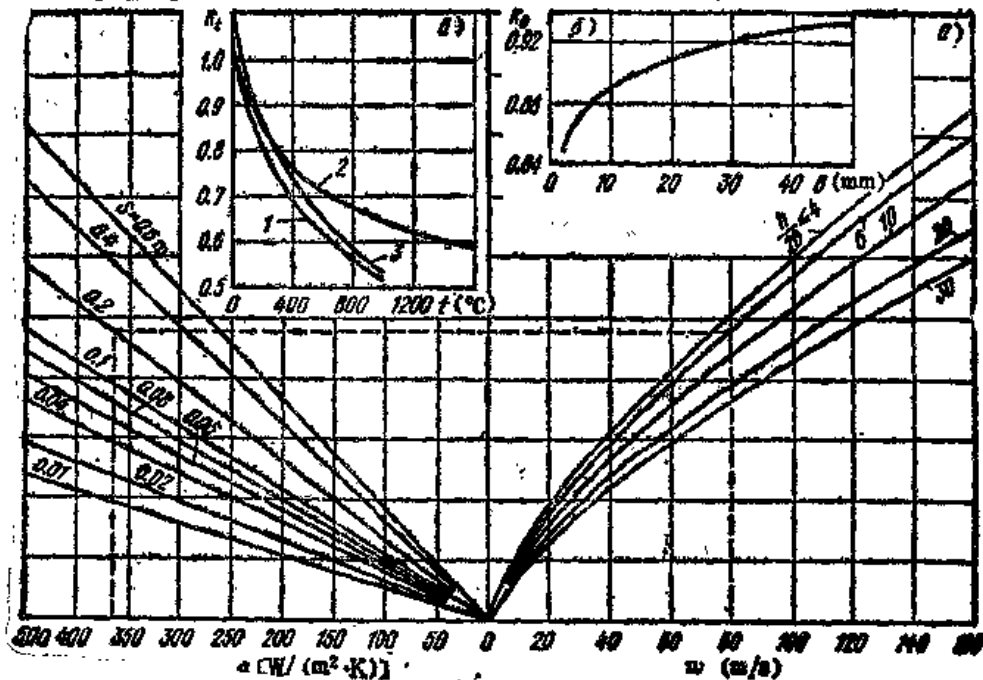


图 13-20 细流由窄缝喷吹时的对流给热系数 σ

a—给热系数 b—缝宽修正系数 B—温度修正系数 k_t

1—空气、氮、二氧化碳 2—平均成分 (11% H_2O 和 13% CO_2) 的蒸气 3—氢和氮的混合物 (6% H_2 和 95% N_2)

13.3 物体的加热和冷却

13.3.1 金属的热物理性能

碳素钢、低合金钢、高合金钢 (电机、变压器、耐热高温强度钢)、有色金属和合金等的平均 (温度区间内) 比热容, 热含量, 热导率、热扩散率分别列入附录表 V-46 至表 V-51。

13.3.2 各向异性物体当量热导率

板卷径向和垂直于板垛端面方向上的当量热导率 ($W/(m \cdot K)$) (当 $\lambda_m \geq \lambda_r$ 时) 按下式确定:

$$\lambda_e = \left(1 - \frac{a}{100}\right) \left(\frac{1}{1-\eta} \lambda_r + \frac{1}{\eta} \alpha S\right) + \frac{a}{100} \lambda_m \quad (13-43)$$

- 式中 a ——接触密度 (%) ;
 S ——金属厚度 (板钢, 带钢) (m) ;
 α ——通过气体层的辐射给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$) ;
 λ_r ——气体层热导率 ($W/(m \cdot K)$) ;
 λ_m ——金属热导率 ($W/(m \cdot K)$) ;
 η ——填充系数, 等于板卷净容积与毛容积之比。

对于板卷, 当 $\eta = 0.90 \sim 0.98$ 时通常取 $a = 3\%$ 。对于钢板, 通过实验获得的径向当量热导率与填充系数的关系绘入图13-21中。

对于钢板垛可采用 $\eta = 0.8 \sim 0.95$, 以及 $a = 1.5\%$ 。

图13-22给出钢丝盘卷或圆钢捆的当量热导率的实验数据。

13.3.3 薄料与厚料的区分

当加热或冷却时, 沿物料截面的温差很小, 在计算中可以忽略不计时, 这种物料叫做薄料。

当加热或冷却时, 沿物料截面的温差较大, 在计算中不能忽略时, 这种物料叫做厚料。薄厚料的区分取决于对对流给热起作用的皮欧 (Бюо) 准数

$$Bi = aS/\lambda \quad (13-44)$$

或对辐射给热起作用的斯塔尔克 (Старка) 准数

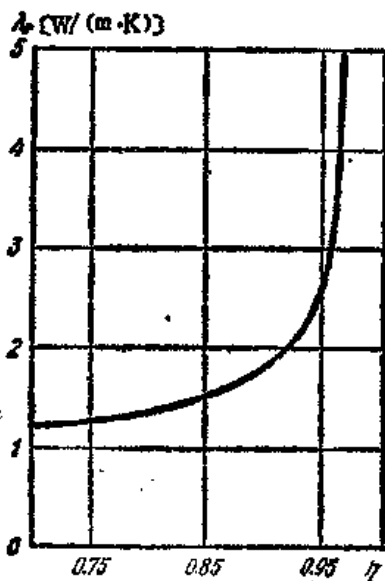


图 13-21 钢板卷径向当量热导率 λ_e 与填充系数 η 的关系

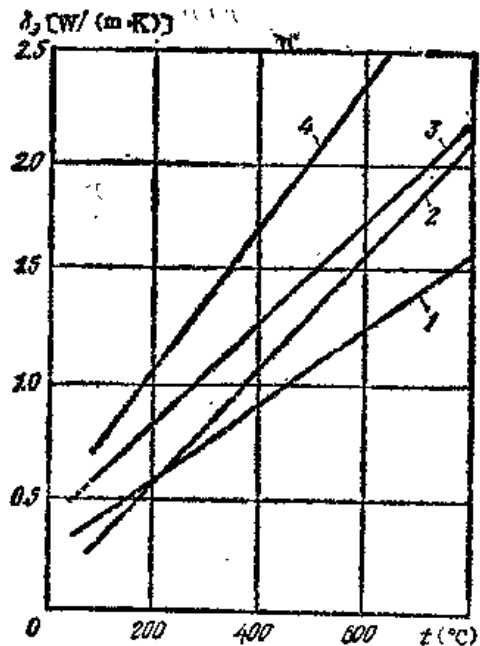


图 13-22 不同直径 (mm) 圆钢捆或钢丝盘卷的当量热导率 λ_e 。

1—2 2—6.5 3—10 4—21

$$S_K = \frac{C_{np}}{100} \left(\frac{T_r}{100} \right)^4 \frac{S}{\lambda_m} \quad (3-15)$$

式中 C_{np} ——导出辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$);

S ——物料特征尺寸: 单面加热或冷却时为板厚; 双面加热或冷却时为板厚之半; 加热或冷却圆柱时为其半径 (m);

T_r ——周围介质温度 (K);

α ——平均对流给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$);

λ ——物料热导率 [$W/(m \cdot K)$]。

当物料加热时, 如果同时具有辐射和对流方式, 则薄料的划分方法表达如下式:

$$S_K/0.15 + Bi/0.5 < 1.0 \quad (13-46)$$

当 $Bi > 0.5$; $S_K > 0.15$ 且 $S_K/0.15 + Bi/0.5 > 1.0$ 时, 则物料被认为是厚料。

13.3.4 物料加热和冷却的计算方法

薄料的加热和冷却可按对流定律, 辐射定律并按辐射对流分别计算。

厚料加热和冷却只按对流定律进行计算。

当按对流定律计算时, 辐射和对流总给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$) 按下式确定

$$\alpha = \alpha_{konb} + \alpha_{konp} \quad (13-47)$$

式中 α_{konb} ——对流给热系数 [$W/(m^2 \cdot K)$], 按13.2节公式计算;

α_{konp} ——辐射给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$), 如下式:

$$\alpha_{konp} = C_{np} \frac{\left(\frac{t_r + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_m + 273}{100} \right)^4}{t_r - t_m} \quad (13-48)$$

表13-4和图13-23列出 $(\theta_r - \theta_m)$ ($t_r - t_m$) 值。用13.1节公式确定 C_{np} ($W/m^2 \cdot K^4$)。

按辐射定律计算时, 考虑了对流的折算辐射系数值按下式确定:

$$C'_{np} = C_{np} + C_k \quad (13-49)$$

式中 C_k ——以辐射系数为单位的折算对流给热系数 ($W/(m^2 \cdot K^4)$);

$$C_k = \alpha_{konb}(t_r - t_m)/(\theta_r - \theta_m) \quad (13-50)$$

此式也可利用表13-4或图13-23。此外, 当计算薄料的加热和冷却时, 也可以分别计算辐射和对流热交换。

13.3.5 薄料的加热和冷却计算

按对流定律

在这种情况下是把辐射和对流热交换看作是辐射和对流总给热系数下的热交换。从而薄料的加热和冷却时间 (τ) 则按下式计算:

$$\tau = 0.64 \frac{S \rho c}{k_s \alpha} \lg \left(\frac{t_r - t_n}{t_r - t_k} \right) \quad (13-51)$$

式中 S ——物体特征尺寸 (m);

c ——物体温度由 t_n 到 t_k 区间的平均比热容 ($kJ/(kg \cdot K)$), 按附录表V-46确定。

k_s ——物体形状系数, 平板 $k_s = 1$, 圆柱 $k_s = 2$;

t_r ——周围介质温度 ($^{\circ}C$);

t_n 、 t_k ——分别为物体加热或冷却开始和终了温度 ($^{\circ}C$);

表 13-4 $(\theta_2 - \theta_1) / (\theta_2 - \theta_1)$ 值

$t_1, ^\circ\text{C}$	$t_2, ^\circ\text{C}$																		
	0	50	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650	700	750	800	850	900
0	0.812																		
50	1.07	1.35																	
100	1.38	1.69	2.08																
150	1.76	2.11	2.54	3.02															
200	2.22	2.62	3.00	3.61	4.23														
250	2.76	3.21	3.69	4.27	4.96	5.73													
300	3.41	3.87	4.42	5.06	5.77	6.59	7.54												
350	4.15	4.66	5.24	5.93	6.71	7.68	8.77	9.68											
400	4.98	5.54	6.19	6.92	7.76	8.69	9.72	10.9	12.2										
450	5.95	6.55	7.26	8.04	8.93	9.92	11.0	12.2	13.6	15.1									
500	7.04	7.70	8.43	9.29	10.2	11.3	12.5	13.8	15.2	16.8	18.4								
550												22.4							
600	8.25	8.95	9.76	10.7	11.7	12.8	14.0	15.4	16.9	18.5	20.4	22.4	26.6						
650	9.58	10.4	11.3	12.2	13.5	14.9	15.8	17.2	18.8	20.6	22.4	24.4	29.0	31.4					
700	11.1	11.9	12.8	13.9	15.1	16.3	17.7	19.2	20.8	22.6	24.6	26.6	31.4	34.8	36.9				
750	12.7	13.6	14.6	15.7	16.9	18.2	19.7	21.4	23.0	25.0	27.0	29.2	34.8	38.3	39.9	42.7			
800	14.5	15.5	16.6	17.7	19.0	20.4	22.0	23.6	25.4	27.4	29.4	31.9	37.7	40.8	42.9	46.2	49.6		
850	16.7	17.6	18.6	19.9	21.2	22.8	24.4	26.2	28.0	30.0	32.2	34.7	40.9	43.8	45.8	49.6	53.0	56.8	64.7
900	18.6	19.7	21.0	22.2	23.8	25.2	27.0	28.8	30.8	32.9	35.3	37.7	44.4	46.8	49.8	53.2	56.8	60.5	68.8
950	21.0	22.2	23.4	24.8	26.2	28.0	29.6	31.6	33.7	36.1	38.5	40.9	47.4	49.8	53.6	58.1	61.7	64.7	73.4
1000	23.6	24.8	26.0	27.6	29.2	30.8	32.7	34.7	36.9	39.3	41.7	44.6	51.2	54.2	57.5	61.3	65.1	69.0	77.4
	26.2	27.6	29.0	30.4	32.2	34.1	35.9	38.1	40.3	42.7	45.4	48.2	55.2	58.2	61.2	65.0	68.8	73.4	81.8
1050	29.0	30.4	32.0	33.7	35.5	37.3	39.3	41.9	44.0	46.6	49.2	52.0	59.2	62.2	65.2	69.0	72.8	77.4	85.8
1100	32.2	33.7	35.7	37.1	38.9	40.9	42.9	45.4	47.8	50.4	53.4	56.4	63.6	66.6	69.6	73.4	77.2	81.8	90.2
1150	35.7	37.1	38.9	40.7	42.5	44.8	47.0	49.4	52.0	54.6	57.7	60.7	68.0	71.0	74.0	77.8	81.6	86.2	94.6
1200	39.1	40.3	42.5	44.6	46.6	48.8	51.2	53.6	56.2	58.1	62.3	65.3	72.6	75.6	78.6	82.4	86.2	90.8	99.2
1250	42.9	44.3	46.6	48.6	50.8	53.0	55.4	58.1	60.9	63.9	66.9	70.4	77.8	80.8	83.8	87.6	91.4	96.0	104.4
1300	47.2	49.0	50.8	53.0	55.2	57.7	60.3	62.9	65.7	68.8	72.2	75.6	83.0	86.0	89.0	92.8	96.6	101.2	109.6
1350	51.4	53.2	55.4	57.5	59.9	62.3	65.1	67.9	71.0	74.0	77.4	81.0	88.4	91.4	94.4	98.2	102.0	106.6	115.0
1400	55.8	57.9	60.1	62.5	64.9	67.5	70.4	73.2	76.4	79.8	83.1	86.7	94.2	97.2	100.2	104.0	107.8	112.4	120.8
1450	60.7	62.9	65.1	67.5	70.2	72.8	75.6	78.8	82.0	85.5	89.1	92.7	100.2	103.2	106.2	110.0	113.8	118.4	126.8
1500	65.9	68.1	70.4	73.0	75.6	78.4	81.4	84.7	88.1	91.5	95.4	99.2	103.2	106.2	109.2	113.0	116.8	121.4	129.8
1550	71.2	73.6	76.0	78.6	81.4	84.5	87.5	90.7	94.4	98.0	102	106	110	115	119	124	130	135	143
1600	77.9	79.2	81.8	84.7	87.5	90.5	93.8	97.2	101	105	108	113	117	122	127	132	138	143	151
1650	82.9	85.5	88.1	90.9	94.0	97.2	100	104	108	112	116	120	125	129	134	140	145	151	159
1700	89.3	91.7	94.6	97.6	101	104	107	111	115	119	123	128	132	137	142	148	154	159	166
1750	95.8	98.4	101	104	108	111	115	119	123	127	131	136	140	146	151	157	162	168	175
1800	103	105	108	112	115	118	122	126	130	135	139	144	149	154	160	166	171	178	184
1850	109	113	116	119	123	126	130	134	139	143	148	153	158	163	169	175	181	187	194
1900	117	120	124	127	131	135	139	143	147	152	157	162	167	173	178	184	191	197	204
1950	125	128	132	135	139	143	147	152	156	161	166	171	177	182	188	194	201	207	214
2000	133	137	140	144	148	152	156	161	166	170	176	181	186	192	198	205	211	218	225

(续)

t, °C	t ₁ , °C																						
	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500	1550	1600	1650	1700	1750	1800	1850	1900	1950	2000	
0																							
50																							
100																							
150																							
200																							
250																							
300																							
350																							
400																							
450																							
500																							
550																							
600																							
650																							
700																							
750																							
800																							
850																							
900																							
950	73.2																						
1000	77.8	82.7																					
1050			82.5																				
1100			87.5	92.3																			
1150			87.7	92.3	98.0																		
1200			93.1	98.2	104																		
1250			98.8	104	110	115																	
1300			105	110	116	122	128	134															
1350			111	116	122	128	135	142	148	156													
1400			118	123	129	135	142	149	156	163	171												
1450			124	130	136	142	149	156	164	171	179	187											
1500			131	138	144	150	157	164	172	179	188	196	205										
1550			139	145	152	158	165	172	180	188	196	205	214	221									
1600			147	153	160	166	174	181	189	197	205	214	223	232	242								
1650			155	161	168	175	182	190	198	206	215	224	233	242	252	263							
1700			163	170	177	184	192	199	207	216	225	234	243	253	263	274	284						
1750			172	179	186	193	201	209	217	226	235	244	253	264	274	285	296	307					
1800			181	188	196	203	211	219	227	236	245	255	265	275	285	296	307	319	331				
1850			191	198	205	213	221	229	238	247	256	266	276	286	297	308	320	331	344	356			
1900			201	208	216	223	232	240	249	258	268	277	288	298	309	320	332	344	356	370	383		
1950			211	218	226	234	243	251	260	270	279	289	299	310	322	333	345	357	370	383	397	410	425
2000	233	241	249	257	266	275	284	294	304	314	325	336	348	360	372	383	398	411	425	440	454	473	

α ——对流和辐射的总给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$)，按公式(13-47)确定；

ρ ——物体密度。

按辐射定律

在这种情况下辐射和对流热交换可看作是在一定导出辐射系数下的辐射热交换，在周围介质温度恒定的情况下，薄料加热和冷却的时间按下式计算：

$$\tau = \frac{S\rho c}{3.6k_a C_{np}} (\xi^{t_k} - \xi^{t_H}) \quad (13-52)$$

式中 C_{np} ——考虑了对流热交换作用的导出辐射系数 ($W/(m^2 \cdot K)$)，

按公式(13-49)确定；

ξ^{t_H} 、 ξ^{t_k} ——开始和终了的温度因数 ($1/K^3$)。

金属在加热中温度因数值决定于周围介质温度和金属温度，按图 I-16，图 I-17 确定。金属冷却时温度因数值则决定于金属温度，当周围介质温度为 20° 或 $100^\circ C$ 时按图 I-18 确定。

按辐射和对流定律分别计算

当确定薄料零件的加热和冷却时间 (h)

时，可利用下列等式分别按辐射和对流热交换进行计算：

$$\tau = \frac{S^2\rho c}{3.6k_a \lambda S_K} (\Phi_k - \Phi_H) = \frac{S\rho c}{(C_{np}/100)(T_r/100)^3} (\Phi_k - \Phi_H) \quad (15-53)$$

式中 Φ_H 、 Φ_k ——开始和终了时的温度因数值。

温度因数 Φ 与相对温度 $\theta = T/T_r$ 以及 Bi/S_K 的关系值绘于图 I-19 上。图 I-20 表示 θ 值从 0.9 到 1.25 的变化范围，而图 I-21 则表示从 0 到 0.2 的变化范围。当利用这些图表时要按照对流给热系数预先计算出皮欧 (Био) 准数 Bi 。 Bi/S_K 的比值可以按图 I-22 确定，该图表示 α 值从 0 到 $30 W/(m^2 \cdot K)$ ，至于再大的 α 值则把横坐标刻度上的 α 和 Bi/S_K 值分别乘以相同数值。

13.3.6 形状简单的厚料加热和冷却计算

形状简单物体可以看作无限长宽的平板或无限长的圆柱体。

按对流定律

辐射和对流热交换通过式 (13-47) 以辐射对流总给热系数来表达，且厚料加热和冷却时间或其相对温度均以表 13-5 标准传热方程式的计算值为基础加以确定。

表 13-5 中采用如下符号：

$$\theta_0 = (t_r^* - t_0)/(t_r^* - t_0) \quad (13-60)$$

$$\theta'_0 = (t_r^* - t_0^*)/(t_r^* - t_0) \quad (13-61)$$

$$\theta''_0 = (t_n^* - t_0^*)/(t_r^* - t_0) \quad (13-62)$$

$$\theta''_n = (t_n^* - t_0^*)/(t_p^* - t_n^*) \quad (13-63)$$

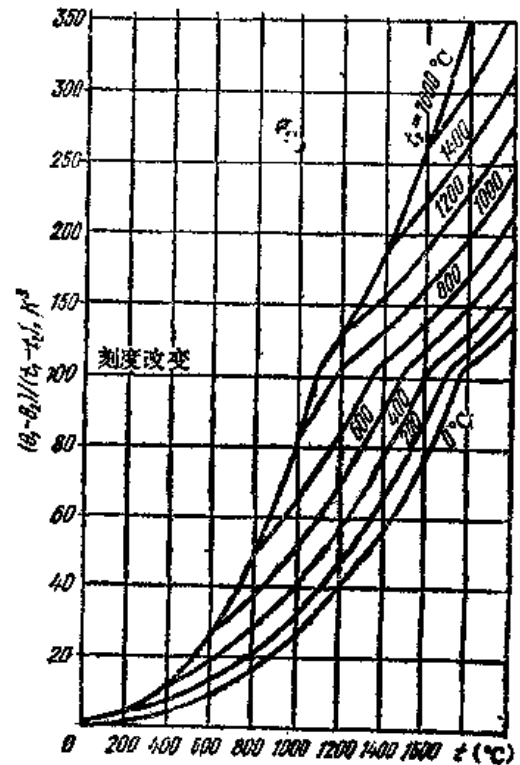


图 13-23 $(\theta_2 - \theta_1) / (t_2 - t_1)$ 值

表 13-5 计算原料加热和冷却的标准传热方程解

物体原始温度分布	加热方式和计算厚度	周围介质温度	标准传热方程解	公式号
沿截面均匀分布	两面或单面加热, 两面加热时 S—物体厚度之半而单面加热时 S—物体全厚	温度恒定	$\theta = \frac{t_r - t}{t_r - t_0} = \theta(Bi, Fo, \frac{x}{S})$	式 (13-54)
		随时间而作线性变化 $t_r = t_r^0 + \nu t$	$\theta = \frac{t_r - t}{t_r - t_0} = \theta_0 \theta + \theta_0' [1 - \Phi'(Bi, Fo, \frac{x}{S})]$	式 (13-55)
		温度恒定	$\theta'' = \frac{t_r - t}{t_r - t_n} = \theta + \theta_0'' \Phi''(Bi, Fo, \frac{x}{S})$	式 (13-56)
温度沿截面作抛物线分布	两面加热, S—物体厚度之半	随时间而作线性变化 $t_r = t_r^0 + \nu t$	$\theta''' = \frac{t_r - t}{t_r - t_n} = \theta_0 \theta + \theta_0' [1 - \Phi'(Bi, Fo, \frac{x}{S})] + \theta_0'' \Phi''(Bi, Fo, \frac{x}{S})$	式 (13-57)
线分布	单面加热, S—物体全厚	温度恒定	$\theta'' = \frac{t_r - t}{t_r - t_n} = \theta + \theta_0'' \Phi''(Bi, Fo, \frac{x}{S})$	式 (13-58)
		随时间而作线性变化 $t_r = t_r^0 + \nu t$	$\theta''' = \frac{t_r - t}{t_r - t_n} = \theta_0 \theta + \theta_0' [1 - \Phi'(Bi, Fo, \frac{x}{S})] + \theta_0'' \Phi''(Bi, Fo, \frac{x}{S})$	式 (13-59)

$$\theta_{01} = (t_1' - t_0') / (t_1'' - t_0'') \quad (13-64)$$

$$\theta_{01}' = (t_1' - t_0') / (t_1'' - t_0'') \quad (13-65)$$

$$Fo \text{——傅立叶准数, } Fo = \alpha F / S^2; \quad (13-66)$$

Bi —— 皮欧准数, $Bi = \alpha S / \lambda$, 见公式 (13-44);

S —— 物体特征尺寸 (m);

α —— 物体热扩散率 (m^2/h);

c —— 从 t_0 到 t 温度间物体平均比热容 ($kJ/(kg \cdot K)$), 查表 V-46;

t —— 所求点的最终温度 ($^{\circ}C$);

t_0 —— 物体的开始温度;

t_r —— 周围介质温度;

t_0' —— 开始时物体的表面温度;

t_0'' —— 开始时物体的平均温度;

t_r' —— 开始时周围介质温度;

t_r'' —— 时间为 τ 时周围介质温度;

v —— 周围介质温度变化速度 ($^{\circ}C/h$);

x —— 物体上所求温度点的坐标: 对于平板是指从厚度中点算起的距离 (单面加热时, 物料中点应该是非加热表面处); 对于单个圆柱体则沿径向由中心算起的距离 (m);

α —— 辐射和对流总给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$);

λ —— 物体的热导率 ($W/(m \cdot K)$);

ρ —— 物体密度 (kg/m^3);

τ —— 加热和冷却时间 (h)。

根据附录 I 的图表号可以确定函数 $\theta (Bi, Fo, x/S)$, $\Phi' (Bi, Fo, x/S)$, $\Phi'' (Bi, Fo, x/S)$, $\Phi''' (Bi, Fo, x/S)$, 上述图表号列于表 13-6 内。

表 13-6 确定温度函数 θ , Φ' , Φ'' , Φ''' 所用的图表号

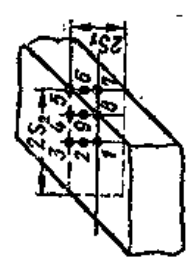

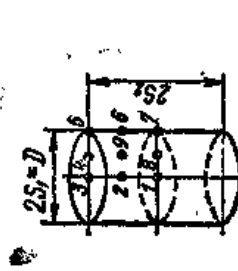
温度函数	平 板				圆 柱 体			
	表面 $x/S=1$	$x/S=0.5$	中 心 $x/S=0$	沿 截 面 平均温度	表面 $x/S=1$	$x/S=0.5$	心 部 $x/S=0$	沿 截 面 平均温度
$\theta (Bi, Fo, x/S)$	I-23 I-24	I-25	I-26 I-27	I-30	I-29 I-30	I-31	I-32 I-33	I-34
$\Phi' (Bi, Fo, x/S)$	I-35	I-36	I-37	I-38	I-39	I-40	I-41	I-42
$\Phi'' (Bi, Fo, x/S)$	I-43	I-44	I-45	I-46	I-47	I-48	I-49	I-50
$\Phi''' (Bi, Fo, x/S)$	I-51	I-52	I-53	I-54	—	—	—	—

13.3.7 形状复杂的厚料加热和冷却

形状复杂物体有以下两个特征。这些物体是由两个或几个形状简单物体组合而成的。例如, 无限长棱体——由两个无限平板相交而成; 平行六面体——由三个无限平板相交而成; 有限长度的圆柱体——由无限长圆柱和无限平板相交而成。

物体加热和冷却的条件就是考虑由两个或两个以上在方向上相互垂直的传热。例如, 无限长棱体是由构成四棱柱平面中的两个、三个或四个平面进行加热; 有限圆柱体是从

表 13-7 形状复杂物体的简图及确定其温度函数的图表号

物体名称	物体简图	θ	θ^*	S	N	在简图上标注的点和所使用的图表号								
						1	2	3	4	5	6	7	8	9
无限长棱体 ^①		$\theta = \theta_1, \theta_2$	θ_1	S_1 ^②	I-28	I-26	I-25	I-23	I-23	I-23	I-25	I-26	I-26	I-25
			θ_2	S_2 ^②	I-28	I-26	I-27	I-24	I-24	I-23	I-24	I-23	I-24	I-26
平行六面体 ^①		$\theta = \theta_1, \theta_2, \theta_3$	θ_1	S_1 ^②	I-28	I-26	I-23	I-23	I-26	I-26	I-26	I-23	I-23	I-23
			θ_2	S_2 ^②	I-28	I-26	I-27	I-24	I-27	I-27	I-27	I-24	I-24	I-24
			θ_3	S_3 ^②	I-28	I-26	I-27	I-24	I-24	I-24	I-24	I-24	I-27	I-24
有限尺寸 ^③ 圆柱体		$\theta = \theta_1, \theta_2$	θ_1	$S_1 = D/2$	I-34	I-32	I-32	I-31	I-31	I-29	I-29	I-29	I-31	
			θ_2	S_2 ^③	I-28	I-26	I-25	I-23	I-23	I-23	I-25	I-26	I-26	I-27

① 以相反两侧对称加热，
 ② 当棱体和圆柱体一端加热时，计算厚度应取圆柱体全高。
 ③ 当由圆柱体一端加热时，计算厚度应取圆柱体全高。
 说明： θ —相对温度； θ^* —确定 θ 时的乘数；S—物体计算厚度，N—确定物体截面平均温度所用的图表号。
 * 表13-7中平行六面体4点处 θ_2 、图表号属书根为I-23、I-24。——译者注

侧表面一个或两个端面获得热量，这些都应认为属于形状复杂的物体。形状和尺寸相同的六面体，是由一个或两个相平行的面进行加热，可认为属于无限平板。

有限长的圆柱体其热交换仅仅通过侧表面进行，应该认为它是一个无限长圆柱体，而同样一个圆柱体，加热是从一个或两个端面进行时，它应该被看作是无限平板。

形状复杂的物体，其温度场可以简化成为形状简单物体的温度场（无限长圆柱体和无限平板），这要对形状复杂的物体进行解析方能简化。

表13-7给出了标出某些指定点及编号的无限棱体、平行六面体、有限尺寸圆柱体的简图，以及可以确定这些点相对温度的图表号。

列入表中的图形适用于周围介质温度恒定而且物体的初始温度在整个截面上处于均匀一致的情况。

在表13-7中，平行六面体一栏内只给出了形成六面体三块平板之一的表面和中点的相对温度 Θ 。对于形成六面体三块平板之一其坐标为 $x/S=0.5$ 的点，按对流定律，热交换时的相对温度等于该表面相对温度与该点作为其他两平板所取坐标定出的相对温度的连乘积 $\theta = \theta_1\theta_2\theta_3$ 。

例如，点 a 的相对温度等于三个相对温度的乘积：对于厚度为 S_1 的平板其表面的相对温度按图 I-25 确定， a 点又位于厚度为 S_2 平板的 $x/S=0$ 坐标上，可按图 I-23 或图 I-27 取相对温度，而 a 点也在厚度为 S_3 平板的 $x/S=1$ 坐标上，则按图 I-23 或图 I-21 取相对温度。

当周围介质温度变化、且物体初始温度场均匀一致时，形状复杂物体的相对温度也可用表13-7列举的乘积确定。对于相应的形状简单物体应按表13-5确定其相对温度。

13.3.8 空心圆柱体的加热

无限长空心圆柱体可以看作是形状复杂的物体，如前所述，按无限平板加以考虑（图13-24）。

假如空心圆柱体仅从外部加热，那么平板的计算厚度（m），

$$S = \varphi_1(R_1 - R_2) = \varphi_1 R_2(k - 1) \quad (13-67)$$

式中 R_1 ——圆柱体的外圆半径（m），

R_2 ——圆柱的内圆半径（m），

$$k = \frac{R_1}{R_2}$$

φ_1 ——形状系数，按下式确定：

$$\varphi_1 = \sqrt{0.5(k^2 - 1) - \ln k} / (k - 1) \quad (13-68)$$

如果空心圆柱体仅从内侧面加热，那么平板的计算厚度（m）由下式确定：

$$S = \varphi_2(R_1 - R_2) = \varphi_2 R_2(k - 1) \quad (13-69)$$

式中 φ_2 ——形状系数，按下式确定

$$\varphi_2 = \sqrt{k^2(\ln k - 0.5) + 0.5} / (k - 1) \quad (13-70)$$

系数 φ_1 和 φ_2 同内外圆半径之比 $k = R_1/R_2$ 有关，在图13-25中绘出。

如果空心圆柱体从内外两面同时加热，那么当确定温度场时以外侧为基准的计算厚度

⊙ 原书该处文字错排，译者作了更正后译出。——译者注

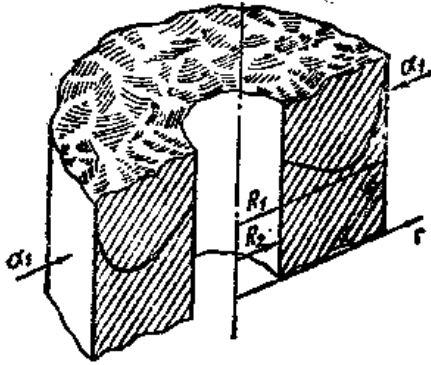
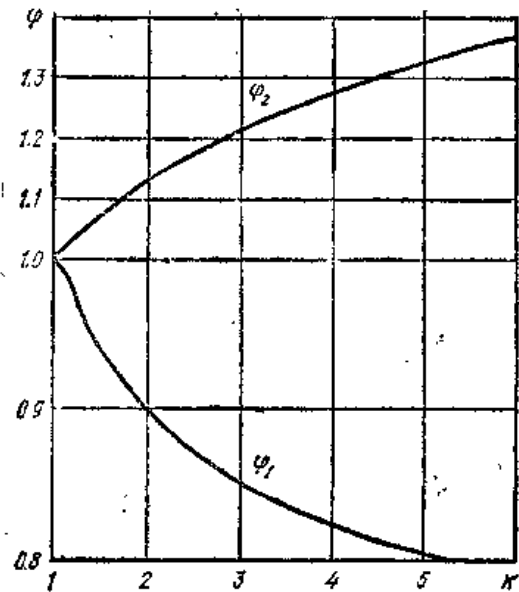


图 13-24 无限长空心圆柱体的温度场

图 13-25 形状系数 φ_1 和 φ_2 同比值 $k = R_1/R_2$ 的关系

(m) 等于:

$$S_1 = \varphi_1(R_1 - r_{ext,r}) = \varphi_1\mu(R_1 - R_2) \quad (13-71)$$

而当以圆柱体内侧为基准时的计算厚度 (m) 等于:

$$S_2 = \varphi_2(r_{ext,r} - R_2) = \varphi_2(1 - \mu)(R_1 - R_2) \quad (13-72)$$

式中 $r_{ext,r}$ ——沿半径方向极值温度的位置 (m);

μ ——相对极值温度的位置, 按下式确定:

$$\mu = (R_1 - r_{ext,r}) / (R_1 - R_2) \quad (13-73)$$

当 $\alpha\tau / (R_1 - R_2)^2 \geq 0.2$ 时, 沿半径方向极值温度的实际位置 (m) 不变, 则按下式确定:

$$r_{ext,r} = R_2 \sqrt{\frac{0.5Bi_1(k+1) + k + Bi_1/Bi_2}{\frac{1}{R} + \frac{Bi_1}{Bi_2} + \frac{Bi_1 \ln k}{k-1}}} \quad (13-74)$$

式中

$$Bi_1 = \alpha_1(R_1 - R_2) / \lambda_r$$

$$Bi_2 = \alpha_2(R_1 - R_2) / \lambda_r \quad (13-75)$$

α_1 和 α_2 ——从外面和内面加热圆柱体时的辐射和对流总给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$)。

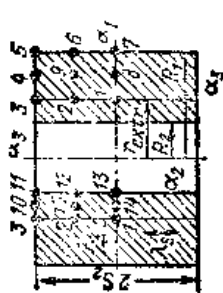
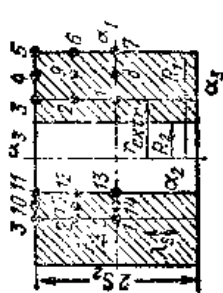
相对极值温度的位置决定于 Bi_1 , Bi_2 及 k 值, 由图13-26确定。

有限长度空心圆柱体的相对温度为: 按计算平板厚度的公式 (13-67), (13-69), (13-71), (13-72) 所确定位置而决定出的相对温度值, 再与按一端加热为圆柱体全高、两端对称加热为圆柱体半高按平板计算厚度位置所确定的相对温度相乘之积。

有限长度空心圆柱体简图及标出指定点和用来确定这些点相对温度的图表号列于表13-8中。

表中标出的图表号适用于周围介质温度恒定并且在开始加热时圆柱体各处温度处于均匀一致的情况。

表 13-8 有限长度空心圆柱筒图及确定其温度函数的图表号

筒图	θ	空心圆柱体 计算厚度	θ^*	s	N	筒图上标注各点所用图号												
						1	2	3	4	5	6	7	8	9				
	$\theta = \theta_1, \theta_2$	外	θ_1	$S_1 = \varphi \mu \cdot (R_1 - R_2)$	I-28	I-26	I-26	I-26	I-25	I-23	I-23	I-23	I-23	I-23	I-23	I-23	I-25	I-25
			θ_2	S_2^*	I-28	I-26	I-28	I-28	I-27	I-27	I-27	I-24	I-24	I-24	I-24	I-24	I-24	I-24
	$\theta = \theta_1, \theta_2$	内	θ_1	$S = \varphi_2 (1 - \mu) \times (R_1 - R_2)$	I-28	I-26	I-26	I-26	点	I-26	I-26	I-26	I-25	I-23	I-23	I-23	点	点
			θ_2	S_2^*	I-28	I-26	I-28	I-28	I-27	I-27	I-27	I-24	I-24	I-24	I-24	I-24	I-24	I-24

注：* 当空心圆柱体一端加热时，计算厚度取圆柱体全长。
 θ —相对温度； θ^* —当确定 θ 时的乘数； S —物体计算厚度；N—确定物体截面平均温度的图表号。

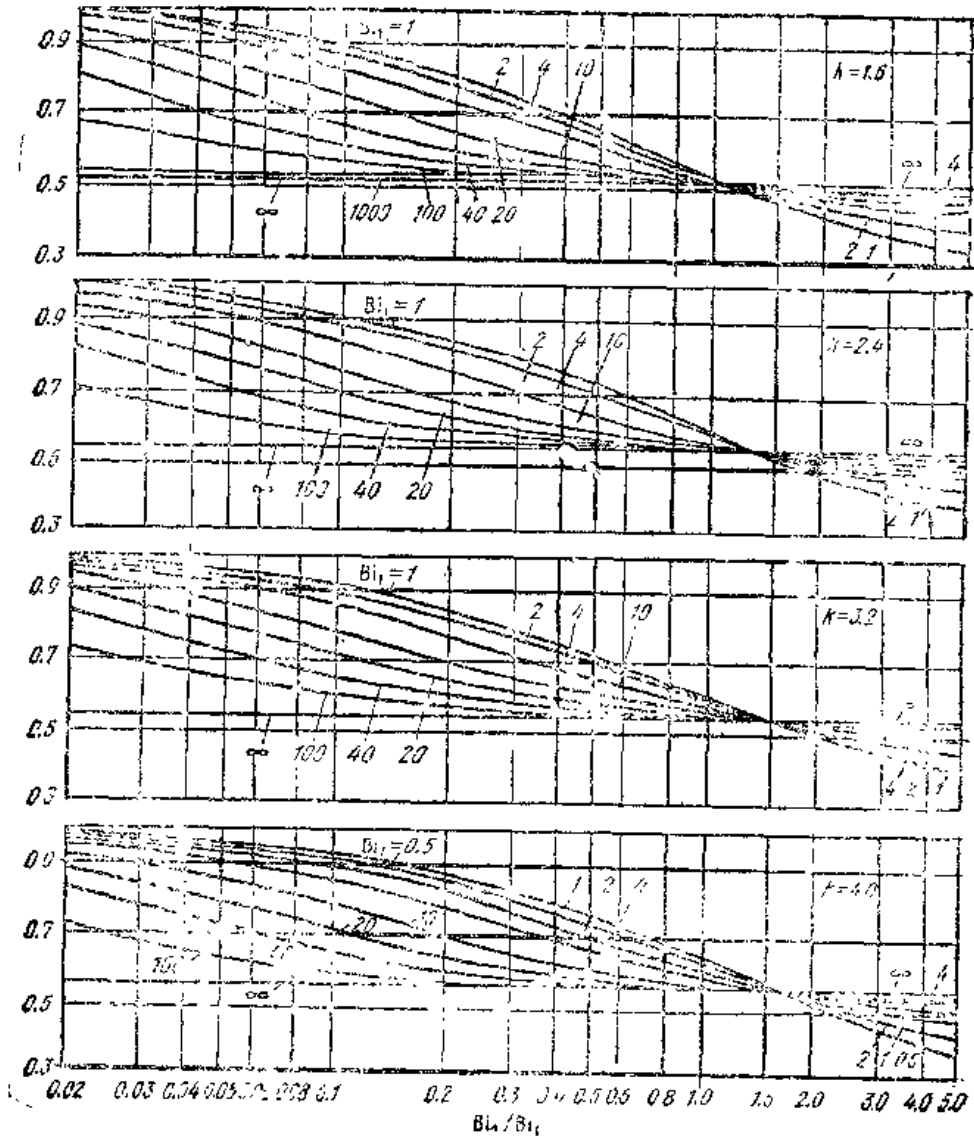


图 13-25 空心圆筒体内极值温度的相对位置

13.3.9 非对称加热

当计算 $Fo > 0.3$ 的平板非对称加热时,如果周围介质和物体原始温度固定不变,可以利用平板对称加热计算图(图 I-23 至图 I-28)。为此,需按下式先求出极值温度的相对位置。

$$\mu = x_{max}/S = (Bi_1 - Bi_2) / (Ei_1 + Ei_2 + 2Bi_1Ei_2) \quad (13-76)$$

$$Bi_1 = \alpha_1 S / \lambda \quad Bi_2 = \alpha_2 S / \lambda \quad (13-77)$$

式中 α_1, α_2 ——非对称加热时平板每面相应的对流和辐射总给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$);

S ——平板厚度之半 (m);

x_{max} ——在平板内极值温度的位置 (m);

λ ——平板的热导率 ($W/(m \cdot K)$)。

μ 值决定于 Ei_1 和 Ei_2 , 可以按图 13-27 确定。

平板以两个面之一为基准的计算尺寸 (m) 按下式确定,

$$S_1 = S + x_{r,t,r} = S(1 + \mu) \quad (13-78)$$

$$S_2 = S - x_{r,t,r} = S(1 - \mu) \quad (13-79)$$

根据图 I -23至图 I -28,按照准数 $Bi_1 = \alpha_1 S_1 / \lambda$ 和 $Fo_1 = \alpha \tau / S_1^2$ 确定给热系数 α_1 时平板厚度 S_1 段的温度场,而按准数 $Bi_2 = \alpha_2 S_2 / \lambda$ 和 $Fo_2 = \alpha \tau / S_2^2$ 确定给热系数 α_2 时平板厚度 S_2 段的温度场。

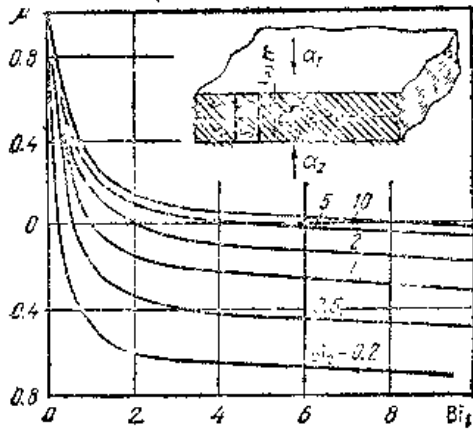


图 13-27 无限平板内极值温度的相对位置

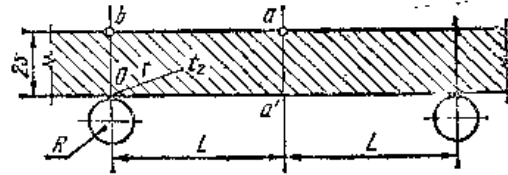


图 13-28 金属在炉底管上的布置图

在确定非对称加热的无限棱体或平行六面体的温度场时,按形成该物体无限平板非对称加热时温度的乘积确定,其作法与表13-7用于对称加热物体的方法相类似。

13.3.10 金属在水冷炉底管和实炉底上的加热

金属在水冷炉底管上的放置简图如图13-28所示。由于摆放对称,所以可只考虑一个区段长度 L 和局限于炉底管上 ob 截面和炉两底管中间 aa' 截面的加热情况。

在炉底管和炉底管后面的实炉底上,以及在变坏的炉底管上加热金属的计算公式列于表13-9。

表中采用如下符号:

t_r ——在离炉底管接触点(沿垂直方向)距离为 r 的任意点上金属的温度($^{\circ}\text{C}$);

$t_{r,0}^{0,0}$ ——在无炉底管处加热时给定点的金属温度($^{\circ}\text{C}$),按式(13-54),式(13-55)确定;

τ_H ——金属在炉内的总加热时间(h);

τ_T ——金属在实炉底上的加热时间(h);

τ_K ——金属在新炉底管上的加热时间(h);

$Ei_{r, r} = Ei(-r^2/4\alpha\tau_r)$ ——积分指数函数,按特殊函数表或按图13-29根据傅立叶准数 $Fo_{r, r} = \alpha\tau_r/r^2$ 确定;

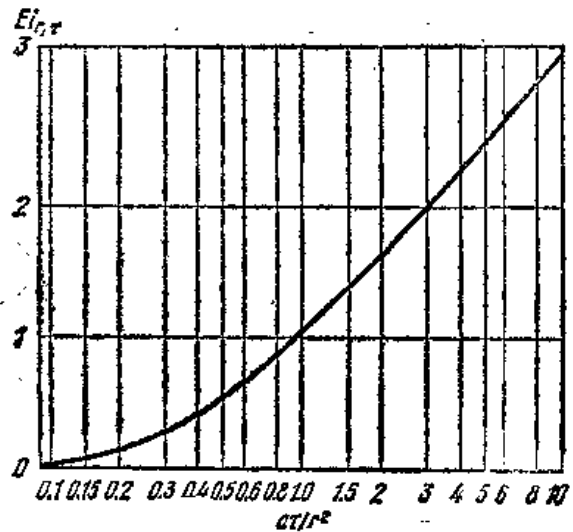


图 13-29 函数 $Ei_{r, r}$ 值

表 13-9 在炉底管上加热时确定金属温度特性的计算公式

加热特征	某点温度 t , (°C)	截面上的平均温度 \bar{t}_{2S} (°C)
在炉底管上	$t_{\gamma} = t_{\gamma}^{HARP} - t_{0, \tau_H} \psi_{2S, \tau_H}$ 式 (13-80)	$\bar{t}_{2S} = \bar{t}_{2S}^{HARP} - t_{0, \tau_H} \theta_{2S, \tau_H}$ 式 (13-83)
在实炉底上	$t_{\gamma} = t_{\gamma}^{HARP} - t_{0, \tau_H - \tau_T} \times (Ei_{\gamma, \tau_H} - Ei_{\gamma, \tau_T})$ 式 (13-81)	$\bar{t}_{2S} = \bar{t}_{2S}^{HARP} - t_{0, \tau_H - \tau_T} \times (\theta_{2S, \tau_H} - \theta_{2S, \tau_T})$ 式 (13-84)
炉底管变坏时	$t_{\gamma} = t_{\gamma}^{HARP} - t_{0, \tau_H - \tau_K} \times (Ei_{\gamma, \tau_H} - Ei_{\gamma, \tau_K}) - t_{0, \tau_K} Ei_{\gamma, \tau_K}$ 式 (13-82)	$\bar{t}_{2S} = \bar{t}_{2S}^{HARP} - t_{0, \tau_H - \tau_K} (\theta_{2S, \tau_H} - \theta_{2S, \tau_K}) - t_{0, \tau_K} \theta_{2S, \tau_K}$ 式 (13-85)

加热特征	沿炉料长度方向上的温差	物料厚度方向上的温差
	Δt_{π} (°C)	Δt_{τ} (°C)
在炉底管上	$\Delta t_{\pi} = t_{0, \tau_H} \psi_{2S, \tau_H}$ 式 (13-86)	$\Delta t_{\tau} = 2 t_{0, \tau_H} (\theta_{2S, \tau_H} - \theta_{2S, \tau_H})$ 式 (13-89)
在实炉底上	$\Delta t_{\pi} = t_{0, \tau_H - \tau_T} (\psi_{2S, \tau_H} - \psi_{2S, \tau_T})$ 式 (13-87)	$\Delta t_{\tau} = 2 t_{0, \tau_H - \tau_T} [(\theta_{2S, \tau_H} - \theta_{2S, \tau_T}) - (\theta_{2S, \tau_H} - \theta_{2S, \tau_T})]$ 式 (13-90)
炉底管变坏时	$\Delta t_{\pi} = t_{0, \tau_H - \tau_K} (\psi_{2S, \tau_H} - \psi_{2S, \tau_K}) + t_{0, \tau_K} \psi_{2S, \tau_K}$ 式 (13-88)	$\Delta t_{\tau} = 2 t_{0, \tau_H - \tau_K} [(\theta_{2S, \tau_H} - \theta_{2S, \tau_K}) - (\theta_{2S, \tau_H} - \theta_{2S, \tau_K})] + 2 t_{0, \tau_K} \times (\theta_{2S, \tau_K} - \theta_{2S, \tau_K})$ 式 (13-91)

$t_{0, \tau}$ — 温度流向量 (°C) 按下式确定:

$$t_{0, \tau} = \frac{1}{\psi_{L, \tau}} \left[t_{\gamma}^{HARP} - 100 \sqrt{\theta_{\gamma, \tau}^{HARP}} - (\theta_{01P} - \theta_{0n}) \varphi + 273 \right] \quad (13-92)$$

式中 函数 $\psi_{L, \tau} = \psi(\alpha \tau, L^2)$ 按图 13-30 根据傅里叶准数值 $Fo_{L, \tau}$ 确定; 如果 $Fo_{L, \tau} < 0.2$, 可利用近似公式计算:

$$\psi_{L, \tau} = 3.545 \sqrt{Fo_{L, \tau}} \quad (13-93)$$

式中 t_{01P} — 无炉底管处金属贴近炉底处的表面温度 (°C);

t_{0n} — 炉底管外表面温度 (°C);

φ — 金属对炉底管的辐射角度系数, 对于半径为 R 的圆形炉底管其平均辐射角度系数可按下式确定:

$$\varphi = (R/L) \arctg(L/R) \quad (13-94)$$

按公式 (13-92) 绘制的图 13-32 根据 φ 、 t_{01P} 、 t_{0n} 、 $Fo_{L, \tau}$ 可以确定温度流向量。图中 t 值刻度旁边是 R/L 刻度, 该刻度适用于圆形炉底管的条件。

图 13-32 用虚线示出 $t_{0, \tau}$ 的确定顺序

绘制图表时，习惯上令 $\theta_{on} = 0$ 。为了计算炉底管温度，应该通过计算求出周围介质温度：

$$t_{0xp}^* = 100 \sqrt{\theta_{0xp} - \theta_{on}} - 273 \quad (13-95)$$

在表13-9中 $i_{c, H-T}$ 为温度流因数，按图13-32根据金属在炉底管上的加热时间确定； $i_{c, H-T, K}$ 为假定金属在早已损坏的炉底管上所用加热期间内按图13-32确定的温度流因数； $i_{c, T, K}$ 为金属在刚刚损坏的炉底管上所用加热期间内按图13-32确定的温度流因数； \bar{t}_{H+T}^{H+T} 为在无炉底管处加热时金属截面上的平均温度，按13.3.6节确定； $\psi_{2s, T} = \psi(\alpha T_1 / (2S)^2; 2S/L)$ 函数，根据傅立叶准数 $Fo_{2s, T} = \alpha T_1 / (2S)^2$ 和金属相对厚度 $2S/L$ 值按图13-31确定。

沿金属长度方向的加热不均匀性 Δt_n 是在图13-28炉底管中心线 Ob 和炉底管之间 aa' 处金属厚度之半处的温度差。此值可以判断在炉底管上金属加热的均热程度。

如果有必要确定金属截面中点的温度，则可参照公式(13-83)~(13-85)进行类似的计算，只需将函数 $\psi_{2s, T}$ 代以按图13-30所确定的函数 $\psi_{s, T}$ 。

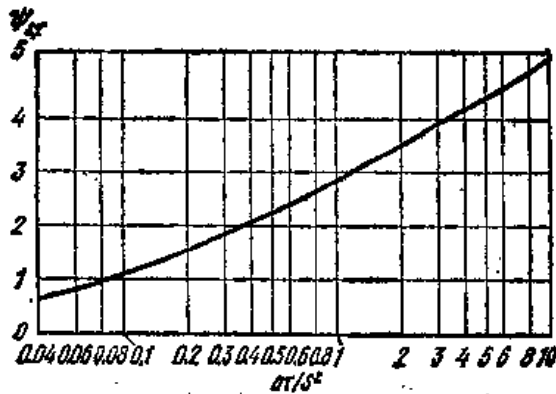


图 13-30 函数 $\psi_{s, T}$ 值

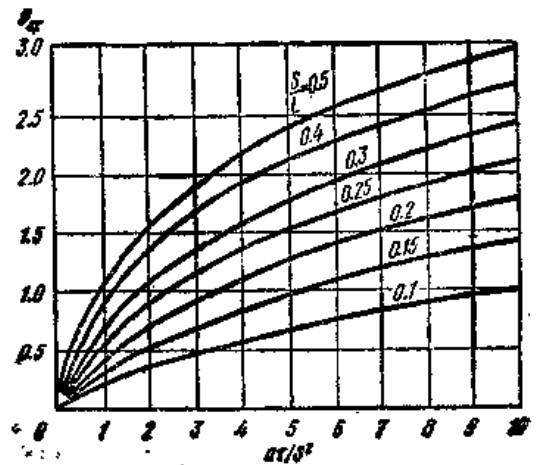


图 13-31 函数 $\psi_{2s, T}$ 值

金属厚度上的加热不均匀度 Δt_T 是金属上下两半部各取平均温度之差。一般情况下按下式确定：

$$\Delta t_T = 2(\bar{t}_{2s} - \bar{t}_s) \quad (13-96)$$

式中 \bar{t}_s ——金属下半部厚度截面中点的温度，按表13-9中的公式(13-83)~(13-85)计算，但式中的 $2S$ 用 S 来取代。

在对称加热时 $\bar{t}_{2s}^{H+T} = \bar{t}_s^{H+T}$ ，而且在确定 Δt_T 时可不计算该值。这时金属厚度上的加热不均匀度可按表13-9中的公式(13-89)~(13-91)求出。

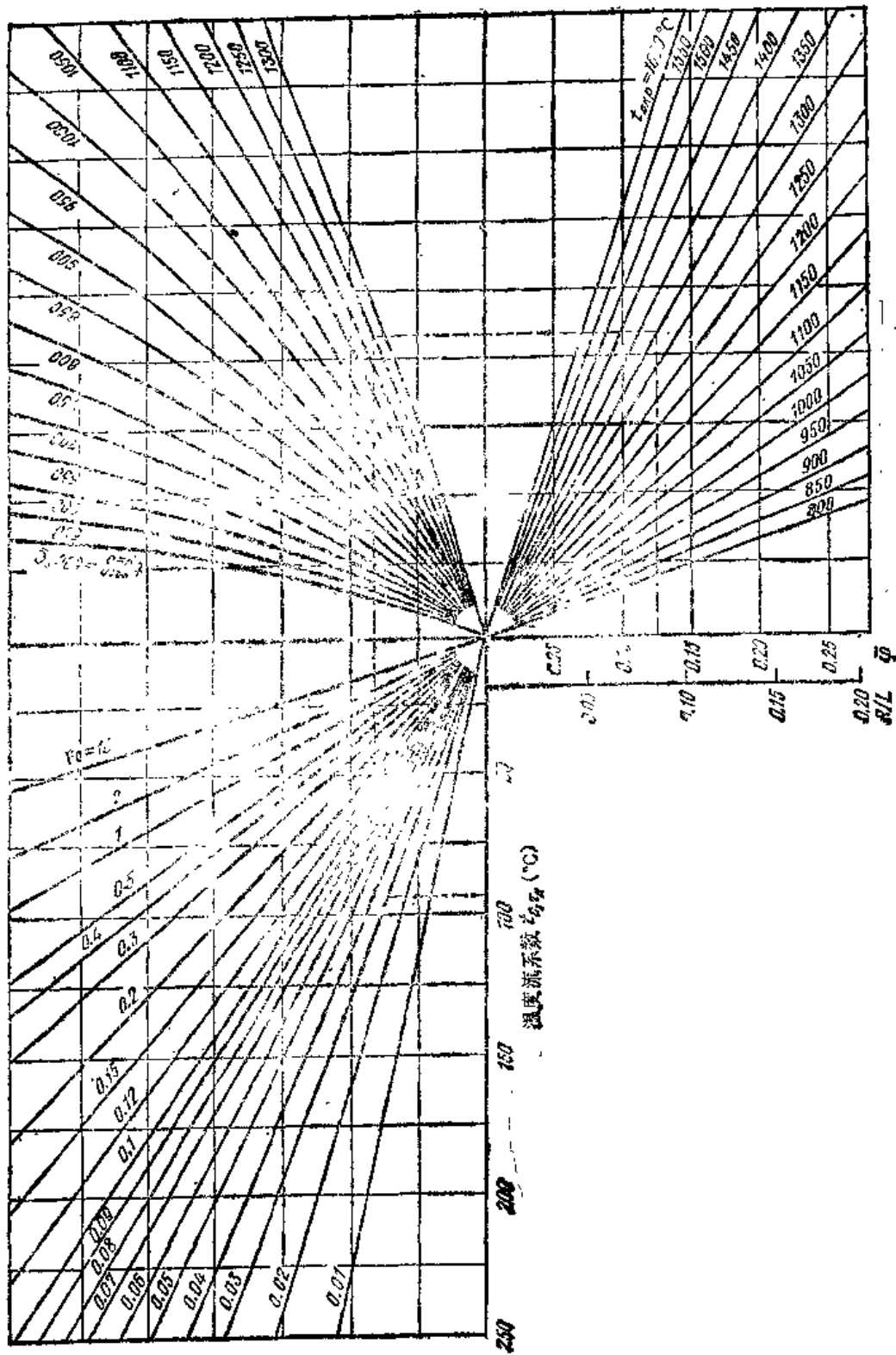


图 13-32 温度流系数 t_{gr} 值

14. 燃料燃烧和炉气成分的计算

14.1 燃料的完全燃烧计算

14.1.1 燃料的性质

加热炉和热处理炉的供热主要使用气体燃料，有时也使用重油。

燃料的基本性质：

发热量—— 1m^3 或 1kg 燃料 \ominus 燃烧时放出的热量。燃料的低发热量 Q_{L}^{P} ——气态燃烧产物的物理热量。燃料高发热量 Q_{H}^{P} ——当燃烧产物冷却到 0°C 时放出的全部热量，即物理热 \oplus 加上燃烧产物中水蒸汽冷凝时放出的热量之和。然而在火焰炉中燃烧产物无论如何也不会冷却到 0°C ，所以 Q_{L}^{P} 是更有意义的物理特性。

理论空气消耗量——燃烧 1m^3 气体燃料或 1kg 油按燃料燃烧计算出来的所必需的空气量。供给 1m^3 气体燃料或 1kg 油实际需要的空气量通常与理论计算不一致，因而应根据工艺上的理由去选择。实际空气需要量与理论空气消耗量之比叫作空气过剩系数 α 。

热量计燃烧温度 t_{K} ——当煤气和空气在实际温度下，并在一定空气过剩系数下燃烧时的燃烧产物温度。当空气过剩系数增大时，热量计温度将降低；而当预热煤气和空气时，热量计温度则升高。

实际燃烧温度 t_{A} ——决定于燃烧时直接向周围介质传热的燃烧过程的持续时间， Γ 及化学的和机械的不完全燃烧情况实际燃烧温度可近似地等于 $t_{\text{A}} = \eta_{\text{LHP}} \cdot t_{\text{K}}$ 。式中 η_{LHP} ——经验高温系数，对于连续式炉（特别是辊底式和步进梁式炉）该系数采用 $0.7 \sim 0.75$ ；对于结构完善的分批式炉为 $0.80 \sim 0.85$ 。

表14-1列出气体燃料主要可燃成分的燃烧特性。

表 14-1 气体燃料主要可燃成分的燃烧特性

可燃成分	燃 烧 反 应	Q_{L}^{P} (kJ, m^3)	理论空气需要量	可燃混合物气体成分 (%)
			(m^3/m^3)	
CO	$\text{CO} + 1/2 \text{O}_2 = \text{CO}_2$	12627	2.38	29.6
H_2	$\text{H}_2 + 1/2 \text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}$	10789	2.38	29.6
CH_4	$\text{CH}_4 + 2 \text{O}_2 = \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$	35830	9.52	9.5
C_2H_2	$\text{C}_2\text{H}_2 + 3 \text{O}_2 = 2 \text{CO}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$	39055	14.22	6.55
C_2H_4	$\text{C}_2\text{H}_4 + 7/2 \text{O}_2 = 2 \text{CO}_2 + 3 \text{H}_2\text{O}$	63786	16.66	5.06
C_3H_4	$\text{C}_3\text{H}_4 + 5 \text{O}_2 = 3 \text{CO}_2 + 4 \text{H}_2\text{O}$	91280	23.30	4.03
C_4H_{10}	$\text{C}_4\text{H}_{10} + 13/2 \text{O}_2 = 4 \text{CO}_2 + 5 \text{H}_2\text{O}$	115975	30.91	3.13
C_6H_{12}	$\text{C}_6\text{H}_{12} + 9 \text{O}_2 = 6 \text{CO}_2 + 6 \text{H}_2\text{O}$	146120	38.08	2.58
H_2S	$\text{H}_2\text{S} + 3/2 \text{O}_2 = \text{H}_2\text{O} + \text{SO}_2$	23154	7.14	12.3

14.1.2 燃烧计算图和绘制方法

燃烧计算图例所使用的燃料是符合企业标准（CTII）的高炉焦炉混合煤气（图14-1）。

\ominus 此处和以下所提到的容积，除特别注明者外均指温度 0°C 和压力 103.3kPa 条件下的容积。

燃烧产物热含量曲线与燃料在各种预热温度下,并在一定空气过剩系数 α 下燃烧热量曲线相交。这些曲线与燃烧产物热含量曲线的交点,在横坐标上的对应点即为燃烧气体的热量计温度值,在纵坐标上的对应点则为在该温度时的燃烧产物热含量。

举例说明怎样正确利用该计算图。

表 14-2 空气和燃烧产物量

成分	燃料			空气				燃烧产物量 (m ³)						
	体积含量 (%)	分子量 (kg)	体积 (m ³)	O ₂ (m ³)	N ₂ (O ₂ × 3.76) (m ³)	共 计 (m ³)	干 气 (m ³)	CO ₂	H ₂ O	SO ₂	O ₂	N ₂	共 计 (m ³)	每 m ³ 煤气 (m ³)
CO ₂	9.2	44	9.2	—	—	—	—	9.2	—	—	—	—	9.2	0.092
CO	20.8	28	20.8	10.4	39.1	49.5	0.190	20.6	—	—	—	39.1	59.9	0.599
H ₂	17.5	2	17.5	8.8	33.1	41.9	0.110	—	17.5	—	—	33.1	50.6	0.506
CH ₄	7.2	16	7.2	14.4	54.2	68.6	0.686	7.2	14.4	—	—	54.2	76.8	0.768
C ₂ H ₄	—	28	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C ₂ H ₆	—	30	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C ₃ H ₈	—	44	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C ₄ H ₁₀	—	58	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C ₆ H ₁₄	—	72	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C _m H _n	0.6	—	0.6	1.8	6.8	8.6	0.086	1.2	1.2	—	—	6.8	9.2	0.092
H ₂ S	—	34	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
O ₂	0.2	32	0.2	-0.2	-0.8	-1.0	-0.01	—	—	—	—	-0.8	-0.8	-0.008
N ₂	12.2	28	12.2	—	—	—	—	—	—	—	—	42.2	42.2	0.422
H ₂ O	2.3	18	2.3	—	—	—	—	—	2.3	—	—	—	2.3	0.023
Σ	100.0	—	100.0	30.2	132.4	167.6	1.676	38.4	35.4	—	—	174.5	248.4	2.484

表 14-3 干、湿煤气发热量

成分	发 热 量	成 分	发 热 量
CO	$12627 \times 20.8 = 262650$	H ₂ S	$23154 \times$
H ₂	$10789 \times 17.5 = 188814$	Σ	752150 kJ
CH ₄	$35830 \times 7.2 = 257981$	干气	
C ₂ H ₄	$59055 \times$	$\frac{\Sigma}{100 - \%H_2O}$	$\frac{752150}{100 - 2.3} = 7725 \text{ kJ/m}^3$
C ₂ H ₆	$63786 \times$	湿气	
C ₃ H ₈	$91288 \times$	$\frac{\Sigma}{100}$	$\frac{752150}{100} = 7520 \text{ kJ/m}^3$
C ₄ H ₁₀	$118675 \times$		
C ₆ H ₁₄	$146120 \times$		
C _m H _n	$71175 \times 0.6 = 42705$		

例1. $Q_p^0 = 7.55 \text{ MJ/m}^3$ 高炉焦炉混合煤气在 $\alpha = 1.1$ 且空气预热至 600°C 情况下燃烧。确定热量计温度 t_{R1} 以及在该条件下燃烧产物的热含量。

表 14-4 物质平衡

支 出	收 入
<p>1. 气体 100m³</p> <p>CO₂ 9.2 × 1.963 = 18.06 CO 20.8 × 1.250 = 26.00 H₂ 17.5 × 0.090 = 1.58 CH₄ 7.2 × 0.716 = 5.16 C₂H₄ × 1.251 = C₂H₆ × 1.342 = C₃H₈ × 1.967 = C₄H₁₀ × 2.593 = C₅H₁₂ × 3.219 = C_mH_n 0.6 × 1.251 = 0.75 H₂S × 1.521 = O₂ 0.2 × 1.428 = 0.29 N₂ 42.2 × 1.250 = 52.75 H₂O 2.3 × 0.804 = 1.85 Σ₁ = 106.44kg</p> <p>2. 空 气</p> <p>O₂ 35.2 × 1.428 = 50.27 N₂ 132.4 × 1.250 = 165.50 Σ₂ = 215.77kg</p> <p>共计 Σ₁ + Σ₂ = 106.44 + 215.77 = 322.21kg</p>	<p>燃 烧 产 物</p> <p>CO₂ 38.4 × 1.963 = 75.38 H₂O 35.4 × 0.804 = 28.46 SO₂ × 2.858 = O₂ × 1.428 = N₂ 174.6 × 1.250 = 218.25 Σ'₁ = 248.4M³; Σ₃ = 322.09kg 误差 (Σ₁ + Σ₂) - Σ₃ = 322.21 - 322.09 = 0.12kg</p> <p>密度 kg/m³</p> <p>干 气 体</p> $\frac{\Sigma_1 - \text{H}_2\text{O}}{100 - \% \text{H}_2\text{O}} = \frac{106.44 - 1.85}{100 - 2.3} = 1.070$ <p>湿 气 体</p> $\frac{\Sigma_1}{100} = \frac{106.44}{100} = 1.064$ <p>燃 烧 产 物</p> $\frac{\Sigma_3}{\Sigma'_1} = \frac{322.09}{248.4} = 1.30$

由图14-1, 查得 $\alpha = 1.1$ 与预热空气600°C曲线的交点, 求得该点对应于横坐标上的热量计温度为2000°C, 对应于纵坐标上的燃烧产物热含量为9.0MJ/m³。

例2. 同例1煤气, 当燃烧产物温度为1450°C和 $\alpha = 1.2$ 时, 确定燃烧产物的热含量。

由图14-1, 查得燃烧产物1450°C和 $\alpha = 1.2$ 曲线的交点, 该点在纵坐标上的对应点即为燃烧产物热含量6.7MJ/m³。

例3. 同例1煤气, 当 $\alpha = 1.6$ 时, 确定干、湿燃烧产物的成分。

由图14-1a, 自横坐标 $\alpha = 1.6$ 点向上引直线与三条曲线相交, 交点所对应的纵坐标查得湿燃烧产物成分: 11.0%CO₂; 10.0%H₂O; 3.5%O₂。而查图14-1b, 得干燃烧产物成分: 12.5%CO₂; 6.7%O₂。

按图14-1, 除举出计算示例外, 还可以获得一系列其它辅助数据:

1) 求煤气和空气预热到某一温度时的燃烧产物热含量和热量计温度。

例如: 确定 $Q_{\text{低}}^{\text{p}} = 7.55\text{MJ/m}^3$ 的煤气, 在 $\alpha = 1.4$ 、空气预热700°C、煤气预热450°C的条件下燃烧产物的热量计温度和热含量。

由图14-1, 自横坐标轴线700°C处引垂线与空气热含量线(5)相交, 取截距 m ; 自横坐标轴线450°C处引垂线与煤气热含量线(4)相交, 取截距 n 。从线6取垂直线段 $m + n$ 引平行于O的直线AB, AB线纵坐标即为该条件下燃烧产物热含量9.85MJ/m³。直线AB与 $\alpha = 1.4$ 斜线的

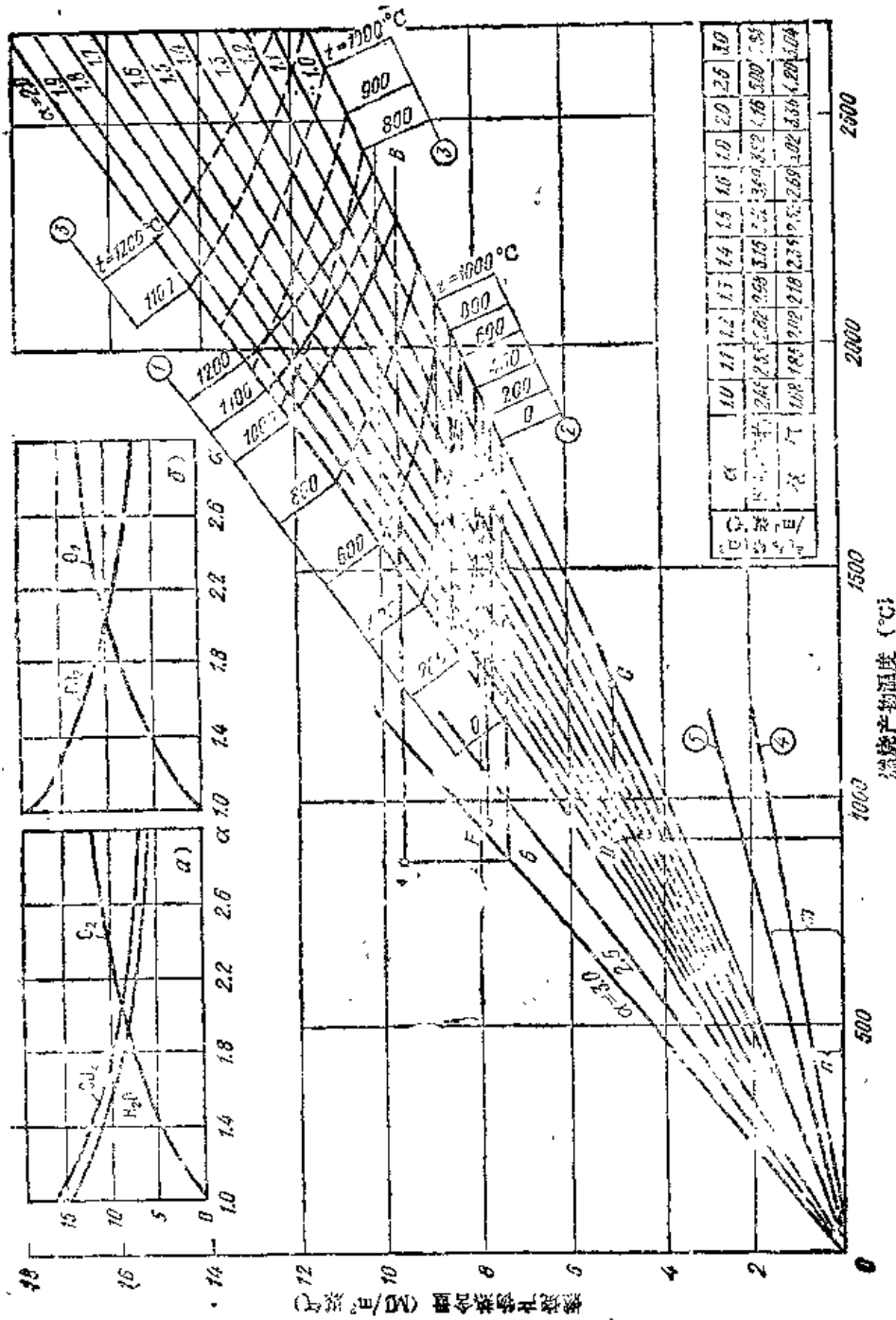


图 14-1 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图
 煤气成分 (体积%) : CO_2 9.2; CO 20.8; H_2 17.5; CH_4 7.2; C_mH_n 0.6; O_2 0.2; N_2 42.2; H_2O 2.8
 煤气容量 (kg/m^3) : 1.07, 干 1.07
 Q_p (MJ/m³) : 湿 7.55, 干 7.73; 燃烧产物: 空气 ($a=1$) 1.30 (kg/m^3)
 各曲线释义:

1—由空气预热器加热后的空气量以燃烧温度 2—燃料, 由法定空气预热器加热 3—空气, 燃料, 顶
 热到相同温度 4—1m³ 湿煤气, 干度 5—当 $a=1$, 6—为燃料 1m³ 煤气加入的空气量 (kg/m³)
 6—燃烧产物 6—丁燃烧产物

表 14-5 $\alpha = 1.0$ 和在不同温度时燃烧产物的热含量

成分	数量 (m^3/m^3 煤气)	下列温度 ($^{\circ}\text{C}$) 时热含量 (kJ/m^3)			
		200	400	600	800
CO_2	0.384	$\times 357.17 = 137$	$\times 772.1 = 296$	$\times 1224.6 = 470$	$\times 1764.9 = 653$
H_2O	0.351	$\times 301.16 = 108$	$\times 626.4 = 222$	$\times 908.8 = 343$	$\times 1354.3 = 472$
O_2		$\times 377.69 =$	$\times 816.8 =$	$\times 1267.3 =$	$\times 1746.7 =$
N_2	1.716	$\times 200.75 = 155$	$\times 528.4 = 922$	$\times 807.2 = 1409$	$\times 1097.4 = 1910$
共 kJ/m^3 气		700	1440	2222	3643

成分	数量 (m^3/m^3 煤气)	下列温度 ($^{\circ}\text{C}$) 时热含量 (kJ/m^3)			
		1000	1200	1500	1800
CO_2	0.384	$\times 2243.5 = 816$	$\times 2716.4 = 1043$	$\times 3503.1 = 1345$	$\times 4374 = 1633$
H_2O	0.351	$\times 1722.0 = 610$	$\times 2132.3 = 755$	$\times 2779.2 = 984$	$\times 3459 = 1274$
O_2		$\times 2237.8 =$	$\times 2735.2 =$	$\times 3197.2 =$	$\times 4262 =$
N_2	1.716	$\times 1707.1 = 2439$	$\times 1704.0 = 2975$	$\times 2175.0 = 3797$	$\times 2654 = 4632$
共 kJ/m^3 气		3895	4773	6126	7564

成分	数量 (m^3/m^3 煤气)	下列温度 ($^{\circ}\text{C}$) 时热含量 (kJ/m^3)			
		2100	2400	2700	3000
CO_2	0.384	$\times 1710 = 1934$	$\times 1929 = 2276$	$\times 6818.2 = 2618$	$\times 7663.1 =$
H_2O	0.351	$\times 1163 = 1474$	$\times 4887.3 = 1730$	$\times 5628.7 = 1992$	$\times 6273.5 =$
O_2		$\times 502.4 =$	$\times 5799 =$	$\times 6509 =$	
N_2	1.716	$\times 1241 = 1453$	$\times 3039.4 = 6339$	$\times 4129.4 = 7210$	$\times 4626.8 =$
共 (kJ/m^3 煤气)		8921	10345	11820	

表 14-6 参加燃烧的空气热含量 (kJ/m^3 煤气)

t ($^{\circ}\text{C}$)	各种 α 值下的热含量			t ($^{\circ}\text{C}$)	各种 α 值下的热含量		
	1.0	0.1	0.2		1.0	0.1	0.2
100	$130.0 \times 1.68 = 218.4$	21.8	43.6	1200	$1719 \times 1.68 = 2882$	288	576
200	$269.8 \times 1.68 = 453.3$	45.3	90.6	1500	$2193 \times 1.68 = 3684$	358	737
300	$395.2 \times 1.68 = 613.3$	60.1	133	1800	$2676 \times 1.68 = 4496$	450	899
400	$531.7 \times 1.68 = 803.3$	80.3	179	2100	$3165 \times 1.68 = 5317$	532	1063
600	$813.0 \times 1.68 = 1367$	137	273	2400	$3651 \times 1.68 = 6150$	615	1224
800	$1117 \times 1.68 = 1860$	186	372	2700	$4181 \times 1.68 = 7024$	702	1405
1000	$1413 \times 1.68 = 2369$	237	474				

表 14-7 各种 α 值下的燃烧产物热含量(kJ/m³煤气)

t (°C)	α										
	1.0	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5	1.6	1.7	1.8	1.9	2.0
200	701	771	841	911	981	1052	1122	1192	1262	1332	1402
400	1441	1585	1729	1873	2017	2162	2306	2450	2594	2738	2882
600	2227	2444	2666	2889	3111	3333	3555	3777	4000	4222	4444
800	3043	3341	3652	3956	4281	4585	4889	5173	5477	5782	6086
1000	3875	4285	4674	5064	5453	5842	6232	6622	7011	7400	7790
1200	4773	5250	5722	6205	6682	7160	7637	8114	8591	9069	9545
1500	6126	6739	7351	7964	8576	9186	9802	10414	11026	11639	12252
1800	7564	8320	9077	9833	10590	11346	12102	12859	13615	14372	15178
2100	8922	9814	10706	11599	12491	13383	14275	15161	16069	16952	17844
2400	10345	11380	12414	13448	14483	15512	16552	17586	18621	19656	20690
2700	11820	13002	14184	15366	16548	17730	18912	20094	21276	22458	23640

表 14-8 煤气热含量

成 分	体 积 (m ³)	下 列 温 度 (°C) 时 的 热 含 量 (kJ)		
		200	400	600
		CO ₂	9.2	× 357.47 = 3289
CO	20.8	× 261.42 = 5138	× 531.7 = 10641	× 814.3 = 16933
H ₂	17.5	× 259.41 = 4540	× 520.8 = 9115	× 784.6 = 13731
CH ₄	7.2	× 351.77 = 2533	× 306.4 = 5806	× 1356.5 = 9763
C ₂ H ₄		× 456.4 =	× 1074.3 =	× 1815.4 =
C ₂ H ₆		× 554.8 =	× 1323.4 =	× 2266.7 =
C ₃ H ₈		× 793.0 =	× 1903.7 =	× 3259.0 =
C ₄ H ₁₀		× 1051.3 =	× 2506.2 =	× 4271 =
C ₅ H ₁₂		× 1302.9 =	× 3096.1 =	× 5271 =
C ₆ H ₁₄	0.6	× 456.4 = 274	× 1074.3 = 645	× 1815.4 = 1089
H ₂ S		× 312.34 =	× 653.2 =	× 1024.9 =
O ₂	0.2	× 267.03 = 54	× 551.0 = 110	× 849.9 = 170
N ₂	42.2	× 260.75 = 11004	× 528.4 = 22297	× 807.2 = 34065
H ₂ O	2.3	× 304.46 = 696	× 626.3 = 696	× 968.8 = 2228
100	m ³	27830 kJ	57576 kJ	89253 kJ
1	m ³	278 kJ/m ³	576 kJ/m ³	898 kJ/m ³

成 分	体 积 (m ³)	下 列 温 度 (°C) 时 的 热 含 量 (kJ)		
		800	1000	1200
		CO ₂	9.2	× 1704.9 = 15685
CO	20.8	× 1109.1 = 23069	× 1412.6 = 29783	× 1723.3 = 35844
H ₂	17.5	× 1053.4 = 18434	× 1328.9 = 13256	× 1511.9 = 28209
CH ₄	7.2	× 1995.4 = 14347	× 2699.2 = 13043	× 3435.7 = 24737
C ₂ H ₄		× 2646.5 =	× 3547.1 =	× 4573 =
C ₂ H ₆		× 3311.8 =	× 4530 =	× 5790 =
C ₃ H ₈		× 4790 =	× 6460 =	× 8256 =
C ₄ H ₁₀		× 6247 =	× 8493 =	× 10727 =
C ₅ H ₁₂		× 7790 =	× 10316 =	× 13197 =
C ₆ H ₁₄	0.6	× 2646.5 = 1588	× 3547.1 = 2128	× 4503 = 2702

(续)

成分	体 积 (m ³)	下列温度(°C)时的热含量(kJ)		
		800	1000	1200
H ₂ S		× 1426.9 =	× 1870.6 =	× 2293.1 =
O ₂	0.2	× 1159.7 = 231.9	× 1477.5 = 295.5	× 1800.7 = 360.1
N ₂	42.2	× 1097.4 = 46309	× 1397.1 = 58959	× 1704.0 = 71810
H ₂ O	2.3	× 1334.3 = 3068.9	× 1722.9 = 3963.6	× 2132.3 = 4904.3
100 m ³		122752kJ	157690kJ	193658kJ
1 m ³		1227kJ/m ³	1577kJ/m ³	1937kJ/m ³

表 14-9 在热量计温度下燃烧产物的热含量 (kJ/m³煤气^①)

t (°C)	$\alpha=1.0$	$\alpha=1.1$	$\alpha=1.2$	$\alpha=1.3$	$\alpha=1.4$	$\alpha=1.5$	$\alpha=1.6$	$\alpha=1.7$	$\alpha=1.8$	$\alpha=1.9$	$\alpha=2.0$
1. 空 气 预 热											
100	7755	8530	9306	10081	10851	11632	12408	13183	13959	14734	15510
200	7975	8772	9570	10368	11165	11962	12760	13558	14355	15152	15950
300	8200	9020	9840	10660	11480	12300	13120	13940	14760	15580	16400
400	8430	9273	10116	10959	11802	12645	13488	14331	15175	16011	16853
600	8904	9794	10685	11575	12466	13356	14246	15137	16021	16912	17808
800	9397	10337	11276	12216	13156	14096	15035	15975	16915	17854	18794
1000	9905	10875	11843	12816	13781	14745	15708	16678	17649	18620	19581
1200	10424	11426	12423	13421	14414	15406	16398	17391	18383	19376	20368
2. 煤 气 预 热											
	200°C	400°C	600°C	800°C	1000°C	1200°C					
	7815	8112	8420	8764	9113	9473					
3. 煤 气 和 空 气 均 预 热											
200	8268	8213	8359	8404	8449	8495	8540	8585	8631	8676	8722
400	9005	9031	9184	9273	9362	9451	9541	9630	9720	9808	9898
600	9798	9933	10070	10207	10344	10481	10618	10755	10892	11029	11165
800	10624	10810	10996	11182	11368	11554	11740	11926	12112	12298	12484
1000	11481	11718	11955	12192	12429	12666	12903	13140	13377	13614	13851
1200	12371	12648	12927	13225	13513	13801	14089	14377	14665	14953	15241

① 按燃烧湿煤气且空气煤气预热时的总热含量确定。

交点在横坐标上的对应点即为上述条件下燃烧产物热量计温度 $t_K = 1880^\circ\text{C}$ 。

2) 解决有关燃料燃烧和热量利用问题。

例1. 同上例煤气, 初始时 $\alpha=1$, 燃烧产物温度为 1250°C , 求将 α 增加到 1.7 后燃烧产物的温度。

由图14-1, 查得燃烧产物温度为 1250°C 和曲线 $\alpha=1.0$ 的交点 C , 由 C 点引出平行于横坐标的直线, 然后与 $\alpha=1.7$ 曲线相交于 D , D 点在横坐标上的对应点即为所求燃烧产物温度 920°C 。

例2. 将初始条件 $\alpha=1.2$ 的燃烧产物稀释降温 (由 1700° 降到 950°C), 求所需冷空气量。

表 14-10 燃烧产物成分

成分	$\alpha = 1.0$			$\alpha = 1.2$			$\alpha = 1.4$			$\alpha = 1.6$		
	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)
CO ₂	38.4	15.5	18.0	38.4	13.6	15.5	38.4	12.2	13.7	38.4	11.0	12.2
SO ₂	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
O ₂	—	—	—	7.0	2.5	2.8	14.1	4.4	5.0	21.1	6.0	6.7
N ₂	174.6	70.3	82.0	201.0	71.4	81.7	227.6	72.2	81.3	254.0	72.9	81.1
H ₂ O	35.4	14.2	—	35.4	12.5	—	35.4	11.2	—	35.4	10.1	—
干	213.0	100.0	—	246.5	100.0	—	280.0	100.0	—	313.6	100.0	—
湿	234.4	—	100.0	281.9	—	100.0	315.4	—	100.0	349.0	—	100.0
成分	$\alpha = 1.8$			$\alpha = 2.0$			$\alpha = 2.2$			$\alpha = 2.4$		
	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)
CO ₂	38.4	10.0	11.0	38.4	9.2	10.1	38.4	8.6	9.3	38.4	8.0	8.6
SO ₂	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
O ₂	23.2	7.3	8.1	35.2	8.5	9.2	42.2	9.4	10.2	49.3	10.2	11.0
N ₂	230.5	73.5	80.9	307.0	73.8	80.7	333.5	74.1	80.5	360.0	74.5	80.4
H ₂ O	35.4	9.2	—	35.4	8.5	—	35.4	7.9	—	35.4	7.3	—
干	347.1	100.0	—	380.0	100.0	—	414.0	100.0	—	447.6	100.0	—
湿	382.5	—	100.0	416.0	—	100.0	449.5	—	100.0	483.0	—	100.0
成分	$\alpha = 2.6$			$\alpha = 2.8$			$\alpha = 3.0$					
	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)	体积 (m^3)	湿的 (%)	干的 (%)			
CO ₂	38.4	7.4	8.0	38.4	7.0	7.5	38.4	6.6	7.0			
SO ₂	—	—	—	—	—	—	—	—	—			
O ₂	55.3	10.9	11.7	63.4	11.5	12.3	70.4	12.0	12.8			
N ₂	333.4	74.9	80.3	412.9	75.1	80.2	433.4	15.3	80.2			
H ₂ O	35.4	6.8	—	35.4	6.4	—	35.4	6.1	—			
干	481.2	100.0	—	514.7	100.0	—	548.2	100.0	—			
湿	516.6	—	100.0	550.1	—	100.0	583.6	—	100.0			

由图 14-1, 查得相当于 $\alpha = 1.2$ 和燃烧产物温度 1700°C 的 E 点, 再由 E 点引出平行于横坐标的直线与相当于燃烧产物温度 950°C 的垂直线相交于 F 点, F 点相当于在 $\alpha = 2.9$ 的直线上。欲求降温所需冷空气量, 则需求出空气过剩系数差 ($\Delta\alpha = 2.9 - 1.2$) 和 $\alpha = 1$ 时燃料燃烧所需的空气量 (见图 14-1 右下表数值为 1.68), 两者乘积: $(2.9 - 1.2) \times 1.68 = 2.86 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ 煤气}$ 即为所需冷空气量。

例 3. 进换热器前燃烧产物温度为 1200°C , $\alpha = 1.2$, 空气预热温度 700°C 。出换热器后 $\alpha = 1.4$, 求燃烧产物出换热器后的温度。

由图 14-1, 查得燃烧产物 1200°C 且 $\alpha = 1.2$ 时的热含量等于 $5.45 \text{ MJ}/\text{m}^3$ 。 700°C 时空气的热含量 (曲线 ⑤) 是 $1.7 \text{ MJ}/\text{m}^3$, 由此查得在热量损失 20% 条件下出换热器后的燃烧产物热含量: $5.45 - (1.7 \times 1.2) \times 1.2 = 3.0 \text{ MJ}/\text{m}^3$ 。而当 $\alpha = 1.4$ 时与该热含量相对应的燃烧

产物温度为620°C。

例4. 求 $\alpha = 1.1$, 燃烧产物温度自1900°C降到1300°C时所必须释放的热量。

由图14-1, 当 $\alpha = 1.1$, 温度为900°C时燃烧产物热含量是8.5MJ/m³, 温度为1300°C时是5.65MJ/m³。必须释放的热量为燃烧产物两项热含量之差, 等于2.85MJ/m³。

例5. 确定 $\alpha = 1.3$, 燃烧产物自0到1400°C的平均比热容。

由图14-1, 当 $\alpha = 1.3$, 温度为1400°C时燃烧产物的热含量是6.83MJ/m³; 当 $\alpha = 1.3$ 时, 每燃烧1m³煤气的燃烧产物量为2.98m³/m³煤气。热含量除以容积和温度商即为平均比热容:

$$6.83 \times 10^3 / 2.98 \times 1400 = 1.63 \text{ kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$$

插例. 确定从0到600°C煤气的平均比热容

当600°C时煤气的热含量(见曲线4)等于0.92MJ/m³, 其平均比热容量为 $0.92 \times 10^3 / 600 = 1.53 \text{ kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$ 。

例6. 确定从0到900°C空气的比热容。

当空气温度为900°C时, 其热含量为(见曲线5)2.22MJ/m³。燃烧1m³煤气所需理论空气量为1.68m³/m³煤气。热含量除以理论空气量和温度的积即为其平均热容量:
 $0.22 \times 10^3 / 1.68 \times 900 = 1.47 \text{ kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$ 。

表14-2~表14-10给出了 $Q_p^0 = 7.55 \text{ MJ}/\text{m}^3$ 高炉焦炉混合煤气的计算示例。

表14-2列出煤气的化学成分。其后是根据(见表14-1)每种气体成分燃烧反应计算出的所需氧气量和燃烧产物生成量。以这些计算为基础确定当 $\alpha = 1$ 时所需要的空气量和燃烧产物生成量。以 $\alpha = 1$ 所需空气量乘以相应的 α 数值, 即为其他 α 值时所需空气量。

为确定各种 α 值时的燃烧产物生成量, 可将 $\alpha = 1$ 时求出的燃烧产物生成量加上相当于欲求 α 和 $\alpha = 1$ 空气量间的差值。

其余表格系以表14-2为基础所进行的补充。在所有这些表格中, 直体数字为定数, 而斜体数字是该例为绘制燃烧计算图(图14-1)计算所得的数据。

为检查所绘制的还未曾使用过的燃烧计算图, 以及对原有计算图的曲线加以补充可以介绍如下的简明作图法。

用该法绘制曲线图只需填写表14-2、14-3和14-5、表14-6中 $\alpha = 1$ 的一栏, 表14-7中 $\alpha = 2.0$ 一栏以及表14-8的数据。

在图14-2上画出一些热含量曲线: 煤气热含量曲线1, 空气热含量曲线2, 当 $\alpha = 1$ 时燃烧产物热含量曲线3以及 $\alpha = 2$ 时燃烧产物热含量曲线4, 相当于湿煤气发热量的水平线5。

在几个位置将线3和线4之间的垂直坐标截距平分为10个等分段($\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3, \alpha_4$ 的点串)。通过这些点的连线, 它们分别为燃烧产物在 $\alpha = 1$ 到1.9间, 每条间隔为0.1的热含量曲线。

由线4上一些点 $B_1 \sim B_6$ ⊖平行于纵坐标引垂线并使引线长度分别等于 $\alpha = 1$ 时相应温度下空气热含量而获得 $B'_1 \sim B'_6$ ⊖点。将 $B'_1 \sim B'_6$ 点连起来得到线6, 此即 $\alpha = 3$ 时燃烧产物热含量曲线。依此类推, 可以画出相当于任何空气过剩系数下的燃烧产物热含量曲线。

⊖ 原文为 $b_1 \sim b_6$, 应为 $B_1 \sim B_6$ 。——译者

⊖ 原文为 $b'_1 \sim b'_6$, 应为 $B'_1 \sim B'_6$ 。——译者

为了绘制空气预热到某种温度下燃烧产物热含量和热量计温度曲线，取等于所选定预热温度（例中为 700°C ）时空气热含量的线段（例中为 n_3 段）并在线5上找到一点（例中 d' 点），从该点引垂线与线3相交（例中交于 d 点），使该点与交点距离（例中 $d'd$ ）等于空气预热到选定温度下的热含量（例中 dd' 长等于 n_3 ）。此垂线与曲线3的交点（例中 d ）就是 $\alpha=1$ 时空气预热到选定温度（例中 700°C ）下燃烧产物的热含量和热量计温度。用 $\alpha=1$ 在新选预热温度下空气的热含量值乘以选定的 α 值之积所取线段长度，用类似上述方法可以找出其余点的热含量值。

通过该方法绘出的点连线（例中从7点通过点串到 d ），该连线就是选定预热温度下空气在各 α 值时燃烧产物热含量和热量计温度曲线。

在绘制预热（例中达 400°C ）煤气后燃烧产物热含量和热量计温度曲线时，由线5任意点（例中 m 点）作坐标截距线使其等于所取预热温度下煤气的热含量线段长，（例中使 mf 等于图14-2中左下角 m 段长）。在举例中通过 f 点平行于横坐标轴线画出直线8，这条直线就是煤气预热到 400°C 后燃烧产物热含量和热量计温度线。

当同时预热煤气和空气时，燃烧产物热含量和热量计温度线的作图法与单独预热空气时的作图法相似。

然而在该条件下不应从线5上去画而是应当从预热煤气的热含量和热量计温度线上去画（例中煤气预热到 400°C ，空气预热到 700°C ——相当于线8），以相当于该温度下预热空气的热含量作为基本截距（例中 $n_3\ominus$ ）。连接以 e 为代表的点串就是空气和煤气都预热时燃烧产物热含量和热量计温度曲线。例中相当于曲线9。

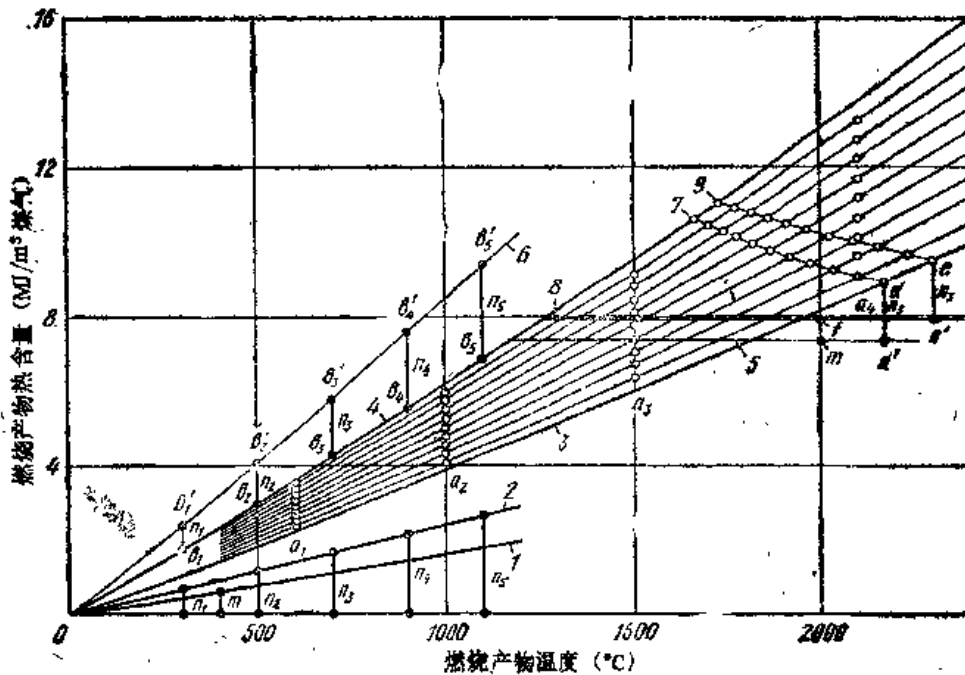


图 14-2 气体燃料燃烧计算图简易作图法示例

（线段的纵坐标应为该煤气的低发热值。——译者）

⊖ 原书文中误为 n_3 ，应为 $n_3\ominus$ 。——译者

14.1.3 气体燃料和重油完全燃烧计算图

在为燃料燃烧计算图提供数据的表 II-1 中列出了燃料成分和发热量。表中末栏注出计算图的图号。图 II-1 至图 II-42 为燃料完全燃烧计算图。除图 II-39 和图 II-40 外, 所有其他图的作图法均与图 14-1 相同。

用图 II-42 所作的三角形图可以确定三元混合煤气的发热量和热量计温度。该图是为高炉煤气 M (见图 II-2)、焦炉煤气 K (见图 II-4) 和天然气 H (见图 II-6) 的混合煤气绘制的。图面内的每一点都代表一定成分的混合煤气。细实线是任意成分的等百分比含量线。三角形的边代表二元混合煤气成分。而三角形顶点代表一种煤气。图面上的点划线代表发热量。粗实线是冷混合煤气和冷空气燃烧热量计温度。面虚线是冷混合煤气与预热到 500°C 空气燃烧时的热量计温度。

举例说明该图的使用方法

例 1. 确定由 28% 高炉煤气、42% 焦炉煤气和 30% 天然气且水分为 2.3% 的湿混合煤气的发热量及其热量计温度。

在图 II-42 上先找出上述成分混合煤气的点, 这个点相对应的湿混合煤气的发热量为 $18.6\text{MJ}/\text{m}^3$, 以冷空气助燃时其热量计温度为 2010°C , 而当空气预热到 500°C 时则是 2310°C 。

例 2. 确定发热量为 $10.0\text{MJ}/\text{m}^3$ 、用冷空气助燃、燃烧产物温度为 1900°C 时混合煤气的成分。

由图 II-42 找出相当于 $10.0\text{MJ}/\text{m}^3$ 点划线与相当于冷空气条件下燃烧产物热量计温度粗实线的交点, 与该点相对应的即为所求的由 58% 高炉煤气、40% 焦炉煤气和 2% 天然气组成的混合煤气。

从上述基础出发, 图 II-39 给出了当 $\alpha = 1$ 时燃烧产物热含量与气体燃料中丙烷、丁烷不同含量之间的关系。当 $\alpha = 1.0$ 时图的上部给出气体燃烧热量计温度值的修正系数。

14.2 气体燃料在富氧空气中的燃烧计算

14.2.1 基本计算公式

当富氧程度相同时, 煤气在富氧空气中燃烧的氧气过剩系数等于实际的空气 (空气加氧气) 用量与理论上认为必需的空气量之比。

氧气在空气中的百分含量是:

$$k = [(0.21v'_B + v_{O_2}) / (v'_B + v_{O_2})] 100 \quad (14-1)$$

式中 v'_B —— 氧气过剩系数 $\alpha_k = 1$ 时, 煤气在富氧空气中燃烧的非富氧空气量 ($\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{煤气}}$);

v_{O_2} —— 纯氧量 ($\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{煤气}}$)。

纯氧量和非富氧空气量可按式确定:

$$v_{O_2} = (21/79)[(k-21)/k]v_B \quad (14-2)$$

$$v'_B = (21/79)[(100-k)/k]v_B \quad (14-3)$$

式中 v_B —— 当 $\alpha = 1$ 时, 在非富氧空气中煤气燃烧的理论空气量 ($\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{煤气}}$)。

当煤气在 $\alpha_k = 1$ 的富氧空气中燃烧时燃烧产物的数量 ($\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{煤气}}$)

$$v'_A = v_A - [(k-21)/k]v_B \quad (14-4)$$

而当 $\alpha_k > 1$ 时

$$v'_A = v_A + (21\alpha/k - 1)v_B \quad (14-5)$$

⊖ 原书为 D , 应为 H 。——译者

式中 v_{H} ——当以 $\alpha_{\text{B}}=1$ ，在非富氧空气中燃烧时燃烧产物的数量 ($\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{煤气}}$)。

14.2.2 高炉和焦炉混合煤气在富氧空气中的燃烧计算

为了高炉和焦炉混合煤气燃烧计算所绘制的计算图是图 II-43 至图 II-59。按照这些计算图，当煤气发热量、空气中富氧程度和空气或氧气过剩系数为已知时，可以确定以下参数：空气量、纯氧量、燃烧产物和烟道吸入空气的数量；如果已知燃烧产物的温度可求其热含量，或已知燃烧产物的热含量而求其温度；如果已知燃烧产物的 α 或 $\text{O}_2\%$ ，可求吸入空气量或者反之[⊖]；已知吸入空气量，可求 α 或 $\text{O}_2\%$ ；在 $\alpha=1$ 至 1.2 条件下任意 α 以及 $\text{CO}_2\%$ ，可求燃烧产物中 $\text{O}_2\%$ 。

煤气的热含量按图 II-11 至图 II-21 确定。

当 α 为任意值时，确定燃烧产物中的空气和氧气量，当 $\alpha=1.0\sim 1.2$ 时按图 II-43~II-46 求燃烧产物中 $\text{O}_2\%$ 和 $\text{CO}_2\%$ 量。

煤气燃烧的热量计温度和相应的热含量按图 II-47~图 II-48 确定。一定发热量的煤气，其燃烧产物热含量曲线与预热空气或煤气曲线的交点相应为它们的热含量和热量计温度值。

由烟道吸入的附加空气量按空气过剩系数的变化来确定（见图 II-59），而不是决定于最初的空气过剩系数。附加的空气量同样也按照湿燃烧产物中 $\text{O}_2\%$ 量确定（见图 II-43），但是该图只适用于煤气以 $\alpha_{\text{K}}=1.0$ 开始燃烧的情况。

如果煤气在 $\alpha_{\text{K}}=1.0\sim 1.2$ 情况下燃烧，而随后被吸入的空气将 α_{K} 值增大，那么形成的燃烧产物数量就是开始时燃烧产物的体积（由图 II-43 或 II-45）与吸入空气数量的总和（见图 II-59）。

为了确定 $\alpha>1$ 时的燃烧产物热含量，如果已知它们的温度，那么一定氧气过剩系数下的热含量（见图 II-47 或 II-58）应补加吸入空气的热含量（见图 II-54）。空气热含量也可用另外的方法加以确定。按图 II-59 可查出在每 m^3 煤气的附加空气量，而按图 II-43 则可查出每 m^3 煤气燃烧产物的数量。随后，按图 II-59 根据每 m^3 燃烧产物的附加空气量和已知温度，确定 $\alpha=1$ 条件下燃烧产物的温度。最后再按图中相当于 $\alpha=1$ 时氧与空气混合物中的 $\text{O}_2\%$ 量进行煤气的燃烧计算（图 II-43，II-50，II-53，II-56，II-57）并求出与该温度相对应的热含量。

按照图 II-59，如果已知燃烧产物的开始温度，也可确定用冷空气稀释后的燃烧产物温度。此时，吸入的冷空气温度取等于 0°C 。

例1. 燃料——发热量为 $9.63^{\ominus}\text{MJ}/\text{m}^3$ 的高炉和焦炉混合煤气。富氧空气含氧量 26.3%。煤气在 $\alpha_{\text{K}}=1.1$ 条件下燃烧：

A) 按图 II-43 确定空气消耗量 v_{B} ：当 $\alpha=1.0$ 时 $v_{\text{B}}=1.64\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{煤气}}$ ；当 $\alpha=1.1$ 时 $v_{\text{B}}=1.64\times 1.1=1.8\text{m}^3/\text{m}^3_{\text{煤气}}$ 。

B) 按图 II-44 确定氧气消耗量 v_{O_2} ：当 $\alpha=1.0$ 时 $v_{\text{O}_2}=0.118\text{m}^3/\text{m}^3$ ；当 $\alpha=1.1$ 时 $v_{\text{O}_2}=0.118\times 1.1=0.13\text{m}^3/\text{m}^3$ 。

B) $\alpha_{\text{B}}=1.2$ 条件下计算附加空气量和确定燃烧产物量

按图 II-45 查出燃气发热量 $9.63^{\ominus}\text{MJ}/\text{m}^3$ 以及 $\alpha=1.1$ 燃烧时， $v_{\text{H}}=2.71\text{m}^3/\text{m}^3$ 。

[⊖] 原书此处标点误为“；”号。——译者

[⊙] 原书误为 9.6。——译者

按图 II-59 当 α 为 0.1 时吸入的附加空气量是 $0.22\text{m}^3/\text{m}^3$ ，所以当 $\alpha=1.2$ 时燃烧产物的总数量 $v_d = 2.71 + 0.22 = 2.93\text{m}^3/\text{m}^3$ 。

用类似方法确定其他空气过剩系数下的燃烧产物量。 $\alpha=1.4$ 时 (α 的增量为 0.3)， $v_d = 2.71 + 0.66 = 3.37\text{m}^3/\text{m}^3$ 。当 $\alpha=1.6$ 时 (α 的增量为 0.5)， $v_d = 2.71 + 1.10 = 3.81\text{m}^3/\text{m}^3$ 。

G) 当煤气预热到 1250°C 时，煤气物理热由图 II-16 和图 II-17 查得是 $2.09\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。

空气的物理热是由一系列乘积求得的。在本例中是空气消耗量乘以按表 V-5 所查出的平均比热容，再乘以预热温度 1200°C ： $1.8 \times 1.44 \times 1200 \times 10^{-3} = 3.11\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。

燃烧 1m^3 煤气所获得的全部热量是 $9.63 + 2.09 + 3.11 = 14.83\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。

热量也可以用下列方式确定：按图 II-48 和图 II-51，用内插法查出煤气在含氧量 26.3% 的富氧空气中且只将空气预热到 1200°C 燃烧时，其热量为 $12.7\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。至于煤气单独预热到 1250°C ，其燃烧热量则为 $11.7\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。煤气的物理热是 $11.7 - 9.63 = 2.07\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。

燃烧 1m^3 煤气的总热量为 $12.7 + 2.07 = 14.77\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。

Д) 当温度为 1750°C 时，确定燃烧产物所带走的热量。煤气在 $\alpha_k = 1.1$ 时开始燃烧，然后用空气稀释到 $\alpha_k = 1.2$ 。

在图 II-48 中，当 25% O_2 和 $\alpha_k = 1.1$ 时，燃烧产物的热含量是 $7.9\text{MJ}/\text{m}^3$ 。用内插法求出 $\alpha_k = 1.1$ 时煤气在含 26.3% O_2 的富氧空气中燃烧时的燃烧产物热含量是：

$$8.27 - \frac{8.27 - 7.9}{27 - 25} \times (26.3 - 25) = 8.27 - 0.23 = 8.04\text{MJ}/\text{m}^3 \text{ 煤气}$$

由图 II-59，在温度为 1750°C 条件下空气过剩系数增加 0.1，附加空气的热含量等于 $0.59\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。而当 $\alpha = 1.2$ 时，燃烧产物热含量是 $8.04 + 0.59 = 8.63\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。

例 2. 以 $Q_p^0 = 11.1\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气在含 27% O_2 以及 $\alpha = 1.0$ 的富氧空气中燃烧，求其燃烧产物热含量和由烟道吸入的空气量。吸入空气后燃烧产物中含氧为 4.4%，燃烧产物温度为 1400°C 。

按图 II-43 查出吸入空气量为 $0.73\text{m}^3/\text{m}^3$ 煤气。

按图 II-59 查出吸入空气的热含量等于 $1.51\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气，而 $\alpha = 1.28$ 。

按图 II-50 查出，当 $t = 1400^\circ\text{C}$ 和 $\alpha = 1.0$ 时燃烧产物热含量是 $6.36\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。燃烧产物全部热含量是 $6.36 + 1.51 = 7.87\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。也可以按图 II-43 查出吸入空气量 ($0.73\text{m}^3/\text{m}^3$ 煤气) 和燃烧产物量 ($2.77\text{m}^3/\text{m}^3$ 煤气)， $0.73/2.77 = 0.26\text{m}^3/\text{m}^3$ 燃烧产物。

按图 II-59，吸入冷空气之前燃烧产物温度为 1690°C ，而按图 II-50 与该温度对应的燃烧产物热含量等于 $7.87\text{MJ}/\text{m}^3$ 。

例 3. 如果热交换前气体状态与例 2 相同，热交换之后燃烧产物温度是 800°C ，且 $\alpha = 1.6$ ，求热交换遗留的热量。

按图 II-59，在 α 增加 0.6 的情况下，确定吸入空气的热含量 ($1.72\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气)。而按图 II-50，当 $\alpha = 1.0$ 时确定燃烧产物的热含量 ($3.42\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气)。热交换之后热含量为 $1.72 + 3.42 = 5.14\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气；在热交换中遗留的热量为 $7.87 - 5.14 = 2.73\text{MJ}/\text{m}^3$ 煤气。

例 4. $Q_p^0 = 10.9\text{MJ}/\text{m}^3$ 的煤气，在 $\alpha = 1.0$ 且含氧 27% 的富氧空气中燃烧。吸入冷空气之后，空气过剩系数 $\alpha = 1.4$ ，如果稀释前的温度是 1700°C ，求用冷空气稀释后的燃烧产物

温度。

按图 II-59 确定吸入空气量 ($0.76\text{m}^3/\text{m}^3$ 煤气), 而按图 II-45——当 $\alpha=1.1$ 时确定湿燃烧产物量 ($2.92\text{m}^3/\text{m}^3$ 煤气)。

吸入空气量 $0.76/2.92=0.26\text{m}^3/\text{m}^3$ 燃烧产物。按图 II-59, 用冷空气稀释之后燃烧产物温度是 1415°C 。

14.2.3 天然气在富氧空气中的燃烧计算

$Q_p^0=35.0\text{MJ}/\text{m}^3$ 的天然气在富氧空气中燃烧的计算结果 (见图 II-6) 汇编于图 II-60 至图 II-67。

由于煤气和重油每发生 1MJ 的燃烧热所消耗的空气或纯氧量 (在 α 相同时) 几乎相等, 所以上述图表可用于混合煤气与重油的燃烧计算, 以确定总发热量中某种煤气的消耗量。该种煤气燃烧时取 $\alpha=1.1$, 而重油燃烧时 (计入雾化空气) 取 $\alpha\approx 1.15$ 。

在上述条件下, 煤气和重油每发生 1MJ 的燃烧热, 在炉膛中生成的燃烧产物量也相等。

所提供的这些计算图也可用于在富氧空气中仅燃烧 $Q_p^0=39.65\text{MJ}/\text{kg}$ 的重油, 而且可按 1m^3 煤气相当于 $35.0/39.65=0.882\text{kg}$ 重油折算成某一种煤气的燃烧热, 其误差不大于 4% 。但是重油燃烧时, 在计算图中其空气过剩系数必须比要求的 α 值减小 0.05 , 例如从 $\alpha=1.25$ 减小到 $\alpha=1.20$ 。

炉膛内的燃烧产物量 (见图 II-61) 按煤气在富氧空气中的燃烧条件计算 ($\alpha=1.1$)。炉子系统吸入的空气按煤气在非富氧情况下理论燃烧所必须的数量计算。燃烧产物的密度由 1.23 (当 $\alpha=1.0$ 时) 到 1.27 (当 $\alpha=2.5$ 时)。

14.3 气体燃料的不完全燃烧计算

在平衡条件下, 当温度高于 800°C 时燃烧产物的成分取决于水煤气反应。在平衡条件下甲烷的浓度很小, 以致在计算中可不加考虑。天然气在 $\alpha\leq 0.25$ 条件下及重油在 $\alpha\leq 0.38$ 条件下燃烧时可以生成平衡碳, 而当以 CO 和 H_2 为主要成分的煤气燃烧时则不生成碳。

当计算燃料不完全燃烧产物的成分时, 可以建立碳、氢与氧的平衡以求解关于 V_{CO_2} 的平衡方程式:

$$V_{\text{CO}} = V_{\text{CO}_2}^0 - V_{\text{CO}_2} \quad (14-6)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\text{CO}_2}^0 + V_{\text{H}_2\text{O}}^0 - V_{\text{CO}_2} - 2(1-\alpha)V_{\text{O}_2}^0 \quad (14-7)$$

$$V_{\text{H}_2} = V_{\text{CO}_2} + 2(1-\alpha)V_{\text{O}_2}^0 - V_{\text{CO}_2}^0 \quad (14-8)$$

式中 V_{CO_2} 、 V_{CO} 、 $V_{\text{H}_2\text{O}}$ 和 V_{H_2} ——气体不完全燃烧时产生的 CO_2 、 CO 、 H_2O 和 H_2 的体积 (m^3/m^3 煤气);

$V_{\text{CO}_2}^0$ 、 $V_{\text{H}_2\text{O}}^0$ ——气体完全燃烧时生成的 CO_2 和 H_2O 的体积 (m^3/m^3 煤气);

$V_{\text{O}_2}^0$ ——当 $\alpha=1.0$ 时由空气带入的氧气体积 (m^3/m^3 煤气)。

水煤气反应平衡方程:



水煤气反应平衡常数等于:

$$K = P_{\text{CO}}P_{\text{H}_2\text{O}}/P_{\text{CO}_2}P_{\text{H}_2} = V_{\text{CO}}V_{\text{H}_2\text{O}}/V_{\text{CO}_2}V_{\text{H}_2} \quad (14-10)$$

水煤气反应平衡常数 K 与温度之间的关系如下:

$t(^{\circ}\text{C})$	600	700	800	820	900	1000	1100	1200	1300	1400
-----------------------	-----	-----	-----	-----	-----	------	------	------	------	------

K 0.408 0.646 0.935 1.000 1.27 1.656 2.065 2.506 2.965 3.43

将 V_{CO} 、 V_{H_2O} 和 V_{H_2} 代入公式(14-10)，解关于 V_{CO_2} 方程式，得：

$$V_{CO_2} = \frac{-B + \sqrt{B^2 + 4(K-1)V_{O_2}^0 [V_{O_2}^0 + V_{H_2O}^0 - V_{O_2}^0(1-\alpha)]}}{2(K-1)} \quad (14-11)$$

式中 $B = V_{H_2O}^0 - (K-2)V_{CO_2}^0 + 2V_{O_2}^0(1-\alpha)(K-1)$ 。

当 $\alpha = 1.0$ 气体完全燃烧时得出 $V_{H_2O}^0$ 、 $V_{CO_2}^0$ 和 $V_{O_2}^0$ 的基本计算值，并给定出水煤气反应平衡常数就可以按公式(14-11)求一定空气过剩系数下气体不完全燃烧的 V_{CO_2} 含量。而后按公式(14-6)~公式(14-8)确定CO、 H_2O 和 H_2 在燃烧产物中的相应含量。

燃烧产物中的氮气量按下式确定：

$$V_{N_2} = V_{N_2}^0 \alpha + V_{N_2}^* \quad (14-12)$$

式中 $V_{N_2}^0$ ——气体燃料中氮气含量 (m^3/m^3 煤气)；

$V_{N_2}^*$ ——当 $\alpha = 1.0$ 时由空气带入的氮气量 (m^3/m^3 煤气)；

$V_{N_2}^* = 0.79L_0 = 3.762V_{O_2}^0$ 。

式中 L_0 为当 $\alpha = 1.0$ 时的理论空气量。

当 $\alpha \leq 1.0$ 时，湿燃烧产物量：

$$V_1^* = V_{CO_2}^0 + V_{H_2O}^0 + V_{N_2}^* \alpha + V_{N_2}^* = V_{CO_2}^0 + V_{H_2O}^0 + V_{N_2}^* \quad (14-13)$$

为求出干燃烧产物量，把湿燃烧产物量减去水蒸气量，即：

$$V_{干}^* = V_1^* - V_{H_2O}^0 = V_{CO_2}^0 + V_{H_2} + V_{N_2}^* \quad (14-14)$$

气体燃料不完全燃烧的计算结果列于图II-68~图II-81。这些图的绘制原则和它们的使用方法与燃料完全燃烧计算图相同(见14.1节)。

图14-3列举出常用的气体燃料燃烧产物当温度为 $1000 \sim 1300^\circ C$ ($K = 3.0$)时 CO/CO_2 和 H_2/H_2O 的比值同空气过剩系数之间的关系。

气体燃料不完全燃烧放出的热量与完全燃烧放出的热量之比即 $Q_{干}^*/Q_{干}^0$ 和 α 的关系列入图14-5。

在不考虑散热损失的条件下，上述燃料不完全燃烧产物热量计温度 t_0 与 α 之间的关系如图14-4。

利用图14-6可以确定在各种 α 值下为得到 1700 、 1800 和 $1900^\circ C$ 的热量计温度值所必需的空气预热温度和煤气发热量之间的关系。

图14-7给出了煤气发热量与空气过剩系数之间的关系。在该种条件下，不完全燃烧产物中的 $CO/CO_2 = 3.0$ 而 $H_2/H_2O = 1.0$ 即能保证无氧化加热。还给出了在保证无氧化加热的空气过剩系数下，为了得到 1700 、 1800 、 $1900^\circ C$ 的燃烧温度所要求的空气预热温度。

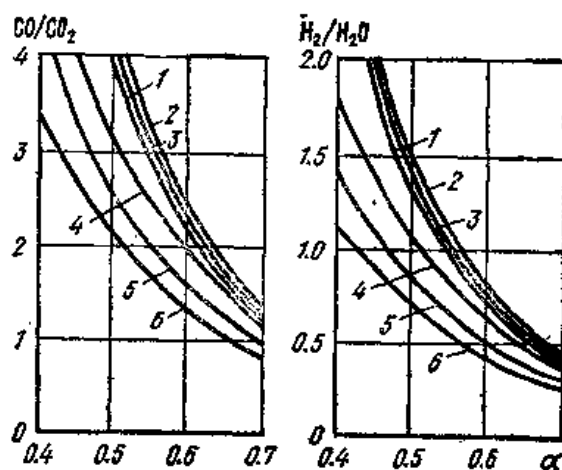


图 14-3 气体燃料燃烧产物中 CO/CO_2 和 H_2/H_2O 比值与空气过剩系数的关系

1—含油天然气 $Q_{干}^0 = 51.1MJ/m^3$ 2—天然气 $Q_{干}^0 = 35.0MJ/m^3$ 3—天然气和焦炉煤气混合气 $Q_{干}^0 = 30.20MJ/m^3$ 4—焦炉煤气 $Q_{干}^0 = 17.17MJ/m^3$ 5—高炉煤气和焦炉煤气混合气 $Q_{干}^0 = 12.35MJ/m^3$ 6—同上, $Q_{干}^0 = 10.11MJ/m^3$

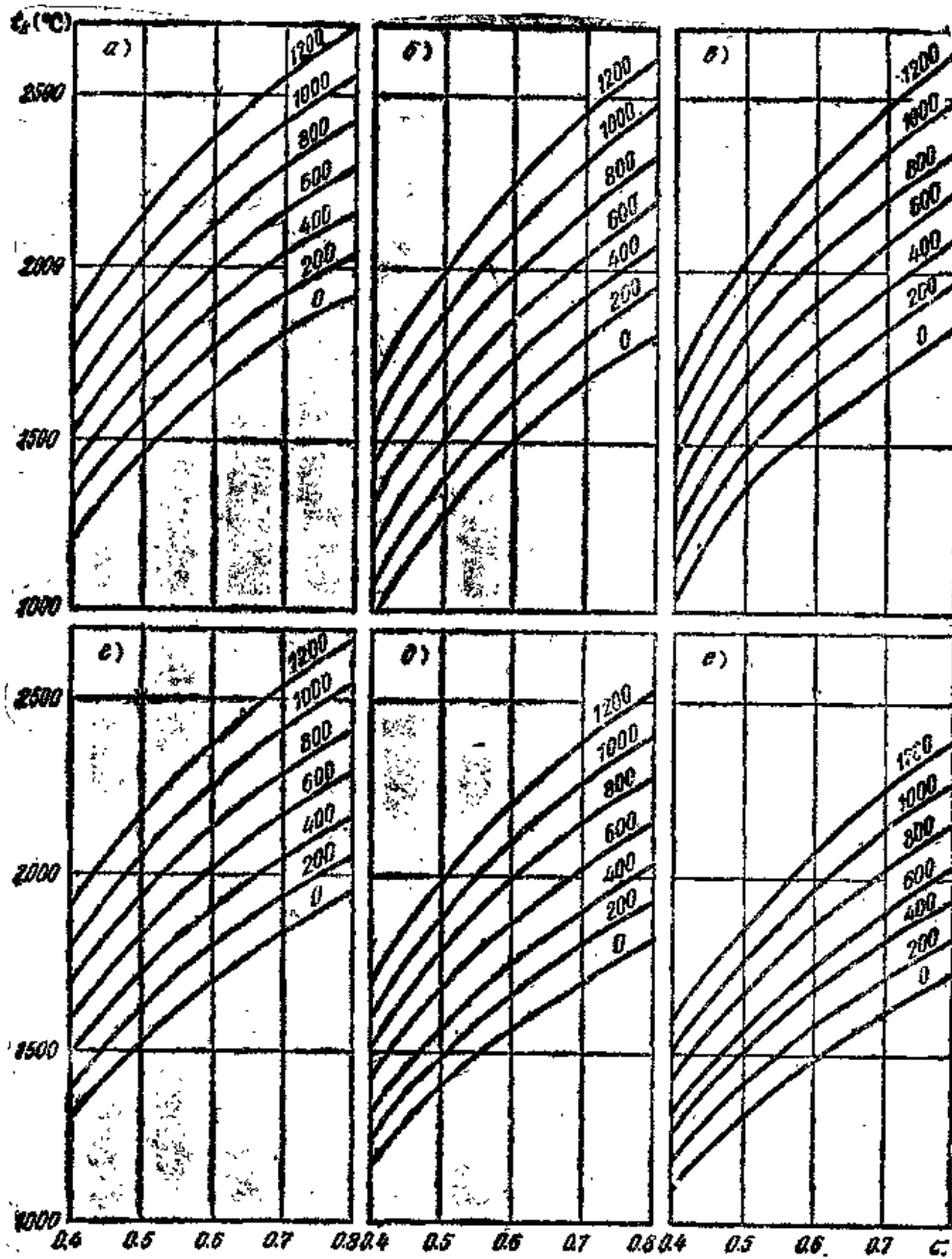


图 14-4 热量计温度 t_c 与空气预热温度 t_a 以及空气过剩系数的关系

a—含油天然气 $Q_p^0 = 51.1 \text{ MJ/m}^3$ b—天然气 $Q_p^0 = 35.0 \text{ MJ/m}^3$ c—天然气和焦炉煤气混合气 $Q_p^0 = 30.2 \text{ MJ/m}^3$
 d—焦炉煤气 $Q_p^0 = 17.10 \text{ MJ/m}^3$ e—高炉煤气与焦炉煤气混合气 $Q_p^0 = 12.55 \text{ MJ/m}^3$
 f—同上, $Q_p^0 = 10.10 \text{ MJ/m}^3$

[图中数字为 t_a (°C)]

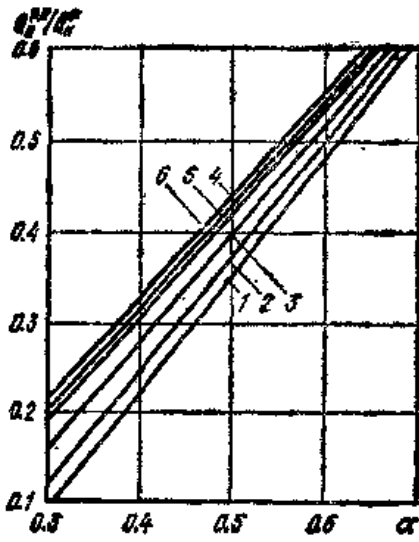


图 14-5 煤气不完全燃烧发热量 Q_p^i 和煤气完全燃烧发热量 Q_p^c 之比与空气过剩系数 α 的关系
(符号见图14-3)

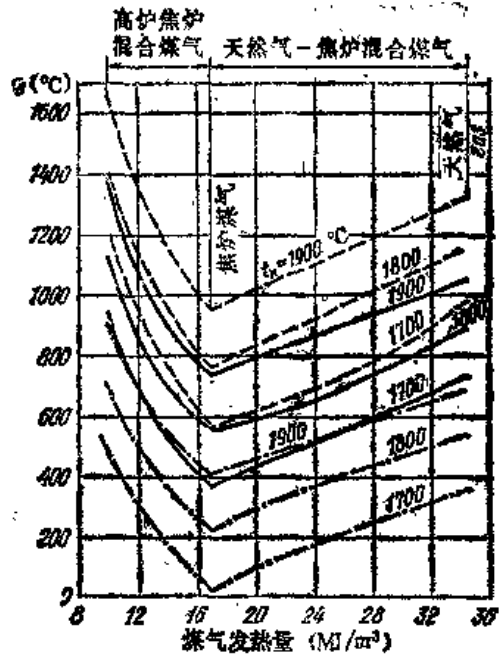


图 14-6 在不同空气过剩系数下为获得 $t_p = 1700、1800$ 和 1900°C 热量计温度所必需的空气预热温度和煤气发热量之间的关系
(虚线 $\alpha = 0.45$; 实线 $\alpha = 0.5$; 点划线 $\alpha = 0.6$)

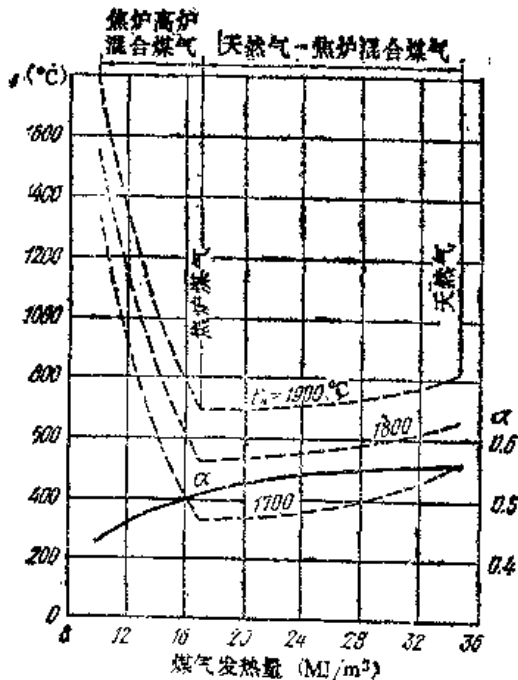


图 14-7 $\text{CO}/\text{CO}_2 = 3.0, \text{H}_2/\text{H}_2\text{O} = 1.0$ 的燃烧产物获得 $t_p = 1700、1800、1900^\circ\text{C}$ 的空气过剩系数值与空气预热温度之间的关系

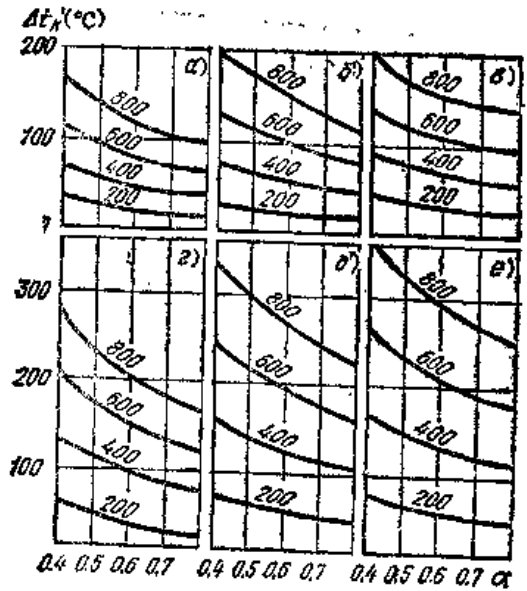


图 14-8 热量计温度值与空气预热温度以及空气过剩系数的关系
a—含油天然气 $Q_p^c = 51.1\text{MJ}/\text{m}^3$ b—天然气 $Q_p^c = 35.0\text{MJ}/\text{m}^3$
c—天然气和焦炉煤气混合气 $Q_p^c = 30.20\text{MJ}/\text{m}^3$ d—焦炉煤气 $Q_p^c = 12.33\text{MJ}/\text{m}^3$
e—高炉煤气和焦炉煤气混合气 $Q_p^c = 10.10\text{MJ}/\text{m}^3$
(图中数字为空气预热温度 t_p (°C))

各种气体燃料在 α 值不同时, 不完全燃烧热量计温度的增高同气体预热温度的关系见图14-8。

减少燃烧产物中的氮含量使燃料在富氧空气中能有效地燃烧, 而且随之使燃烧温度提高。

图14-9给出天然气 ($Q_p^\circ = 35.0\text{MJ/m}^3$) 不完全燃烧的热量计温度与空气中含氧量、 α 及 t_a 的关系。

14.4 炉内可控气氛的计算

由 CO 、 CO_2 、 H_2 、 H_2O (蒸汽) 和 N_2 组成专门的可控气氛。这些气氛与钢中的铁相作用, 在低于 570°C 的温度下进行反应;

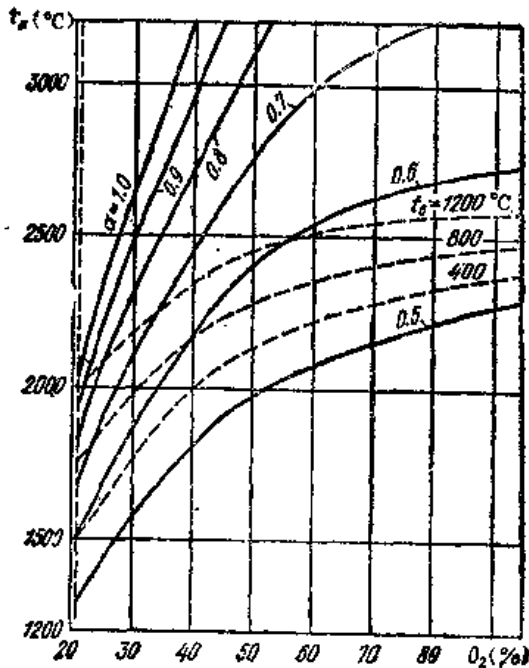


图 14-9 $Q_p^\circ = 35.0\text{MJ/m}^3$ 的天然气不完全燃烧时热量计温度与富氧空气过剩系数 α 和空气预热温度 t_a 之间的关系 (实线为 $t_a = 0^\circ\text{C}$; 虚线为 $\alpha = 0.5$)

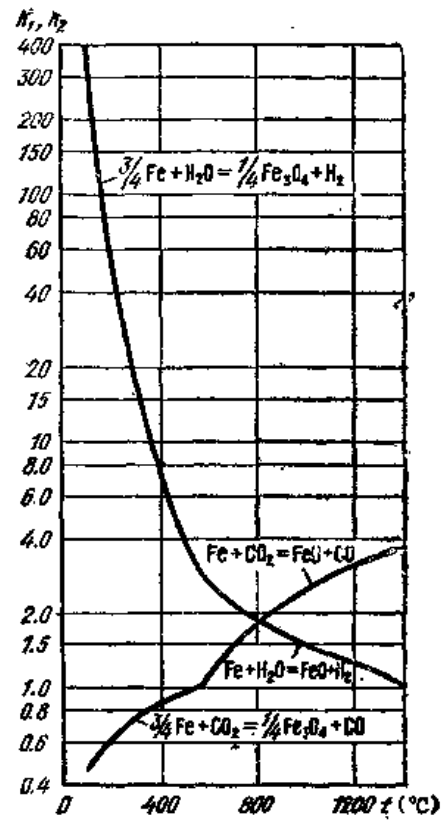
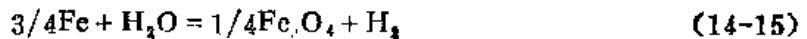


图 14-10 H_2 - H_2O 和 CO - CO_2 与铁的平衡图



而在 570°C 以上时:



铁的氧化, 无氧化加热或氧化铁被还原, 均取决于炉内气氛的成分。式 (14-17),

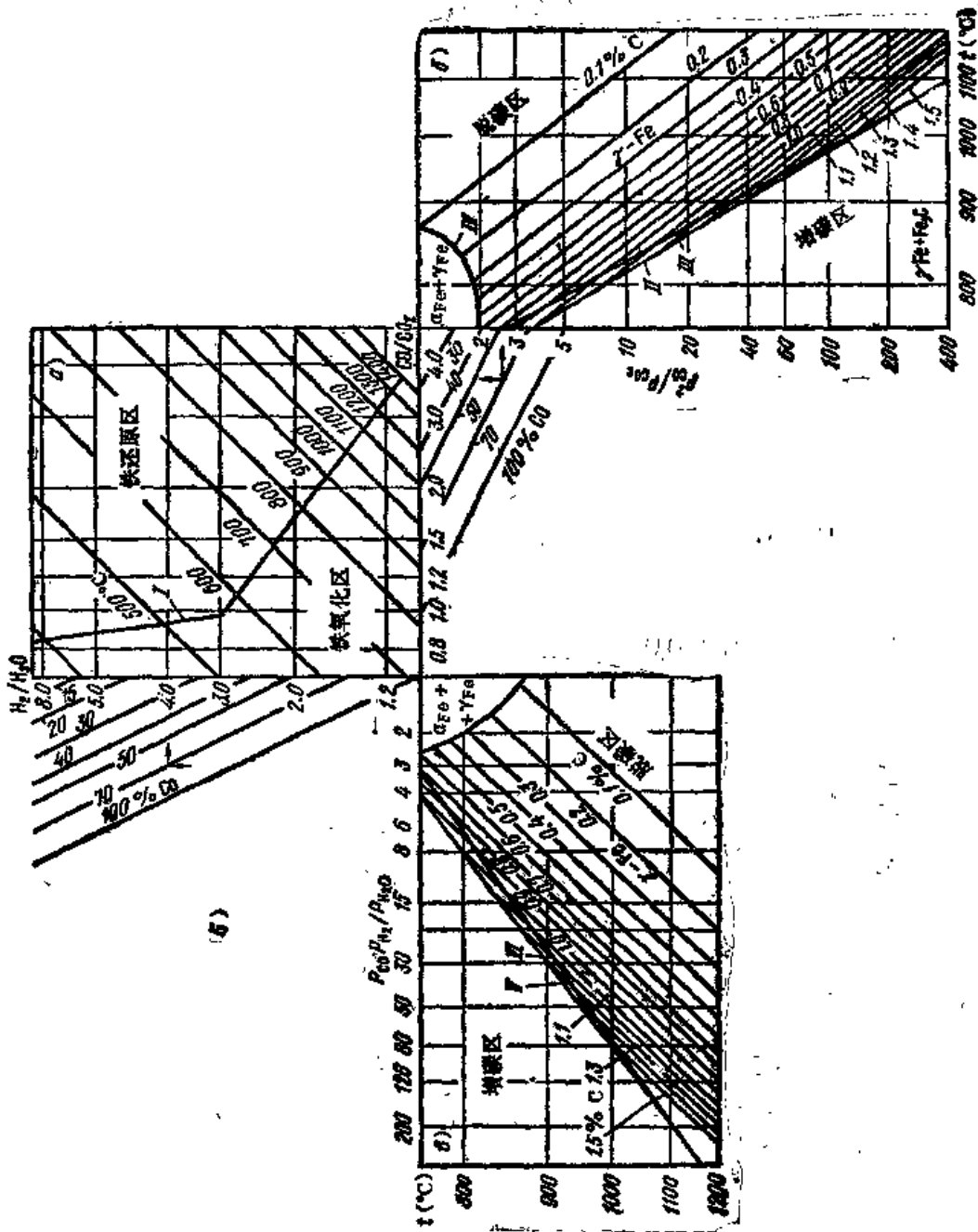


图 14-11 含H₂、H₂O、CO和CO₂的炉气氛与铁的平衡图

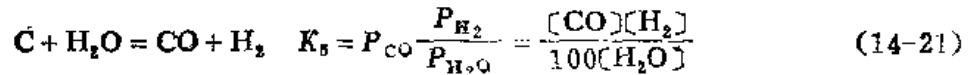
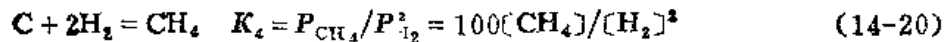
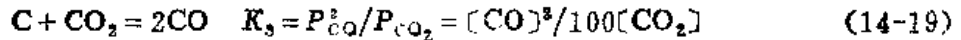
式(14-18)反应的方向则决定于 H_2/H_2O 和 CO/CO_2 的比值以及它们的平衡反应常数 \ominus ,

$$K_1 = P_{H_2}/P_{H_2O} = [H_2]/[H_2O]$$

$$K_2 = P_{CO}/P_{CO_2} = [CO]/[CO_2]$$

如果 $H_2/H_2O > K_1$ 和 $CO/CO_2 > K_2$, 那么钢不发生氧化。 K_1 和 K_2 值与温度的关系如图14-10。

二氧化碳与一氧化碳、以及氢与水蒸气之比是按式(14-9)水煤气反应确立的气氛与钢中的碳进行如下可逆反应,



当反应自左向右进行时, 即 $[CO]^2/100[CO_2] < K_3$; $100[CH_4]/[H_2]^2 < K_4$; $[CO][H_2]/100[H_2O] < K_5$ 条件下, 钢发生脱碳。

钢在不同温度和不同含碳量情况下, 与不同成分的含 H_2 、 H_2O (水气)、 CO 、 CO_2 和 N_2 的炉气氛之间的可逆反应关系具有图14-11的形式。

图14-11a示出在不同温度下比值 H_2/H_2O 和 CO/CO_2 的水煤气反应平衡线, 以及相应的钢的不氧化曲线I。当比值 H_2/H_2O 和 CO/CO_2 在曲线I下部区域时, 钢将发生氧化; 如在曲线I上部区域时, 将发生铁的还原[式(14-15)、式(14-16)]。

图14-11b示出当钢中存在活性碳及钢在各种含碳量条件下按式(14-11)反应的平衡线。直线II——按 $CO_2 + Fe_3C \rightleftharpoons 2CO + 3Fe$ 的反应保持渗碳体平衡, 而线III——部分碳(石墨)依 $CO_2 + C(石墨) \rightleftharpoons 2CO$ 的反应式保持平衡。

任意的 $P_{CO}^2/P_{CO_2} = [CO]^2/100[CO_2]$ 值, 在某一温度下仅对一定含碳量的钢是平衡的。所以图中每一条线仅代表所标含碳量的钢按反应式 $CO_2 + C(\gamma_{Fe}) \rightleftharpoons 2CO$ 处于平衡状态。式中 $C(\gamma_{Fe})$ ——表示奥氏体中的含碳量。

直线III上部区域为脱碳范围, 直线III下部区域——在该区域内对于一定含碳量的钢是增碳的。

图中直线II的下部区域形成奥氏体 γ_{Fe} 和碳化铁 Fe_3C 的固溶体。该线上部区域表示只存在奥氏体。图14-11b左上角线IV所围成的区域相当于 α_{Fe} 和 γ_{Fe} 的固溶体。

代表一定含碳量的直线与直线II的交点对该含碳量来说, 该点相当于铁-碳平衡图上(由奥氏体开始析出渗碳体)碳在奥氏体中的溶解度极限。一定含碳量的直线与线IV的交点相当于铁-碳平衡图上纯铁向奥氏体的转变点。

图14-11b与图14-11a类似, 在图上示出了当钢中存在活性碳的情况下钢在不同含碳量时对反应式(14-21)的平衡曲线。直线V代表渗碳体按反应式 $H_2O + Fe_3C \rightleftharpoons CO + H_2 + 3Fe$ 的平衡, 而直线VI——活性碳(石墨)按反应式 $H_2O + C \rightleftharpoons CO + H_2$ 的平衡。

每条含碳量曲线各相当于该含碳量中碳、氢和水蒸气按反应式 $H_2O + C(\gamma_{Fe}) \rightleftharpoons CO + H_2$ 的平衡线。式中 $C(\gamma_{Fe})$ ——表示奥氏体中的含碳量。

图14-11b中所示区域和曲线与图14-11a相当。

图14-11上的空白区域表示如下关系: 区域A— CO/CO_2 和 P_{CO}^2/P_{CO_2} 之间、区域B——

\ominus 列入本章的气体成分的百分含量是气体的全部气态组成物, 亦即均属于湿气。

H_2/H_2O 和 $P_{CO} \cdot P_{H_2}/P_{H_2O}$ 之间对一定CO百分含量的气体介质的换算关系。

当已知比值 $K_5 = P_{CO} P_{H_2}/P_{H_2O}$ 和CO + H₂总含量时, 水蒸气含量和露点的平衡可以按图14-12确定。

表V-41列出在饱和温度下水蒸汽压力和1m³干气及湿气的含水量值。

例1. 在含2% H₂、2% CO和96% N₂的气氛中, 于820℃温度下加热含碳0.3%的钢。求在该条件下允许的CO₂和H₂O[⊖]含量。

由图14-11a可知, 在比值 $CO/CO_2 \geq 1.87$ 和 $H_2/H_2O \geq 1.88$ 时不会发生钢的氧化。从而需配备含量为 $CO_2 \leq 2/1.87 = 1.07\%$ 以及 $H_2O \leq 2.0/1.88 = 1.06\%$ 的保护气氛。

按图14-11b可以确定, 含CO和CO₂的气氛, 只有当 $[CO]^2/100[CO_2] = 2.3$ 时才与钢平衡, 相应的含量为: $CO_2 = [CO]^2/100 \times 2.3 = 4/(100 \times 2.3) = 0.017\%$ 。

由图14-11b可知, $P_{CO} P_{H_2}/P_{H_2O} = [CO][H_2]/100[H_2O] = 2.4$ [⊖]。因此 $H_2O = [CO][H_2]/2.4 \cdot 100 = 2.2/(2.4 \times 100) = 0.0167\%$ 。

从表V-41查出, 该含水量相对应的露点是-38℃。在此条件下不仅能保证钢在加热时不被氧化, 而且还能保证不脱碳。

例2. 在含有20% CO、40% H₂和40% N₂的气氛中, 于950℃温度下对含碳0.35%的钢进行光亮正火。求CO₂和H₂O在炉气氛中的允许含量。

由图14-11a查得, 当 $CO/CO_2 \geq 2.3$ 以及 $H_2/H_2O \geq 1.6$ 时不发生钢的氧化, 相当于含 $CO_2 \leq 20/2.3 \leq 8.7\%$ 及 $H_2O \leq 40/1.6 \leq 25\%$ 。

当钢含碳量为0.35%时, 可按图14-11b确定在950℃温度中 $P_{CO}^2/P_{CO_2} = [CO]^2/100 \times [CO_2] = 12$, 由此 $CO_2 = [CO]^2/100 \cdot 12 = 400/(100 \times 12) = 0.33\%$ 。

由图14-11b查出 $P_{CO} P_{H_2}/P_{H_2O} = [CO][H_2]/100[H_2O] = 8$, 而 $H_2O = 20 \times 40/100 \times 8 = 1.0\%$, 此时的露点相当于7℃ (见表V-41)。在此情况下时不发生脱碳。

例3. 依照上例条件, 确定使钢表面渗碳至0.7% C时的含水量。

由图14-11b, 当温度为950℃、钢含碳0.7%时, 平衡条件 $P_{CO} P_{H_2}/P_{H_2O} = [CO][H_2]/100[H_2O] = 18$, 从而 $H_2O = 20 \times 40/100 \times 18 = 0.455\%$ 其露点相当于-3.5℃ (见表V-41)。

例4. 含碳0.3%的钢在 $\alpha = 0.5$ 的湿天然气不完全燃烧产物中加热到1150℃, 湿燃烧产物中含2.8% CO₂、12.1% CO、11.8% H₂O和17.3% H₂。确定钢不氧化不脱碳的加热条件。算出比值 $CO/CO_2 = 12.1/2.8 = 4.33$, $H_2/H_2O = 17.3/11.8 = 1.47$ 。

由图14-11a可知, 该比值处于铁的还原区内, 能保证钢不被氧化。

由图14-11b和图14-11c看出, 该种气氛会使钢发生脱碳。在1150℃下, 含碳0.30%的

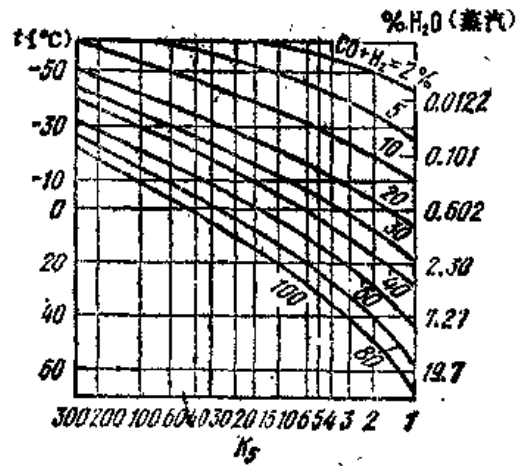


图 14-12 水蒸气平衡含量与CO + H₂总百分含量以及K₅值的关系

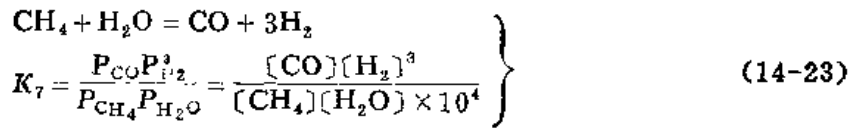
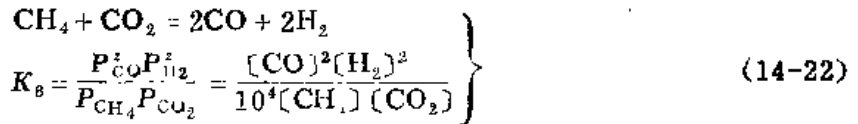
⊖ 原书误为H₂, 应为H₂O。——译者
 ⊙ 原书误为24, 应为2.4。
 ⊙ 原书误为2O₂, 应为[CO]²。——译者

钢只有当 $P_{CO}^2/P_{CO_2} = [CO]^2/100[CO_2] = 55$ 以及 $P_{CO}P_{H_2}/P_{H_2O} = [CO][H_2]/100[H_2O] = 25$ 时才不致脱碳。

为得到上述成分的气氛，需使 $CO_2 = [CO]^2/55 \times 100 = 1.2^2/5500 = 0.027\%$ ，使 $H_2O = 1.21 \times 17.3/(100 \times 25) = 0.083\%$ ，其露点相当于 (表 V-41) $-22^\circ C$ 。

防止脱碳的 H_2O (水蒸气) 平衡含量，同样可以由图 14-12 查出：当 $CO + H_2 = 12.1 + 17.3 = 29.4\%$ 和 $K_6 = 25$ 时， H_2O 相当于 0.085% ，其露点是 (表 V-41) $-21^\circ C$ 。

在炉气成份中除提到的上述气体成份外，如果还有 CH_4 ，那么它最后与 CO_2 和 H_2O 进行反应 (甲烷置换反应)：



该热力学反应比公式 (14-19)、式 (14-21) 的反应更易进行。所以当有 CH_4 存在时，式 (14-19)、式 (14-21) 自左而右的反应停止，有时甚至改变反应方向。甲烷在气氛中的存在同样也会导致式 (14-20) 反应方向的变化。

过剩的 CH_4 含量可能有助于钢的增碳，此时的条件是：

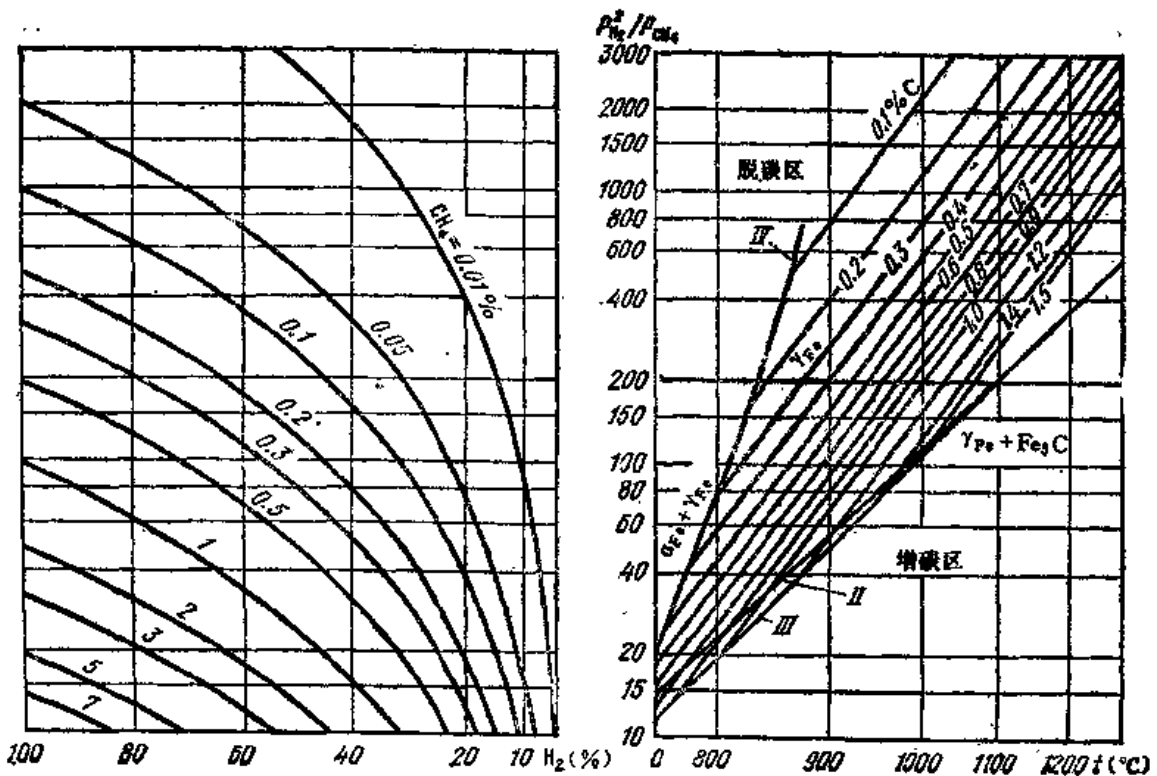


图 14-13 H_2-CH_4-C 平衡图

$$\frac{P_{\text{CH}_4}}{P_{\text{H}_2}^2} = \frac{100[\text{CH}_4]}{[\text{H}_2]^2} > K_4$$

改变气体介质中的 CH_4 含量可以与一定含碳量的钢取得平衡气氛。

图14-13的右侧部分系依照反应式(14-20)对于各种含碳量的钢并注意到钢中含有活性碳的情况下所绘制的 H_2 - CH_4 -C体系平衡图。左侧曲线表示气体介质由 N_2 或不能同甲烷和水蒸气反应的其它气体成分为前提,能保证同一定含 H_2 量比值达到 $P_{\text{H}_2}^2/P_{\text{CH}_4} = [\text{H}_2]^2/100[\text{CH}_4]$ 平衡关系时的 CH_4 含量。图14-13右侧的曲线和曲线之间的关系与图14-11b、B相同。

例5. 按例2中的条件确定为防止脱碳在气体中应有的 CH_4 含量,并求出为使钢表面层渗碳到含碳0.7%的 CH_4 含量。

由图14-13查出,在 950°C 、0.35%C时, $P_{\text{H}_2}^2/P_{\text{CH}_4} = [\text{H}_2]^2/100[\text{CH}_4] = 400$ 方能不脱碳。这时平衡含量 $\text{CH}_4 = [\text{H}_2]^2/100 \times 400 = 40^2/100 \times 400 = 0.04\%$ 。

要使钢表面渗碳到0.7%,查出: $P_{\text{H}_2}^2/P_{\text{CH}_4} = [\text{H}_2]^2/100[\text{CH}_4] = 185$,也就是在甲烷含量 $\text{CH}_4 = 40^2/(100 \times 185) = 0.086\%$ 时才能达到这一数值。

在生产中为了使钢表面渗碳,可往保护气中加入甲烷(天然气),其加入量要远远高于平衡含量(高出3~5%)并用实验方法选择处理时间。

表 14-11 平衡常数 K_6 和 K_7 值

温 度 ($^\circ\text{C}$)	$K_6 = \frac{P_{\text{CO}}^2 P_{\text{H}_2}}{P_{\text{CH}_4} P_{\text{CO}_2}}$	$K_7 = \frac{P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}}{P_{\text{CH}_4} P_{\text{H}_2\text{O}}}$	甲烷平衡含量 ^① (%)	
			反 式 (14-22)	反 式 (14-23)
427	2.687×10^{-4}	2.978×10^{-5}	42.7	45.0
527	3.120×10^{-3}	7.222×10^{-3}	29.9	30.0
627	1.306	0.5929	14.4	15.5
727	26.56	19.32	5.1	4.7
827	3.133×10^3	3.316×10^2	1.7	1.3
927	2.473×10^5	—	0.64	—

① 反应总量100%。

当在炉气中同时存在 H_2O 、 CO 和 CO_2 ,又在这种气氛中加入一部分 CH_4 ,按式(14-22)和式(14-23)达到反应平衡后,剩下的气体将同钢中的碳发生相互反应。

反应式(14-22)和(14-23)的平衡常数列于表14-11内。

当温度高于 1000°C 时在平衡混合物中甲烷含量是很少,而在计算炉气成分时 CO 、 CO_2 、 H_2 和 H_2O 的含量可按水煤气反应式(14-9)加以确定,然后按式(14-22)、(14-23)平衡反应系数求出甲烷的含量。

通常含有 CH_4 而成分复杂的炉气并不处于平衡状态,所以炉气成分以及它们对钢的氧化和脱碳影响要靠试验来确定。例如,不能借助计算去确定同时含有 CH_4 和 H_2O 的炉气对钢的脱碳所表现出的相互对立的影响。

14.5 气体燃料的着火和炉膛防爆计算

混合于空气或氧气中的物质,其具备着火能力的浓度界线叫做可燃气体的着火范围。着火浓度的极限值叫做该气体的着火上限或着火下限(Π_u 和 Π_L)。

表14-12列出可燃气体在绝对压力101.3kPa 和混合温度为20℃时在空气和氧气中的着火极限值，并指出了空气与可燃气体混合物的自燃温度。

表 14-12 主要可燃气体在空气和氧气中的着火极限

可燃气体	化学计算时在空气混合物中的含量 (%)	空气混合物		自燃温度 (°C)	氧气混合物 (%)
		含燃气 (%)	空气过剩系数 α		
H ₂	29.6	75/4.0	0.14/10.1	510	94/4.0
CO	29.6	74/12.5	0.15/2.93	610	96/12.5
CH ₄	9.5	15/5.0	0.59/1.99	537	60/5.0
C ₂ H ₆	4.03	9.5/2.1	0.40/1.73	466	55/2.3
C ₃ H ₈	3.13	8.5/1.9	0.35/1.66	405	49/1.8
NH ₃	21.9	28.0/15.0	0.71/1.59	650	—

注：表中分数一分子为上着火极限，分母为下着火极限。

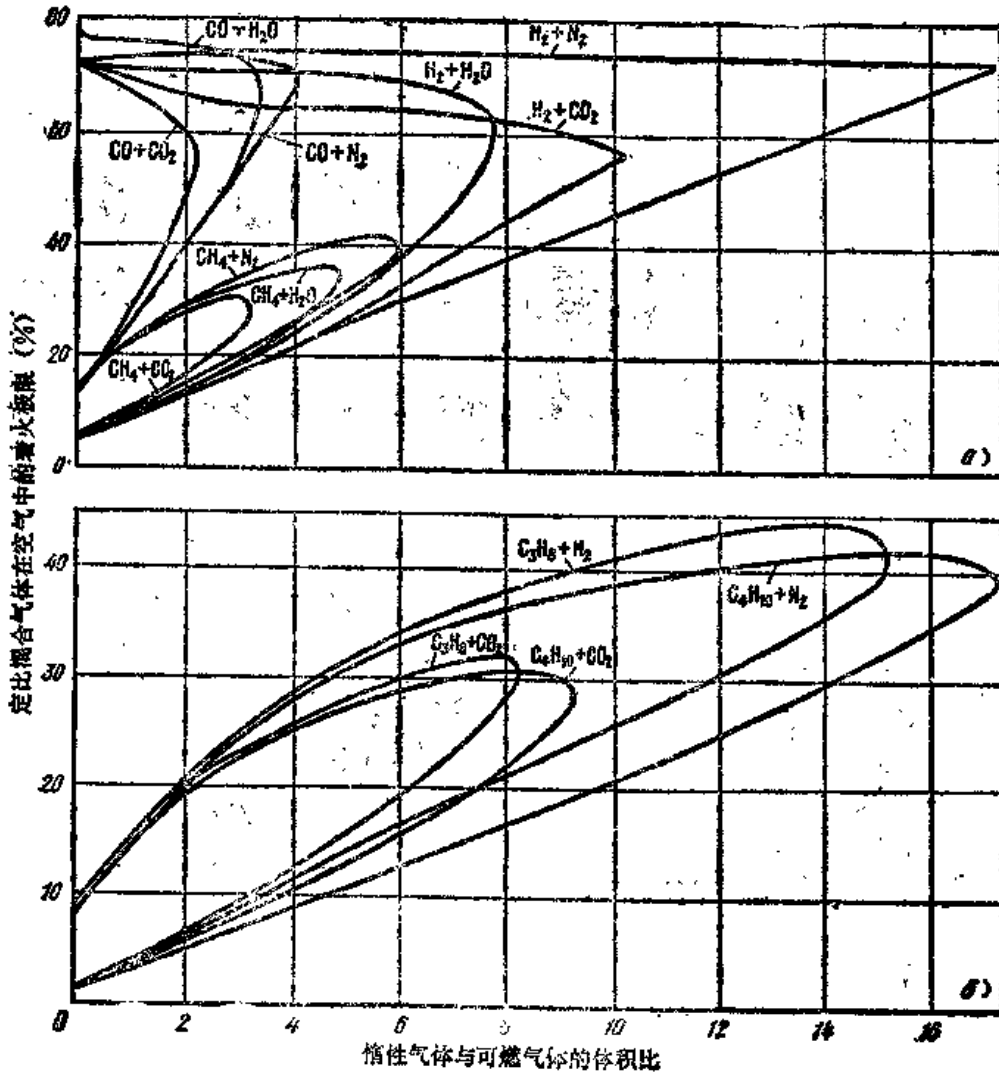


图 11-14 在用非可燃气体稀释后的空气混合物中可燃气体的着火极限
a—H₂, CO, CH₄ b—C₂H₆, C₃H₈

由于可燃气体燃烧时存在着诱发周期, 应该认为: 只有当温度不低于750°C时才可以保证可燃气体与空气混合物很快燃烧起来。

可燃气体复杂混合物的着火极限按下式计算:

$$\Pi_{0.01} = \frac{a+b+c+\dots}{a/\Pi_a+b/\Pi_b+c/\Pi_c+\dots} \quad (14-24)$$

式中 a, b, c ——复杂混合物中各个组分的含量;

$\Pi_{0.01}$ ——复杂混合物着火极限(%);

Π_a, Π_b, Π_c ——复杂混合物中各个组分的着火极限。

图14-14给出了可燃气体在用非可燃气体, 二氧化碳和水蒸气稀释后的空气混合物中的着火范围。

为了计算多种成分的可燃和非可燃气体混合物的着火极限, 应将可燃与非可燃气体成对地归类并按图14-14确定每对可燃与非可燃气体的着火极限, 再按公式(14-24)计算可燃气体复杂混合物的着火极限。

例1. 有一种可控气氛, 其中90%含有2.4% H_2 、0.2% CO_2 、3.7% CO 其余为 N_2 所组成的放热式气氛及10%含有98.6%甲烷(假定甲烷置换烃的顺序被排在最前面)和1.4% N_2 的天然气所组成。求该气氛在空气中的上下着火极限。

计算结果汇入表14-13中。

例2. 求成分为40% H_2 、20% CO 、0.5% CH_4 、0.5% CO_2 其余为 N_2 的吸热式可控气氛在空气中的上下着火极限。

计算结果汇入表14-14。

下面介绍确定可燃气体和氧气在复杂混合物中浓度极限的A. П. 彼得鲁卡(Петрука)图。

由图14-15, 曲线1和空气含量坐标轴线所包围的区域相当于在空气和氮气混合气体中含氢的爆炸混合物, 由曲线2和空气含量坐标轴线所包围的区域相当于空气和二氧化碳混合气体中含氢的爆炸混合物。

图14-16绘出三元系图和气体混合物的浓度极限: 甲烷或一氧化碳与空气和氮(或二氧化碳)见图14-16a; 吸热式气氛成分为: 40% H_2 、20% CO 、0.5% CH_4 、0.5% CO_2 、其余——空气中的 N_2 与氮(参看图14-16b); 放热式气氛: 空气与氮(参阅图14-16b)以及成分为40% H_2 、20% CO 的吸热式气氛、其余——空气中 N_2 和放热式气氛(见图14-16c)。这些图上的爆炸浓度区都被相应的曲线和空气含量的坐标轴线所包围。

图14-15和14-16三元系图是计算炉膛排放条件的基础, 无论是排放或者送入, 均需在炉膛内使气体均匀混合。排放时间(h)按下式确定:

$$\tau = 2.303(V/q)\lg(100/L_r) \quad (14-25)$$

式中 L_r ——排放气体的最终浓度(%);

q ——气体消耗量(m^3/h);

V ——欲排放的炉膛容积(m^3)。

$q\tau/V$ 值是排放倍数。图14-17表示排放倍数与排放气体最终浓度的关系。

为了确保炉膛排放时能安全防爆, 应该使排放过程延续到可燃成分或氧气的体积浓度不超过该混合物的允许值(见表14-15)。

表 14-13 放热式可控气氛在空气中着火极限计算例題

名 称	计算单位	计 算 数 值
可控气氛成分	%	
H ₂		$2.4 \times 0.9 = 2.16$
CO		$3.7 \times 0.9 = 3.33$
CO ₂		$0.2 \times 0.9 = 0.18$
CH ₄		$98.6 \times 0.1 = 9.86$
N ₂		$100 - (2.16 + 3.33 + 0.18 + 9.86) = 84.47$
二元气体混合物中氮的分解条件	%	
同H ₂		34
同CH ₄		$84.47 - 34 = 50.47$
在计算混合气中非可燃气体与可燃气体体积比	—	
N ₂ /H ₂		$34.0 \div 2.16 = 15.74$
CO ₂ /CO		$0.18 \div 3.33 = 0.054$
N ₂ /CH ₄		$50.47 \div 9.86 = 5.12$
二元气体混合物的着火上限	%	按图 14-14a
H ₂ 和N ₂		75
CO和CO ₂		72
CH ₄ 和N ₂		40.5
可控气氛的着火上限	%	按公式 (14-24)
		$\frac{100}{\frac{34.0 + 2.16}{75} + \frac{0.18 + 3.33}{72} + \frac{50.47 + 9.86}{40.5}}$
		= 49.5
二元气体混合物的着火下限	%	按图 14-14a
H ₂ 和N ₂		71.5
CO和CO ₂		13
CH ₄ 和N ₂		33
可控气氛的着火下限	%	按公式 (14-24)
		$\frac{100}{\frac{34.0 + 2.16}{71.5} + \frac{0.18 + 3.33}{13} + \frac{50.47 + 9.86}{33}}$
		= 38.4

表14-15和图14-15以及图14-16中引用的着火极限和临界浓度应引入一个安全系数

表 14-14 吸热式气氛在空气中的着火极限计算示例

名称	单位	计算值
吸热式气氛中氮的含量	%	$100 - (40 + 20 + 0.5 + 0.5) = 39$
二元气体混合物中氮的分解条件	%	
向 H_2		20
向 CO		19
计算气体混合物中可燃气与非可燃气体积比		
N_2/H_2		$20:40 = 0.5$
N_2/CO		$19:20 = 0.95$
CO_2/CH_4		$0.5:0.5 = 1$
二元气体混合物着火上限	%	按图 (14-14a)
H_2 和 N_2		73.2
CO和 N_2		73.4
CH_4 和 CO_2		22.5
吸热式气氛着火上限	%	按公式 (14-24)
		$\frac{100}{\frac{40+20}{73.2} + \frac{20+19}{73.4} + \frac{0.5+0.5}{22.5}}$
		= 71.7
二元气体混合物着火下限	%	按图 (14-14a)
H_2 和 N_2		7
CO和 N_2		27.5
CH_4 和 CO_2		12
吸热式气氛着火下限	%	按式 (14-24)
		$\frac{100}{\frac{40+20}{7} + \frac{20+19}{27.5} + \frac{0.5+0.5}{12}}$
		= 9.9

1.2, 用该系数乘以求出的着火上限、而除以着火下限。

在考虑了安全系数的情况下, 表14-16给出可燃气体(可控气氛)和供炉膛排放用的非可燃气混合物中氧气和可燃气体组分的最大容许浓度值, 并给出用 qr/V 计算出来的排放倍数。

当使用表14-16所给出的在排放气体中氧气的浓度时, 可以送入可燃气体或可控气氛, 而当使用给出的炉膛内可燃气体总含量时, 可以送入空气而不会有爆炸危险。表14-16给出的排放倍数是当排放容积内以气体完全混合为前提的。

例3. 对炉膛容积 $80m^3$ 和前室容积 $5m^3$ 的连续式辊底炉排放持续时间和排放倍数进行计算。供炉膛排放用的氮气由储气罐供给, 流量为 $300m^3/h$ (该流量为 $0^\circ C$ 和 $103kPa$ 时的

表 14-15 可控气氛的防爆参数

名称	可控气氛						可燃混合气体成分		在三元气体混合物中含重量极限② (%)					
	化学成分 (体积%)						非可燃气体 [(m ³ /m ³)/%]	非可燃气体 重量极限	下限		上限		可燃成分 总和	
	H ₂	CO	CH ₄	CO ₂	N ₂	在空气中着火极限 (%) (Π _н /Π _в)			空气/O ₂	可控 气氛	H ₂	CO		CH ₄
吸热式	40	20	0.5	0.5	0.5	8.82/71.8	CO ₂	4.32/60	43.6/9.15	18.5	7.4	3.7	0.09	11.19
	40	20	0.5	0.5	0.5	8.82/71.8	N ₂	7.05/74.7	27.4/5.75	12	4.8	2.4	0.06	7.26
	31	23	1	—	—	10.82/69.2	N ₂	5.7/74.8	28/5.88	14.3	4.43	3.29	0.14	7.88
	40	20	—	—	—	8.91/73.2	放热式, 1.8% H ₂ 2.7% CO 10.4% CO ₂	11/72.5	29/6.09	8	4.85	4.08	—	8.93
	40	20	—	—	—	8.91/73.2	放热式, 12.5% CO ₂ 其余 N ₂	6.4/72.5	30/6.3	13.4	5.36	2.68	—	8.04
放热式 α=0.5	20.5	14.0	1.25	—	—	16.21/69.2	N ₂	3.4/73.7	31.3/6.57	22.5	4.61	3.14	0.28	8.03
同上, α=0.6	15.0	11.4	0.84	—	—	21.9/70.1	N ₂	2.3/73.7	33.4/7.02	30.2	4.53	3.44	0.25	8.22
同上, α=0.7	9.2	8.55	0.23	—	—	36/72.7	N ₂	1.06/74.2	39.7/8.34	48.2	4.43	4.12	0.11	8.68
同上, α=0.8	5.33	5.68	—	—	—	61.2/74.6	N ₂	0.22/74.2	64.5/13.5	81.5	4.34	4.63	—	8.97
氮氢混合气体	100	—	—	—	—	4/75	—	—	25/5.25	5.5	5.5	—	—	5.5
	75	—	—	—	25	5.4/73.1	—	—	25.5/5.36	7.33	5.5	—	—	5.5
	60	—	—	—	40	7/73.8	—	—	26/5.46	9.17	5.5	—	—	5.5
	40	—	—	—	60	10.6/76.1	—	—	27.1/6.7	13.7	5.5	—	—	5.5
	20	—	—	—	80	21.5/76.1	—	—	31/6.51	27.5	5.5	—	—	5.5
	10	—	—	—	90	43.9/76.2	—	—	43/9.03	55	5.5	—	—	5.5

① 保证不着火。

② 保证不爆炸。

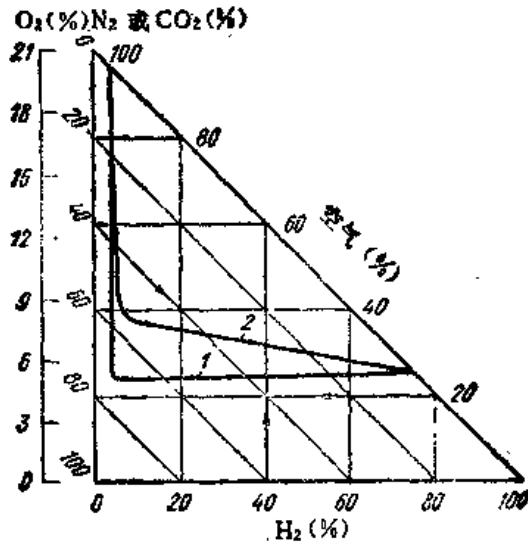


图 14-15 三元系图和氢-空气-非可燃气体的浓度极限
1-N₂ 2-CO₂

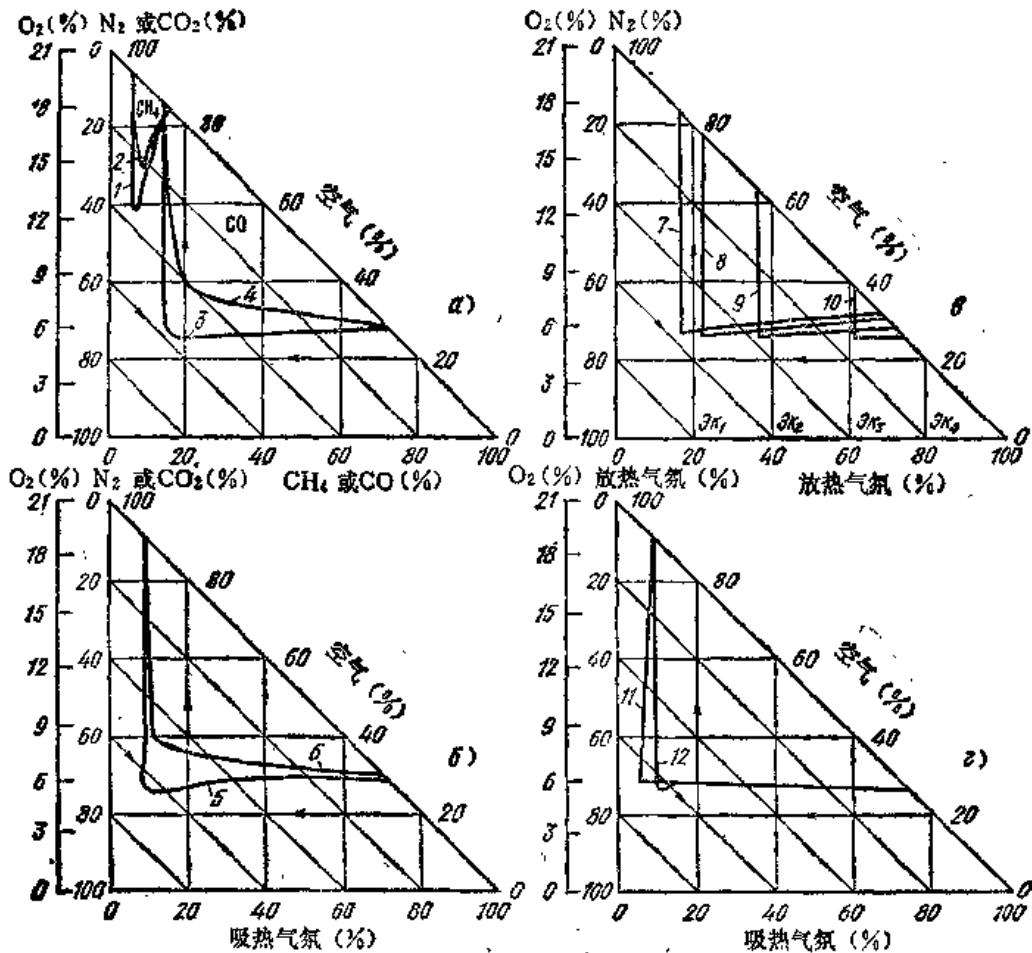


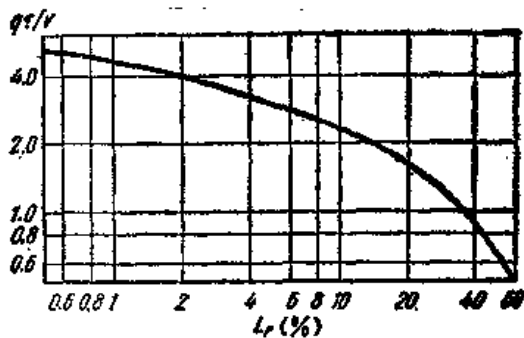
图 14-16 可燃气体与空气混合物的浓度极限和三元图

a-甲烷和一氧化碳 b-吸热式气氛, r-放热式气氛 r-吸热和放热式气体混合物
1-CH₄和N₂, 2-CH₄和CO₂, 3-CO和N₂, 4-CO和CO₂, 5-吸热式气氛和N₂, 6-吸热式气氛和CO₂, 7-放热式气氛, α=0.5(20% H₂, 14% CO, 1.25% CH₄, 其余 N₂) 8-同上, α=0.6 (15% H₂, 11.4% CO, 0.84% CH₄, 其余 N₂) 9-同上, α=0.7(9.2% H₂, 8.55% CO, 0.25% CH₄, 其余 N₂) 10-同上, α=0.8(5.33% H₂, 5.68% CO, 其余 N₂) 11-同上, α=0.9 (1.8% H₂, 2.7% CO, 10.4% CO₂, 其余 N₂) 12-同上, α=1.0(12.5% CO₂, 其余 N₂)

表 14-16 可燃(可控气氛)与非可燃气混合物中可燃成分与氧气浓度的最大容许值及炉膛排放倍数的推荐值

可燃 气体 (可控气氛)	为排放而采用的 非可燃气体	在混合物中含量最大容许值 (%)				排放倍数 ^① (m ³ /m ³)
		氧 气	可 燃 成 分			
			H ₂	CO	总 含 量	
一氧化碳	N ₂	5.6	—	16.1	16.1	1.4/1.9
	CO ₂	8.4	—	—	25.8	1.0/1.4
甲 烷 (天然气)	N ₂	10.9	—	—	11.2	0.7/2.2
	CO ₂	13.1	—	—	18.7	0.5/1.7
丙 烯	N ₂	9.9	—	—	5.1	0.8/3.0
	CO ₂	12.2	—	—	9.2	0.6/2.4
丁 烷	N ₂	10.4	—	—	4.6	0.8/3.1
	CO ₂	12.5	—	—	8.5	0.6/2.5
氢 气	N ₂	4.4	4.6	—	4.6	1.6/3.1
	CO ₂	6.9	4.7	—	7.4	1.2/2.6
氮氢化合物含量 (%)	N ₂					
75		4.4	4.6	—	4.6	1.6/2.8
40		4.7	4.6	—	4.6	1.5/2.2
20		5.4	4.6	—	4.6	1.4/1.5
10		7.5	4.6	—	4.6	1.1/0.8
吸热式气氛	N ₂ , 吸热式气氛 ($\alpha \geq 0.9$)	4.8	3.6	2	5.9	1.5/3.0
放热式气氛	CO ₂	7.6	6	3	9	1.0/2
$\alpha = 0.5 \sim 0.65$	N ₂ , 吸热式气氛 ($\alpha \geq 0.9$)	5.5	3.6	2.6	2.6	1.4/1.8
$\alpha = 0.8 \sim 0.85$		11	3.6	3.6	7.2	0.6/0.3

① 分子—排放空气(开炉)倍数, 分母—排放可燃混合物(停炉)倍数。

图 14-17 排出气体最终浓度 L_r 与排放倍数 $q\tau/V$ 的关系

体积), 前室则用工厂管道氮气排放。

按炉内两种不同可控气氛的方案进行计算: 100% H₂ (第 I 方案) 和 20% H₂ 其余为 N₂

(第Ⅱ方案), 其计算结果汇入表14-17中。

表 14-17 炉膛排放时间和排放倍数的计算例题

序号	名称	代表符号	计算值		计算说明
			方案Ⅰ	方案Ⅱ	
停炉时的炉膛排放计算					
1	排放終了氢的容许浓度(%)	—	4.6	4.6	表(14-16)
2	排放終了原可控气氛中氢的容许浓度(%)	—	4.6	$\frac{4.6 \times 100}{20} = 23$	按方案Ⅱ, 可控气氛含氢20%
3	以 m^3/m^3 表示的排放倍数 ($q\tau/V$)	—	3.1	1.5	图(14-17)或表(14-16)
4	排放时间(h)	τ	$\frac{3.1 \times 80}{300} = 0.83$	$\frac{1.5 \times 80}{300} = 0.40$	$V = 80\text{m}^3$ $q = 300\text{m}^3/\text{h}$
开炉时炉膛排放计算					
5	排放終了氧的容许浓度(%)	—	4.4	5.4	表(14-16)
6	适当容许浓度的可控气氛混合物中空气含量(%)	—	$\frac{4.4 \times 100}{21} = 20.9$	$\frac{5.4 \times 100}{21} = 25.7$	空气中氧含量是21%
7	以 m^3/m^3 表示的排放倍数 ($q\tau/V$)	—	1.6	1.4	图(14-17)或表(14-16)
8	排放时间(h)	τ	$\frac{1.6 \times 80}{300} = 0.42$	$\frac{1.4 \times 80}{300} = 0.37$	$V = 80\text{m}^3$ $q = 300\text{m}^3/\text{h}$
前室排放计算					
9	排放工艺时间(h)	t	0.33	0.33	根据炉子生产能力和加热工艺要求决定
10	停炉时前室排放需要的氮气消耗量 (m^3/h)	Q	$\frac{3.1 \times 5}{0.33} = 46.5$	$\frac{1.5 \times 5}{0.33} = 22.5$	允许浓度值见序号1和2。排放倍数见序号3, 表(14-17); $V = 5\text{m}^3$
11	开炉时前室排放需要的氮气消耗量 (m^3/h)	Q	$\frac{1.6 \times 5}{0.33} = 24$	$\frac{1.4 \times 5}{0.33} = 21$	允许浓度见序号5和6排放倍数见序号7, 表(14-17)

15. 炉子热平衡的编制

为了确定加热金属时的燃料消耗量以及弄清各热平衡项目对单位热耗量的影响, 需编制炉子的热平衡。

炉内热平衡以热收入和热支出相关方程式来表示。当编制热平衡时, 在已知燃料种类、燃料发热量、炉子生产能力(或装载量和加热时间)、燃料燃烧条件的情况下进行。

连续式炉编制单位时间内(h)的热平衡, 周期式炉则分别计算加热和保温期间内单位时间(h)的热平衡。

15.1 热量收入

15.1.1 燃料的化学热(kW)

$$Q_x = (1/3.6)Q_H^0 V_r \quad (15-1)$$

式中 V_r ——燃料消耗量 (m^3/h 或 kg/h);

Q_H^0 ——燃料的低发热量 (MJ/m^3), 根据已知燃料种类按表 II-1~表 II-42 确定。

15.1.2 燃料的物理热(kW)

$$Q_r = (1/3600)c_r i_r V_r \quad (15-2)$$

或

$$Q_r = (1/3.6)i_r V_r \quad (15-3)$$

式中 c_r ——燃料的比热容 [$kJ/(m^3 \cdot K)$], 根据燃料成分和预热温度按表 V-21、表 V-29、表 V-37 确定;

i_r ——燃料的预热温度 ($^{\circ}C$);

i_r ——预热的燃料热含量 (MJ/m^3 或 MJ/kg), 根据燃料种类和预热温度按图 II-1~图 II-41 确定。如燃料不预热, 则该项热量收入不予考虑。

15.1.3 空气的物理热(kW)

$$Q_a = (1/3600)\alpha_a L_0 c_a i_a V_r \quad (15-4)$$

或

$$Q_a = (1/3.6)\alpha_a i_a V_r \quad (15-5)$$

式中 α_a ——供入烧嘴的空气过剩系数;

L_0 ——燃料燃烧所需理论空气量 (当 $\alpha = 1$ 时)根据一定燃料种类按图 II-1~图 II-41 确定 (m^3/m^3 或 m^3/kg);

c_a ——空气比热容 [$kJ/(m^3 \cdot K)$], 根据空气预热温度按表 V-15 确定;

i_a ——进入烧嘴的空气预热温度 ($^{\circ}C$);

i_a ——每 $1m^3$ 燃料预热空气的热含量 (MJ/m^3), 根据燃料种类和空气预热温度按图 II-1~图 II-41 确定。如果燃烧用空气不预热, 则该项热量收入不予考虑。

15.1.4 铁氧化反应放热(kW)

对于连续式炉

$$Q_{ox} = 15.7\alpha P \quad (15-6)$$

式中 α ——金属烧损 (%);

P ——炉子生产能力 (t/h);

对于间歇式炉

$$Q_{ox} = 15.7\alpha G/\tau \quad (15-7)$$

式中 G ——炉子装载量 (t);

τ ——加热时间 (h)。

对于加热炉可取 $\alpha = 1\%$, 无可控气氛的热处理炉 $\alpha = 0.5\%$ 。

15.2 热量支出

15.2.1 用于加热金属的热量(kW)

对于连续式炉

$$Q_u = (1/3.6)P(c_u^{t_u} t_u^{t_u} - c_u^{t_0} t_0^{t_u}) \quad (15-8)$$

式中 $c_u^{t_u}$ 、 $c_u^{t_0}$ ——加热终了和加热开始时金属的平均比热容 [$kJ/(kg \cdot K)$], 根据金属温度和物理性质按表 V-46~表 V-51 确定;

$t_{\text{终}}^{\text{金}}$ 、 $t_{\text{始}}^{\text{金}}$ ——金属加热终了和加热开始时的平均温度(°C)。

对于间歇式炉

$$Q_{\text{金}} = (G/3.6t)(c_{\text{终}}^{\text{金}} t_{\text{终}}^{\text{金}} - c_{\text{始}}^{\text{金}} t_{\text{始}}^{\text{金}}) \quad (15-9)$$

15.2.2 离炉燃烧产物带走的热量(kW)

$$Q_{\text{R}} = (1/3.6) i_{\text{R}} V_{\text{R}} \quad (15-10)$$

式中 i_{R} —— $1\text{m}^3(\text{kg})$ 燃料离炉燃烧产物的热含量(MJ/ m^3 或MJ/kg), 根据燃料种类、离炉燃烧产物的空气过剩系数 α_{R} 及其温度按图 II-1~图 II-41确定。

当在燃烧产物中加热金属时, 离炉燃烧产物温度取值等于金属温度, 而空气过剩系数 α_{R} 要考虑吸入炉内的空气量。

如果由炉膛逸出部分的燃烧产物高于离炉燃烧产物的温度, 则具有较大热损失, 那么该损失应纳入热平衡中的热量支出部分:

$$Q_{\text{BMS}} = (1/3.6) V_{\text{BMS}} c_{\text{BMS}} t_{\text{BMS}} \quad (15-11)$$

式中 V_{BMS} 、 c_{BMS} 和 t_{BMS} ——分别为逸出燃烧产物的体积(m^3/h)、比热容 [kJ/($\text{m}^3 \cdot \text{K}$)]和温度(°C)。

当上述逸出的燃烧产物温度低于离炉燃烧产物温度时:

$$Q_{\text{R}} = (1/3.6) i_{\text{R}} (V_{\text{R}} - V_{\text{BMS}}/v_{\text{R}}) \quad (15-12)$$

式中 v_{R} —— $1\text{m}^3(\text{kg})$ 燃料生成的燃烧产物量, 根据燃料种类和离炉燃烧产物的空气过剩系数 α_{R} , 按图 II-1~图 II-41确定。

15.2.3 燃料不完全燃烧热损失

在室式炉内以不完全燃烧产物加热金属时, 其热损失可认为是由于燃料化学不完全燃烧造成的:

$$Q_{\text{HCB}} = V_{\text{R}} v_{\text{R}} (35.1 \text{CO}_{\text{B.R.}} + 30.0 \text{H}_{2\text{B.R.}}) \cdot 10^{-3} = V_{\text{R}} v_{\text{R}} (1 - 0.01 \text{H}_2\text{O}) (35.1 \text{CO}_{\text{C.V.R.}} + 30.0 \text{H}_{2\text{C.V.R.}}) \cdot 10^{-3} \quad (15-13)$$

式中 H_2O 、 $\text{CO}_{\text{B.R.}}$ 和 $\text{H}_{2\text{B.R.}}$ ——湿燃烧产物中水蒸气、一氧化碳和氢的体积含量(%);

$\text{CO}_{\text{C.V.R.}}$ 、 $\text{H}_{2\text{C.V.R.}}$ ——干燃烧产物中上述各成分的含量, 均由燃料不完全燃烧计算图表确定(见14.3节)。

15.2.4 通过炉子砌体的散热损失(kW)

$$Q_{\text{KL}} = \sum q_{\text{KL}} F_{\text{KL}} \quad (15-14)$$

式中 q_{KL} ——通过砌体的单位热流量(kW/ m^2);

F_{KL} ——砌体散热表面积(m^2)。

通过砌体的单位热流量, 在一般情形下可按通过多层炉墙传热的方法进行计算。此时, 单位热流量(kW/ m^2)按下式确定:

$$q_{\text{KL}} = \frac{t_1 - t_2}{1/\alpha_1 + \sum (\delta_i/\lambda_i) + 1/\alpha_2} \cdot 10^{-3} \quad (15-15)$$

式中 t_1 、 α_1 (t_2 、 α_2)——炉墙热(冷)面介质温度(°C)和热(冷)面给热系数[W/($\text{m}^2 \cdot \text{K}$)];

δ_i 和 λ_i ——厚度(m)和热导率[W/($\text{m} \cdot \text{K}$)];

i ——炉墙层数。

砌体内表面温度可以(具有裕量)取等于加热和冷却介质温度。当在燃烧产物中加热时,砌体内表面温度可以用公式(13-22)计算。已知砌体内表面温度时,公式(15-15)采取下列形式:

$$q_{\text{кп}} = \frac{t_{\text{вн}} - t_{\text{окуп}}}{\sum_i (\delta_i / \lambda_i) + 1 / \alpha_{\text{всп}}} \cdot 10^{-3} \quad (15-16)$$

式中 $t_{\text{вн}}$ ——砌体内表面温度(°C);

δ_i ——第*i*层砌体厚度(m);

λ_i ——第*i*层砌体的热导率[W/(m·K)],根据该层材质和温度按表V-54、表V-55和图V-5、图V-6确定;

$\alpha_{\text{всп}}$ ——由砌体外侧表面向周围介质辐射和对流的总给热系数[W/(m²·K)],可按下列式算出:

$$\alpha_{\text{всп}} = 2.56(t_{\text{всп}} - t_{\text{окуп}})^{0.25} + 4.65 \frac{\left(\frac{t_{\text{всп}} + 273}{100}\right)^4 - \left(\frac{t_{\text{окуп}} + 273}{100}\right)^4}{t_{\text{всп}} - t_{\text{окуп}}} \quad (15-17)$$

或用下式近似计算:

$$\alpha_{\text{всп}} = 7 + 0.05 t_{\text{всп}} \quad (15-18)$$

式中 $t_{\text{всп}}$ ——砌体外表面温度(°C)。

为了确定砌体层的热导率和总给热系数,由砌体外表面到砌体边界层的温度预先给出,然后按下式验算:

$$t_i = t_{\text{вн}} - 10^3 q_{\text{кп}} \sum_{i-1} \frac{\delta_i}{\lambda_i} \quad (15-19)$$

对于生产上采用的大多数砌体,通过砌体的单位热流量可以根据砌筑材料和结构以及砌体内表面温度按图III-2~图III-15确定。而按图III-16、图III-17可确定砌体的外表面温度。

15.2.5 通过炉子冷却部件的热损失(kW)

$$Q_{\text{охл}} = \sum_i q_{\text{охл}i} F_{\text{охл}i} \quad (15-20)$$

式中 $q_{\text{охл}i}$ ——通过第*i*个冷却部件的单位热流量(kW/m²);

$F_{\text{охл}i}$ ——第*i*个冷却部件的表面面积(m²)。

通过冷却部件壁的单位热流量按15.2.4节所述通过砌体的传热方法进行计算。水冷或汽化冷却时可以认为由冷却部件表面对冷却介质的给热系数很大($\alpha \rightarrow \infty$),其冷却表面的温度等于冷却介质的温度。这时,公式(15-15)变为下列形式:

$$q_{\text{охл}} = \frac{t_{\text{нагр}} - t_{\text{охл}}}{(1/\alpha_{\text{нагр}}) + \sum_i (\delta_i / \lambda_i)} \cdot 10^{-3} \quad (15-21)$$

式中 $t_{\text{нагр}}$ ——加热设备的温度(°C);

$t_{\text{охл}}$ ——冷却介质的温度(°C),当为水冷时 $t_{\text{охл}} = 30^\circ\text{C}$,汽化冷却时 $t_{\text{охл}} = 100^\circ\text{C}$;

$\alpha_{\text{нагр}}$ ——由加热介质对冷却部件辐射和对流的总给热系数[W/(m²·K)],按13章叙

表 15-1 加热炉炉底冷却管(步进梁)表面单位热流量

炉子分段	炉底管(梁)类别	q_{oxa} (kW/m ²)	
		无绝热层	有绝热层
预热段	纵炉底管	116	35
	蛇形管	93	98
I 供热段	纵炉底管	116	35
	横炉底管	163	50
	竖管及导管	116	35
II 供热段	纵炉底管	163	50
	横炉底管	163	50
	竖管和导管	116	35

述的方法确定;

δ_j 、 λ_j ——冷却部件的壁厚 (m) 和热导率 [W/(m·K)];

j ——冷却部件的第 j 层壁面。

计算加热炉冷却炉底管 (及蛇形管) 的热损失时可以利用表15-1的管子 (梁) 表面单位热流量的数值。

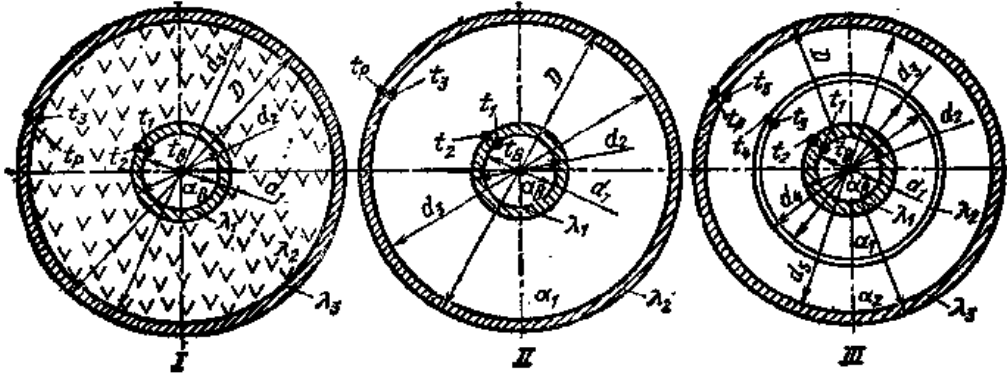
计算加热炉某些冷却部件热损失时可利用表15-2给出的冷却部件耗水量数据。表中所列水耗量足以使冷却部件的水温不超过20°C, 对于每个冷却部件的热损失 (kW), 按下式计算:

$$Q_{oxa} = 1.16V_a \Delta t_a \quad (15-22)$$

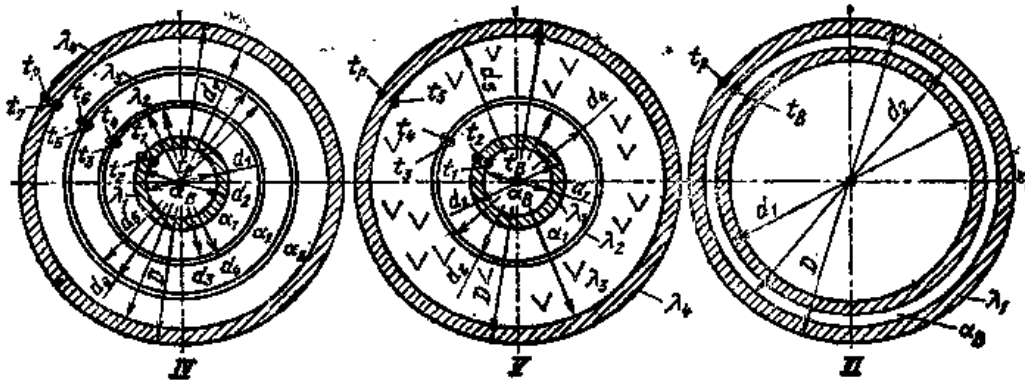
表 15-2 加热炉内某些水冷部件的水耗量

水 冷 部 件	水耗量(m ³ /h)	计算水耗量的单元
出料端斜梁	10~15	一根梁
出料端直梁	4~6	每m ² 表面
进料端直梁	2~4	
各段之间的蜂腰梁	1~2	
出料口炉门框侧板	3	
装料口炉门框端板	3~5	一个门框
操作口边框	2	
侧出料口挡板	7	
端进料口挡板	5	每m ² 炉口面积
端出料口挡板	7	
侧墙挡板	2~3	一面墙板
出料口中心排水槽	10~25	一个槽子
推钢机炉内部分	6	一台推钢机
燃烧器, 喷口直径(mm)		
270	1.2以下	
235	1.0	
178	0.8	
侧墙柱间冷却壁	1	一面墙
螺 颈	0.25~0.5	一根螺子

表 15-3 计算辊子热损失时确定A、B、C值的公式



A	$\frac{1}{\lambda_1} \lg \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \lg \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \lg \frac{D}{d_3}$	$\frac{1}{\lambda_1} \lg \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \lg \frac{D}{d_2}$	$\frac{1}{\lambda_1} \lg \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \lg \frac{d_4}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \lg \frac{D}{d_3}$
B	0	$\frac{0.87}{\alpha_1 d_1}$	$0.87 \left(\frac{1}{\alpha_1 d_2} + \frac{1}{\alpha_2 d_1} \right)$
C		$\frac{0.87}{\alpha_B d_1}$	



A	$\frac{1}{\lambda_1} \lg \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \lg \frac{d_4}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \lg \frac{d_6}{d_3} + \frac{1}{\lambda_4} \lg \frac{D}{d_7}$	$\frac{1}{\lambda_1} \lg \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \lg \frac{d_4}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \lg \frac{d_6}{d_4} + \frac{1}{\lambda_4} \lg \frac{D}{d_5}$	$\frac{1}{\lambda_1} \lg \frac{D}{d_1}$
B	$0.87 \left(\frac{1}{\alpha_1 d_2} + \frac{1}{\alpha_2 d_4} + \frac{1}{\alpha_3 d_6} \right)$	$\frac{0.87}{\alpha_1 d_2}$	0
C		$\frac{0.87}{\alpha_B d_1}$	$\frac{0.87}{\alpha_B d_2}$

辊子的结构形式:

I—衬有绝热材料; II—水冷心轴与辊身之间有空气隔层; III和IV—有一层和两层隔热片; V—用绝热材料填充并有空气隔层; VI—水冷辊身

式中 V_c ——冷却部件的水耗量 (m^3/h);

Δt_c ——水在冷却部件中被加热所升高的温度 ($^{\circ}C$)。

当计算带水冷轴颈的炉底辊热损失时, 必须加上通过辊颈的传导热损失, 每个辊颈约损失1.1kW。

通过辊颈和辊身的单位水冷热损失 (kW/m^2) 由方程组求解:

$$q_{oxn} = \varepsilon C_s \left[\left(\frac{t_r + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_p + 273}{100} \right)^4 \right] \times 10^{-8} = \frac{0.87(t_r - t_p) \cdot 10^{-8}}{D(A + B + C)} \quad (15-23)$$

引入方程式内的A、B和C值, 其大小根据辊子的构造由表15-3选取。方程式(15-23)和表15-3中所用符号释义如下:

q_{oxn} ——水冷辊子的热损失 (kW/m^2);

ε ——辊子表面黑度;

C_s ——绝对黑体辐射系数, 取 $C_s = 5.77W/(m^2 \cdot K^4)$;

t_r ——加热介质温度;

t_p ——辊身表面温度;

t_n ——由辊子排出的水温;

D ——辊子外径 (m);

d ——直径 (m);

t ——温度;

α_s ——水的对流给热系数 [$W/(m^2 \cdot K)$];

α ——辐射给热系数 [$W/(m^2 \cdot K)$];

λ ——金属和绝热层的热导率 [$W/(m \cdot K)$]。

将辊身表面温度 t_p 值代入方程式15-23即可求解。

15.2.6 通过开孔的幅射热损失 (kW)

$$Q_{\text{辐射}} = \sum q_{\text{辐射}i} F_i \psi_i \quad (15-24)$$

式中 $q_{\text{辐射}i}$ ——第 i 个开孔的单位幅射热流量 [$kW/(m^2 \cdot K)$], 按13.1.5节所述方法确定。此时幅射介质的温度可取与加热介质相等的温度;

F_i ——第 i 个开孔的面积 (m^2);

ψ_i ——第 i 个开孔的敞开时间。

15.2.7 加热输送装置引起的热损失 (kW)

在有输送装置或支撑装置 (如炉底板, 输送带, 台车、垫铁等) 的炉子内加热金属时, 应计算加热输送装置的热损失。

对于连续式加热炉

$$Q_{\text{rd}} = \left(\frac{1}{3.6} \right) G_{\text{rd}} c_{\text{rd}} (t_{\text{rd}}^{\text{终}} - t_{\text{rd}}^{\text{初}}) \quad (15-25)$$

式中 G_{rd} ——进入炉内部分的装置重量 (t/h);

c_{rd} ——输送装置的比热容 [$kJ/(kg \cdot K)$], 按表V-49确定;

$t_{\text{rd}}^{\text{终}}, t_{\text{rd}}^{\text{初}}$ ——输送装置的最终和初始温度 ($^{\circ}C$), 其最终温度可认为等于金属加热最终表面温度。

对于间歇式炉,要计算加热支撑装置的热损失

$$Q_{\text{тп}} = (1/3.6\tau)G_{\text{он}}c_{\text{он}}(t_{\text{он}}^{\text{н}} - t_{\text{он}}^{\text{к}}) \quad (15-26)$$

式中 $G_{\text{он}}$ ——炉内支撑装置的全部重量 (t); 其余符号与公式 (15-25) 相同。

15.2.8 加热可控气氛的热损失 (kW)

对于在可控气氛中加热金属的炉子,应计算加热可控气氛的热损失。

$$Q_{\text{атм}} = (1/3600)V_{\text{атм}}c_{\text{атм}}(t_{\text{атм}}^{\text{н}} - t_{\text{атм}}^{\text{к}}) \quad (15-27)$$

式中 $V_{\text{атм}}$ ——可控气氛消耗量 (m^3/h);

$c_{\text{атм}}$ ——可控气氛的比热容 [$\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$],按表 V-5 确定;

$t_{\text{атм}}^{\text{н}}$ 、 $t_{\text{атм}}^{\text{к}}$ ——可控气氛的最终和初始温度 ($^{\circ}\text{C}$),其最终温度可认为等于加热设备的最终温度。

15.2.9 砌体的蓄热损失 (kW)

对于间歇式炉应计算炉子砌体的蓄热损失。砌体蓄热量可这样来确定,其蓄热量等于砌体上次加热后经冷却而释放的热量。为此,必须知道上次加热后砌体热面和冷面的最终温度,冷却时间的长短和冷却介质的温度,砌体的热导率和热物理性能(把多层炉墙折算成单层炉墙)。

通常面向车间的砌体外(冷)表面在冷却过程中的温度变化是不大的。此时,砌体的蓄热量按下式确定:

$$Q_{\text{ак}} = \frac{M_{\text{кп}}c_{\text{кп}}}{3.6\tau} \left(\frac{t_{\text{кп}}^{\text{н}} - t_{\text{кп}}^{\text{к}}}{2} - \bar{t}_{\text{кп}} \right) \quad (15-28)$$

式中 $M_{\text{кп}}$ ——砌体重量 (t);

$c_{\text{кп}}$ ——砌体比热容 [$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$];

$t_{\text{кп}}^{\text{н}}$ 、 $t_{\text{кп}}^{\text{к}}$ ——上次加热终了砌体内外表面温度(砌体内部温度分布是线性的);

$\bar{t}_{\text{кп}}$ ——砌体变冷后的平均温度 ($^{\circ}\text{C}$),等于:

$$\bar{t}_{\text{кп}} = t_{\text{окп}} + \phi_{\text{ак}}(t_{\text{кп}}^{\text{н}} - t_{\text{окп}}) + \phi'_{\text{ак}}(t_{\text{окл}} - t_{\text{окп}}) \quad (15-29)$$

式中 $t_{\text{окп}}$ ——周围介质温度;

$t_{\text{окл}}$ ——在冷却期内砌体内表面冷却介质的温度。

函数 $\phi_{\text{ак}}$ 和 $\phi'_{\text{ак}}$ 根据皮欧和傅立叶准数按图 15-1 和图 15-2 确定:

$$\left. \begin{aligned} Bi_{\text{кп}} &= \alpha_{\text{кп}}\delta/\lambda_{\text{кп}} \\ Fo_{\text{кп}} &= \alpha_{\text{кп}}\tau_{\text{окл}}/\delta^2 \end{aligned} \right\} \quad (15-30)$$

式中 $\alpha_{\text{кп}}$ ——在冷却期内,由砌体内表面向冷却介质对流和辐射的总给热系数 [$\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$];

δ ——砌体厚度 (m);

$\tau_{\text{окл}}$ ——冷却周期 (h);

$\lambda_{\text{кп}}$ 、 $\alpha_{\text{кп}}$ ——砌体材料的热导率 [$\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$] 和热扩散率 (m^2/h)。

耐火材料和绝热材料的物理性能参数列入表 V-53~表 V-55。

炉子金属构架的蓄热量,可取砌体蓄热量的 10% 估算。

15.2.10 未估计到的热损失 (kW)

未估计到的热损失等于不包括燃烧产物带走热量在内的所有参与热平衡计算的各项热损失总和的 10%;

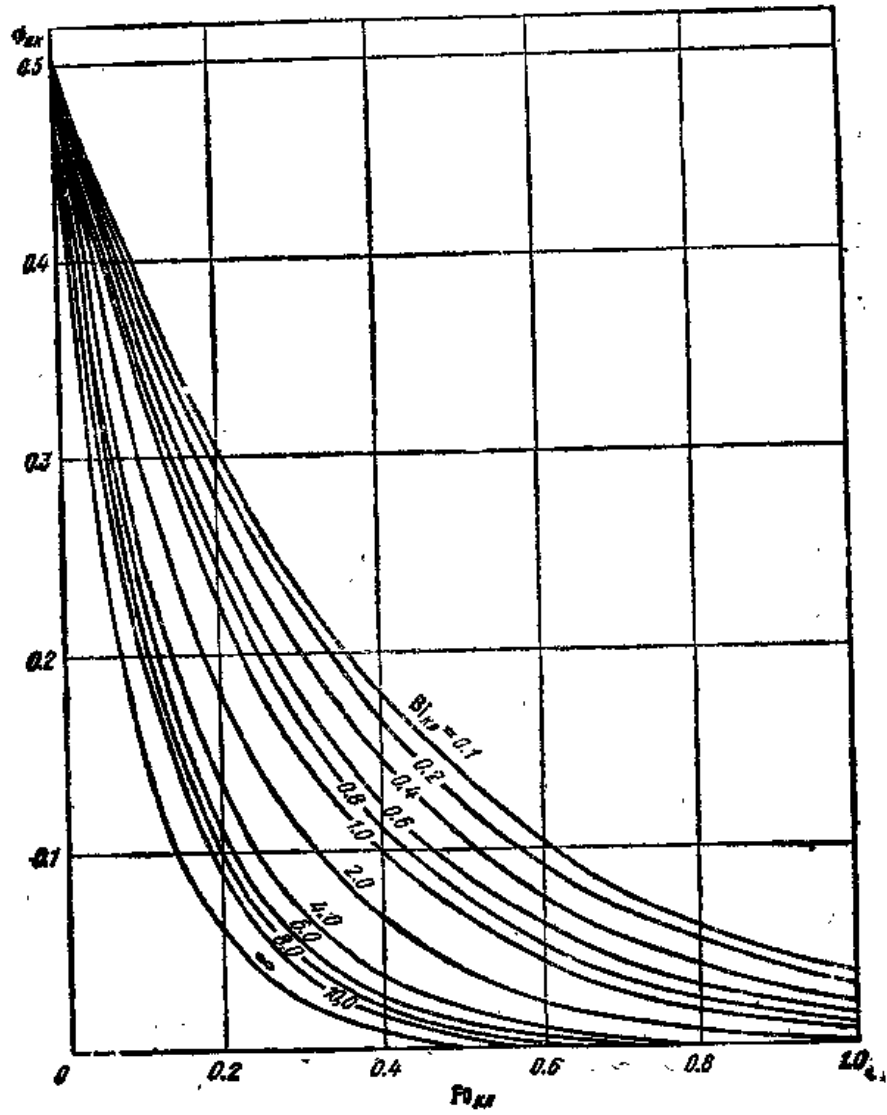


图 15-1 确定函数值 ϕ_{2k} 的曲线

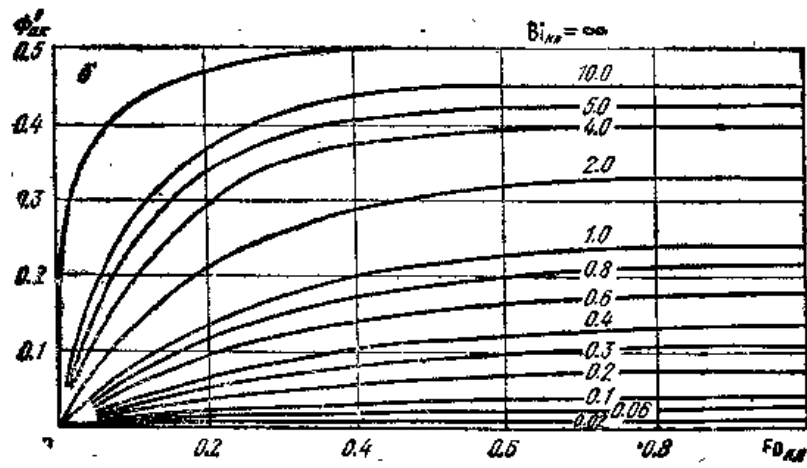


图 15-2 确定函数值 ϕ'_{2k} 的曲线

$$Q_{\text{поучт}} = 0.1(Q_{\text{м}} + Q_{\text{кп}} + Q_{\text{окл}} + Q_{\text{мвд}} + Q_{\text{тд}} + Q_{\text{атм}} + Q_{\text{кк}}) \quad (15-31)$$

15.3 热平衡方程

热平衡方程把热收入和热支出连接起来:

$$Q_{\text{x}} + Q_{\text{T}} + Q_{\text{в}} + Q_{\text{эмв}} = Q_{\text{м}} + Q_{\text{д}} + Q_{\text{вмб}} + Q_{\text{нрп}} + Q_{\text{кд}} \\ + Q_{\text{окл}} + Q_{\text{мвд}} + Q_{\text{тд}} + Q_{\text{атм}} + Q_{\text{кк}} + Q_{\text{поучт}} \quad (15-32)$$

由该方程确定燃料消耗量。

15.4 连续式炉的区段热平衡

连续式炉分段计算热平衡是为了按区段确定炉子的燃料消耗量。编制区段热平衡的原则和其它所有炉子相同。

在连续式炉内燃烧产物由一个区段流向另一区段。在编制区段热平衡时，平衡的收入部分要充分考虑燃烧产物由前段进入本段时本段内的热量收入。而该热量恰好是前段燃烧产物所带走的热量。当编制非供热区段的热平衡时，平衡中的热量收入部分是由前区段带入该区段的燃烧产物热量。非供热区段热平衡的收入和支出部分应该相等。如果等式不能成立，那么应当立即在金属加热计算中改变燃烧产物在非供热区段的温度。例如，热量收入超过支出，那么非供热区段内燃烧产物温度落差必须减少。反之亦然。然后随即重新计算金属加热和全炉的热平衡。为了使区段燃料消耗和炉子总燃料消耗相平衡，供热区段燃料消耗量应更为详细地进行计算。

15.5 冷却区段的热平衡

编制冷却区段的热平衡是为了确定设备冷却能力和冷却介质的消耗量。冷却区段热平衡的热量吸入部分要计入由金属、输送设备和该区段砌体蓄热三者所提供的热量 (kW):

$$Q_{\text{м}} + Q_{\text{тд}} + Q_{\text{кк}} = Q_{\text{окл}} + Q_{\text{кп}} + Q_{\text{д}} + Q_{\text{мвд}} + Q_{\text{атм}} \quad (15-33)$$

式中 $Q_{\text{кк}}$ 、 $Q_{\text{тд}}$ 按15.2.1和15.2.7节公式确定;

$Q_{\text{кк}}$ ——由砌体提供的热量，按照15.2.9节的公式确定，但只适用于连续式炉;

$Q_{\text{окл}}$ ——由冷却介质带走的热量;

$Q_{\text{кп}}$ ——通过炉子砌体的散热损失，按15.2.4节公式确定;

$Q_{\text{д}}$ ——除专门为冷却金属而设置的以外（多半为辘子），其他冷却部件的热损失，按15.2.5节公式计算;

$Q_{\text{мвд}}$ 、 $Q_{\text{атм}}$ ——由炉子开孔向外辐射的热损失及可控气氛的热损失，按15.2.6节和15.2.8节确定。

16. 炉内气体的流动计算

16.1 管道流体力学计算

管道流体力学计算的目的是，当必须输送指定流量的介质时，通过计算确定通道尺寸和通风设备（烟囱高度、形成正压或负压的泵、通风机、引风机等）的参数，或者当具备一定尺寸的通道和一定参数的通风设备时，用计算来确定通道中的输送特性。这时在输送通道的末端（煤气、空气、水和重油等），介质应具有一定的压力；而在排气通道的末端

(如烟窗等)，介质压力应为零。

管道流体力学计算最好按标准格式进行，例如根据加热炉烟道计算结果而汇编成图16-1和表16-1利用这些图表所给数据进行烟道计算是简易、直观、并易于检查的。

图16-1示出烟道系统简图，将烟道分成几个计算段。计算段内——烟道具有相同的动压头，亦即在烟道流通截面上流体介质的流量和温度是固定不变的。为了便于区分计算段，在简图上标有代表流量和温度的编号。如果在计算段内，介质沿几段烟道流过，就注明每段烟道的尺寸和标注一个烟道的号码。烟道流通截面 $F(\text{m}^2)$ 可以用内部高度(顶高) $H(\text{m})$ 与宽度 $B(\text{m})$ 的乘积确定。考虑到由于拱顶使其有效面积减小，故应由上述乘积减去修正量 $f(\text{m}^2)$ 。

$$F = HB - f \quad (16-1)$$

修正量 f 是根据拱顶中心角 α 和烟道内部宽度 B 按图16-2曲线确定。

烟道截面周长 $U(\text{m})$ ，可按式确定

$$U = 2(H + B) - l \quad (16-2)$$

式中 l ——修正量(m)，按图16-3确定。

用所求出的烟道截面 F 和周长 U 确定烟道截面的换算直径(m)，

$$d = 4F/U \quad (16-3)$$

圆形截面的换算直径等于其几何直径，对于窄长缝和环形缝则为缝宽的二倍，对于正方形等于正方形边长。

如果区段的全长位于同一水平上，那么在表16-1第8栏画一横线。当区段位于不同水平面上时，如果介质向上流动，那么标高差以“正号”表示，而向下运动时则标高差以“负号”表示。对于冷介质，该栏可不填写。

介质的流量 V 是指温度在 0°C 、压力为 101.3kPa 条件下的流量。在确定流量时，应考虑吸入和逸出的气体量。例如：在计算烟道时应考虑到由于炉口喷出燃烧产物而使流量有所减少。由于烟道密封不良而吸入空气(在调节阀和闸门处)，在陶瓷换热中会往燃烧产物中掺入空气。煤气管道在正常状况下应该是密封的。吸入和逸出空气量通常按经验数据选用。进行烟道计算时某些区段吸入空气量的近似值 $\Delta\alpha$ 如下：

带立管的陶瓷换热器(压力送风时)	0.25~0.40
带立管的陶瓷换热器(吸风时)	0.15~0.25
预制的陶瓷换热器(吸风时)	0.20~0.30
金属管换热器(U型管换热器)	0.10~0.20
烟道转阀	0.10~0.20

当计算介质温度 t 时，应考虑由于向周围散热而引起的温度降低。

该损失的大小，在 1m 烟道长度上取 -2°C ， 1m 长排烟管取 -3°C ，带衬的管道或绝热管取 $1\sim 2^\circ\text{C}$ 。计算烟道时应考虑由烟道吸入冷空气所引起的温度降低。这样的温度变化可用吸入空气量的多少预先确定。上述计算可以使用燃烧计算图(见图II-1~图II-41)

计算圆截面管道的介质流速 w 。(在 0°C 、 101.3kPa 条件下)可根据流量和管子内径按

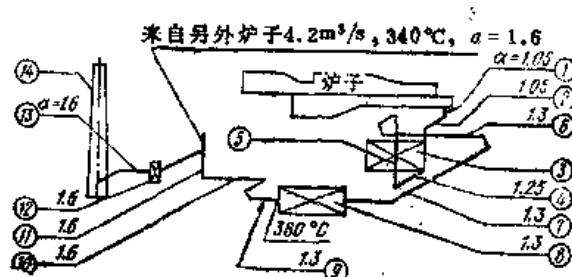


图 16-1 三段连续式加热炉烟道流体力学计算例题简图

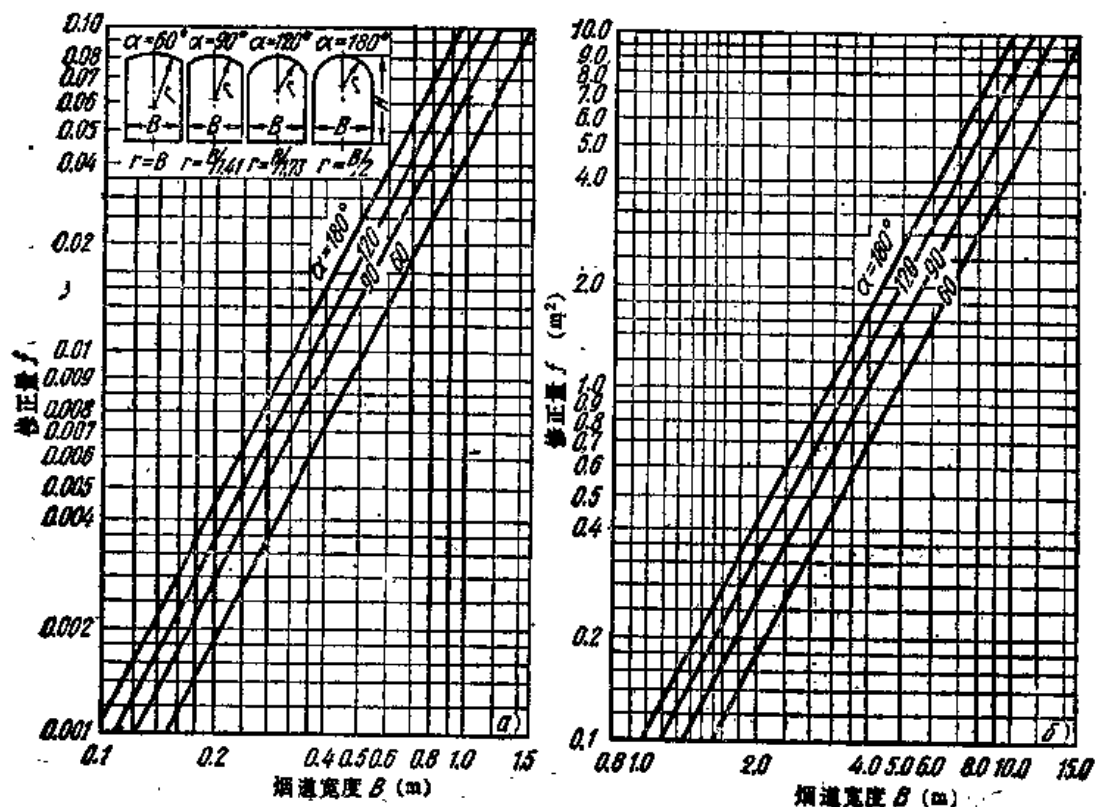


图 16-2 确定宽度达1.5m (a) 和15m (b) 的烟道截面修正量 f

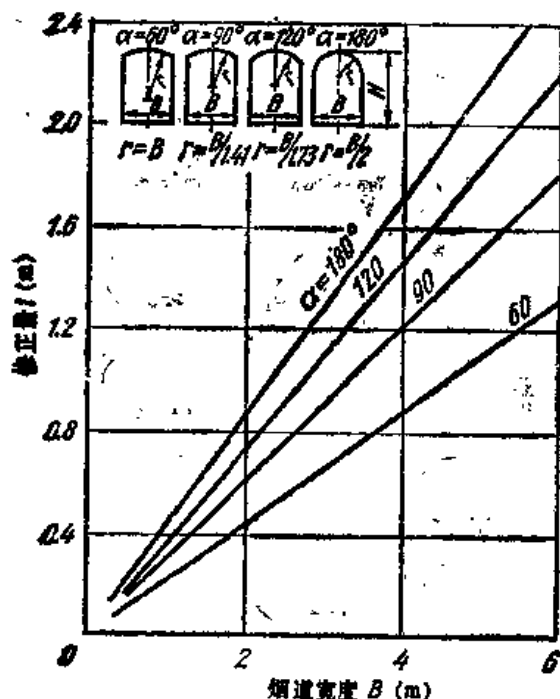


图 16-3 确定烟道周长时的修正量 f

图 IV-1 确定。燃烧产物在烟道和排烟管内的流速一般取 3~4m/s, 煤气和空气在管道内的流速不超过 10m/s。

动压头 h (Pa), 按下式计算

$$h = (w^2/2)\rho_0(1 + \alpha f) \quad (16-4)$$

动压头的大小决定于流动介质的流速和温度, 可按图 16-4 确定。

该图是按 $\rho_0 = 1.30 \text{ kg/m}^3$ 绘制的, 可直接用于空气和大多数燃烧产物。如遇介质的 ρ_0 值不是 1.3 kg/m^3 , 那么按图 16-4 查出的动压头值应乘以修正系数 $\rho_0/1.30$ 。主要可燃气体——气体燃料和单一可燃气体成分的 ρ_0 值列于表 V-1、表 V-9、表 V-17、表 V-25 和表 V-33 中, 而燃烧产物的 ρ_0 值则列于图 II-1~图 II-41 中。

计算动压头时, 二项式 $(1 + \alpha f)$ 值可按图 16-5 确定。管道内的压力损失 Δh 对

动压头变化的影响可看作是前段和后段动压头之差。该差值在动压头降低时是正值, 而动压头增高时为负值。

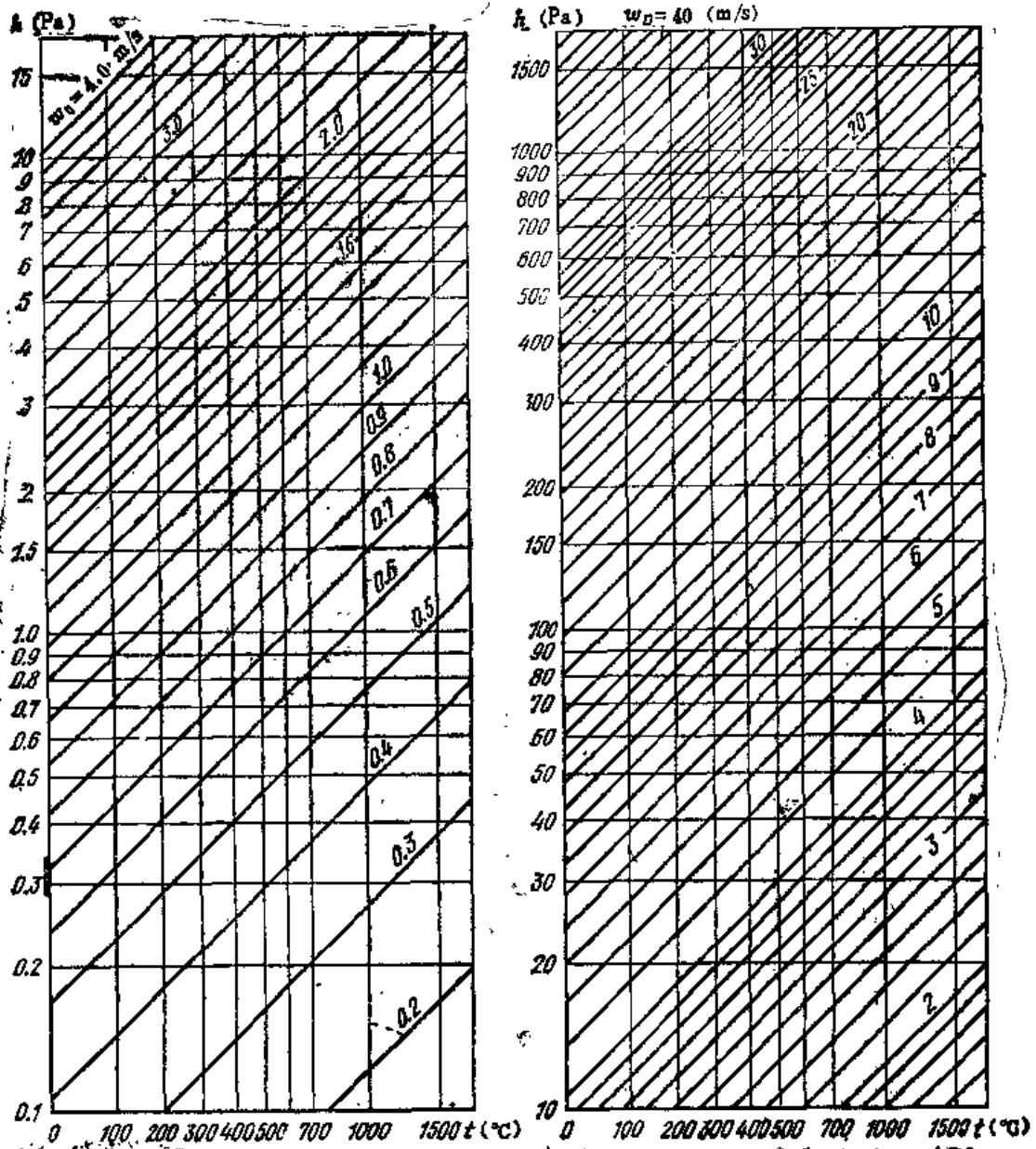


图 16-4 动压头 ($\rho_0 = 1.30 \text{ kg/m}^3$ 时)

1m高度差的几何压头值 h_g 可按图16-6确定。该图也是按照 $\rho_0 = 1.30$ 编绘的。从图中查出的几何压头值应乘以修正系数 $\rho_0/1.30$ 。计算段内总的几何压头等于记入表中第8栏的值和14栏值的乘积，并标注以第8栏内的正负号。

局部阻力系数的符号和数值 $\Sigma\zeta$ 按表IV-1确定。当用表IV-1确定局部阻力系数时，雷诺准数可按图I-15选取。

局部压力损失等于局部阻力系数与动压头的乘积 $\Sigma\zeta h$ ，并标以“负号”。

摩擦阻力系数值按下式计算：

$$\zeta_{\tau p} = \lambda L/d \tag{16-5}$$

摩擦系数值 λ 按如下公式计算：

对于层流 ($Re < 2300$)

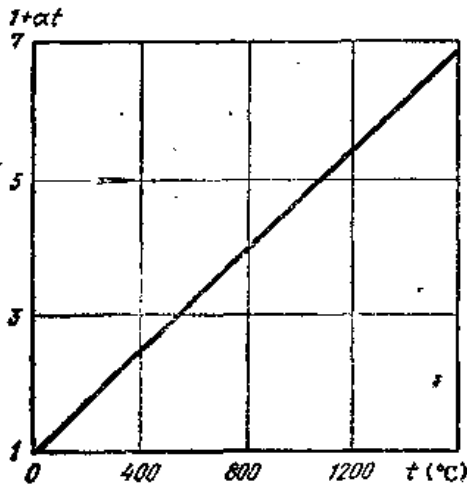


图 16-5 二项式 $1 + at$ 值

$$\lambda = 64/Re \quad (16-6)$$

对于过渡流 ($Re = 2300 \sim 10000$)

$$\lambda = 0.316/Re^{0.25} \quad (16-7)$$

对于紊流 ($Re > 10000$)

$$\lambda = 0.31 / \{ \lg [Re / (Re \lambda / d + 7)] \}^2 \quad (16-8)$$

式中 k ——折算的线性粗糙度, 按下式确定

$$k = 0.234d(\Delta/d)^{1.11} \quad (16-9)$$

可近似取 $k = 0.2\Delta$, 式中 Δ 为粗糙度值 (mm)。

管道和烟道粗糙度近似值 Δ (mm) 如下:

钢管	0.20
铸钢管和优质混凝土管	0.30

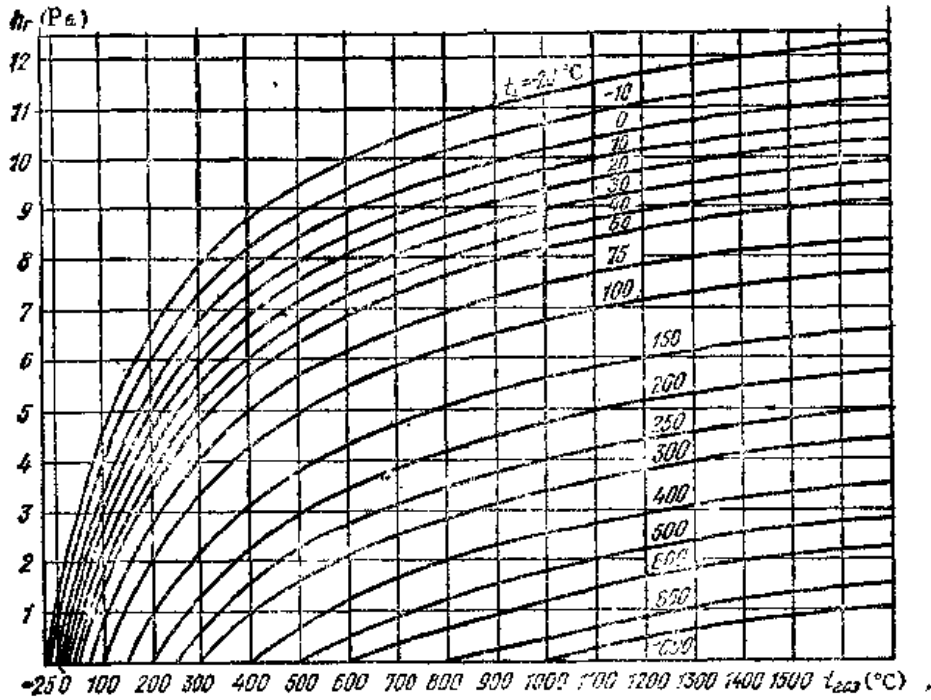


图 16-6 几何压头 h_r 与周围空气温度 t_a 之间的关系

铸铁管	0.25~0.40
生锈的钢管	0.60~0.70
砖砌烟道	0.45~6.0
水泥砂浆抹的砖烟道	0.8~6.0
浇灌的混凝土烟道	0.8~9.0

烟道和带内衬的钢管以及钢管中的摩擦系数列于图16-7。

雷诺准数临界值 Re 可按公式 (13-39) 确定。

摩擦压力损失等于摩擦阻力系数乘以动压头之积 $\zeta_{rp} \cdot h$ 并标以负号。

全段的压力总变化——等于13、15、18和20栏数据的代数和。

计算液体输送管道流体力学压头的不同之处在于：可以不计速度变化时的压力变化，而计算几何压头时则不计周围空气密度的大小。

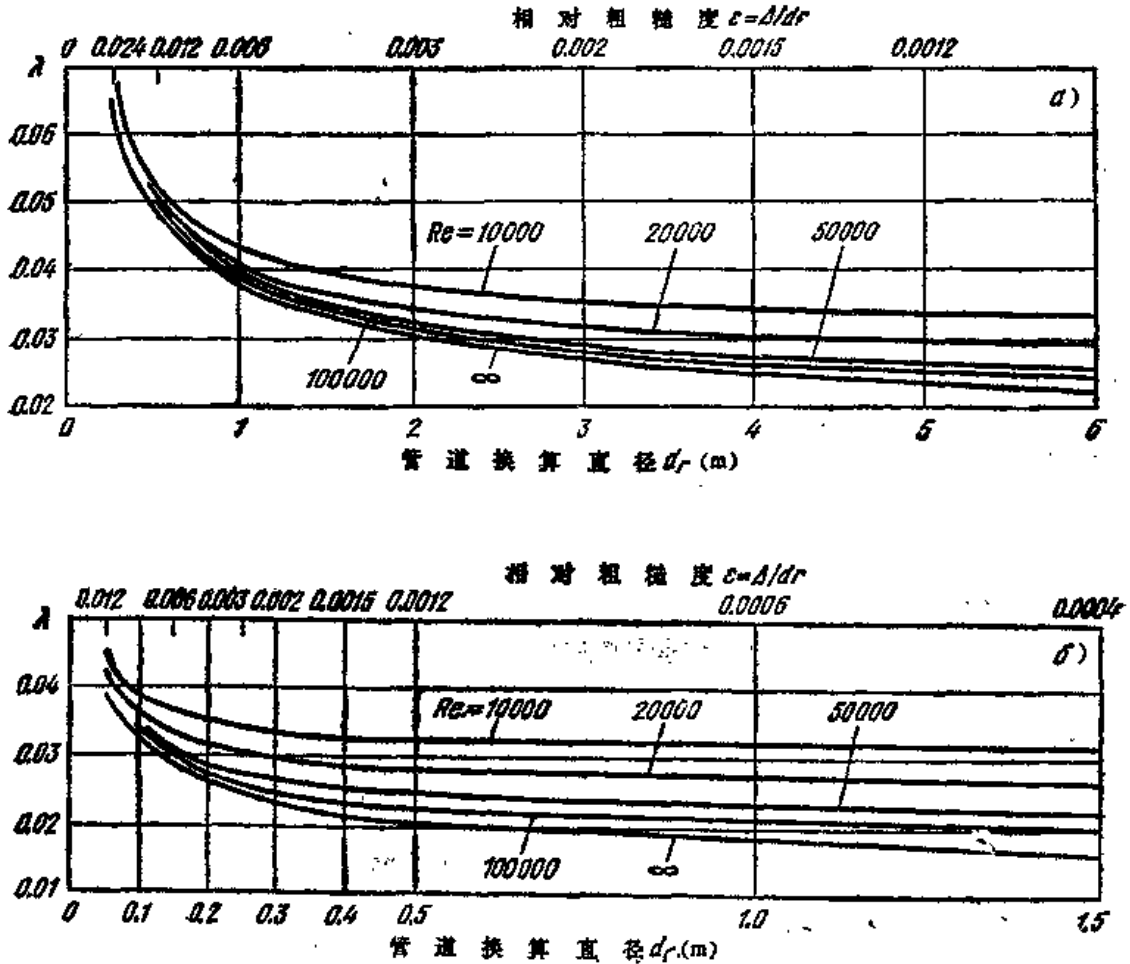


图 16-7 摩擦系数 λ

a—在烟道和带内衬的钢管中 ($\Delta=6\text{mm}$) b—在钢管中 ($\Delta=0.6\text{mm}$)

当已知通道尺寸和风机参数时，也可按照这些公式计算通道的流动特性。即求出在这种情形下的介质流量和管道末端的介质压力。

在恒定温度下，对液体或气体介质来说管道的输送能力特性可以按表16-2给出的格式计算。

修正系数 $k = (F_{xsp}/F)^2$ 用于确定折算阻力系数。式中的 $F_{xsp}(\text{m}^2)$ ——局部有代表性的横截面积，即：其阻力系数之和为最大时，那一局部的横截面积。局部折算阻力系数等于修正系数 k 乘以总的局部阻力系数与摩擦阻力系数之和：

$$\zeta_{np} = k(\sum \zeta + \zeta_{rp}) \tag{16-10}$$

管道折算阻力系数等于所有各段局部阻力系数的总和， $\zeta_{\text{总}} = \sum \zeta_{np}$

管道几何压头 $h_g(\text{Pa})$ 按下式计算：

$$h_g = \rho g H \tag{16-11}$$

表 16-1 三阶式加煤

分段号	分段部位	烟道几何尺寸					烟气数据			
		长度 L (m)	宽×高(直 径): 数量 (m)	通道截面 F (m ²)	周长 U (m)	换算直径 $d = \frac{4F}{U}$ (m)	烟道上升 高度 H (m)	流量 V_0 (m ³ /h)	温度 t (°C)	流速 w_0 (m/s)
1	炉子出口	—	(0.9-0.93) ×1.49, 2	5.45	—	—	-3	9.8	900	1.0
2	进入空气预热器	—	—	3.2×2	14.2	1.8	—	9.8	980*	1.5
3	进入空气换热器隔板	3.0	0.15×2.3, 16	5.5	73.2	0.3	-2.5	9.8	980*	1.8
	第1排换热箱	6.345	—	3.6	90.0	0.16	—	10.3	800	2.9
	第1排换热箱与第2排 换热箱之间挡板	5.0	0.15×2.4, 16	5.7	76.0	0.3	-3.0	10.3	800	1.8
	第2排换热箱	6.345	—	3.2	80.0	0.16	—	10.3	800	3.2
	换热器出口挡板	2.0	0.15×2.0, 16	4.8	64.0	0.3	—	10.7	610	2.2
4	汇合烟道	6.0	1.8×2.2	3.6	9.00	1.6	—	10.7	610	3.0
5	垂直烟道	6.9	2.55×1.24	3.2	7.50	1.7	+5.6	10.7	610	3.3
6	水平烟道	6.5	1.5×2.1	2.8	8.0	1.4	—	10.9	600	3.0
7	煤气换热器前水平烟道	4.5	1.74×2.27	3.6	9.0	1.6	—	10.9	600	3.0
8	煤气换热器	—	—	4.5	—	—	—	10.9	490	2.4
9	煤气换热器后烟道	4.7	1.5×2.1	2.8	8.0	1.4	—	10.9	380	3.0
10	竖管前烟道	2.0	1.5×2.27	3.2	8.6	1.5	—	12.2	340	3.8
11	烟道闸门前竖管	4.0	1.856×1.856	3.4	7.6	1.8	+4.0	12.2	340	3.6
12	闸 门	—	—	—	—	—	—	16.4	320	—
13	烟囱与闸门之间	8.5	1.25×2.0	2.5	6.7	1.5	—	16.4	320	6.6
14	烟 囱	40	φ14	1.5	4.3	1.4	+40	16.4	300	11.0

① 按表 IV-1 查得。

* 此处应为 880。——译者

炉烟道水力学计算

动压头 $k = \rho_0 \times \frac{w_0^2}{2}$ (Pa)	速度改变的压头损失 Δh (Pa)	烟道压力变化要素							压力总变化 (13 + 15 + 18 + 20) (Pa)	分段开始(分子)和终止(分母)的压力 (Pa)
		几何压头 h_r (Pa)		局部损失			摩擦损失			
		在1m高度上	在全段上	阻力编号①	$\Sigma \zeta$	$\Sigma \zeta h$ (Pa)	ζ_{TP}	$\zeta_{\text{TP}} h$ (Pa)		
9.8	-9.8	8.53	-25.7	2,15	0.5 + 1.0 = 1.5	-14.7	—	—	-50.2	0 50.2
6.9	+2.9	—	—	2,19	0.5 + 1.1 = 1.6	-11.0	—	—	-8.1	-50.2 -58.3
10.8	-3.9	8.83	-22.1	9,19	0.2 + 1.1 = 1.3	-14.0	0.5	-5.4		
23.5	-12.7	—	—	9,15	0.2 + 0.15 = 0.35	-7.8	2.0	-47.0		
8.8	+14.7	8.34	-25.0	34	2.0	-17.7	0.8	-7.0	-223.6	-58.3 -281.9
28.4	-19.6	—	—	9,18	0.2 + 0.15 = 0.35	-9.8	2.0	-56.8		
10.8	+17.6	—	—	15	0.35	-3.9	0.3	-3.2		
20.8	-9.8	—	—	46,19	1.5 + 1.1 = 2.6	-54.0	0.2	-4.1	-67.9	-281.9 -349.8
24.5	-3.9	7.55	+42.3	21	1.4	-34.3	0.2	-4.9	-0.8	-349.8 -350.6
34.3	-9.8	—	—	19,29	1.1 + 0.5 = 1.6	-54.9	0.2	-6.9	-71.6	-350.6 -422.2
20.6	+13.7	—	—	29	0.6	-12.4	0.14	-2.9	-1.6	-422.2 -423.8
11.8	+8.8	—	—	—	0.23 * 60 = 1.3	-210.7	—	—	-201.9	-423.8 -625.7
25.5	-13.7	—	—	21	1.0	-25.5	0.17	-4.3	-43.5	-625.7 -669.2
22.6	+2.9	—	—	21,19	1.0 + 1.1 = 2.1	-47.1	0.07	-1.6	-45.8	+669.2 -715.0
20.6	+2.0	5.69	+22.8	21,19	1.2 + 1.1 = 2.3	-47.4	0.11	-2.3	-24.9	-715.0 -739.9
—	—	—	—	—	—	—	—	—	+1079.1	-739.9 +339.2
86.7	-46.1	—	—	25,19	0.5 + 1.1 = 1.6	-106.8	0.28	-18.6	-171.6	+339.2 +167.6
180.5	-113.8	5.20	+208.0	—	—	—	1.4	-263.7	-158.5	+167.6 +9.1

表 16-2 恒定温度的液体或气体介质管道输送能力的计算格式

分段号	几何尺寸				阻力简图和图号 ^①	$\Sigma \zeta$	ζ_{er}	$\Sigma \zeta + \zeta_{\text{er}}$	k	ζ_{er}
	$L(\text{m})$	$d(\text{m})$	n	$F(\text{m}^2)$						

注: d —换算直径; n —并列单元数量; L —分段长度; F —总流通截面。

① 按表Ⅴ-1查出。

式中 g ——重力加速度 (m/s^2)。

假如几何压头有利于介质流动, 那就增加了入口端压力或使出口端产生负压; 如果几何压头起阻力作用, 则结果相反。代表截面流动特性的流速 (m/s) 按下式确定:

$$w_{x_{\text{ог}}\text{м}} = \sqrt{2h_{\text{ог}}\text{м} / \rho \zeta_{\text{ог}}\text{м}} \quad (16-12)$$

式中 $h_{\text{ог}}\text{м}$ ——以几何压头计算的始端压力或管道终端的负压 (Pa)。

管道的输送能力 (m^3/s), 按其代表性截面内的流速及其面积的乘积确定:

$$V = w_{x_{\text{ог}}\text{м}} F_{x_{\text{ог}}\text{м}} \quad (16-13)$$

16.2 喷射器的计算

标有尺寸代号并注明介质参数的喷射器简图见图16-8。以下文内均采用如下代号:

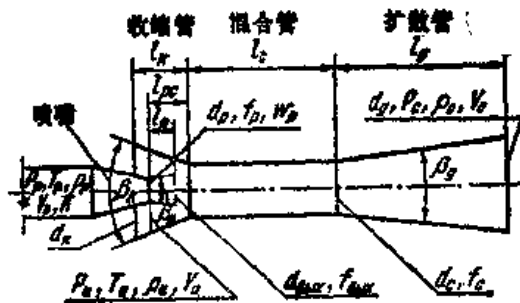


图 16-8 喷射器简图

B 、 C ——与喷射器结构、喷射介质以及工作参数有关的系数;

d ——直径 (mm);

$d_{\text{ог}}$ ——算出喷嘴截面直径或拉伐尔喷嘴临界截面直径 (mm);

f ——面积 (mm^2);

$f_{\text{ог}}$ ——喷嘴或拉伐尔喷嘴临界面积 (mm^2);

k ——绝热指数;

l ——长度 (mm);

$l_{\text{ог}}$ ——从喷嘴到混合器始端距离 (mm);

m ——体积喷射比;

n ——质量喷射比;

P ——绝对压力 (Pa);

$P_{\text{ог}}\text{м}$ ——以拉伐尔喷嘴几何尺寸计算的绝对压力 (Pa);

p ——相对压力 (Pa);

$T(t)$ ——温度 K($^{\circ}\text{C}$);

V ——最大流量 (m^3/h);

w ——流速 (m/s);

β ——角 (度);

Δp_p ——喷射介质压力 (P_p) 与被喷射介质压力 (P_n) 之差 (Pa), $\Delta p_p = P_p - P_n$;

Δp_o ——被喷射介质压力的升高 (Pa), $\Delta p_o = P_o - P_n$;

ρ ——密度 (kg/m^3);

φ ——喷口流量系数。

脚标符号:

0——当 $T_o = 273\text{K}$, $P_o = 10^5 \text{ kPa}$ 时;

σ_{Lax} ——拉伐尔喷嘴截面;

Π ——扩散管;

H ——被喷射介质;

K ——收缩管;

p ——喷射介质和喷口;

c ——混合器和混合物。

已知尺寸的喷射器性能按如下方程式计算:

被喷射介质压力的升高

$$\Delta p_o = \varphi^2 D P_p \left\{ \frac{F_p}{F_o} \left[\left(\frac{P_n}{P_{\text{pacu}}} - \frac{P_n}{P_p} \right) \frac{F_{\text{max}}}{F_p D} + 1 \right] - A \left(\frac{F_p}{F_o} \right)^2 \left[\frac{B}{2} m n - \frac{C}{2} (m-1)(n-1) \right] \right\} \quad (16-14)$$

式中 $m = V_o/V_p$, $n = G_o/G_p$ 。

$$\text{质量喷射比 } n = \frac{B - 2C + (\rho_{0n} T_p / \rho_{0p} T_n) [(\sqrt{R} - B) / \Pi]}{2(B - C)} \quad (16-15)$$

$$\text{式中 } R = \left[\frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} \Pi (B - 2C) - B \right]^2 + 4 \frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} \Pi (B - C) \left\{ \frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} \Pi C + \frac{2}{A} \frac{F_o}{F_p} \left[\left(\frac{P_n}{P_{\text{pacu}}} - \frac{P_n}{P_p} \right) \frac{F_{\text{max}}}{F_p D} + 1 \right] - \frac{2}{\varphi^2 A D} \left(\frac{F_o}{F_p} \right)^2 \frac{\Delta p_o}{P_p} \right\} \quad (16-16)$$

上述方程式中的系数有如下数值: $\varphi = 0.95$, 适用于拉伐尔管式喷嘴; $\varphi = 0.85$ 适用于收缩管式喷射器; $B = 1.3$ 且 $C = 0.85$ 适用于图16-8中的喷射器。

$$\Pi = (P_p / P_n)^{(k-1)/k} \quad (16-17)$$

气体超过临界压力时

$$A = \frac{[2/(k+1)]^{1/(k-1)} (P_p / P_n)^{1/k}}{\sqrt{[(k+1)/(k-1)] [1 - (P_n / P_p)^{(k-1)/k}]}} \quad (16-18)$$

$$D = k \left(\frac{2}{k+1} \right)^{k/(k-1)} \sqrt{\frac{k+1}{k-1} \left[1 - \left(\frac{P_n}{P_p} \right)^{(k-1)/k} \right]} \quad (16-19)$$

当气体低于临界压力时

$$A = 1$$

$$D = 2 \frac{k}{k-1} \left(\frac{P_n}{P_p} \right)^{1/k} \left[1 - \left(\frac{P_n}{P_p} \right)^{(k-1)/k} \right] \quad (16-20)$$

当气体压力低于20kPa时, 可认为气体并未被压缩, 因而近似取:

$$D = 2(P_p - P_n) / P_p = 2\Delta p_p / P_p, \quad \Pi = 1 \quad (16-21)$$

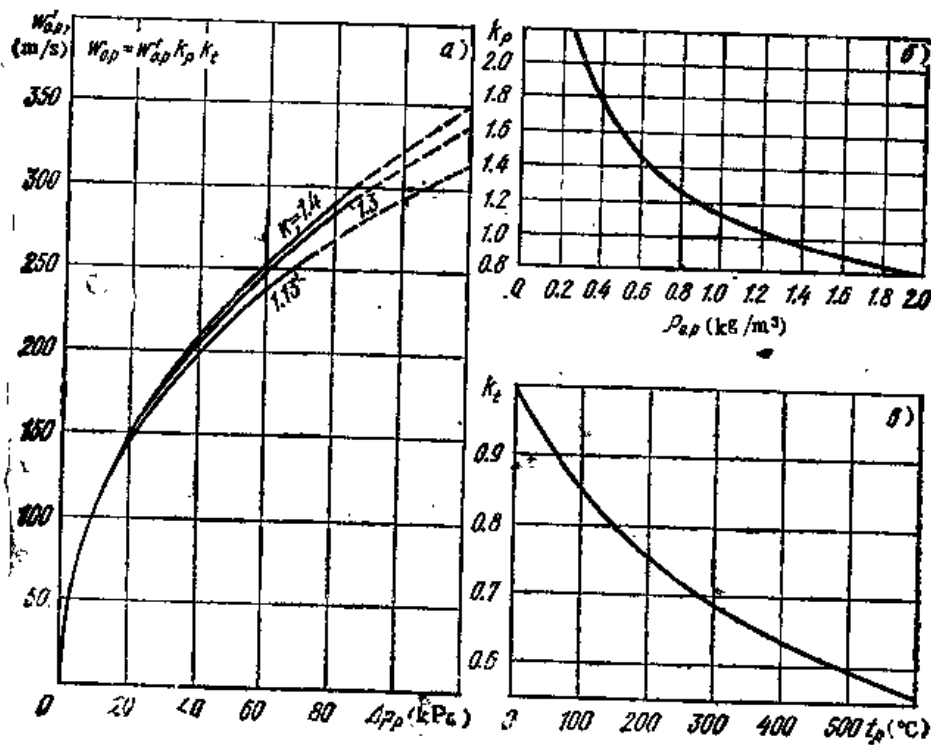


图 16-9 喷射介质折算流速

a—当 $\rho_{0p} = 1.29 \text{ kg/m}^3$ 和 $t_p = 0^\circ \text{C}$ 时的流速 w'_{0p} ，b—修正系数 k_p ，c—修正系数 k_t

$$\Pi = 1$$

在这种情形下方程式 (16-14) 变成以下形式:

$$\Delta p_c = 2\varphi^2 \Delta p_p \times \left\{ \frac{F_p}{F_c} - \left(\frac{F_p}{F_c} \right)^2 \left[\frac{B}{2} mn - \frac{C}{2} (m-1)(n-1) \right] \right\} \quad (16-22)$$

而方程式 (16-15) 中 R 应以如下形式表达:

$$R = \left[\frac{\rho_{0p}}{\rho_{0n}} \frac{T_n}{T_p} (B-2C) - B \right]^2 + 4 \frac{\rho_{0p}}{\rho_{0n}} \frac{T_n}{T_p} (B-C) \left[\frac{\rho_{0p}}{\rho_{0n}} \frac{T_n}{T_p} C + 2 \frac{F_c}{F_p} - \frac{1}{\varphi^2} \left(\frac{F_c}{F_p} \right)^2 \frac{\Delta p_c}{\Delta p_p} \right] \quad (16-23)$$

系数 A , Π 和 D 与绝热指数 k 的关系以及被喷射介质和喷射介质压力之比 P_n/P_p 的关系在表 IV-2 上给出。

喷射器最佳几何尺寸按如下方法确定:

超临界压力下喷射介质在喷嘴处的折算流速:

$$w_{0p} = \varphi M P_p \sqrt{\frac{T_0}{\rho_{0p} T_p P_n}} \quad (16-24)$$

$$\text{式中 } M = \sqrt{k \left[2 / (k+1) \right]^{(k+1)/(k-1)}} \quad (16-25)$$

当 $k=1.13$ 时 (干饱和蒸气) $M=0.635$; $k=1.3$ (过热蒸气, 可燃气体) $M=0.667$; $k=1.4$ 时 (水、双原子气体) $M=0.685$; 对于水蒸气 $\rho_{0p} = 0.804 \text{ kg/m}^3$ 。

喷射介质压力低于临界压力时:

$$w_{0p} = \varphi P_p \sqrt{\frac{2T_0}{\rho_{0p} T_p P_u} \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{P_u}{P_p} \right)^{2/k} - \left(\frac{P_u}{P_p} \right)^{(k+1)/k} \right]} \quad (16-26)$$

喷射介质折算流速与它的压力 P_p ，绝热指数 k ，密度 ρ_{0p} 和温度 T_p 之间的关系可按图16-9确定。

绘制该图时取 $p_u = p_0 = 101.3 \text{ kPa}$ ， $\varphi = 0.85$ 。

当喷射介质压力低于20kPa时，喷射介质的流速 (m/s) 可接近似公式求出：

$$w_{0p} = \varphi \sqrt{2 \Delta p_p T_0 P_p / \rho_{0p} T_p P_0} \quad (16-27)$$

喷嘴直径 (mm)：

$$d_p = \sqrt{10^6 V_{0p} / 2826 w_{0p}} \quad (16-28)$$

混合室截面积与喷嘴截面积的最佳比：

$$(F_c/F_n)_{opt} = A [Bmn - C(m-1)(n-1)] \quad (16-29)$$

式中 A 值按公式 (16-18) 确定。

系数 B 喷射器中沿着混合路程，从喷嘴的水平截面到混合器因为产生动压头所造成的阻力之和。系数 C 标志着在喷嘴水平截面处被喷射介质动压头占压力升高的百分数。喷射器的这些系数要在分析具体情况之后这样来运用：如果随着混合器直径变化而改变管路，该管路位于喷射器之后，那么系数 B 应能使混合器内的动压头与该管路阻力之比增加；而把管路摆在喷射器之前，那么应该从系数 C 中减去送入空气的动压头与该管路阻力之比。

不随混合器直径变化而改变其直径的其他管路的总阻力应包括在被喷射介质压力增高的数值之内。

混合器直径 (mm)：

$$d_c = d_p \sqrt{(F_c/F_p)_{opt}} \quad (16-30)$$

拉伐尔喷嘴出口截面直径 (mm)：

$$d_{noz} = d_p \sqrt{A} \quad (16-31)$$

混合器长度和扩散管长度相同，均按实际需要下列范围内选取：

$$l_c = l_x = (4 \sim 6) d_c \quad (16-32)$$

扩散管的扩散角 β_x ，以及拉伐尔喷嘴扩散角均采用 $6^\circ \sim 9^\circ$ 。

从而扩散管末端直径 (mm) 为：

$$d_x = d_c + 2l_x \text{tg}(\beta_x/2) \quad (16-33)$$

入口收缩管收缩角 β_k 取 $30^\circ \sim 45^\circ$ 。

入口收缩管长度以及由喷嘴到混合器始端的距离 (mm) 取：

$$l_k = l_{pc} = (0.5 \sim 1.5) d_c \quad (16-34)$$

拉伐尔喷嘴扩散段长度按下式确定：

$$l_p = (d_{noz} - d_p) / 2 \text{tg}(\beta_p/2) \quad (16-35)$$

具有最佳参数的喷射器在计算压力下的工作特性

被喷射介质压力的增高 (Pa)：

$$\Delta p_0 = \varphi^2 (D/2) P_p / (F_c/F_p)_{opt} \quad (16-36)$$

质量喷射比

$$n = \frac{B - 2C + \left(\frac{\rho_{0n} T_p}{\rho_{0p} T_n} \right) \left[\frac{(\sqrt{R} - B)}{\Pi} \right]}{2(B - C)} \quad (16-37)$$

式中 $R = \left[\frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} \Pi(B - 2C) - B \right]^2 + 4 \frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} \Pi(B - C) \times \left[\frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} \Pi C + \varphi^2 \frac{D}{2A} \frac{P_p}{\Delta p_c} \right]$ (16-38)

在表 IV-2 中给出了 $D/2A$ 的系数值同绝热指数 k 及喷射介质与工作介质的比的关系。

质量喷射比 n 与比值 $P_p/\Delta p_c$ 以及 $\rho_{0p} T_n/\rho_{0n} T_p$ 和系数 $D/2A$ 值, Π 值之间的关系由图 16-10 给出。该图是按照 $B=1.3, C=0.85, \varphi=0.85$ 而绘制的。

假如喷嘴制成拉伐尔管的形状, 那么由横坐标轴上截取 $(D/2A)(\rho_p/\Delta p_c)K_L$ 值, 式中 $K_L=1.25$, 而在此情况下 $\varphi=0.95$ 。

当喷射介质压力低于 20kPa 时, 根据式 (16-21) :

$$(D/2A)(P_p/\Delta p_c) = \Delta p_p/\Delta p_c \quad (16-39)$$

当喷射介质压力低于 20kPa 时, 式 (16-36) 和式 (16-37) 采用下列简化形式:

$$\Delta p_c \approx \varphi^2 \Delta p_p / (F_o/F_p)_{0n} \quad (16-40)$$

$$n = \frac{B - 2C + (\rho_{0n} T_p / \rho_{0p} T_n) (\sqrt{R} - B)}{2(B - C)} \quad (16-41)$$

式中 $R = \left[\frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} (B - 2C) - B \right]^2 + 4 \frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} (B - C) \times \left[\frac{\rho_{0p} T_n}{\rho_{0n} T_p} C + \varphi^2 \frac{\Delta p_p}{\Delta p_c} \right]$ (16-42)

喷射器计算顺序如下:

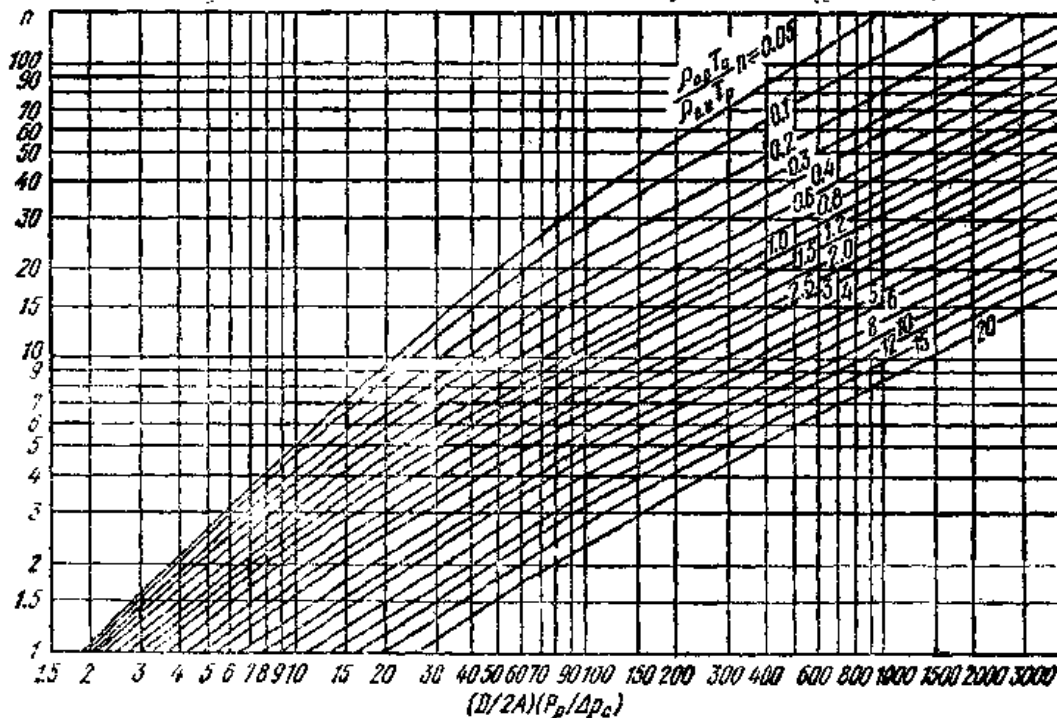


图 16-10 质量喷射比 n
($B=1.3, C=0.85, \varphi=0.85$)

给出喷射介质的特性 (p_s, T_p, ρ_{op}, k), 被喷射介质特性 (T_x, ρ_{ox}) 和它的最大流量 V_{ox} 或最大混合流量 V_{ox} , 以及被喷射介质必须提高的压力 Δp_s , 这一压力是混合物沿整个输送系统的总阻力加上或减去混合物的动压头。

按式 (16-15)、式 (16-37) 或式 (16-41), 或者按图 16-10 确定质量喷射比 n 。如果 n 出现负值, 那么所用的喷射介质压力不能在这种喷射比下保证给定的负压, 应该增加喷射介质的压力 (或降低要求的负压)。

如果给定了被喷射介质的最大流量, 则所需喷射介质的流量 (m^3/h):

$$V_{op} = V_{ox} \rho_{ox} / (n - 1) \rho_{op} \quad (16-43)$$

假如给出了最大混合流量, 则

$$V_{op} = \frac{V_{ox}}{(n - 1)(\rho_{op} / \rho_{ox}) + 1} \quad (16-44)$$

已知喷射介质流量, 按式 (16-24)、式 (16-26) 或式 (16-27) 即可求出喷射介质在喷嘴处的流速——从而求出喷嘴的工作直径。

最佳混合器截面积与喷嘴截面积之比, 按式 (16-29) 或由方程式 (16-36) 求出:

$$(F_c / F_p)_{opt} = \varphi^2 (D/2) (p_p / \Delta p_c) \quad (16-45)$$

而当喷射介质压力低于 20kPa 时, 式 (16-40) 变为:

$$(F_c / F_p)_{opt} = \varphi^2 (\Delta p_p / \Delta p_c) \quad (16-46)$$

表 16-3 低压喷射器计算

序号	名称	符号	计算数据	公式说明
1	值: $\frac{\rho_{ox} F_{ox}}{\rho_{op} T_p}$ $\frac{D}{2A} \frac{P_p}{\Delta p_c}$	—	$\frac{1.29 \times 1223}{1.23 \times 293} = 4.4$ $\frac{3900}{49} = 80$	ρ_{op} 从表 V-15 查出 式 (16-39)
2	质量喷射比	n	4.7	从图 16-10 查出
3	喷射介质流量 (m^3/h)	V_{op}	$\frac{460}{(4.7 - 1) \times 1.29 / 1.23} \approx 120$	式 (16-43)
4	喷射介质流速 (m/s)	w_{op}	$0.85 \sqrt{\frac{2.3900 \times 273 \times 105.2}{1.29 \times 293 \times 101.8}} = 65$	式 (16-27) 选 $\varphi = 0.85$
5	喷嘴直径 (mm)	d_p	$\sqrt{\frac{120 \times 10^3}{2826 \times 65}} \approx 25.6$	式 (16-28)
6	混合器与喷嘴最佳截面积比 (F_c / F_p) _{opt}	—	$0.85^2 \frac{400}{5} = 57.8$	式 (16-45)
7	混合器直径 (mm)	d_c	$25 \sqrt{57.8} = 190$, 选取 $d_c = 200$	式 (16-30)
8	混合器长度 (mm)	l_c	$4 \cdot 200 = 800$	式 (16-32)
9	被喷射介质入口接管段长度 或到喷嘴切面处距离 (mm)	l_{ox} 或 l_{ox}	200	按式 (16-34) $l_{ox} = l_c$
10	收缩角 (度)	β_c	35	选取
11	收缩段入口直径 (mm)	d_c	$200 + 2 \times 200 \tan(35/2) = 325$	式 (16-33)

然后按上述公式(16-30)~(16-35)计算喷射器的几何尺寸。

当选用喷射介质的压力时,如果介质流量或喷射器尺寸过大,那么应采用更高的喷射介质压力。

对于按方程式(16-14)~(16-16),或式(16-22)、(16-23)计算得出的一定几何尺寸的喷射器,通常比非计算压力下的工作特性要优越。被喷射介质提高的压力 Δp_c 、或体积喷射比 m (或 V_{0x} , V_{0c})的特性与喷射介质压力 p_p 的关系曲线用图的形式加以介绍。

下面列举低压和高压喷射器计算例题

例1. 计算低压喷射器。其喷射介质压力 $p_p = 105.2\text{kPa}$ 或 $\Delta p_p = 3.9\text{kPa}$ 的空气,被喷射介质压力 $p_x = p_0 = 101.3\text{kPa}$ 的烟气。空气温度 $t_p = 20^\circ\text{C}$ ($T_p = 293\text{K}$),烟气温度 $t_x = 950^\circ\text{C}$ ($T_x = 1223\text{K}$),密度 $\rho_{0x} = 1.23\text{kg/m}^3$, $V_{0x} = 460\text{m}^3/\text{h}$,需要提高的压力 $\Delta p_c = 49\text{Pa}$ 。

计算结果编入表16-3中。

例2. 计算有拉伐尔喷嘴的高压喷射器,喷射介质是压缩空气: $p_p = 392.2\text{kPa}$, $t_p =$

表 16-4 高压喷射器计算

序号	名称	符号	计算数据	公式说明
1	值: $\frac{\rho_{0p}}{\rho_{0x}} \frac{T_x}{T_p} \Pi$ $\frac{D}{2A} \frac{P_p}{\Delta p_x} K_L$	—	$\frac{1.29 \times 1123}{1.29 \times 293} 1.47 = 5.65$ $\frac{1.0234 \times 392200}{2 \times 1.1989 \times 490} 1.25 = 427$	当 $\frac{P_x}{P_p} = \frac{101.3}{392.2} = 0.26$ 时从图-2取 A , Π 和 D 值 对拉伐尔喷嘴系数 $K_L = 1.25$
2	质量喷射比	m	10.3	图16-10
3	喷射介质流量(m^3/h)	V_{0p}	$\frac{10000}{(10.3 - 1) \frac{1.29}{1.29} + 1} = 970$	式(16-44)
4	在拉伐尔喷嘴临界截面处喷射介质流速(m/s)	w_{0p}	$0.95 \times 0.685 \times 392200$ $\times \sqrt{\frac{273}{1.29 \times 293 \times 101300}} = 680$	式(16-24)
5	拉伐尔喷嘴临界截面直径(mm)	d_p	$\sqrt{\frac{970 \times 10^6}{2828 \times 680}} = 22.5$	式(16-28)
6	拉伐尔喷嘴出口直径(mm)	d_{0px}	选用 $d_p = 23$ $23 \sqrt{1.199} = 25$	按 $P_x/P_p = 0.26$ 查表图-2 取 A 值
7	拉伐尔喷嘴扩散段长度(mm)	l_p	$\frac{25 - 23}{2 \text{tg}(7/2)} \approx 16$	选用扩散角 7°
8	混合器与喷嘴最佳截面积比 (F_c/F_p) _{opt}	—	$0.95 \times \frac{1.023}{2} \frac{392200}{490} = 370$	式(16-36); 在 $P_x/P_p = 0.26$ 时 D 值取自表图-2
9	混合器直径(mm)	d_c	$23 \sqrt{370} = 443$, 选用 $d_c = 450$	式(16-30)
10	混合器和扩散段长度(mm)	l_c	$4 \times 450 = 1800$	式(16-32)
11	扩散段直径(mm)	d_0	$450 + 2 \times 1800 \text{tg}(7/2) = 670$	式(16-33) 选用扩散角 $\beta_0 = 7^\circ$

20℃, 而被喷射介质是空气: $\rho_n = \rho_0 = 101.3\text{kPa}$ 和 $t_n = 850^\circ\text{C}$ 。

被喷射空气的流量 $V = 1000\text{m}^3/\text{h}$, 需要提高的压力 $\Delta p_n = 490\text{Pa}$ 。

计算结果编入表16-4中。

16.3 确定气垫式炉内输入气体的流量和压力

板坯或钢板在气垫式炉内为气体所支撑, 有时通过圆孔和窄缝往板坯或钢板下均匀地输送入气体。在气垫式炉内, 为了支持板材或薄板所需要的气体流量按动量基础理论进行计算。现在对由两而或四面流出气体的气垫加以分析。

为了形成气垫所必需的气体流量 (m^3/s) 按下式确定:

$$V_0 = Uv_0 = Uh\sqrt{2\rho_n g \delta T_0 / \rho_0 T} \quad (16-47)$$

式中 h —— 抬起金属的高 (气垫厚) 度 (m);

ρ_n —— 金属密度 (kg/m^3);

g —— 自由落体加速度;

δ —— 金属的厚度 (m);

V 、 ρ 和 T —— 输入气体的流量 (m^3/s)、密度 (kg/m^3) 和温度 (K) (脚标0相当于 $T_0 = 273\text{K}$ 和压力 101.3kPa);

U —— 气垫裙周长 (m), 当气体从板长 L 方向两侧流出时 $U = 2L$ (m) [式 (6-48)]; 当气体从长度方向 L 和宽度方向 B 四面流出时 $U = 2(L+B)$ (m) [式 (16-49)]。

为了在1m周长上建立起气垫, 其必需的气体流量 v_0 可以按图16-11确定。对于钢板, 用左边的标度 ($\rho_n = 7850\text{kg}/\text{m}^3$), 对于铝板则用右边的标度 ($\rho_n = 2700\text{kg}/\text{m}^3$)。该图是按照 $t_0 = 0^\circ\text{C}$, 气体密度 $\rho_0 = 1.29\text{kg}/\text{m}^3$ 的空气绘制的。对其他温度和密度的气体, 应按图16-11获得的数值再乘以相应的修正系数。

气体密度修正系数:

$$k_p = \sqrt{1.29/\rho_0} = 1.136/\sqrt{\rho_0} \quad (16-50)$$

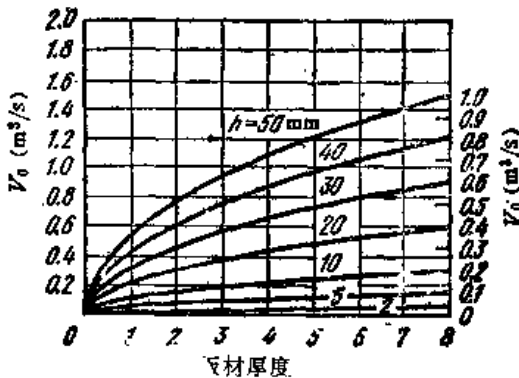


图 16-11 在1m周长上建立气垫所必需的气体流量

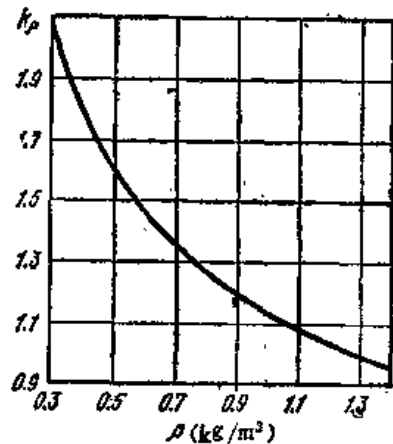


图 16-12 气体密度修正系数 k_p

可根据气体密度按图16-12曲线加以修正。

气体温度修正系数:

$$k_t = \sqrt{T_0/T} \quad (16-51)$$

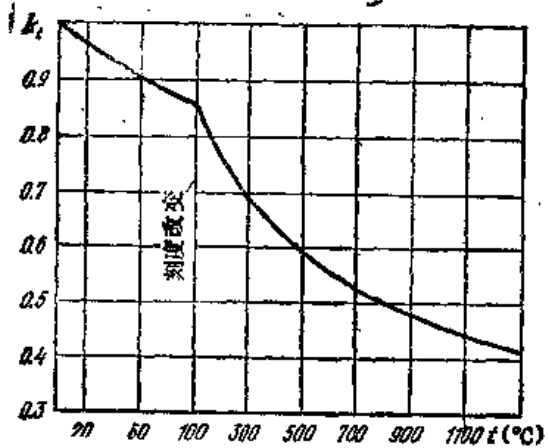


图 16-13 气体温度修正系数 k_t

可根据气体温度按图16-13曲线加以修正。

如果在钢板上作用着附加的垂直压力,例如由于金属面上的布气设备所产生的气流压力,应折算成假想的金属厚度 (m)

$$\delta_{yca} = \delta + P_{xon}/\rho_x g \quad (16-52)$$

式中 P_{xon} ——附加压力 (Pa)。

为了确定气垫所需的气体流量,按图16-11和图16-12修正计算所得出的流量 v_0 还应乘以所用气垫裙周长。

为了能稳定地支持金属,气垫应有的厚度范围如下:

$$0.003\text{m} < h < h_{max} \quad (16-53)$$

所允许的气垫最大厚度 (m) 按下式确定:

$$h_{max} = F_n \sqrt{\bar{F}} / 2U \quad (16-54)$$

式中 \bar{F} ——孔的相对面积;

$$\bar{F} = F_0 / F_n \quad (16-55)$$

式中 F_n ——气垫面积 (m^2);

F_0 ——设备上气孔(缝)的面积 (m^2), 推荐选择 $\bar{F} = 0.02 \sim 0.03$, 而比值 $h/d \times (b_0) = 4 \sim 6$ 。

设备上气孔(缝)之间的距离 S (m), 在已知 \bar{F} 和 $d(b_0)$ 的条件下按公式计算,

对于圆孔

$$S = d \sqrt{0.785/\bar{F}} \quad (16-56)$$

对于直缝

$$S = b_0 / \bar{F} \quad (16-57)$$

布气装置前气体压力 (Pa),

$$P_x = \zeta (\rho_0 V^2 T / 2F^2 T_0) + \rho_x g \delta_{yca} \quad (16-58)$$

式中 ζ ——布气装置流体阻力系数; $\bar{F} < 0.1$ 时, 可采用 $\zeta = 2 \sim 6$ 。

下面是气垫式炉输入气体的流量和压力的计算例题。

例1. 确定低温钢板回火炉形成气垫所必需的空气流量和压力:

$B = 1.5\text{m}$, $L = 5\text{m}$, $\delta = 0.001\text{m}$, $t_B = 300^\circ\text{C}$, 空气自板下四面流出。

计算结果列于表16-5

例2. 确定铝板油漆涂层干燥炉形成气垫的空气流量和压力, $B = 0.5\text{m}$; $\delta = 0.0005\text{m}$,

$L = 15\text{m}$, $t_B = 200^\circ\text{C}$ 。空气由两侧流出, 上下送风。上部布气装置的空气流速 $w_{Bex} = 20\text{m/s}$ 。

计算结果列于表16-6。

例3. 确定钢板退火炉气垫用氮氢混合气的流量和压力, $B = 1.0\text{m}$, $\delta = 0.0015\text{m}$, 炉子较长, $t_0 = 20^\circ\text{C}$, $\rho_0 = 0.88\text{kg/m}^3$, 混合气两侧流出。

表 16-5 钢板回火炉内气垫的空气压力和流量计算

序号	名 称	符号	计 算 数 据	计算说明
1	气垫裙周长(m)	U	$2(5.0 + 1.5) = 13$	式(16-49)
2	气垫面积(m ²)	F_u	$1.5 \times 5.0 = 7.5$	$F_u = BL$
3	孔的相对面积	\bar{F}	0.03	选用
4	气垫厚度最大容许值(m)	h_{max}	$\frac{7.5\sqrt{0.03}}{2 \times 13} = 0.05$	式(16-54)
5	气垫厚度(m)	h	0.02	以式(16-53)为条件选用
6	形成气垫所必需的气体流量(m ³ /s)	V_0	$13 \times 0.02 \sqrt{\frac{2 \times 7800 \times 9.81 \times 0.001 \times 273}{1.29 \times 573}}$ $= 1.95$ 或 $3600 \times 1.95 = 7020 \text{ m}^3/\text{h}$	式(16-47)和图16-11
7	布气装置上的孔径(m)	d	0.005 ^①	选用
8	布气装置上孔的间距(m)	S	$0.005 \sqrt{\frac{0.785}{0.03}} = 0.026$	式(16-56)
9	布气装置上孔的面积(m ²)	F_0	$0.03 \times 7.5 = 0.225$	式(16-55)
10	布气装置前的空气压力(Pa)	P_0	$2.6 \frac{1.29 \times 1.95^2 \times 573}{2 \times 0.225^2 \times 273} + 7800 \times 9.81$ $\times 0.001 \approx 340$	式(16-58)

① 原书此处为0.05, 恐系0.005之误。——译者

计算结果列于表16-7。

表 16-6 铝板涂漆干燥炉气垫的空气压力和流量计算

序号	名 称	符号	计 算 数 据	计算说明
1	气垫裙周长(m)	U	$2 \times 15 = 30$	式(16-48)
2	气垫面积(m ²)	F_u	$0.5 \times 15 = 7.5$	$F_u = BL$
3	孔的相对面积	\bar{F}	0.03	选 用
4	气垫厚度最大容许值(m)	h_{max}	$\frac{7.5\sqrt{0.03}}{2 \times 30} = 0.022$	式(16-54)
5	气垫厚度(m)	h	0.02	由式(16-53)为条件选用
6	上部布气装置空气流阻压力(Pa)	P_{res}	$\frac{20^2 \times 1.29 \times 173}{273} \approx 900$	板上的流阻压力等于2倍动压头 $P_{res} = \frac{\rho v_{sup}^2 PF}{T_0}$
7	在1m ² 铝板上空气压力(Pa)	G_{air}	$900 \times 0.03 = 27$	$G_{air} = P_{res} \cdot \bar{F}$
8	铝板金属厚度(m)	δ_{min}	$0.0005 + \frac{27}{2700 \times 9.81} = 0.0015$	式(16-52) $\rho_s = 2700 \text{ kg/m}^3$

(续)

序号	名称	符号	计算数据	计算说明
9	形成气垫必需的空气流量(m ³ /s)	V_0	30×0.620 $\times \sqrt{\frac{2 \times 2700 \times 9.81 \times 0.6015 \times 273}{1.29 \times 473}}$ $= 3.58, \text{ 或 } 360 \times 3.58$ $= 12900(\text{m}^3/\text{h})$	式(16-47)
10	布气装置孔的面积(m ²)	F_0	$0.03 \times 7.5 = 0.225$	式(16-55)
11	布气装置前空气压力(Pa)	P_1	$2.6 \times \frac{1.29 \times 3.58^2 \times 473}{2 \times 0.225^2 \times 273} + 2700$ $\times 9.81 \times 0.6015 = 773$	式(16-58)

表 16-7 带帘退火炉气垫用氢氢混合气压力和流量计算

序号	名称	符号	计算数据	计算说明
1	气垫帘周长(m)	U	$1 + 1 = 2$	式(16-48)
2	气垫面积(m ²)	F_0	$1 \times 1 = 1$	$F_0 = BL$
3	孔的相对面积	\bar{F}	0.05	选用
4	气垫厚度最大容许值(m)	h_{\max}	$\frac{1 \times \sqrt{0.05}}{2 \times 2} = 0.051$	式(16-54)
5	气垫厚度(m)	h	0.015	由式(16-53)为条件选用
6	形成气垫所需混合气流量(m ³ /s)	V_0	2.6×0.015 $\times \sqrt{\frac{2 \times 7800 \times 9.81 \times 0.6015 \times 273}{0.88 \times 293}}$ $= 0.47$	式(16-47)
7	布气装置孔的面积(m ²)	F_0	$1 \times 0.05 = 0.05$	
8	布气装置前气体压力(Pa)	P_1	$2.6 \times \frac{0.88 \times 0.47^2 \times 293}{2 \times 0.05^2 \times 273} + 7850 \times$ $9.81 \times 0.6015 = 108 + 116 = 224$	式(16-58)

17. 燃烧器和加热装置的计算

在计算燃烧器时采用和喷射器计算相同的符号(见16.2节)。

17.1 不预先混合的燃烧器计算

在不预先混合的燃烧器中,煤气和空气是在燃烧器外部混合并以扩散形式进行燃烧。不预先混合的燃烧器计算包括:确定煤气、空气以及这两种气体混合物的通道截面,或者已知燃烧器的几何尺寸计算它的燃烧能力。

不预先混合的燃烧器计算简图如图17-1所示。

在计算时通常选定煤气($Q_0^0, \rho_{0r}, T_r, p_r$)、空气(T_0, p_0)诸参数并提出燃烧器

的燃烧能力 V_{or} 。

能满足煤气燃烧条件的空气流量 V_{0a} (m^3/h)可按式确定:

$$V_{0a} = \alpha L_0 V_{or} \quad (17-1)$$

式中 L_0 ——按理论计算的空气量 (m^3/m^3 煤气), 根据采用的煤气种类按图II-1~图II-41确定;

α ——空气过剩系数。

在燃烧器出口截面处煤气或空气的流速 (m/s):

$$w_0 = \sqrt{2T_0 p / \zeta \rho_0 T} \quad (17-2)$$

式中 ζ ——阻力系数, 对于空气通道 $\zeta_a = 1.0$; 对于煤气通道 $\zeta_r = 1.5$ 。

出口截面积 (mm^2):

$$F = 10^3 V_0 / 3.6 w_0 \quad (17-3)$$

按出口截面积求出气体喷口直径和环缝尺寸 (mm):

$$d_r = \sqrt{F_r / 0.785} \quad (17-4)$$

$$d_{\text{环缝}} = \sqrt{F_a / 0.785 + d_r^2} \quad (17-5)$$

煤气或空气出口处的实际流速 (m/s):

$$w = w_0 T / T_0 \quad (17-6)$$

煤气与空气出口实际流速可能有很大差别, 推荐的流速值列于表17-1。

表 17-1 套管式燃烧器中煤气空气和混合气体实际流速推荐值

部 位	流 速 (m/s)	
	空 气	煤 气
燃烧器前导管	8~10	10~15
燃烧器前导管, 压力过剩时	18~20	20~22
燃烧器前导管, 压力不足时	5~7	6~8
燃烧器入口截面处, 压力过剩时	18~20	18~20
燃烧器入口截面处, 压力不足时	5~7	5~7
燃烧器出口截面处 ^①	40~50	—
出口截面前煤气喷口		20~25
出口截面前煤气喷口, 出口截面处 ^②		80~100

注: 推荐的混合气体流速在燃烧器喷口处最大为25~30m/s最小为4~5m/s。

① 进入燃烧器前空气压力0.5~1.0kPa, 温度 $t_a = 0^\circ C$ 和1.0~2.5kPa, $t_a = 400^\circ C$ 。

② 进入燃烧器前煤气压力6.0kPa, $t_r = 0^\circ C$ 。

为了缩短火焰长度, 空气的实际流速应不同于煤气流速。前者应为后者的两倍, 但在任何情况下亦不应大于后者的3~4倍。为了获得长火焰, 煤气和空气的流速大致相等或彼此稍有差别。

可以按图IV-1选择燃烧器前导管和燃烧器中圆形横截面部位的尺寸, 或者根据燃烧

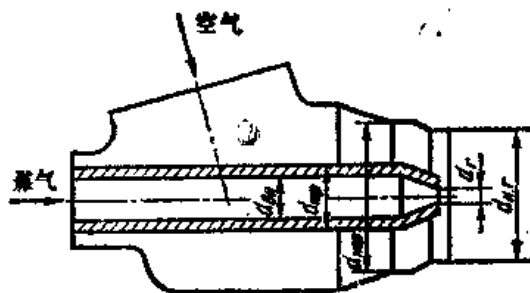


图 17-1 不预先混合的燃烧器计算简图

器各部位的直径确定煤气和空气在管道中的流速。

根据所采用的煤气和燃烧器的燃烧能力，以及煤气和空气的压力，用以计算燃烧器几何尺寸，其步骤如下：按式 (17-1) 计算空气流量；按式 (17-2) 计算煤气和空气的流速；按式 (17-3) 计算煤气和空气入口处截面积；按式 (17-6) 计算空气与煤气的实际速度并修正二者的混合比；按式 (17-4) 计算煤气出口直径；按式 (17-5) 计算燃烧器环缝和外壳直径；然后计算燃烧器出口直径及煤气和空气入口处直径。

在空气和煤气压力一定的情况下，如果已知燃烧器的几何尺寸，而且需要求出它的燃烧能力，那么可按公式 (17-2) 计算流速，再按公式 (17-3) 确定燃烧器在已知出口截面积情况下的燃烧能力。

例. 计算套管式燃烧器 天然气消耗量 $V_{or} = 30 \text{ m}^3/\text{h}$ ，低发热量 $Q_{or}^0 = 34 \text{ MJ}/\text{m}^3$ ，煤气压力 $p_r = 5.3 \text{ kPa}$ 。空气压力 $p_a = 0.5 \text{ kPa}$ 。 $t_r = 20^\circ\text{C}$ ， $t_a = 400^\circ\text{C}$ 。空气过剩系数 $\alpha = 1.1$ 。

由图 II-5 查出煤气密度 $\rho_{or} = 0.82 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，理论空气需要量 $L_0 = 9.01 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 煤气，计算结果汇总入表 17-2 中。

17.2 喷射式燃烧器计算

喷射式燃烧器是一种煤气与空气预先混合的最常用燃烧装置。加热炉和热处理炉采用的系列化喷射式燃烧器有如下几种：

H——用于燃烧 $Q_{or}^0 = 3.75 \sim 9.20 \text{ MJ}/\text{m}^3$ 的高炉和焦炉混合煤气，并在冷空气和冷煤气或煤气预热温度低于 300°C 的情况下工作。

II——用于燃烧 $Q_{or}^0 = 3.75 \sim 8.40 \text{ MJ}/\text{m}^3$ 的高炉和焦炉混合煤气，在预热空气和冷煤气或煤气预热的情况下工作。

B, BII——用于燃烧天然气、焦炉煤气、天然气和焦炉煤气混合气以及其他发热量高的煤气，并在冷空气和冷煤气情况下工作。

所有系列化的燃烧器是按在最佳工作制度下计算的，并具有最合理的尺寸。

供计算用的喷射式燃烧器示意图见图 17-2。喷射式燃烧器的详细计算方法编入另一手册中^①。

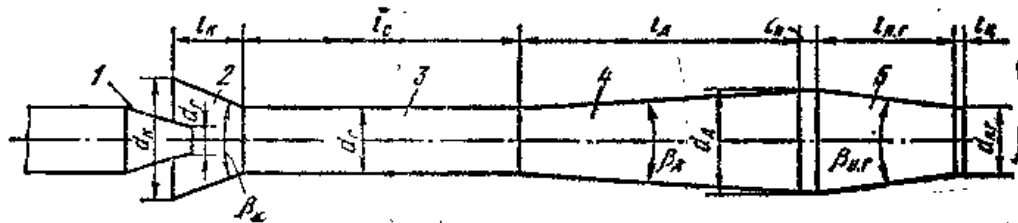


图 17-2 供计算用的喷射式燃烧器示意图

1—煤气喷嘴 2—入口收缩管 3—混合器 4—扩散管 5—燃烧器出口

表 (17-3) 列出 H、II、B 类系列化喷射式燃烧器的内部尺寸。这些燃烧器都是按照上

^① Гусовский В.А., Лифшиц А.Е., Тымчак В.М.著《加热炉和热处理炉燃烧设备》莫斯科：冶金出版社 1981 年第 272 页。

表 17-2 不预先混合的燃烧器计算表

序号	名 称	符号	计 算 数 据	计算说明
1	空气流量(m ³ /h)	V_{0a}	$1.1 \times 9.01 \times 30 = 297$	式(17-1)
2	喷口截面处煤气流速(m/s)	w_{0r}	$\sqrt{\frac{2 \times 273 \times 5300}{1.5 \times 0.82 \times 293}} = 89.6$	式(17-2)
3	在出口截面处空气流速(m/s)	w_{0a}	$\sqrt{\frac{2 \times 273 \times 500}{1.29 \times 673}} = 17.7$	式(17-2)
4	煤气出口截面积(mm ²)	F_r	$\frac{30 \times 10^3}{3.6 \times 89.6} = 93$	式(17-3)
5	煤气喷口直径(mm)	d_r	$\sqrt{\frac{93}{0.785}} = 10.88 \approx 11$	式(17-4)
6	空气入口截面积(mm ²)	F_a	$\frac{297 \times 10^3}{3.6 \times 17.7} = 4660$	式(17-3)
7	煤气在管内流速(m/s)	—	25	选 用
8	煤气管内径(mm)	d_n	21	图 17-1
9	煤气管外径(mm)	d_{rp}	$21 + 7 \times 2 = 35$ mm	壁厚7mm
10	燃烧器壳体内径(mm)	$d_{гор}$	$\sqrt{\frac{4660}{0.785} + 35^2} = 84.62 \approx 85$	式(17-5)
11	煤气实际流速(m/s)	w_r	$89.6 \times \frac{293}{273} = 96.4$	式(17-6)
12	空气实际流速(m/s)	w_a	$17.7 \times \frac{673}{273} = 43.6$	式(17-6)
13	煤气与空气流速比(w_r/w_a)	—	$96.4/43.6 = 2.2$	
14	煤气空气混合气流量(m ³ /h)	V_{0cv}	$30 + 297 = 327$	$V_{0cv} = V_{0r} + V_{0a}$
15	流速(m/s):	—		
	煤气导管内		12.5	选 用
	空气导管内		8	
	混合气在喷口处		25	
16	直径(mm):	—		图 17-1
	煤气导管		30	
	空气导管		115	
	燃烧器喷出口		70	

述手册所提出的方法计算出来的。各线性尺寸均以混合器直径 d_c 的倍数来表示。

为了选择系列化燃烧器和确定喷嘴直径，在上述手册中将它们编入按煤气和燃烧能力绘成的图，并编成煤气喷嘴直径表，但只有当煤气与空气的各种参数以及空气过剩系数和背压均符合图表所提出的指标情况下才可按图表选择燃烧器和燃气喷嘴直径。

当喷射式燃烧器工作条件与所选用的系列化燃烧器有差别时才进行计算。而且还应注

表 17-3 由《СТАЛЬПРОЕКТ》设计的喷射式燃烧器内部尺寸

燃烧器 类型	d_m	d_n	$d_{n,r}$	l_n	l_o	l_m	l_n	$l_{n,r}$	l_a	角度(度)		
										β_n	β_m	$\beta_{n,r}$
H	1.77	1.24	1	1	4	2	0.4	1	0.08~0.2	42	7	14
П	1.77	1.49	1	1	4	4	—	2	0.02~0.1	42	7	14
B	1.96	1.55	1.25	1.25	4.15	4.45	0.5	1	0.1~0.25	42	7	14

注: 所有线性尺寸均以混合器直径 d_c 的倍数来表示。

表 17-4 H类喷射式燃烧器计算

序号	名称	符号	计算数据	计算说明
1	喷口处煤气流速 (m/s)	w_{or}	$0.85\sqrt{\frac{2 \times 273 \times 123.3}{0.71 \times 293 \times 103.3} \times 20000} = 213$	式 (17-17)
2	煤气喷口面积 (mm ²)	F_r	$\frac{325 \times 10^3}{3.6 \times 213} = 424$	式 (17-3)
3	煤气喷口直径 (mm)	d_r	$\sqrt{\frac{424}{0.785}} = 23.2 \approx 23$	式 (17-4)
4	体积喷射比	m	$1 + 1.05 \times 2.12 \times \frac{293}{293} = 3.23$	式 (17-12)
5	质量喷射比	n	$1 + 1.05 \times 2.12 \times \frac{1.29}{0.71} = 5.04$	式 (17-13)
6	混合器和煤气喷嘴截面积比	\bar{F}_1	$\frac{2.35 \times 3.23 \times 5.04 - 0.425 \times 2.23 \times 4.04}{2} = 17.2$	式 (17-15)
7	混合器直径 (mm)	d_c	$23\sqrt{17.2} = 95.4$	式 (17-16)
8	燃烧器喷口直径 (mm)	$d_{n,r}$	100	H100燃烧器
9	精确计算的煤气喷嘴直径 (mm)	d_r	$100 \div \sqrt{17.2} = 24$	式 (17-16)
10	精确计算的燃烧器燃烧能力 (m ³ /h)	V_{or}	$0.785 \times 24^2 \times 3.6 \times 10^{-3} \times 213 = 347$	式 (17-3)
11	混合气出口流速 (m/s)	$w_{n,r}$	$\frac{347 \times (1 + 1.05 \times 2.12) \times 373 \times 10^3}{2.826 \times 100^2 \times 273} = 54$	按公式 (17-21), 选用预热到100℃的混合气按图17-5a, 但以图17-56中 $t_{cm} = 100$ ℃时的数据加以修正
12	回火速度 (m/s)	w_{np}	$11.7 \times 2.0 = 23.4$	公式 (17-22)
13	燃烧器调节比	θ	$54 \div 23.4 = 2.3$	

意到系列化燃烧器的煤气喷嘴直径是可以改变的, 而混合器尺寸与燃烧器喷口直径的对比关系应符合下列业已确定的规定值:

$$\bar{F}_2 = F_{n,r}/F_c = (d_{n,r}/d_c)^2 \quad (17-7)$$

所以混合器截面积和煤气喷嘴截面积之比应按下式计算:

$$\bar{F}_1 = \frac{F_o}{F_r} = \frac{A[B'mn - C(m-1)(n-1)]}{1 + \sqrt{1 - 2A \frac{\Delta p_o + p_{n,r}}{\varphi^2 D p_r} [B'mn - C(m-1)(n-1)]}} \quad (17-8)$$

当煤气处于亚临界压力时, 式中的系数 A 等于 1, 而在超过临界压力的情况下按公式 (16-18) 或按表 IV-2 ($k=1.3$) 确定。

$$\text{系数} \quad B' = B + (1 + \zeta_{n,r}) / \bar{F}_1 \quad (17-9)$$

式中 B ——代表煤气与空气混合气在燃烧器内流动阻力的一种系数。

$$B = 1 + \Sigma \zeta_0 \quad (17-10)$$

系数 C 代表空气沿途流动阻力系数

$$C = 1 - \Sigma \zeta_n \quad (17-11)$$

对于最佳结构的喷射式燃烧器 $B = 1.15$, $C = 0.425$;

系数 D 按公式 (16-20)、(16-21) 或按表 IV-2 计算。

m ——体积喷射比 (混合气体体积与煤气体积之比);

$$m = 1 + \alpha L_0 \frac{T_0}{T_r} \left(\frac{P_0}{P_r} \right)^{-0.23} = 1 + \alpha L_0 \frac{T_0}{T_r} \Pi \quad (17-12)$$

n ——质量喷射比 (煤气与空气混合气的质量同煤气质量之比);

$$n = 1 + \alpha L_0 \frac{\rho_{0B}}{\rho_{0r}} \quad (17-13)$$

Π ——按照表 IV-2 确定的系数, 当煤气压力 $< 20\text{kPa}$ 时可采用 $\Pi = 1$;

p_{nev} ——在燃烧器中心线标高处的炉压 (Pa);

ΔP_0 ——被喷射的空气沿途压力损失 (Pa);

$\Sigma \zeta_B, \Sigma \zeta_C$ ——燃烧器内空气和空气-煤气混合气的沿途阻力系数之和;

$\zeta_{n,r}$ ——燃烧器喷口处的阻力系数 (对最佳结构的燃烧器喷口来说 $\zeta_{n,r} = 0.2$);

φ ——喷嘴流量系数 (对带收缩管的喷射器来说可取 $\varphi = 0.85$)。

当煤气压力低于 20kPa 时, 混合器和煤气喷嘴截面积比可采用下式:

$$\bar{F}_1 = \frac{B'mn - C(m-1)(n-1)}{1 + \sqrt{1 - \frac{\Delta p_n + p_{nev}}{\varphi^2 p_r} [B'mn - C(m-1)(n-1)]}} \quad (17-14)$$

在没有背压的情况下 ($\Delta p_n + p_{nev} = 0$) 上式简化为:

$$\bar{F}_1 = \frac{B'mn - C(m-1)(n-1)}{2} \quad (17-15)$$

混合器直径 (mm):

$$d_c = d_r \sqrt{\bar{F}_1} \quad (17-16)$$

由表 17-3 可知, 对于低热值煤气所用的系列化燃烧器 (H 和 Π 类), 当 $\bar{F}_2 = 1.0$ 且 $B' = 2.35$ 情况下, 取 $d_{nr} = d_c$; 而对于高热值煤气所用的 (B 类) 系列化燃烧器, $\bar{F}_2 = 1.5$ 且 $B' = 1.65$ 情况下, 取 $d_{nr} = 1.25d_c$ 。

煤气在喷嘴处的流速 (m/s) 确定如下:

当煤气压力低于 20kPa 时

$$w_{0r} = \varphi \sqrt{\frac{2T_0 P_r}{\rho_0 T_r P_0} p_r} \quad (17-17)$$

当煤气为亚临界压力时

$$w_{0r} = 2.944 \varphi P_r \times \sqrt{\frac{T_0}{\rho_0 T_r P_0} \left[\left(\frac{P_0}{P_r} \right)^{1.54} - \left(\frac{P_0}{P_r} \right)^{1.77} \right]} \quad (17-18)$$

当煤气为超临界压力时

$$w_{or} = 0.213 \varphi_0 P_r \sqrt{\frac{T_0}{\rho_{or} T_r P_0}} \quad (17-19)$$

按式 (17-17) 和 (17-18) 绘成曲线图 (17-3), 用该图曲线可以根据煤气压力 $p_r(P_r)$, 密度 ρ_{or} 和温度 t_r 确定煤气在喷嘴处的流速。首先, 按图 17-3a 的曲线确定当 $\rho_0 = 1.29 \text{ kg/m}^3$ 和 $t = 0^\circ\text{C}$ 时煤气的流速, 而后再将求出的流速值乘以按图 17-3b 和图 (17-3b) 确定的修正系数。喷嘴处的流量系数 $\varphi = 0.85$ 。

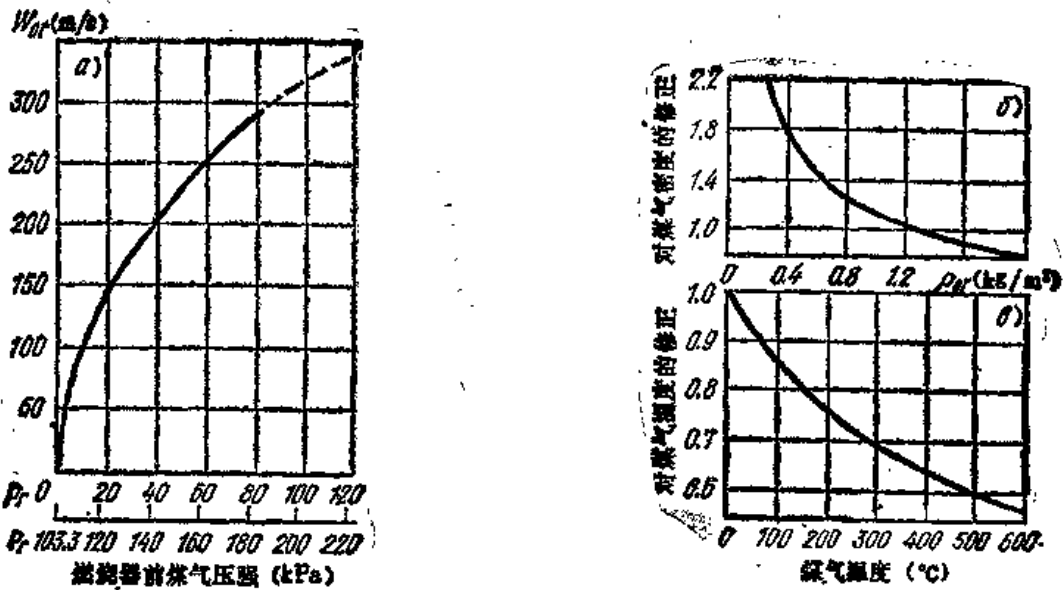


图 17-3 喷嘴处的煤气流速

a—当 $\rho_{or} = 1.29 \text{ kg/m}^3$, $t_r = 0^\circ\text{C}$ 时 b—煤气密度的修正系数 c—煤气温度的修正系数

煤气与空气混合气在燃烧器喷口处的温度 ($^\circ\text{C}$),

$$t_{ox} = \frac{t_r + \alpha L_0 t_a}{1 + \alpha L_0} \quad (17-20)$$

在燃烧器喷口处混合气的流速 (m/s),

$$w_{n,r} = \frac{V_{or}(1 + \alpha L_0) T_{ox} 10^3}{2.826 d_{n,r}^2 T_0} \quad (17-21)$$

在使用冷煤气和冷空气时应注意到, 由于炉子燃烧室的辐射和燃烧器外壳的传热, 混合气体可能在燃烧器内被加热到 100°C 。

燃烧器的调节范围

$$\beta = w_{n,r} / w_{np} \quad (17-22)$$

式中 w_{np} ——回火速度 (m/s), 根据所采用的煤气种类, 燃烧器喷口直径 $d_{n,r}$ 和混合气体温度 t_{ox} 由图 17-5 确定。

先按图 17-5a 确定冷混合气体的回火速度, 然后将获得的数值乘以由图 17-5b 查得的修正系数。

对于已知尺寸的燃烧器可以确定在规定条件下的空气过剩系数,

表 17-5 II类喷射式燃烧器计算表

序号	名称	符号	计算数据	计算说明
1	煤气自喷嘴流出速度 (m/s)	w_{or}	$0.85\sqrt{\frac{2 \times 273 \times 118.3}{1.11 \times 473 \times 103.3} \cdot 15000} = 114$	式(17-17)
2	体积喷射比	m	$1 + 1.05 \times 1.13 \times \frac{773}{473} = 2.94$	式(17-12)
3	质量喷射比	n	$1 + 1.05 \times 1.13 \times \frac{1.29}{1.11} = 2.38$	式(17-13)
4	混合器和煤气喷嘴截面	F_1	$2.35 \times 2.94 \times 2.38 - 0.425 \times 1.94 \times 1.38$ $1 + \sqrt{1 - \frac{150 + 30}{0.85^2 \times 15000} \times (2.35 \times 2.94 \times 2.38 - 0.425 \times 1.94 \times 1.38)} = 8.2$	式(17-14)
5	煤气喷嘴直径 (mm)	d_r	$\frac{100}{\sqrt{8.2}} = 35$	式(17-16)
6	燃烧器额定燃烧能力 (m ³ /h)	V_{or}	$0.785 \times 35^2 \cdot 3.6 \times 10^{-3} \cdot 114 = 395$	式(17-3)
7	混合温度 (°C)	t_{cm}	$\frac{200 + 1.05 \cdot 1.13 \times 500}{1 + 1.05 \times 1.13} = 363$	式(17-20)
8	在燃烧器喷嘴混合气流速 (m/s)	$w_{m,r}$	$\frac{395 \times (1 + 1.05 \cdot 1.13) \cdot 36 \times 10^3}{2.826 \times 100^2 \times 273} = 71.2$	式(17-21)
9	回火速度 (m/s)	w_{ny}	$7.0 \times 6.5 = 45.5$	以 $t_{cm} = 363^\circ\text{C}$
10	燃烧器调节比	θ	$\frac{71.2}{45.5} = 1.56$	按图17-5修正后 再由图17-5查出 式(17-22)

$$\alpha = \frac{-M + \sqrt{M^2 + 4 \frac{\rho_{or}}{\rho_{0a}} \frac{T_r}{T_a} \Pi \left(1 - \frac{C}{B'}\right) \left(\frac{\theta}{B'} - 1\right)}}{2\Pi L_0 (1 - C/B')} \quad (17-23)$$

式中

$$M = (\rho_{or}/\rho_{0a})\Pi + T_r/T_a \quad (17-24)$$

$$\theta = (2\bar{F}_1/A)[1 - \bar{F}_1(\Delta p_a + p_{nev})/\varphi^2 DP_r] \quad (17-25)$$

当煤气压力低于20kPa时

$$\theta = 2\bar{F}_1 - \bar{F}_1^2(\Delta p_a + p_{nev})/\varphi^2 P_r \quad (17-26)$$

在无背压时 ($\Delta p_a + p_{nev} = 0$)

$$\theta = 2\bar{F}_1 \quad (17-27)$$

最佳尺寸的喷射式燃烧器，其空气过剩系数值可以根据所使用的煤气与空气特性、背压 ($\Delta p_a + p_{nev}$) 的大小以及 d_c/d_r 比值等条件按图17-4的曲线确定。在绘制曲线时取 $\Pi = 1$ ，这对低压煤气是恰当的，对于高压煤气按上图计算也是足够精确的。

例1. 水煤气低发热量 $Q_u^p = 10.1\text{MJ/m}^3$ ， $\rho_{or} = 0.71\text{kg/m}^3$ ， $L_0 = 2.12\text{m}^3/\text{m}^3$ ，选择燃烧能力为 $V_{or} = 325\text{m}^3/\text{h}$ 的燃烧器。燃烧器前煤气压力 $P_r = 20.0\text{kPa}$ ($P_a = 123.3\text{kPa}$)， $t_r = t_a = 20^\circ\text{C}$ ， $\alpha = 1.05$ ， $\Delta p_a + p_{nev} = 0$ 。

计算结果列入表(17-4)。

例2. 验算喷嘴直径 $d_{n,r} = 100\text{mm}$ ($d_c = 100\text{mm}$) 的II类燃烧器，用以燃烧低发热量为

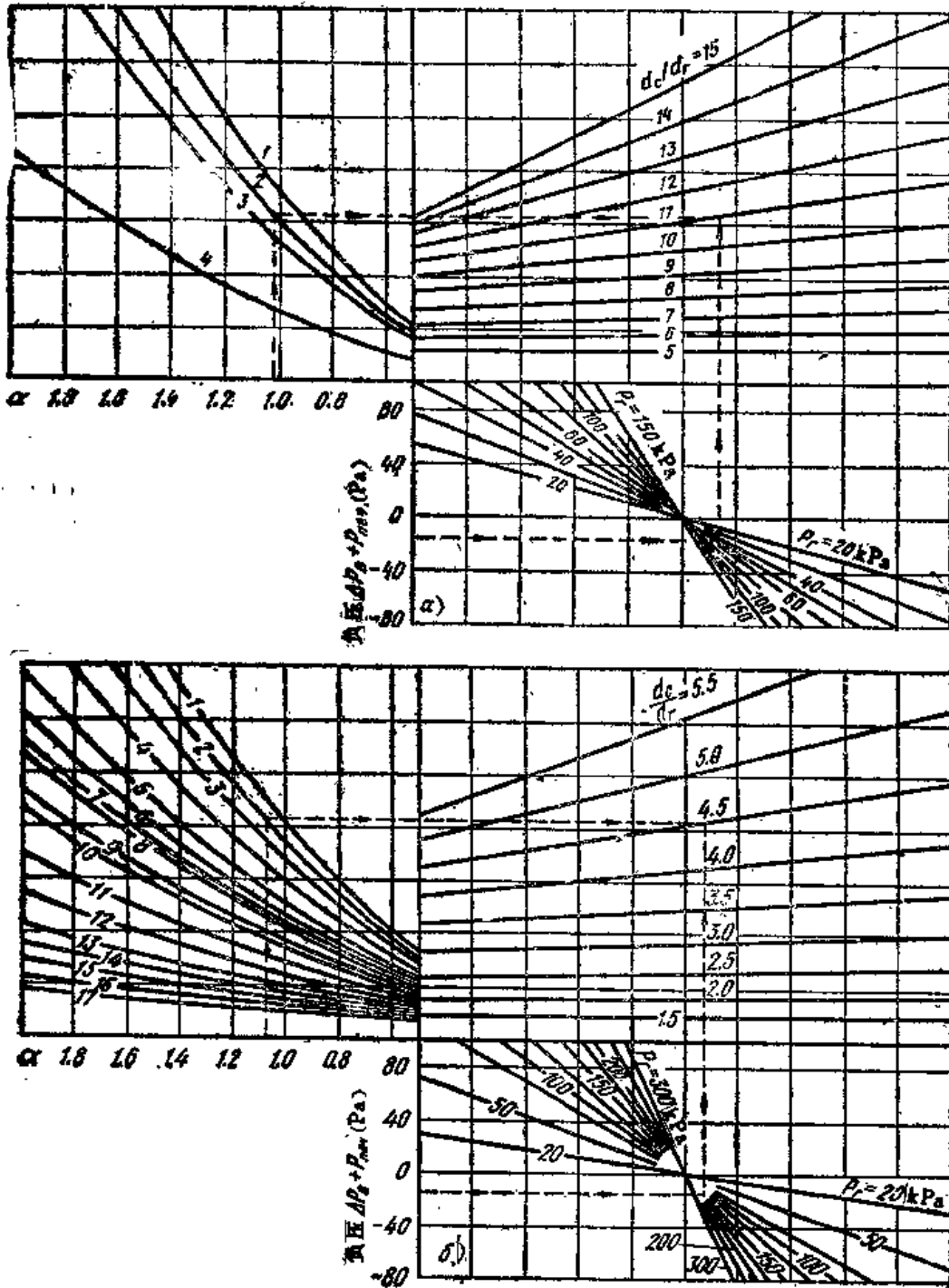


图 17-4 具有最佳尺寸的喷射式烧嘴工作特性

a—用于高热值量[Q_p (MJ/m³)]煤气

- 1—天然气 (35,0) 2—天然气和焦炉煤气混合煤气 (30,20) 3—同2 (26,85) 4—焦炉煤气 (17,10)
- 5—用于下表中的低发热量煤气

曲线号	发热量 (MJ/m^3)	预热温度 $(^\circ\text{C})$		曲线号	发热量 (MJ/m^3)	煤气预热温度 $^{(1)}$ ($^\circ\text{C}$)
		煤 气	空 气			
1	8.40	20	500	5	8.20	20
2	7.95	20	500	7	8.40	20
3	7.55	20	500	9	7.55	20
4	7.10	20	500	11	6.85	20
5	6.65	20	500	12	5.85	20
6	6.25	20	500	13	5.05	20
8	5.85	20	500	14	5.85	300
10	6.65	200	500	15	5.05	300
11	5.85	200	500	16	3.75	20
15	3.75	300	600	17	3.75	300

① 空气温度为20℃。

表 17-6 B类喷射式燃烧器计算表

序号	名 称	符号	计 算 数 据	计算说明
1	比值 $\frac{P_0}{P_r}$	—	$\frac{101.3}{143.3} = 0.707$	在 $P_0/P_r = 0.707$ 时利用表Ⅳ-2确定
2	Π 值	—	1.083	
3	体积喷射比	m	$1 + 1.05 \times 6.87 \times \frac{293}{293} \times 1.083 = 8.81$	式(17-12)
4	质量喷射比	n	$1 + 1.05 \times 6.87 \times \frac{1.29}{0.805} = 16.38$	式(17-13)
6	混合器和煤气喷嘴截面比	\bar{F}_1	$\frac{1.65 \times 8.81 \times 16.38 - 0.425 \times 7.81 \times 15.38}{2} = 93.5$	当燃烧室压力为零时用式(17-15)式(17-16)
6	煤气喷嘴直径(mm)	d_r	$80/\sqrt{93.5} = 8.3$	当 $P_0/P_r = 0.707$ 时用表Ⅳ-2
7	D 值	—	0.51	
8	当炉压 $p_{\text{炉}} = 50\text{Pa}$ 时混合器和煤气喷嘴截面比	\bar{F}_1	$\frac{1.65 \times 8.81 \times 16.38 - 0.425 \times 7.81 \times 15.38}{1 + \sqrt{1 - 2 \times 1 \times \frac{50}{0.85^2 \times 0.51 \times 143300} \times (1.65 \times 8.81 \times 16.38 - 0.425 \times 7.81 \times 15.38)}} = 103.7$	式(17-14)①
9	煤气喷嘴直径(mm)	d_r	$80/\sqrt{103.7} = 7.86$	式(17-16)
10	在燃烧室压力下煤气通过能力下降 $V'_{\text{or}}/V_{\text{or}}$	—	$(7.86/8.3)^2 = 0.9$	$\frac{V'_{\text{or}}}{V_{\text{or}}} = \left(\frac{d'_r}{d_r}\right)^4$
11	在燃烧室压力下为保证燃烧能力所需煤气压力(kPa)	P'_r	$143.3/0.9 = 157.5 (P'_r = 57.5\text{kPa})$	$P'_r \approx \frac{P_r}{V'_{\text{or}}/V_{\text{or}}}$

① 原书误为式(17-18)。——译者

5.45MJ/m³、 $\rho_{0r} = 1.11\text{kg}/\text{m}^3$ 的发生炉煤气。 $L_0 = 1.13\text{m}^3/\text{m}^3$ 煤气， $t_r = 200^\circ\text{C}$ ， $t_b =$

500°C, $P_r = 15.0 \text{ kPa}$ ($P_1 = 118.3 \text{ kPa}$), $\alpha = 1.05$, 空气流动阻力 $\Delta p_a = 150 \text{ Pa}$, 炉压 $p_{\text{炉}} = 30 \text{ kPa}$ 。

其计算结果列入表17-5。

例3. 验算 $d_{nr} = 100 \text{ mm}$ ($d_o = 80 \text{ mm}$) 的B型燃烧器, 打算用低发热量 $Q_u^p = 26.85 \text{ MJ/m}^3$ 的天然气和焦炉煤气的混合煤气, 在燃烧室为零压以及炉膛压力 $p_{\text{炉}} = 50 \text{ Pa}$ 的情况下工作。

燃烧器前煤气压力 $p_r = 40 \text{ kPa}$ ($P_r = 143.3 \text{ kPa}$), $t_r = t_o = 20^\circ \text{C}$, $\alpha = 1.05$ 。

按图 II-30 查出煤气密度 $\rho_{or} = 0.605 \text{ kg/m}^3$ 和 $L_o = 6.87 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 煤气。

计算结果见表17-6。

17.3 高压喷嘴的计算

高压喷嘴计算中采用下列符号:

- B_M ——重油消耗量 (kg/h);
- d_M ——重油喷嘴直径 (mm);
- d_{M1}^{*} ——在拉伐尔喷嘴临界截面处形成的中间管内径 (mm);
- d_{M2}^{*} ——拉伐尔喷嘴临界截面处形成的重油喷嘴外径 (mm);
- E_{M1} ——混合器入口截面处的总动能 (J/kg油);
- E_{M2} ——混合器出口截面上混合物的动能 (J/kg油);
- E_{om} ——消耗混合过程的能量 (J/kg油);
- E_p ——消耗于雾化油的能量 (J/kg油);
- F_{M1} ——拉伐尔喷嘴临界截面积 (mm^2);
- F_{M2} ——拉伐尔喷嘴出口截面积 (mm^2);
- F_{om} ——混合器出口截面积 (mm^2);
- i_{M1} ——进入混合器雾化器中油的潜热 (kJ/kg油);
- i_n ——混合和摩擦热 (J/kg);
- q ——一次雾化剂的单位消耗量 (kg/kg油);
- r ——雾化油滴半径 (m);
- ρ ——密度 (kg/m^3);
- ρ_{om} ——混合器出口截面处混合物的密度 (kg/m^3);
- t ——喷射器前的温度;
- t_{M1} ——拉伐尔喷嘴雾化器温度;
- t_{om} ——混合物出口截面处混合物温度;

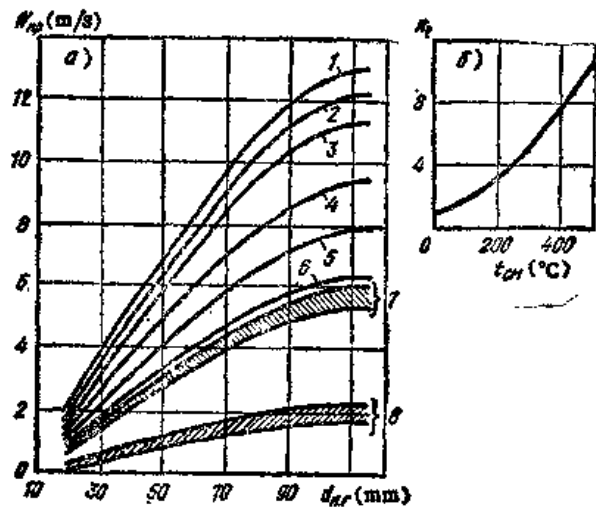


图 17-5 冷混合气体的回火速度 (a)

1—焦炉煤气 $Q_u^p = 8.40 \text{ MJ/m}^3$ 2—高炉和焦炉混合煤气 $Q_u^p = 8.40 \text{ MJ/m}^3$ 3—同上, 但 $Q_u^p = 7.55 \text{ MJ/m}^3$ 4—同上, 但 $Q_u^p = 6.65 \text{ MJ/m}^3$ 5—同上, 但 $Q_u^p = 5.85 \text{ MJ/m}^3$ 6—同上, 但 $Q_u^p = 5.05 \text{ MJ/m}^3$ 7—天然气和含油天然气 8—高炉煤气
0—混合气体温度的修正系数

- w_M ——油的流出速度 (m/s) ;
 w_{KP} ——拉伐尔喷嘴临界截面处雾化剂流速 (m/s) ;
 w_{BUX} ——混合器入口处混合物流速 (m/s) ;
 w_{CM} ——混合器出口截面处混合物流速 (m/s) ;
 η_{CM} ——混合器有效作用系数;
 μ ——重油自喷嘴流出的流量系数;
 φ ——雾化剂在拉伐尔喷嘴处的流量系数;
 σ ——油的表面张力系数;
 p_M ——喷嘴前重油的相对压力 (Pa) ;
 P_P ——喷嘴前雾化剂的压力 (Pa) 。

脚标符号:

- O ——指温度为 0°C 和压力为 101.3kPa 时的情况;
 $GBUX$ ——拉伐尔喷嘴出口截面;
 HAU ——混合器入口截面;
 KOH ——混合器出口截面;
 KP ——拉伐尔喷嘴临界截面;
 CM ——混合器, 混合物;
 M ——重油;
 P ——雾化剂。

在高压喷嘴中, 把压缩空气或高压蒸汽作为雾化剂。压缩空气必须有 $400\sim 600\text{kPa}$ 的压力, 单位消耗量 $1.0\sim 1.5\text{kg/kg}$ 油。蒸汽应为湿饱和的或压力为 $700\sim 900\text{kPa}$ 的过热蒸气, 单位消耗量为 1.0kg/kg 油。

在计算高压喷嘴时一般给出重油的参数 (P_M, T_M, ρ_M)、重油消耗量 B_M 和雾化剂单位消耗量 q 。

有二次雾化的高压喷嘴计算示意图见图17-6, 高压喷嘴一般计算顺序如下:
重油从喷嘴流出的速度 (m/s), 按下式确定:

$$w_M = \mu \sqrt{2(p_M - 20000)/\rho_M} \quad (17-28)$$

式中 20000——混合器中的相对压力 (Pa)。

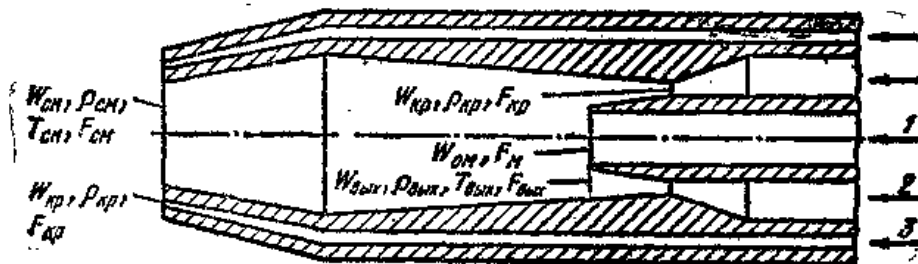


图 17-6 高压喷嘴计算示意图
1—重油 2—一次雾化 3—二次雾化

重油在喷嘴处的流量系数,可取 $\mu = 0.2$, $\rho_{\text{油}} = 960 \text{ kg/m}^3$ 。

重油喷嘴直径 (mm):

$$d_{\text{油}} = \sqrt{10^3 B_{\text{油}} / 2826 w_{\text{油}} \rho_{\text{油}}} \quad (17-29)$$

利用公式 (17-28) 和 (17-29) 绘制成曲线图 17-7。按照该图可根据重油消耗量和喷嘴前油的相对压力确定重油喷嘴直径。

为避免堵塞和结焦,重油喷嘴的直径应不小于 3mm。重油喷嘴的外径 (mm),

$$d_{\text{油}}' = d_{\text{油}} + 2\delta_{\text{油}} \quad (17-30)$$

式中 $\delta_{\text{油}}$ ——油喷嘴壁厚 (mm)。

按公式对上临界压力气体进行雾化剂流通截面的计算。拉伐尔喷嘴临界截面(窄处)雾化剂的流速用公式 (16-24) 计算,但其中的 $P_{\text{油}}$ 用 P_0 代替。

拉伐尔喷嘴处气体的流量系数可以取 $\varphi = 0.8$, 临界截面积 (mm^2),

$$F_{\text{临界}} = 10^3 B_{\text{油}} q / 3.6 w_{\text{空气}} \rho_{0\text{空气}} \quad (17-31)$$

二次雾化时 q 值应该根据计算步骤中的雾化剂单位消耗量取值。由拉伐尔喷嘴形成的中间管内径 (mm):

$$d_{\text{管}}^{\text{中}} = \sqrt{(d_{\text{油}}')^2 + F_{\text{临界}} / 0.785} \quad (17-32)$$

拉伐尔喷嘴出口(终端)截面积 (mm^2)

按下式确定:

$$F_{\text{出口}} = F_{\text{临界}} A \quad (17-33)$$

式中 A ——对于空气或蒸汽,可根据其喷嘴前压力从表 IV-2 选取。

其次进行混合器计算,在混合器中通过所有的重油和全部的(一次雾化喷嘴)或一次的(二次雾化喷嘴)雾化剂。在拉伐尔喷嘴出口截面处和进入混合器的雾化剂密度为:

$$\rho_{\text{出口}} = \rho_{0\text{空气}} (T_0 / T_p) \Pi \quad (17-34)$$

式中 Π 值根据喷嘴前的空气和蒸汽压力按式 (16-17) 确定或从表 IV-2 查找。

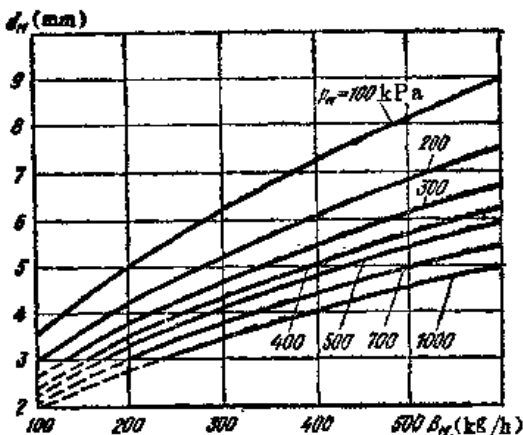


图 17-7 重油喷嘴直径与重油消耗量 $B_{\text{油}}$ 以及喷嘴前相对压力 $P_{\text{油}}$ 之间的关系

进入混合器的雾化剂流速:

$$w_{\text{空气}} = 10^3 B_{\text{油}} q / 3.6 F_{\text{出口}} \rho_{\text{出口}} \quad (17-35)$$

式中 q 根据进入混合器雾化剂的消耗量确定。

在拉伐尔喷嘴出口处雾化剂温度 (K):

$$T_{\text{出口}} = T_p / \Pi \quad (17-36)$$

在混合器进口截面处相当于 1kg 重油的重油和雾化剂所释放出的总动能 (J/kg):

$$E_{\text{总}} = w_{\text{油}}^2 / 2 + w_{\text{空气}}^2 q / 2 \quad (17-37)$$

用于混合 1kg 重油所消耗的能量 (J/kg), 按下式确定:

$$E_{\text{混}} = (w_{\text{空气}} - w_{\text{油}})^2 \cdot q / 2(1 + q) \quad (17-38)$$

油雾中油滴半径 (m):

$$r = 0.275 / w_{\text{空气}}^2 \rho_{\text{出口}} \quad (17-39)$$

用于雾化1kg重油所消耗的能量 (J/kg), 按下式确定:

$$E_p = 3\sigma/\rho_{cm} \quad (17-40)$$

式中 σ ——油的表面张力系数, 决定于油的性质和温度, 在0.024~0.033N/m 范围内变化。

在混合器出口 (终端) 相当于1kg重油所具有的动能 (J/kg) 按下式计算:

$$E_{kOH} = (E_{HAY}\eta_{cm} - E_{cm} - E_p)/\eta_{cm} \quad (17-41)$$

式中 η_{cm} ——混合器的效率, 等于0.8~0.9。

在混合器出口处的混合物流速 (m/s):

$$w_{cm} = \sqrt{2E_{kOH}/(1+q)} \quad (17-42)$$

每送入混合器1kg重油时, 重油和雾化剂带入的热含量 (J/kg), 按下式确定:

$$i_{HAY} = c_m T_m + c_p T_{BAY} q \quad (17-43)$$

式中 c_m, c_p ——重油和雾化剂的比热容 [J/(kg·K)]。重油的比热容取决于油的品种和温度, 在1880到2050J/(kg·K) 范围内变化。

相当于混合1kg油所用的混合热和摩擦热 [J/(kg·K)] 按下式计算:

$$i_n = E_{HAY} - E_{kOH} - E_p \quad (17-44)$$

在混合器出口处的混合器温度 (K):

$$T_{cm} = (i_{HAY} + i_n)/(c_m + c_p q) \quad (17-45)$$

在混合器出口截面处混合物的密度 (kg/m³):

$$\rho_{cm} = \rho_{op} T_o / T_{cm} \quad (17-46)$$

混合器出口截面积 (mm²):

$$F_{cm} = 10^3 B_m q / 3.6 w_{cm} \rho_{cm} \quad (17-47)$$

可利用图 IV-2 计算导管直径, 但应预先确定介质流量。计算时推荐采用如下的导管内介质流速 (m/s): 重油0.5~1.5; 压缩空气15~20; 湿饱和蒸汽20~30; 过热蒸汽30~60; 鼓风机输送空气时进入喷嘴的流速由表17-1给出。在喷嘴壳体内允许流速增加20~30%。

例4. 计算燃烧能力为 $B_m = 100\text{kg/h}$ 重油且有二次雾化的高压喷嘴。喷嘴前油压 $P_m = 220\text{kPa}$, $t_m = 90^\circ\text{C}$, 雾化剂——压缩空气 $P_p = 600\text{kPa}$, $t_p = 50^\circ\text{C}$, 一次和二次雾化剂单位消耗量相同: $q = 0.65\text{kg/kg油}$ 。

计算结果汇入表17-7。

17.4 电阻加热元件的计算

采用电加热元件时, 表面热交换计算是确定加热元件单位表面对被加热工件的热流量。热流量决定于加热元件和被加热工件的温度、相互位置以及加热元件的结构形式。基本上采用三种结构形式的电加热元件: 波形丝、波形带和螺旋丝。

在选择电加热元件的材质和结构形式时, 要考虑元件所需负载的温度及其工作寿命。

为保证最大热强度, 应按最大热流量确定一个加热元件和整个加热室所必需的长度, 而根据加热元件的布置可以求出炉膛长度和规格尺寸。

加热元件单位表面热流量 (kW/m²) 按下式计算:

$$q = 10^{-3} C_{ap} \left[\left(\frac{t_n + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_m + 273}{100} \right)^4 \right] k_{\phi} k_r k_p \quad (17-48)$$

表 17-7 高压喷嘴计算表

序号	名称	符号	计算数据	计算说明
重 油 喷 嘴				
1	重油自喷嘴喷出速度(m/s)	w_w	$0.2\sqrt{\frac{2(220000-20000)}{960}} = 4.0$	式(17-28)
2	重油喷嘴直径(mm)	d_w	$\sqrt{\frac{100 \times 10^3}{2826 \times 4.0 \times 960}} = 3.0$	式(17-29)或图17-6
3	重油喷嘴外径(mm)	d'_w	$3 + 2 \times 3.5 = 10$	式(17-30), $\delta_{c,r} = 3.5\text{mm}$
一次雾化剂拉伐尔喷嘴				
4	拉伐尔喷嘴临界截面处一次雾化剂喷出速度(m/s)	$w_{0,cr}$	$0.8 \times 0.885 \times (600000 - 20000)$ $\times \sqrt{\frac{273}{1.29 \times 323 \times 103300}} = 805$	式(16-24)
5	临界截面面积(mm ²)	F_{cr}	$\frac{100 \times 0.65 \times 10^3}{3.6 \times 805 \times 1.29} = 17.4$	式(17-31)
6	中间管内径(mm)	$d_{\frac{z}{n}}$	$\sqrt{10^3 + \frac{17.4}{0.785}} = 11.0$	式(17-32)
7	比值 P_0/P_r	—	$103.3/600 = 0.172$	—
8	数值:	—	—	当 $P_0/P_r = 0.172$ 时
	A		1.45	按表附-2选用
	Π		1.65	
9	出口截面面积(mm ²)	F_{out}	$17.4 \times 1.45 = 25.2$	式(17-33)
10	出口截面处雾化剂密度(kg/m ³)	ρ_{out}	$1.29 \times \frac{273}{323} \cdot 1.65 = 1.8$	式(17-34)
11	出口截面处雾化剂流速(m/s)	w_{out}	$\frac{100 \times 0.65 \times 10^3}{3.6 \times 25.2 \times 1.8} = 398$	式(17-35)
12	出口截面处雾化剂温度(K)	T_{out}	$323/1.65 = 196$	式(17-36)
混 合 器				
13	混合开始截面处总动能(J/kg)	E_{mix}	$\frac{4.0^2}{2} + \frac{398^2}{2} \cdot 0.65 = 51500$	式(17-37)
14	用于混合的能量消耗(J/kg)	E_{cm}	$\frac{(398-4)^2}{2} \times \frac{0.65}{1+0.65} = 30600$	式(17-38)
15	雾化后油滴半径(m)	r	$\frac{0.275}{398^2 \cdot 1.8} = 0.964 \times 10^{-6}$	式(17-39)
16	油在雾化时能量消耗(J/kg)	E_{voca}	$\frac{3 \times 0.028}{960 \times 0.964 \times 10^{-6}} = 90$	式(17-40), $\sigma = 0.028$

(续)

序号	名称	符号	计算数据	计算说明
17	出口截面处能量消耗(J/kg)	E_{out}	$\frac{51500 \times 0.8 - 30800 - 90}{0.8} = 13150$	式(17-41), $\eta_{\text{ex}} = 0.8$
18	出口截面处混合物流速(m/s)	w_{ex}	$\sqrt{\frac{2 \times 13150}{1 + 0.65}} = 126.3$	式(17-42)
19	进入混合器的重油和雾化剂热量(J/kg)	i_{mix}	$1960 \times 363 + 1000 \times 196 \times 0.65 = 838880$	式(17-19)空气比热容 1000J/(kg·K)
20	混合和摩擦热量(J/kg)	q_m	$51500 - 13150 - 90 = 38260$	式(17-44)
21	出口截面处混合物温度(K)	T_{ex}	$\frac{838880 + 38260}{1960 + 1000 \times 0.65} = 336$	式(17-45)
22	出口截面处混合物流速(m/s)	ρ_{ex}	$1.29 \times \frac{273}{336} = 1.048$	式(17-46)
23	出口截面面积(mm ²)	F_{ex}	$\frac{100 \times 0.65 \times 10^3}{3.6 \times 122.6 \times 1.048} = 136.4$	式(17-47)
24	出口截面直径(mm)	d_{ex}	$\sqrt{\frac{136.4}{0.785}} = 13.2 \approx 14$	式(17-4)
25	出口截面外径(mm)	$d_{\text{ex}}^{\text{外}}$	$14 + 2 \times 2 = 18$	式(17-30), $\delta_{\text{ex}} = 2\text{mm}$
二次雾化剂出口截面				
26	二次雾化剂流速(m/s)	w_{mix}	$\frac{0.8 \times 0.685 \times 600000}{273} \times \sqrt{\frac{273}{1.29 \times 323 \times 103300}} = 830$	式(16-24)
27	面积(mm ²)	F_{mix}	$\frac{100 \times 0.65 \times 10^3}{3.6 \times 830 \times 1.29} = 16.9$	式(17-31)
28	外管内径(mm)	$d_{\text{ex}}^{\text{内}}$	$\sqrt{(18)^2 + \frac{16.9}{0.785}} = 18.6 \approx 19$	式(17-32)
重油和雾化剂输送管				
29	重油流量(m ³ /h)		$100/960 = 0.104$	-
30	重油导管截面积(mm ²)	$F_{\text{r}}^{\text{油}}$	$\frac{0.104 \times 10^3}{3.6 \times 0.5} = 58$	式(17-3), $w_{\text{m}} = 0.5\text{m/s}$
31	重油导管内径(mm)	$d_{\text{r}}^{\text{油}}$	$\sqrt{\frac{58}{0.785}} = 8.5$	式(17-4)
32	压缩空气在导管内的密度(kg/m ³)	ρ_r	$1.29 \times \frac{273}{323} \times \frac{600}{103.3} = 6.33$	$\rho_r = \rho_{\text{r}} \frac{T_0}{T_r} \frac{P_r}{P_0}$
33	一次和二次雾化剂流量(m ³ /h)	V_r	$\frac{100 \times 0.65}{6.33} = 10.3$	$V_r = \frac{F_{\text{r}}^{\text{油}}}{\rho_r}$

(续)

序号	名称	符号	计算数据	计算说明
34	一次二次雾化剂导管截面积(mm ²)	—	$\frac{10.3 \times 10^3}{3.6 \times 20} = 143$	式(17-3), $w_0 = 20\text{m/s}$
35	一次和二次雾化剂导管内径(mm)	—	$\sqrt{\frac{143}{0.785}} = 13.5$	式(17-4)

式中 t_n, t_x ——加热元件和被加热工件的温度(°C)；

$$\theta = \left(\frac{t + 273}{100} \right)^4 \text{ 值可从表 I-1 查出；}$$

C_{np} ——导出辐射系数(W/(m²·K⁴))，按公式(13-8)确定。

多数情况下可取 $\varphi_{12} = 1.0$ 而 $\varphi_{21} = F_{nxx}/F_{cr}$ ，

式中 F_{nxx} ——工件面向加热元件的表面积(m²)；

F_{cr} ——加热元件占据的炉墙表面积(m²)。

这时，公式(13-8)成为如下形式：

$$C_{np} = \frac{5.77}{1/\epsilon_n + (1/\epsilon_n - 1)F_{nxx}/F_{cr}} \quad (17-49)$$

式中 ϵ_n, ϵ_n ——被加热工件和加热元件的黑度；

k_{θ} ——辐射效率系数，对于波形丝电加热器等于0.68，波形带加热元件等于0.4，螺旋丝加热元件等于0.32；

k_r ——决定加热元件间距的系数，按图17-8确定；最小间距系数 $k_r = 1.0$ ；

k_p ——考虑到工件尺寸影响的系数，决定于比值 F_{nxx}/F_{cr} 。

$$0.3 > F_{nxx}/F_{cr} \geq 0.8, k_p = 1.0 \quad (17-50)$$

$$0.8 > F_{nxx}/F_{cr} \geq 0.3, k_p = 1.25F_{nxx}/F_{cr} \quad (17-51)$$

当 $F_{nxx}/F_{cr} < 0.3$ 时，被加热工件温度为炉子砌体温度所取代，面导出辐射系数可取 $3.84\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$ 。

由加热元件单位热流量的确定过渡到对加热元件的计算。

对于用圆形材料制成的加热元件(电阻丝、碳硅棒)，其直径(mm)及长度(m)按下式计算：

$$d = 74 \times 10^{-2} \sqrt[3]{\frac{\rho P^2}{U^2 q}} \quad (17-52)$$

$$l = 4.3 \times 10^{-2} \sqrt[3]{\frac{PU^2}{\rho q^2}} \quad (17-53)$$

式中 P ——加热元件功率(kW)；

U ——加热元件电压(V)；

ρ ——热状态下加热元件材料的电阻率($\Omega \cdot \text{m}$)。

对于宽厚比 $m = b/a$ (a —波形带厚度mm, b —宽度mm)的矩形截面材料制成的加热器：

$$a = 10^4 \sqrt[3]{\frac{\rho P^2}{m(m+1)U^2 q}} \quad (17-54)$$

加热元件长度 (m) ,

$$l = 13.6 \times 10^{-2} \sqrt[3]{\frac{PU^2 m}{(m+1)^2 \rho q^2}} \quad (17-55)$$

表V-52给出了制造加热元件所用的钢及合金的密度和电阻率。加热元件寿命按下式确定:

对于螺旋丝

$$\tau_{ox} = d\tau'_{ox} \quad (17-56)$$

对于波形带

$$\tau_{ox} = 1.75\tau'_{ox} \quad (17-57)$$

式中 d ——加热元件直径 (mm) ;

τ'_{ox} ——丝径1mm 元件原有截面氧化20%时的工作时间 (h) , 按图17-9a确定。

X27H70Ю3和X15H60Ю5A合金制成的加热元件其寿命比X20H80合金高30% , 由铁铬铝合金制成的加热元件在最高温度 (合金X23Ю5—1200°C , 合金X27Ю5T—1300°C) 下的寿命大致可达2500~3000h。加热元件寿命保证不少于10000h及不少于2000h的推荐使用温度绘于图17-9b。在该图上 d ——电阻丝直径 (mm) , a ——当 $m=10$ 时波形带加热元件的厚度 (mm) 。

加热元件重量 (kg) 按下式确定,

对于螺旋丝

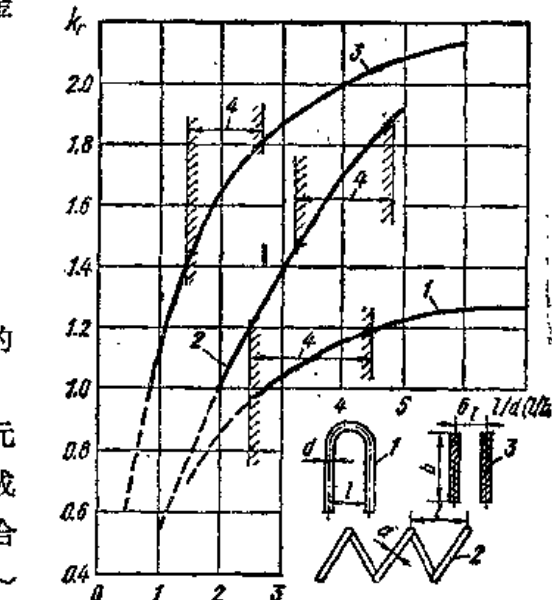
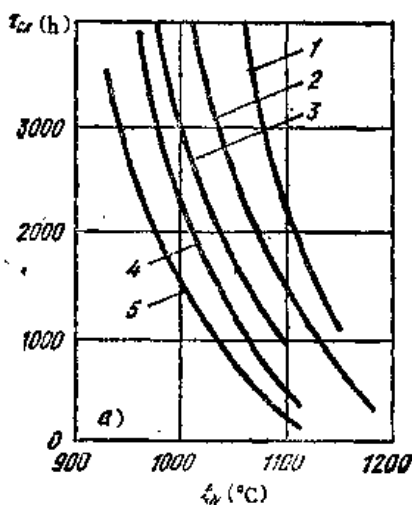


图 17-8 间距系数 k_r

1—波形丝加热器 2—螺旋丝加热元件 3—波形带加热元件 4—从省料观点出发的最佳相对间距

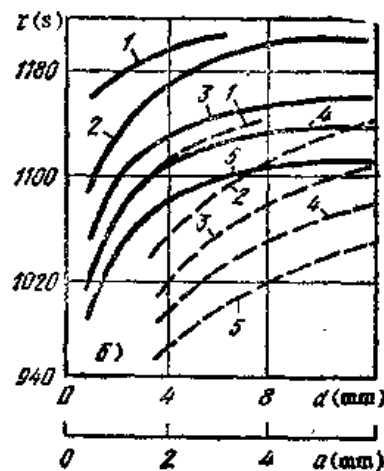


图 17-9 直径1mm螺旋丝加热器的寿命 (a) 、各种电热合金加热器最高 (实线) 工作温度和推荐的 (虚线) 工作温度 (b)

1—X20H80-H 2—X20H80 3—X15H60-H 4—X25H20 5—X15H60

表 17-8 螺旋丝加热元件计算表

序号	名 称	符 号	计 算 数 据	计 算 说 明
1	加热元件表面温度(℃)	t_H	1100	参照图17-96选择
2	加热元件的黑度	ϵ_H	0.4	按还原气氛选用
3	未氧化钢的黑度	ϵ_M	0.45	表13-1
4	比值 $F_{H \rightarrow H}/F_{C \rightarrow T}$	—	$1.0/1.8 = 0.55$	带宽1.0m, 炉膛宽1.8m
5	计算体系中的导出辐射系数($W/(m^2 \cdot K^4)$)	C_{np}	$\frac{5.77}{0.45 + \left(\frac{1}{0.4} - 1\right) \times 0.55} = 1.89$	式(17-49)
6	相对间距(1/d)	—	3.0	按照图 7-7选择
7	系数:	—		图17-7, 式(17-51)
	k_{ϕ}	—	0.68	
	k_r	—	1.03	
	k_p	—	$1.25 \times 0.55 = 0.688$	
8	加热元件单位面积热流量(kW/m^2)	q	$1.89 \times 10^{-3} (35537 - 10121) \times 0.68 \times 1.03$	式(17-48), θ 值从表 I -1
			$\times 0.688 = 23.1$	取值
9	加热元件合金的电阻率($\Omega \cdot m$)	ρ	1.13×10^{-6}	表 V-52
10	元件直径 (mm)	d	$74 \times 10^{-3} \sqrt{\frac{1.13 \times 10^{-6} \cdot 50^2}{380^2 \times 23.1}} = 7.08 \approx 7.0$	式(17-52)
11	元件长度 (m)	l	$43 \times 10^{-1} \sqrt{\frac{50 \times 380^2}{1.13 \times 10^{-6} \cdot 23.1^2}} = 98.3 \approx 100$	式(17-53)
12	到氧化20%前的元件寿命(h)	τ'_{ox}	1500	图17-9a
13	元件寿命 (h)	τ_{ox}	$7.0 \times 1500 = 10500$	式(17-56)
14	元件重量 (kg)	G	$0.785 \times 10^{-6} \cdot 8400 \times 7^2 \times 100 = 32.3$	式(17-58), ρ 值从表 V-52选取

表 17-9 波形带加热元件计算表

序号	名 称	符 号	计 算 数 值	计 算 说 明
1	加热元件表面温度(℃)	t_H	1250	选用
2	比值 $F_{H \rightarrow H}/F_{C \rightarrow T}$	—	$0.72/4.42 = 0.16$	
3	相对间距1/b	—	2.0	图17-7
4	系数:	—		式(17-50), $\frac{F_{H \rightarrow H}}{F_{C \rightarrow T}} < 0.3$
	k_{ϕ}	—	0.40	
	k_r	—	1.65	
	k_p	—	1.0	
6	加热元件单位表面热流量(kW/m^2)	q	$3.84 \times 10^{-3} (53892 - 47077) \times 0.40 \times 1.65$	式(17-48), $t_M = t_{H1}$
			$\times 1.0 \times 1.0 = 17.04$	$= 1200^\circ C, \theta$ 值查表 I -1
6	元件电阻率($\Omega \cdot m$)	ρ	1.48×10^{-6}	表 V-52
7	元件边长比b/a	—	10	选用
8	元件截面尺寸 (mm):			式(17-54)
	厚度	a	$10^3 \sqrt{\frac{1.48 \times 10^{-6} \times 50^2}{10(10+1) \times 380^2 \times 17.04}} = 2.38 \approx 2.5$	
	宽度	b	$10 \times 2.5 = 25$	
9	元件长度	l	$13.6 \times 10^{-1} \sqrt{\frac{50 \times 380^2 \times 10}{(10+1)^2 \times 1.48 \times 10^{-6} \times 17.04^2}} = 152.3 \approx 150$	式(17-55)
10	氧化到20%计算的寿命(h)	τ'_{ox}	3000	对于 $t_H = 1300^\circ C$

(续)

序号	名称	符号	计算数值	计算说明
11	元件寿命 (h)	t_{ca}	$1.75 \times 3000 = 5250$	式(17-57)
12	元件重量 (kg)	G	$10^{-4} \times 7190 \times 2.5 \times 25 \times 150 = 67.4$	式(17-58) ρ 按表 V-52 取值

$$G = 0.785 \times 10^{-3} \rho d^2 l \quad (17-58)$$

对于波形带

$$G = 10^{-3} \rho a b l \quad (17-59)$$

式中 ρ ——加热元件材料密度 (kg/m^3) ;

例1. 试计算含氢(还原性)气氛的竖式牵引式炉均热室内的电加热元件。金属在炉内的温度 $t_2 = 730^\circ\text{C}$ 。采用X20H80镍铬合金螺旋丝加热元件。使用电压 $U = 380\text{V}$ 。炉子的功率600kW, 按炉子结构分配给每组加热器元件的功率 $P = 50\text{kW}$ 。

计算结果汇入表17-8。

例2. 使用可控气氛的箱式炉, 计算用X27H05T制成的波形带加热元件。装料温度 1200°C , 加热元件使用电压 $U = 380\text{V}$, 一个加热元件的功率50kW (按初步设计采用)。元件布置在炉子侧墙和炉膛拱顶上。被加热金属的表面积 $F_{\text{加热}} = 0.72\text{m}^2$ 。加热元件占据的炉膛表面积为 4.42m^2 。

计算结果汇入表17-9中。

17.5 辐射管的计算

采用辐射管是为了隔离可控气氛热处理炉内的火焰, 并且能保证炉膛热交换均匀。

根据要求的辐射管表面温度, 基本上是采用一定长度、一定结构形式和一定用途的标准辐射管^①。

计算辐射管装置的依据和条件是: 辐射管直径 $d_{r,p}$, 辐射管之间的相对间距 $s_{r,p}/d_{r,p}$ 和辐射管的表面温度 $t_{r,p}$ 。在考虑了砌体反射作用的情况下, 按表I-2确定被加热金属和辐射管之间的辐射角度系数。

辐射管表面黑度按表13-1或图13-1a确定。导出辐射系数按公式(13-8)确定, 而单位表面的热流量则按公式(13-11)计算。

在某些情况下, 应把从辐射管到被加热金属的对流传热量一并加以考虑。导出对流给热系数按公式(13-26)计算。在采用辐射管的室式炉炉膛热交换计算的基础上, 根据给定的炉子生产能力确定炉膛长度, 或者根据给定的炉膛长度确定炉子的生产能力。

单根辐射管应发出的热量确定之后, 可计算该辐射管的燃料消耗量, 管前煤气和空气的压力, 并仔细核算所选择的辐射管参数。

辐射管装置的计算例题——参阅牵引式加热炉还原炉室内的计算(表8-2)。

① гусовский В.А., лифшиц А.Е., тымчак В.М.著《加热炉和热处理炉燃烧设备》莫斯科: 冶金出版社 1981第272页。

18. 换热器计算

18.1 换热器计算的基本原理

换热器计算是由热量计算和气体运动计算所组成。换热器热量计算的目的是在换热器加热表面和燃烧产物的初始温度都给定的情况下, 确定空气(煤气)的预热温度; 或者在燃烧产物初始温度和空气预热温度给定的情况下, 确定换热器的传热面积。

热量计算可归结为求解两个联立方程式:

传热方程式 (W):

$$Q = K_w W \Delta t_{cp} \quad \text{或} \quad Q = K_f F \Delta t_{cp} \quad (18-1)$$

热平衡方程式 (W):

$$Q = \eta \frac{V_a c_a}{3.6} (t'_a - t''_a) = \frac{V_B c_B}{3.6} (t''_B - t'_B) \quad (18-2)$$

式中 c_B, c_a ——空气(煤气)和燃烧产物的平均比热容 [$\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$];

F, W ——加热表面积和格子砖的体积;

K_f, K_w ——由燃烧产物到空气(煤气)的传热系数 [$\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 和 $\text{W}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$];

t'_B, t''_B ——空气(煤气)的初始和最终温度 ($^{\circ}\text{C}$);

t'_a, t''_a ——燃烧产物的初始和最终温度 ($^{\circ}\text{C}$);

V_B, V_a ——空气(煤气)量和燃烧产物量 (m^3/h);

Δt_{cp} ——平均温差;

η ——换热器效率, 等于 $0.85 \sim 0.90$ 。

沿加热表面的温差, 是按指数规律变化的。由此即可计算平均温差 Δt_{cp} , 然后解联立方程式 (18-1) 和 (18-2)。

在顺流情况下, 用下列计算公式求平均温差:

$$\Delta t_{cp} = \frac{t'_a - t'_B}{H(1 - 1/m)} [e^{-H(1 + 1/m)} - 1] \quad (18-3)$$

空气或煤气预热的相对温度:

$$\theta_b = \frac{t''_B - t'_B}{t'_a - t'_B} = \frac{1 - e^{-H(1 + 1/m)}}{1 + 1/m} \quad (18-4)$$

式中 H ——换热器的相对加热表面:

$$H = 3.6 K_f F / V_B c_B \quad (18-5)$$

或换热器格子砖的相对体积:

$$H = 3.6 K_w W / V_B c_B \quad (18-6)$$

$$m = \eta V_a c_a / V_B c_B \quad (18-7)$$

对于其它以逆流方式流动的气体可进行类似的计算。

在图 18-1 上换热器内介质相互运动的各种不同示意图所表示的是空气或煤气预热的相对温度同换热器的相对受热表面 H (格子砖相对受热体积) 及 m 值的关系。

计算换热器时, 只能按介质流动示意图选择计算曲线, 并且尽可能采用燃烧产物沿空气所示的线路方向, 或采用空气沿燃烧产物所示的线路方向的计算曲线。

如果已知换热器的尺寸和燃烧产物的初始温度，即可按曲线（图18-1）确定 θ_B 值，然后计算空气或煤气的预热温度（℃）：

$$t'_B = \theta_B (t'_A - t'_B) + t'_B \quad (18-8)$$

如果已知空气的预热温度和燃烧产物的初始温度，即可按图18-1的曲线确定 H 值。然后按公式（18-5）或（18-6）计算换热器传热面积 F 或换热器格子砖体积 W 。

通过换热器后的燃烧产物温度（℃）由热平衡方程式（18-2）确定：

$$t''_A = t'_A - (t'_B - t'_A) / m \quad (18-9)$$

把换热器规定区段内空气与燃烧产物温度之间的算术平均值确定为换热器器壁温度（℃）：

$$t_{cr} = 0.5 (t_B + t'_A) \quad (18-10)$$

当计算换热器时，燃烧产物对空气（煤气）的传热系数按下列公式确定：
平面壁：

$$K_F = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n-1} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (18-11)$$

$$K_w = \frac{p}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n-1} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (18-12)$$

圆柱面壁：

$$K_F = \frac{1}{d_{cp} \left(\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum_{i=1}^{n-1} \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_{n+1}} \right)} \quad (18-13)$$

$$K_w = \frac{p}{d_{cp} \left(\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum_{i=1}^{n-1} \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_{n+1}} \right)} \quad (18-14)$$

式中 d_1 、 d_{cp} 和 d_{n+1} ——换热器器壁的内径，平均直径和外直径（m），

n ——换热器壁的层数；

p ——换热器格子砖每立方米体积应有的受热面积；

α_1 、 α_2 ——换热器内、外壁上的给热系数[W/(m²·K)]；

δ ——换热器壁的厚度，多层壁时为指定层的厚度（m）；

λ ——换热器壁材料的热导率（多层壁时为指定层的热导率）
[W/(m·K)]。

计算 d_{cp} 时，必须遵守下列原则：如果 $\alpha_1 \geq \alpha_2$ ，那么 $d_{cp} = d_{n+1}$ ；如果 $\alpha_1 \approx \alpha_2$ ，那么 $d_{cp} = 0.5 (d_{n+1} + d_1)$ ；如果 $\alpha_1 \ll \alpha_2$ ，那么 $d_{cp} = d_1$ 。

计算换热器时，与直径相比管壁厚度不大时，可利用式（18-11）和式（18-12）以代替式（18-13）和式（18-14）。如果 $d_{n+1}/d_1 < 1.5$ ，那么计算误差不超过3%。

辐射给热系数和对流给热系数按13.1和13.2节确定。按换热器中被加热介质的入口段和它从换热器中出来的出口段计算传热系数值，并据以确定系数的算术平均值，该值用

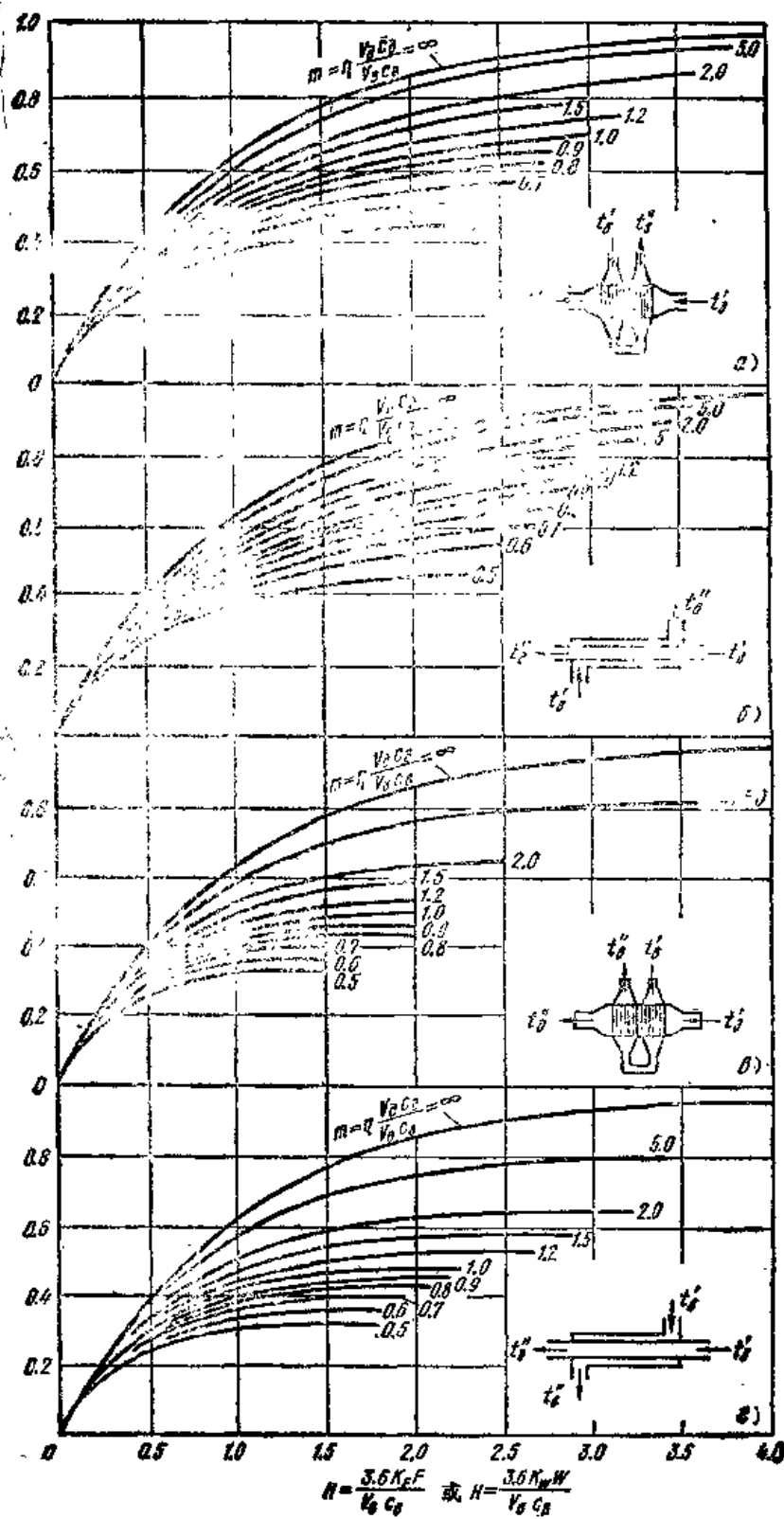


图 18-1 当介质的流动方式不同时，用于计算换热器的曲线

a—交叉逆流 b—逆流 c—交叉顺流 d—顺流

于以后的计算。

当换热器尺寸为已知时，如果必须确定空气（煤气）的预热温度，那么就要按实测速度来计算换热器内燃烧产物和空气（煤气）的传热系数。计算被加热介质的最终温度，然后按图18-1确定预热温度。

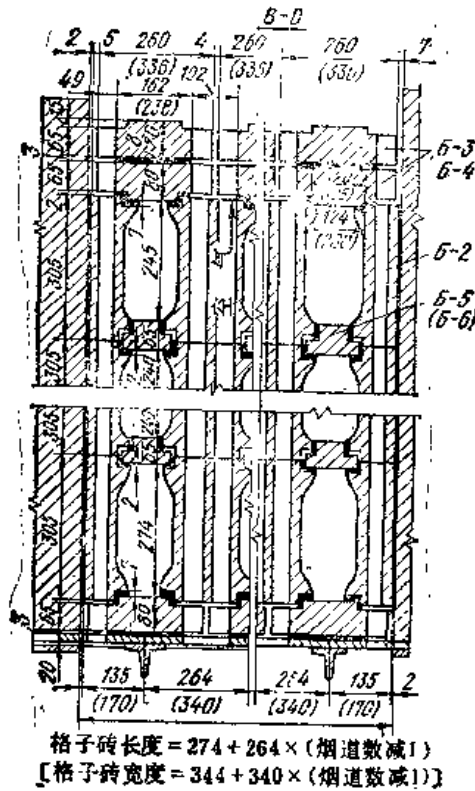
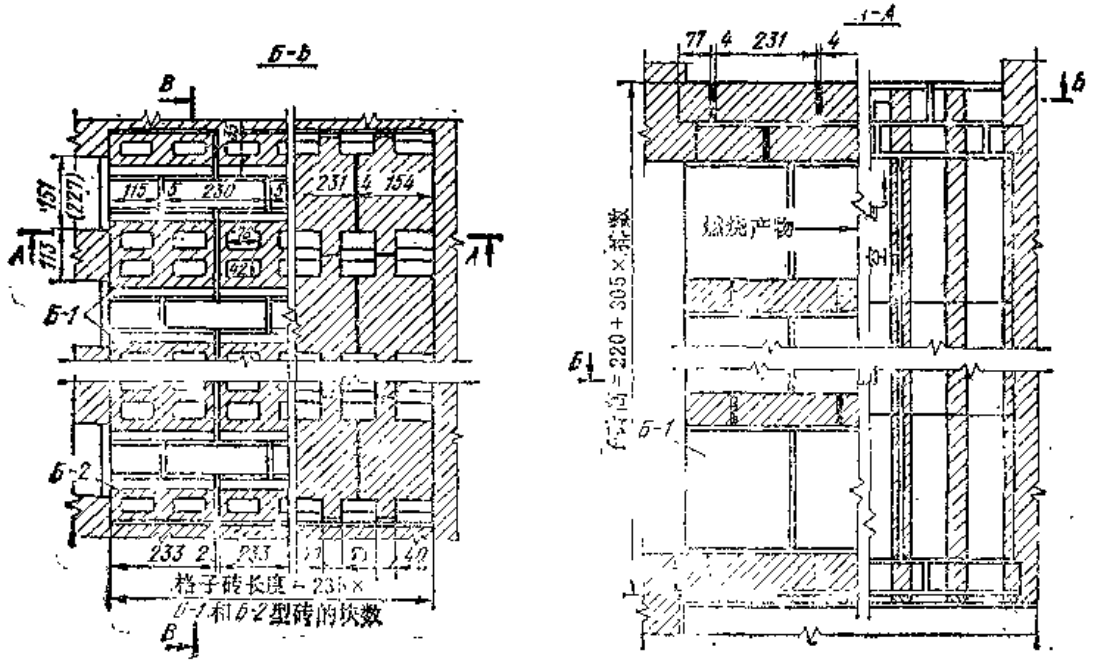


图 18-2 砌砖式陶瓷换热器的砖格子

【格子砖宽度等于 $274 + 264 \times (\text{烟道数} - 1)$ 或 $[格子砖宽度 = 344 + 340 \times (\text{烟道数} - 1)]$ 】

如果选用的温度值和求得的温度值之间的差距大于 $20\sim 30^{\circ}\text{C}$ ，那么就应重新计算，使新的值更加接近于预期值。

能保证将空气（煤气）预热到所要求温度的换热器尺寸被确定后，即可求出换热器内燃烧产物和空气的流动速度，然后计算换热器的传热系数和尺寸，布置换热器以及在换热器尺寸选定的情况下确定是否重新计算，以使计算速度更接近于预期的速度。

气体流动计算：当空气（煤气）经由换热器流动时，它们和燃烧产物的压力降，以及换热器中静压力的分布均按16章所叙述的方法，与列入表IV-1、图IV-1、图IV-2的资料来确定。

18.2 陶瓷换热器的计算

陶瓷换热器用于进行空气的高温（ $500\sim 900^{\circ}\text{C}$ ）预热。陶瓷换热器的优点是：寿命长，以及在气体和燃烧产物运动的路程中的压力损失比较小。陶瓷换热器的主要缺点是漏气。由于这个原因，它不能用于加热煤气。得到普及的两种陶瓷换热器为：砌砖式和立管式换热器。

砌砖式换热器的结构和砖格子尺寸如图18-2所示的砌筑方案，而图18-3则表示用异型耐火粘土砖砌筑砖格子的方案。这种换热器的主要参数如下：

砖号	B-3和B-5	B-4和B-6
在 1m^2 砖格子截面上		
通道面积 (m^2)		
燃烧产物	0.34	0.44
空气	0.21	0.16
烟道的换算直径 (m) :		
燃烧产物	0.16	0.22
空气	0.55	0.55
每平方米格子砖的加热表		
面积 (m^2/m^3)	12.4	10.3

B-1砖砌体中空气的流通截面积为 0.013m^2 ，B-2砖则为 0.006m^2 。

图18-4示出带立管的陶瓷换热器格子砖结构，而图18-5则是砌筑格子砖的异型耐火砖。T-1型管砖用A级粘土砖制造，而T-2型管砖用碳质粘土砖制造。T-2型管通常安装在第一排格子砖上，或顶上第一层的偶数排（参见图18-4，A-A截面），它承受高温的作用。而收尾的格子砖、或下而偶数排的格子砖则在燃烧产物和冷空气温差大的情况下工作。

立管式陶瓷换热器是空气流动路程多次往返的换热器。空气由一个往返到另一个往返，它在一定范围内，或在格子砖的一定区域内是有规定顺序的，在一定区段的最后部分，各排管砖之间的隔墙不再用T-6砖砌筑。

当采用图18-5中所示的砖型时，格子砖中管砖的可用布置方案如图18-6所示。

在T-1或T-2型的一种管砖中，燃烧产物流过的截面等于 0.011m^2 ，而每平方米砖格子截面则为 0.231m^2 。

用不带斜面的T-6砖组成盖板，空气经由盖板孔隙的流通截面积等于 0.008m^2 ，而每平方米盖板上孔隙的截面积为 0.168m^2 。

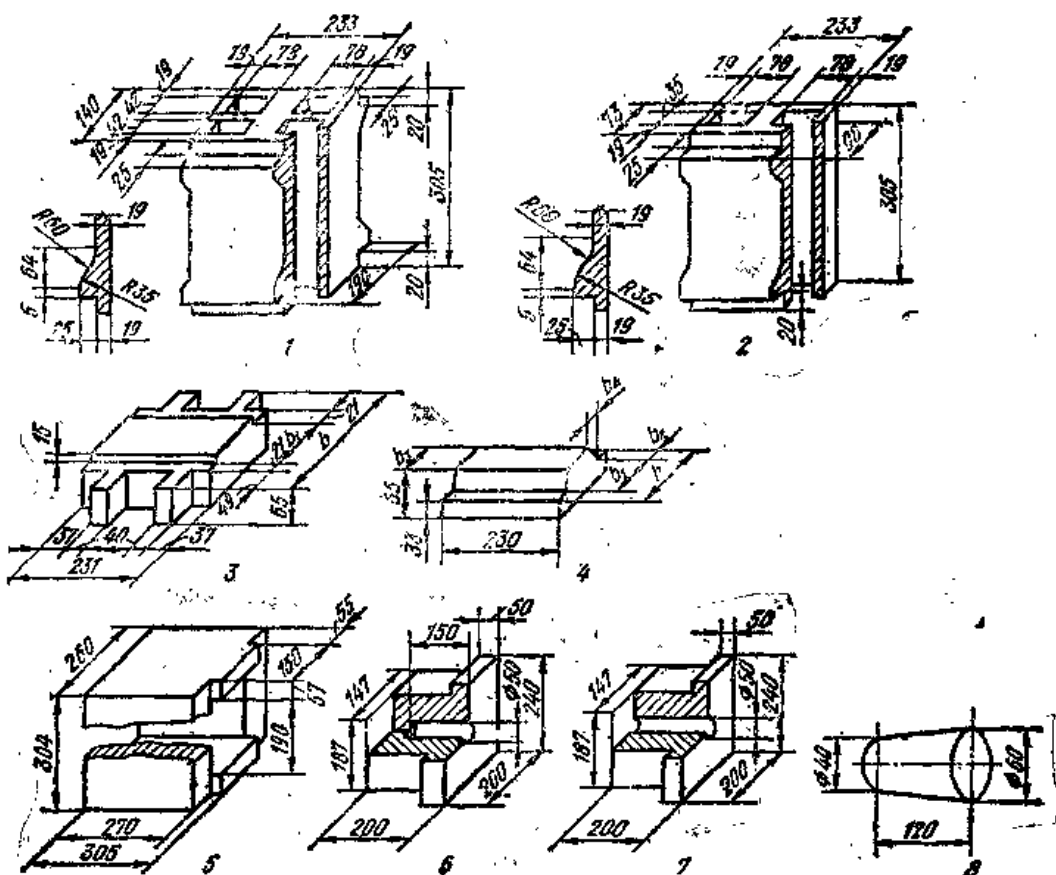


图 18-3 砌砖式陶瓷换热器的砖形和尺寸

图号	1	2	3	3	4	4	5	6	7	8
砖号	Б-1	Б-2	Б-3	Б-4	Б-5	Б-6	Б-7	Б-8	Б-9	Б-10
体积 (dm ³)	6.8	3.9	3.4	4.8	1.5	2.6	14.2	6.2	6.1	0.24
重量 (kg)	12.9	7.4	6.5	9.1	2.9	5.0	27.0	11.8	11.6	0.5
砖号	b	b ₁	b ₂	b ₃	b ₄					
Б-3	260	120	—	—	—					
Б-4	336	197	—	—	—					
Б-5	120	75	25	65	5					
Б-6	196	146	28	140	3					

每立方米格子砖体的加热表面为8.5m²/m³。

当计算空气量和燃烧产物量时，必须把换热器漏气量和空气由烟气侧的溢出量考虑进去。

换热器入口处的空气量 (m³/h) ；

$$V'_B = V''_B (1 + n) \tag{18-15}$$

换热器的出口处燃烧产物的空气过剩系数：

$$\alpha'' = \alpha' (1 + n) \tag{18-16}$$

换热器出口处的燃烧产物量 (m³/h) ；

$$V''_x = V'_x + nV''_B \tag{18-17}$$

式中 V''_B——需供入炉内的空气量 (m³/h) ；

V'_x——换热器前燃烧产物量 (m³/h) ；

n——漏入燃烧产物中的空气量与供入炉中空气量之比。

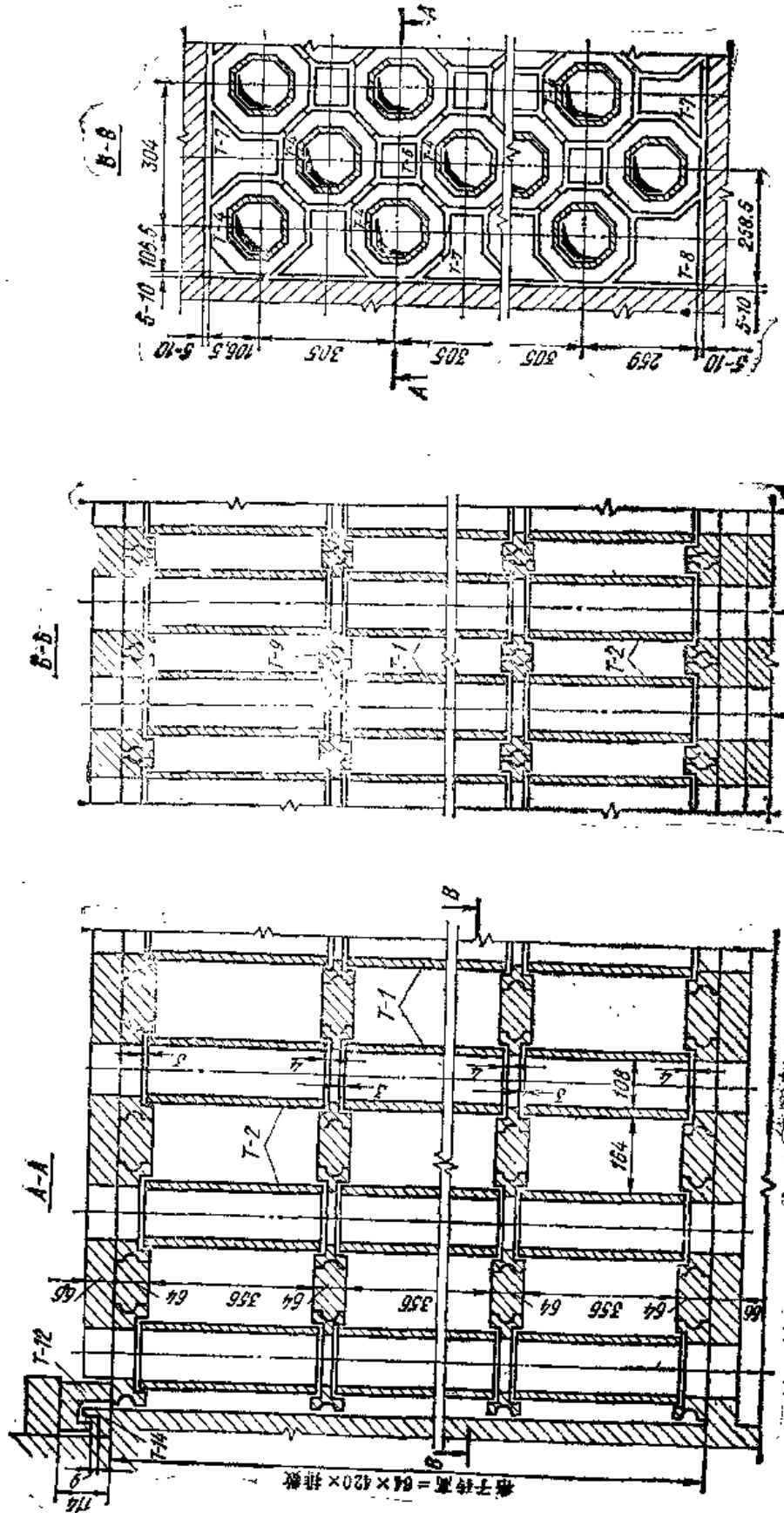


图 18-4 立管式陶瓷换热器格子砖

砌砖式换热器的 n 值等于0.25, 当用风机供入空气时立管式换热器的 n 值为0.35, 当用引风机或喷射器供入空气时为1.0。通过计算燃烧产物中空气的过剩量以确定经由换热器进出口的空气和燃烧产物的流速。

相对加热表面〔式(18-5)〕或换热器格子砖的相对体积〔公式(18-6)〕以及 m 值〔公式(18-7)〕, 按换热器中假定的空气流量 (m^3/h) 进行计算:

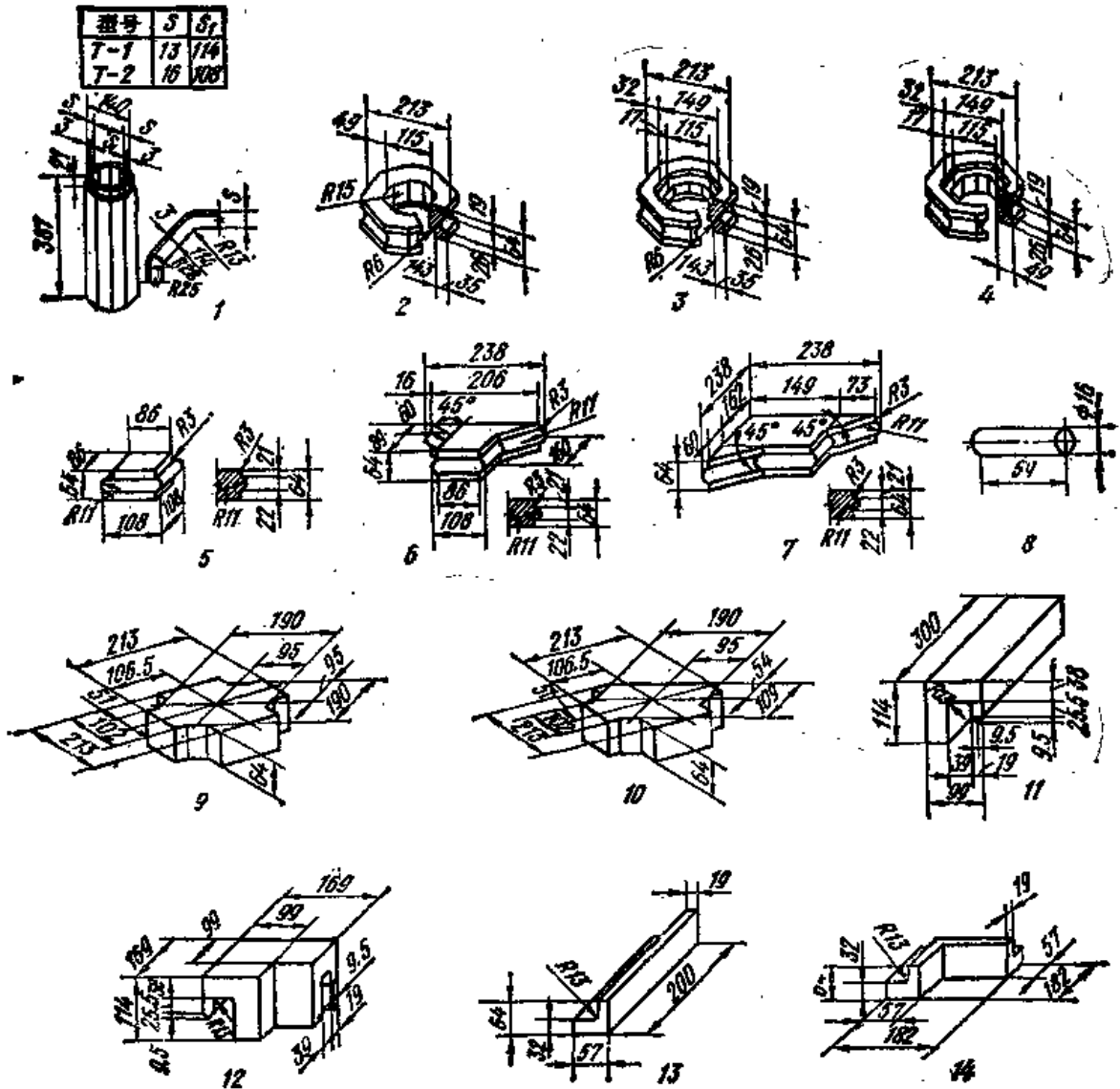


图 18-5 立管式陶瓷换热器的砖形和尺寸

图号	1	1	2	3	4	5	6		
砖号	T-1	T-2	T-3	T-4	T-5	T-6	T-7		
体积 (dm^3)	2.0	2.5	1.7	1.5	1.7	0.6	1.2		
重量 (kg)	3.8	4.8	3.2	2.8	3.2	1.1	2.3		
图号	7	8	9	10	11	12	13	14	
砖号	T-8	T-9	T-10	T-11	T-12	T-13	T-14	T-15	
体积 (dm^3)	1.9	0.012	2.3	1.8	2.3	1.7	0.7	0.7	
重量 (kg)	3.6	0.02	4.4	3.4	4.4	3.2	1.3	1.3	

$$V_B = V''_B \left(1 + n \frac{t''_a - t'_B}{t''_s - t'_B} \right) \quad (18-18)$$

燃烧产物中的空气过剩量使空气的过剩系数增大，其值为 $n\alpha$ ， α —换热器出口处的空气过剩系数。

格子砖中燃烧产物的速度（选用 0°C 及 101.3kPa ），当用烟囱自然排烟时，选用 $1\sim 2\text{m/s}$ ；而当用引风机排烟时为 $2\sim 5\text{m/s}$ 。当用风机供入或用喷射式烧嘴吸入空气时，换热器中空气速度为 $1.5\sim 2\text{m/s}$ 。

图18-7为陶瓷换热器的传热系数与空气流速的关系。

陶瓷换热器的计算方法用下列例题加以说明。

例1.当采用B-3和B-5砖（参阅图18-2和图18-3）时，确定砌砖式换热器中空气的预热温度。表18-1是换热器的尺寸以及介质的流量和温度。

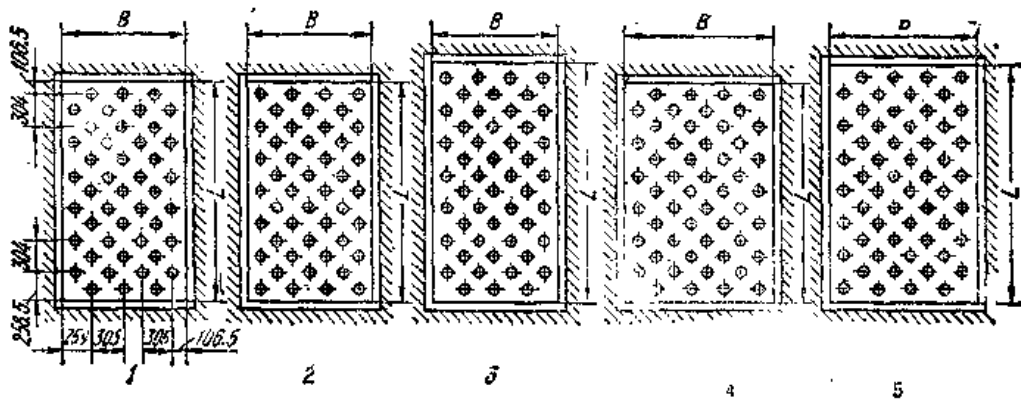


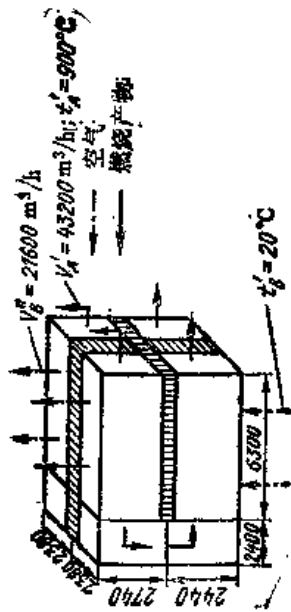
图 18-8 立管式换热器格子砖中的管子布置图

图号	格子砖尺寸 (mm)		每排空气通道的管子截面积 (m^2)	每排管数
	B	L		
1	$213 + 305(m-1)$	$213 + 304(n-1)$	$0.059mn - 0.033$	$2mn - m - n$
2				$2mn - m - n + 1$
3	$213 + 305(m-1)$	$365 + 304(n-1)$	$0.059mn - 0.033$	$2mn - n$
4	$365.5 + 305(m-1)$	$213 + 304(n-1)$	$0.059mn + 0.021$	$2mn - m$
5	$365.5 + 305(m-1)$	$365 + 304(n-1)$	$0.059mn + 0.021$	$2mn$

注：1. m 和 n —相应方向上的管子数。

2. 空气从格子砖右侧送入时，空气通道的截面积，等于 B 。

表 18-1 砌砖式陶瓷换热器流体力学计算



区段号	区段	几何参数			已知气体		速度 w_0 (m/s)	速度压头 $\frac{\rho_0 w_0^2}{2} \times (1 + \alpha t)$ (Pa)	速度压头的变化 (Pa)	几何压头		局部损失		摩擦损失		压力总变化 (Pa)	起始段的压力 (Pa)	终止段的压力 (Pa)				
		长度 L (m)	宽度 F (m ²)	高度 H (m)	烟道高度 H (m)	消耗量 V_g (m ³ /h)				温度 t (°C)	阻力值 $\Sigma \zeta$	$\Sigma \zeta h$ (Pa)	$\zeta_{rr} = \lambda L/d$	$\zeta_{rr} h$ (Pa)	每米高度 (Pa)				全段 (Pa)			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
1	格子砖内出口	—	—	6.3	—	—	—	27000	20	1.3	1.0	-1.0	—	—	2	0.5	-0.5	—	—	-1.5	0 ^①	-1.5
2	格子砖 (垂直烟道)	5.18	—	6.3	—	0.055	+5.18	24300	285	1.1	2.0	-1.0	+5.5	+28.0	15	—	—	4.4	-9.0	+18.0	-1.5	+16.5
3	格子砖外出口	—	—	6.3	—	—	—	21600	550	1.0	2.0	0	—	—	19	0.6 + 1.2 = 1.8	4.0	—	—	-4.0	+10.5	+12.5

空 气 通 道

(续)

区段号	几何参数		已知气体		速度 w_0 (m/s)	速度压头的变化 $(\frac{w_0^2}{2}) \times \rho_0(1+\alpha t)$ (Pa)	几何压头		局部损失		摩擦损失		压力总变化 (Pa)	起始段终止段的压力 (Pa)								
	长度 L (m)	宽度 \times 高度 (直径) (m)	通道截面积 F (m ²)	周长 U (m)			折算直径 $d = \frac{4F}{U}$ (m)	烟道高度 H (m)	消耗量 V_0 (m ³)	温度 t (°C)	速度压头 $\frac{w_0^2}{2}$ (Pa)	每米高度 $\Sigma \zeta$ (Pa)			全段 $\Sigma \zeta$ (Pa)	$\zeta_{fr} = \frac{\lambda L}{d}$ (Pa)	$\zeta_{fr} h$ (Pa)					
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
1	入口前的隔墙	2.74	0.15 × 2.9 × 1.8	7.8	110	0.28	-2.74 × 3.200	43200	900	1.5	7.0	-7.0	-8.8	-24.0	2	0.5 + 1.2 = 1.7	-12.0	0.42	-3.0	-46.0	0 ^①	-46.0
2	换热器 I 段入口	—	2.74 × 2 × 2.38 × 0.34	4.4	—	0.16	—	43200	900	3.7	22.0	-15.0	—	—	19	0.4	-9.0	—	—	-24.0	-46.0	-70.0
3	换热器 I 段	6.3	2.74 × 2 × 2.38 × 0.34	4.4	—	0.16	—	44550	800	2.9	24.0	-20.0	—	—	9	0.5	-12.0	1.6	-3.8	-52.0	-70.0	-122.0
4	从 I 段转到 II 段	5.0	0.15 × 2.4 × 1.8	6.5	92	0.28	-5.0	45900	700	2.0	10.0	+14.0	-8.0	-40.0	15	1.0	-10.0	0.66	-7.0	-43.0	-122.0	-165.0
5	换热器 I 段入口	—	2.44 × 2 × 2.38 × 0.34	4.0	—	0.16	—	45900	700	3.2	25.0	-1.5	—	—	34	0.6	-15.0	—	—	-80.0	-165.0	-195.0
6	换热器 I 段	6.3	2.44 × 2 × 2.38 × 0.34	4.0	—	0.16	—	47250	650	3.3	27.0	-20	—	—	9	—	—	1.46	-39.0	-41.0	-195.0	-236.0
7	换热器 I 段出口	—	2.44 × 2 × 2.38 × 0.34	4.0	—	0.16	—	48600	590	8.4	27.0	0	—	—	15	0.5	-14.0	—	—	-14.0	-236.0	-250

燃 烧 产 物 通 道

① 起始段的压力等于零，本表内燃烧产物所有通道的计算都应指出各通道前一段的阻力。

表 18-2 砌砖式陶瓷换热器计算表

No	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
1	通过截面(m ²)	—	$F_s = 6.3 \times 2.38 \times 2 \times 0.21 = 6.3$	第一往复 $F_{s1} = 2.74 \times 2.38 \times 2 \times 0.34 = 4.43$ 第二往复 $F_{s2} = 2.44 \times 2.38 \times 2 \times 0.34 = 3.95$	—
2	换热器格子砖的体积(m ³)	W	$6.3 \times (2.44 + 2.74) \times (2.38 + 2.28) = 155$		—
3	温度(°C)	—	$t_v'' = 500$	$t_v'' = 600$	给定
4	平均比热容(kJ/(m ³ ·K))	—	$c_a = 1.35$	$c_p = \frac{2.39 \times 10^3}{1.64 \times 900} = 1.62$	图 I-2
5	流量(m ³ /h)	—	$V_a' = 21600 \times (1 + 0.25) = 27000$	$V_p'' = 43200 + 0.25 \times 21600 = 48600$	式(18-15)和式(18-17)
6	换热器壁温度(°C)	—	—	—	—
	燃烧产物进口	t_{c1}	$0.5 \times (500 + 900) = 700$		式(18-10)
	燃烧产物出口	t_{c2}	$0.5 \times (20 + 600) = 310$		—
7	折算到0°C和101.3Pa时的速度(m/s)	—	—	—	—
	进口	—	$\frac{27000}{3600 \times 6.3} = 1.2$	$\frac{43200}{3600 \times 4.43} = 2.7$	—
	出口	—	$\frac{21600}{3600 \times 6.3} = 0.95$	$\frac{48600}{3600 \times 3.95} = 3.4$	—
8	实际速度(m/s)	—	—	—	—
	进口	—	$1.2 \times \left(1 + \frac{20}{273}\right) = 1.3$	$2.7 \times \left(1 + \frac{900}{273}\right) = 11.6$	—
	出口	—	$0.95 \times \left(1 + \frac{550}{273}\right) = 2.7$	$3.4 \times \left(1 + \frac{600}{273}\right) = 10.9$	—
9	动力粘度系数(m ² /s)	—	—	—	表 V-15 表 V-42, 图 V-1
	进口	—	15.3×10^{-6}	144.5×10^{-6}	—
	出口	—	88.1×10^{-6}	89.0×10^{-6} (图 I-1, 图 I-2 H ₂ O = 3%)	—
10	雷诺数	—	—	—	图 I-15 进口空气的运动和燃烧产物的运动为紊流, 出口空气为层流
	进口	—	4700	13400	—
	出口	—	1800	20000	—
11	对流给热系数[W/(m ² ·K)]	—	—	—	—
	进口	—	6.6	20.7	—
	出口	—	$1.9 + 7.7 = 9.6$	19.7	出口空气按图 13-10 和图 13-14 (层流运动和自由运动的总和) 其余按图 13-11
12	平均射线长度(m)	l	—	$0.95 \times 0.16 = 0.152$	表 13-2
13	燃烧产物的空气过剩系数	α''	—	$1.1 \times (1 + 0.25) = 1.38$	式(18-6)

(续)

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
14	空气过剩系数的修正				图 I-1 $\alpha = 1.1, \alpha'' = 1.38$
	进口	β'	—	0.95	
	出口	β''	—	0.86	
15	燃烧产物层的折合厚度(m)	—			
	进口	—	—	$0.152 \times 0.95 = 0.144$	$l\beta$
	出口	—	—	$0.152 \times 0.86 = 0.131$	$l\beta''$
16	燃烧产物黑度				图 I-1
	进口	ϵ_0'	—	0.095	$t_0' = 900^\circ\text{C}$
	出口	ϵ_0''	—	0.1	$t_0'' = 600^\circ\text{C}$
17	有效炉壁黑度	$\epsilon_{0,1}$	$(0.6 + 1)/2 = 0.9$		式(13-12)采用
18	燃烧产物对换热壁的热系数(W/(m ² ·K))	—	$0.095 \times 0.9 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{900 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{700 + 273}{100} \right)^4 \right] = 24.6$		$\epsilon_{0,1} = 0.8$
	进口	—			—
	出口	—	$0.1 \times 0.9 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{600 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{310 + 273}{100} \right)^4 \right] = 8.4$		—
19	燃烧产物对换热壁的综合系数(W/(m ² ·K))				
	进口	α_0'	—	$20.7 + 24.6 = 45.3$	
	出口	α_0''	—	$19.7 + 8.4 = 28.1$	
20	换热壁的热导率(W/(m ² ·K))				图 V-5(粘土砖)
	燃烧产物进口	λ_0'		1.2	
	燃烧产物出口	λ_0''		0.90	式(18-12)
21	由燃烧产物到空气带给换热器单位体积的传热系数, W/(m ³ ·K)				
	燃烧产物进口	K_0'	$\frac{12.4}{\frac{1}{45.3} + \frac{0.019}{1.2} + \frac{1}{9.6}} = 87.5$		
	燃烧产物出口	K_0''	$\frac{12.4}{\frac{1}{28.1} + \frac{0.019}{0.90} + \frac{1}{6.6}} = 59.5$		
22	按换热器单位体积算出的、由燃烧产物到空气的平均传热系数(W/(m ³ ·K))	k_w	$0.5 \times (87.5 + 59.5) = 73.5$		—
23	换热器中空气的平均流量(m ³ /h)	V_n	$21600 \times \left(1 + 0.25 \times \frac{600 - 20}{500 - 20} \right) = 28100$		式(18-18)

(续)

No	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
24	m值	—	$0.9 \times \frac{43200 \times 1620}{28100 \times 1.35} = 1.66$		式(18-7)
25	换热器格子砖的相对体积	H	$\frac{3.6 \times 73.5 \times 155}{28100 \times 1348} = 1.09$		式(18-6)
26	空气预热的相对温度	θ_a	0.57		图18-2a
27	空气预热温度(°C)	t''_a	$0.57 \times (900 - 200) + 20 = 522$		式(18-8)
28	换热器出口处燃烧产物的温度(°C)	t''_x	$900 - \frac{522 - 20}{1.66} = 598$		式(18-9)

表 18-3 立管式陶瓷换热器计算表

No	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
1	平均比热 [kJ/(m ³ ·K)]	—	$c_a = 1.40$	$c_x = \frac{4.31 \times 10^4}{2.21 \times 1200} = 1.62$	图 I-12, 表 V-15
2	流量(m ³ /h)	—	$V''_a = 9000(1 + 0.15) = 10400$	$V''_x = 14400 + 0.15 \times 9000 = 15750$	式(18-16)、式(18-17)
3	温度(°C)	t''_a	—	600	给定
4	换热器内平均空气流量(m ³ /h)	V_a	$9000 \times \left(1 + 0.15 \frac{600 - 20}{900 - 20}\right) = 9890$		式(18-18)
5	m值	—	$0.9 \times \frac{14400 \times 1625}{9890 \times 1.34} = 1.52$		式(18-7)
6	空气预热的相对温度	θ_a	$\frac{900 - 20}{1200 - 20} = 0.75$		式(18-4)
7	换热器的相对体积	H	2.1		图18-16
8	换热器出口处燃烧产物的温度(°C)	t''_x	$1200 - \frac{900 - 20}{1.52} = 620$		公式(18-9)
9	换热器壁的温度(°C)	·	·		公式(18-10)
10	燃烧产物进口	t''_{ov}	$0.5 \times (900 + 1200) = 1050$		表18-4
	燃烧产物出口	t''_{ov}	$0.5 \times (20 + 620) = 320$		
	折算到0°C和101.3 kPa的速度(m/s):	—	—		
11	进口	—	1.3	0.9	—
	出口	—	$1.3 \times \frac{9000}{10400} = 1.1$	$0.9 \times \frac{15750}{14400} \approx 1.0$	

(续)

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
	进口		$1.3 \times \left(1 + \frac{20}{273}\right) = 1.4$	$0.9 \times \left(1 + \frac{1200}{273}\right) = 4.9$	
	出口		$1.1 \times \left(1 + \frac{900}{273}\right) = 4.7$	$1.0 \times \left(1 + \frac{620}{273}\right) = 3.3$	
12	运动粘度(m ² /s):	—			表V-15、表V-42
	进口		15.3×10^{-6}	218×10^{-6}	图V-1 (按图I-2、 10% H ₂ O)
	出口		155×10^{-6}	93.6×10^{-6}	
13	雷诺数:	—			图I-15
	进口		12800	2600	空气运动状态—紊流
	出口		4200	3900	燃烧产物—过渡流
14	对流给热系数(W/(m ² ·K)):	—			图13-11和13-17; $S_1 = 0.304\text{m}$ $S_2 = 0.152\text{m}$ $S'_1 = 0.215\text{m}$
	进口		17.9	11.2	
	出口		28.4	9.7	
15	平均射线长度(m)	l	—	$0.95 \times 0.114 = 0.108$	表13-2, $l = 0.114\text{m}$
16	燃烧产物的空气过剩系数	α''	—	$1.1 \times (1 + 0.15) = 1.27$	式(18-16)
17	燃烧产物的成分(%):	—			图I-12, $\alpha' = 1.1$, $\alpha'' = 1.27$
	进口		—	17.5% CO ₂ , 10.0% H ₂ O	
	出口		—	16.0% CO ₂ , 9.0% H ₂ O	
18	分压与平均射线长度的乘积(Pa·m)	—			—
	进口				
	$P_{\text{CO}_2} l$		—	$0.175 \times 10^5 \times 0.108$ $= 0.0019 \times 10^6$	
	$P_{\text{H}_2\text{O}} l$		—	$0.1 \times 10^5 \times 0.108 = 0.0011$ $\times 10^6$	
	出口				
	$P_{\text{CO}_2} l$		—	$0.16 \times 10^5 \times 0.108 = 0.0017$ $\times 10^6$	
	$P_{\text{H}_2\text{O}} l$		—	$0.09 \times 10^5 \times 0.108 = 0.001$ $\times 10^6$	
19	黑度:	—			图13-3和13-4
	进口				
	CO ₂		—	0.048	
	H ₂ O		—	0.014	
	出口				
	CO ₂		—	0.066	
	H ₂ O		—	0.034	

(续)

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
20	水蒸汽分压的修正系数:	β			图13-5
	进口		—	1.08	
	出口		—	1.08	
21	燃烧产物的黑度:				式(13-17)
	进口	ϵ'_a	—	$0.048 + 1.08 \times 0.014 = 0.063$	
	出口	ϵ''_a	—	$0.066 + 1.08 \times 0.034 = 0.101$	
22	换热器管的有效黑度	ϵ_{eff}		$\frac{0.8+1}{2} = 0.9$	式(13-12) $\epsilon_{c_1} = 0.8$
23	燃烧产物对换热器壁的辐射给热系数(W/(m ² ·K)):	—			式(13-48)
	进口		$\frac{0.063 \times 0.9 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{1200+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{1050+273}{100} \right)^4 \right]}{1200-1050} = 35.8$		
	出口		$\frac{0.101 \times 0.9 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{620+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{320+273}{100} \right)^4 \right]}{620-320} = 8.3$		
24	燃烧产物对换热器壁的综合给热系数(W/(m ² ·K)):				—
	进口	α'_a	—	$11.2 + 35.8 = 47.0$	
	出口	α''_a	—	$9.7 + 8.3 = 18.0$	
25	换热器粘土砖壁的导热率(W/(m ² ·K)):				
	燃烧产物出口	λ''_m		0.90	图(V-5), $t_{c_1} = 320^\circ\text{C}$ $t''_{c_1} = 1050^\circ\text{C}$
	燃烧产物入口	λ'_m		1.4	
26	由燃烧产物到空气带给换热器单位体积的传热系数(W/(m ³ ·K)):			8.5	
	燃烧产物进口	$k_{w'}$	$\left[\frac{1}{17.0 \times 0.114} + \frac{2.303}{2 \times 1.4} \times 1g \frac{0.140}{0.114} + \frac{1}{28.4 \times 0.140} \right] \times 0.127 = 130.3$		$d_p = \frac{0.140 + 0.114}{2} = 0.127 \text{ m}$
	燃烧产物出口	$k_{w''}$	$\left(\frac{1}{18.0 \times 0.114} + \frac{2.303}{2 \times 0.9} \times 1g \frac{0.140}{0.114} + \frac{1}{17.9 \times 0.140} \right) \times 0.127 = 67.7$		式(13-14)
27	从燃烧产物到空气按换热器单位体积的平均传热系数(W/(m ³ ·K)):	\bar{k}_{wv}	$0.5 \times (130.3 + 67.7) = 99.0$		—
28	换热器体积(m ³)	W	$\frac{9890 \times 1.4 \times 2.1}{3600 \times 99.0} = 81. \approx 80$		式(13-6)

(续)

30	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
29	燃烧产物通道的总截面积(m ²)	F_0	$\frac{14400}{3600 \times 0.9} = 4.4$		见表18-3, №10
30	换热器平面内格子砖的面积(m ²)	F_p	$4.4/0.231 = 19.0$		—
31	换热器高度, (m)	h	$80/19 = 4.2$		—
32	管子沿高度方向的排数(排)	—	$4.2/0.42 = 10$		—
33	空气在路程内的管子排数(排)	—			采用三往复空气换热器
	I		3	—	
	II		3	—	
	III		4	—	
34	空气通道的截面积(m ²)	F_a	$\frac{10400}{3600 \times 1.3} = 2.23$		见表18-3, №2和10
35	每排管子空气通道的截面积(m ²)	F	$2.23/3 = 0.74$		—
36	沿空气行程换热器横向管子数, (根)	m	$\frac{0.74 + 0.033}{0.059} = 13.1 \approx 14$		图18-66, 简图, $F = 0.059m + 0.033$, 选用 $m = 14$
37	沿燃烧产物行程换热器纵向管子总数, (根)	—	$4.4/0.011 = 400$		—
38	沿空气行程换热器纵向管子数(根)	n	$\frac{400 - 1 + 14}{2 \times 14 - 1} = 15$		$2mn - m - n + 1 = 400$
39	换热器格子砖宽度(mm)	B	$213 + 305(14 - 1) = 4178$		—
40	换热器格子砖长度(mm)	L	$213 + 304(15 - 1) = 4469$		—
41	格子砖高度(mm)	H	$196 + 420 \times 10 = 4396$		—
42	格子砖体积(m ³)	W	$4.178 \times 4.469 \times 4.396 = 82.0$		—

当 $\alpha = 1.1$ 时, $Q_p^0 = 3.72 \text{ MJ/m}^3$ 的燃烧产物进入换热器。换热器中空气流失 $n = 0.25$, 换热效率为 $\eta = 0.9$ 。

计算结果列入表18-2。

表18-1号换热器的流体力学计算结果。

例2. 确定立管式换热器(见图18-4)的尺寸。表18-4是介质的流量和温度。

当 $\alpha' = 1.1$ 时, $Q_p^0 = 5.85 \text{ MJ/m}^3$ 的焦炉和高炉混合煤气的燃烧产物进入换热器。换热器中空气流失 $n = 0.15$ 。换热器的效率为 $\eta = 0.9$ 。

计算结果列入表18-3。

表18-4是换热器的流体力学计算结果。

18.3 金属换热器的计算

金属换热器用于预热空气和煤气。金属的预热温度取决于制造换热器金属的使用条件。

常用金属换热器的主要类型有：管状换热器，辐射缝式换热器和用于小型炉子的单流筒、铸铁针状换热器。

当计算全列换热器传热系数时，在多数情况下可以使用平面壁公式，并忽略壁的热阻。此时，公式(18-11)采用如下形式：

$$k_F = \alpha_1 \alpha_2 / (\alpha_1 + \alpha_2) \quad (18-11a)$$

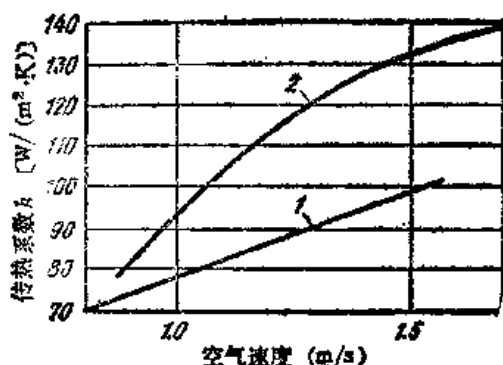


图 18-7 陶瓷换热器传热系数与空气流速的关系
1—筒砖式换热器 2—立管式换热器

传热系数值应从一个表面测出（例如外表面）。

从内表面向外表面的给热系数按下列公式换算 $[W/(m^2 \cdot K)]$ ：

$$\alpha_{1n} = \alpha_1 d_1 / d_{n,1} \quad (18-19)$$

由铸铁针管构成的金属换热器其传热系数 $[W/(m^2 \cdot K)]$ 按实验得出的公式确定：

$$k = \bar{\lambda}_1 k_2 k_3 \quad (18-20)$$

系数 k_1 与空气的平均温度 \bar{t}_a 和燃烧产物的平均温度 \bar{t}_p 有关，按下式确定：

$$k_1 = 1 + 0,000236 \times (\bar{t}_a + \bar{t}_p) \quad (18-21)$$

系数 k_2 和 k_3 ——按图18-8查取，决定于换热器内在 0°C 和 $101,3\text{kPa}$ 条件下空气和燃烧产物的速度。

在金属换热器中，打算为 0°C 和 $101,3\text{kPa}$ 状况下，选用下列介质速度值 (m/s)：

燃烧产物 1.5~5

空气：

管状换热器和铸铁针状换热器 4~10

辐射缝式换热器 15~30

管状换热器内的气体：

低压气体 3~5

高压气体（装有喷射式烧嘴的情况下） 5~20

金属换热器按图18-1的曲线计算。考虑到在铸铁针状换热器中可能泄漏空气 ($n \approx 0,1$)，计算这类换热器时，使用与陶瓷换热器相同的计算方法。

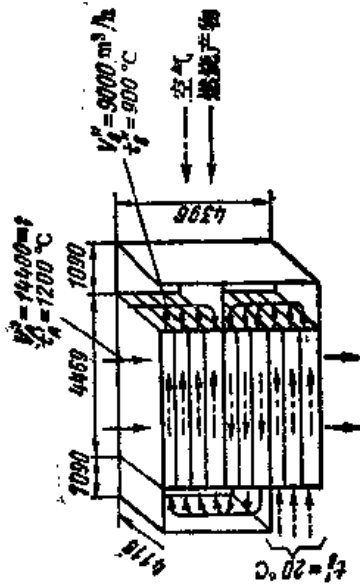


表 18-4 立管式陶瓷换热器的流体力学计算

区段号	几何参数						已知气体		速度压头 $h = \frac{(\rho_0 v_0^2 / 2) \times (1 + \alpha t)}$ (Pa)	几何压头		局部阻力		摩擦损失		压力总变化 (Pa)	起始段终止段的压力 (Pa)				
	长度 L (m)	长度×高度 (直径) (m)	通过截面 F (m ²)	周长 U (m)	管径 $d = 4F/U$ (m)	烟道高度 H (m)	消耗量 V_0 (m ³ /h)	温度 t (°C)		速度 v_0 (m/s)	每米高度 (Pa)	全段 (Pa)	阻力值	$\Sigma \zeta$ (Pa)	$\zeta_{r,h} = \frac{\Sigma \zeta h}{AL/d}$ (Pa)			$\zeta_{r,h}$ (Pa)			
1	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
1 换热器进口	—	$0.155 \times 0.35 \times 13 \times 3$	2.1	39.40	0.213	—	10400	20	1.3	1.0	-1.0	—	—	2	0.5	-1.0	—	—	-2.0	0 ^①	-2.0
2 第一个往复	—	$0.165 \times 0.365 \times 13 \times 3$	2.3	40.60	0.220	—	10220	200	1.2	2.0	-1.0	—	—	65	—	-6.0	—	—	-7.0	-2.0	-9.0
3 第一个180°往复	2.1	$0.155 \times 1.09 \times 13$	2.2	32.40	0.272	+2.1	9960	380	1.2	3.0	0	+6.6	+14.0	19	$2 \times 1.2 = 2.4$	-5.0	0.3	-1.0	+8.0	-9.0	-1.0
4 第二个周期 (90°二次)	—	$0.165 \times 0.356 \times 13 \times 3$	2.2	40.60	0.226	—	9700	490	1.2	3.0	-1.0	—	—	65	—	-22.0	—	—	-23.0	-1.0	-24.0

空 气 通 道

(续)

区段号	几何参数		已知气体		速度压头 $v = (m^2/2) \times \rho_0 \times (1 + \alpha t)$ (Pa)	几何压头		局部阻力		摩擦损失		压力总变化 +13 +15 +18 +20] (Pa)	起始段终止段的压力 (Pa)									
	长度 L (m)	长度 × 高度 (直径) (m)	通过周长 截面 F (m ²)	换热面积 F_c/F (m)		管径 d_c/d (m)	烟道高度 H (m)	消耗量 V_0 (m ³ /h)	温度 t (°C)	速度 w_0 (m/s)	速度压头 $v = (m^2/2) \times \rho_0 \times (1 + \alpha t)$ (Pa)			每米高度 (Pa)	全段 (Pa)	阻力值 (Pa)	$\Sigma \zeta$ (Pa)	$\Sigma \zeta h$ (Pa)	$\zeta_{sp} h$ (Pa)	$\zeta_{sp} = \Delta L/d$ (Pa)		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
5	第二个180° 复(90°一次)	2.529, 155 × 1.09 × 13	3.32, 40.272	3.52	0.700	600	1.2	3.0	0	+8.0	+20.0	0	19	2 × 1.2 = 2.4	19	2 × 1.2 = 2.4	-7.0	0.4	-1.0	+12.0	-24.0	-12.0
6	第三个周期	0.165 × 0.3563.1 × 13 × 4	43.70.284	—	9350	750	1.1	2.0	+1.0	—	—	—	65	—	—	—	-12.0	—	—	-11.0	-12.0	-23.0
7	格子砖出口和 旋转90°	0.115 × 0.35 × 13 × 4	2.8	—	9000	900	1.1	2.0	0	—	—	—	15.19	0.3 + 1.2 = 1.5	15.19	0.3 + 1.2 = 1.5	-3.0	—	—	-3.0	-23.0	-25.0
燃 烧 产 物 通 道																						
1	格子砖进口	—	4.2	—	—	—	—	14400	1200	0.9	3.0	-3.0	—	—	2	0.5	-2.0	—	—	-5.0	0 ^①	-5.0
2	格子砖(立管)	4.4	—	4.2	—	0.114	-4.4	15100	905	0.9	2.0	+1.0	-9.0	-39.0	—	—	—	1.58	-3.0	-42.0	-5.0	-47.0
3	格子砖出口	—	4.2	—	—	—	—	15750	610	1.0	2.0	0	—	—	15	0.6	-1.0	—	—	-1.0	-47.0	-48.0

① 参见表18-2。

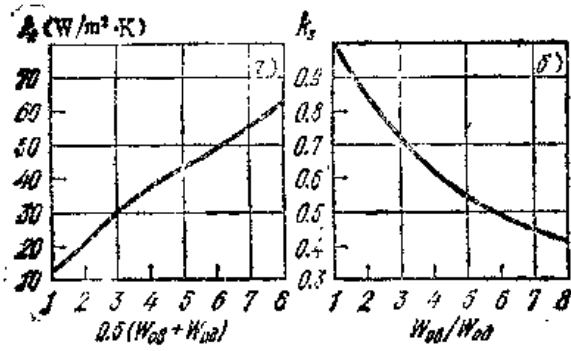


图 18-8 系数 k_2 和 k_3

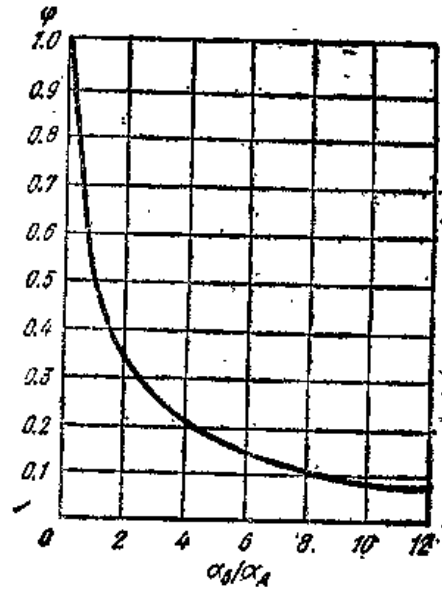


图 18-9 系数 ϕ

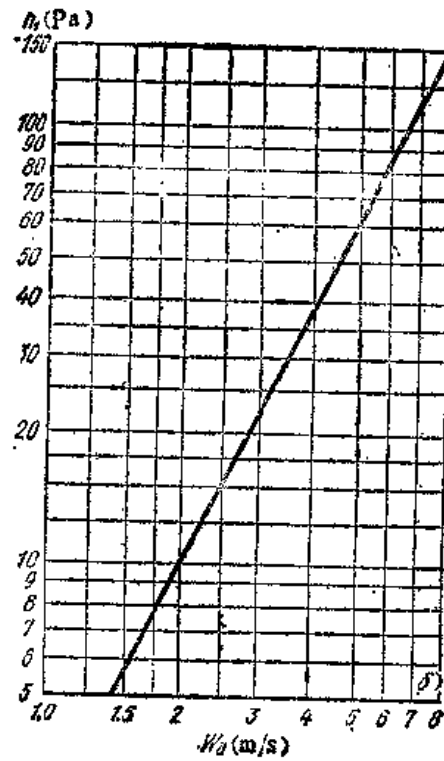
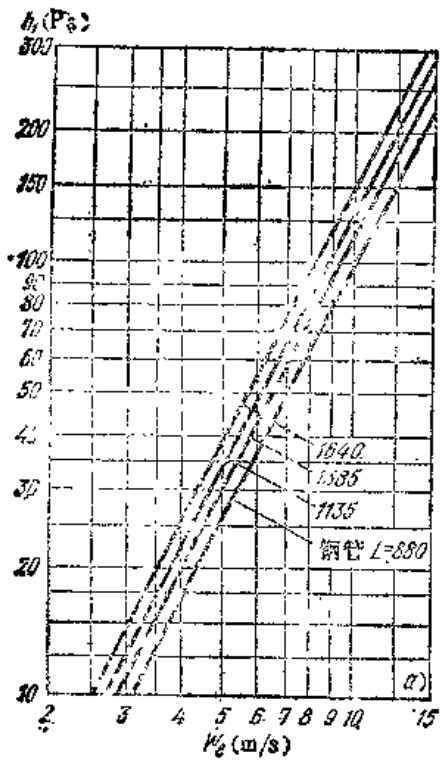


图 18-10 系数 h_1

当确定换热器尺寸或空气预热温度时，通常不考虑由换热器前砌体空间辐射的热量，因为加热表面（管状换热器的第一排或辐射换热器相当于口径1~1.5倍长度）只接受辐射传热量的很小一部分。

对流换热器管壁温度（℃），按下式计算

$$t_{c,r} = t_n + \varphi(t_n - t_a) \quad (18-22)$$

系数 φ 由图18-9根据空气（煤气）侧和燃烧产物侧二者给热系数的比值来确定。对于铸铁针状换热器的系数 φ ，可采用空气和燃烧产物的速度比代替给热系数的比值。

当计算辐射换热器时，预先选用一个给定的管壁温度值并算出烟气和空气侧对管壁的热流，以此来确定管壁的温度。在正确选择温度的情况下，热流值等于烟气和空气热流之间的数值。

当计算金属换热器时，用下述公式确定：

圆筒形燃烧产物通道的内径（m）：

$$d_1 = \sqrt{4F_n/\pi} \quad (18-23)$$

内筒的外径（m）：

$$d_2 = d_1 + 2\delta_1 \quad (18-24)$$

外筒的内径（m）：

$$d_3 = \sqrt{4F_n/\pi + d_2^2} \quad (18-25)$$

空气沿内外筒之间流过的缝隙尺寸（m）：

$$\delta_2 = (d_3 - d_2)/2 \quad (18-26)$$

换热器外径（m）：

$$d_4 = d_3 + 2\delta_1 + 2\delta_2 \quad (18-27)$$

式中 F_n 、 F_n ——相应为空气和烟气的通道截面（m²）；

δ_1 、 δ_3 和 δ_2 ——相应为内筒壁厚、外筒壁厚和绝热层厚度（m）。

当确定辐射换热器的第一排管子或起始段的管壁温度时，应考虑换热器前砌体空间的辐射热。第一排管子的管壁温度值，与按公式(18-22)求得的管壁温度值相比大约高100℃。

换热器的材质按求得的管壁温度来选择，而对于辐射换热器，则按构件的应力来确定。

如果计算求得的管壁温度值比用以制造换热器材料的许用温度要高，那么就需降低燃烧产物的温度或速度，要预先准备用大气中的空气进行稀释，或通过旁路渠道将部份燃烧产物放散。

换热器的第一排管子最好用耐热性能好的材料制作，或采用专门的保护装置，也可使用易于单独更换的部件或预先放入汽化冷却蛇形管。当预热空气时，有时事先采取措拖把被加热的空气排散到大气中去，以保证通过换热器的空气量不变，并稳定管壁温度。

按附录IV和16章的资料进行换热器气体流动计算。

当空气在铸铁针状换热器针管内流动时，每个行程的压力损失（Pa）为：

$$h = h_1(t'_1 + t''_1)/200 \quad (18-28)$$

式中 h_1 ——按图18-10， a 确定的系数；

t'_1 、 t''_1 ——空气在每个行程的开始和终了时的温度（℃）。

燃烧产物在铸铁针状换热器内的压力损失（Pa）为：

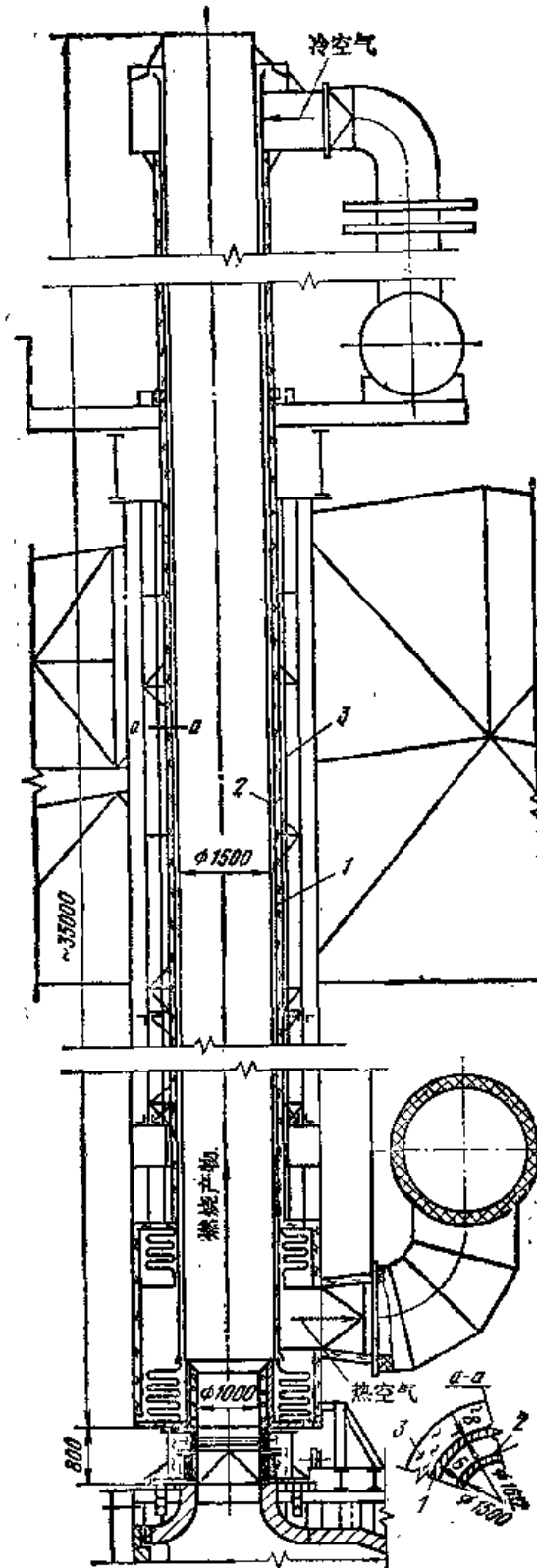


图 18-11 立式圆筒辐射换热器
1—外筒 2—内筒 3—外侧绝热层

$$h = h_1(n + 5m)(t'_a + t''_a)/20000 \quad (18-29)$$

式中 h_1 ——按图18-105确定的系数；

n 、 m ——沿燃烧产物运动方向换热器的管子数和组数；

t'_a 、 t''_a ——燃烧产物在换热器内开始和终了处的温度(°C)。

选择换热器时，要考虑按统一尺寸生产工业用换热器。文献资料给出了环形管状换热器的标准截面以及单面铸铁针状换热器的结构尺寸和性能。

表 18-5 环形金属管状换热器的计算

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
1	平均比热容(kJ/(kg·K))	—	$c_a = 1.33$	$c_a = \frac{2.8 \times 10^4}{1.79 \times 1000} = 1.56$	图 I-2 表 V-15
2	m 值	—	$0.88 \times \frac{25200 \times 1.56}{13000 \times 1.33} = 2.0$		式(18-7)
3	空气预热的相对温度	θ_a	$\frac{450 - 20}{1000 - 20} = 0.44$		式(18-4)
4	换热器相对体积	FI	0.67		图18-1a
5	换热器出口处燃烧产物温度(°C)	t_a''	$1000 - \frac{450 - 20}{2.0} \approx 780$		式(18-9)
6	换热器管的温度(°C):				式(18-10)
	燃烧产物进口	$t_{a,1}'$	$0.5 \times (1000 + 450) = 725$	给定为750°C	
	燃烧产物出口	$t_{a,2}'$	$0.5 \times (20 + 780) = 400$	给定为500°C	
7	折算为0°C和101.3 kPa时的速度(m/s)	—	13.0	1.6	—
8	实际速度(m/s):	—			—
	进口		$13.0 \times \left(1 + \frac{20}{273}\right) = 14.0$	$1.6 \times \left(1 + \frac{1000}{273}\right) = 7.5$	
	出口		$13.0 \times \left(1 + \frac{450}{273}\right) = 34.4$	$1.6 \times \left(1 + \frac{780}{273}\right) = 6.2$	
9	运动粘度(m ² /s):	—			—
	进口		15.3×10^{-6}	—	
	出口		71.65×10^{-6}	—	
10	雷诺数:	—			
	进口		59600	—	式(13-39)
	出口		31700	—	空气紊流运动
11	对流给热系数 [W/(m ² ·K)]:	—			图13-11和图13-16 ($\alpha = 8-10$ 和3% H ₂ O)
	进口		32.4	41.6	
	出口		64.4	36.4	

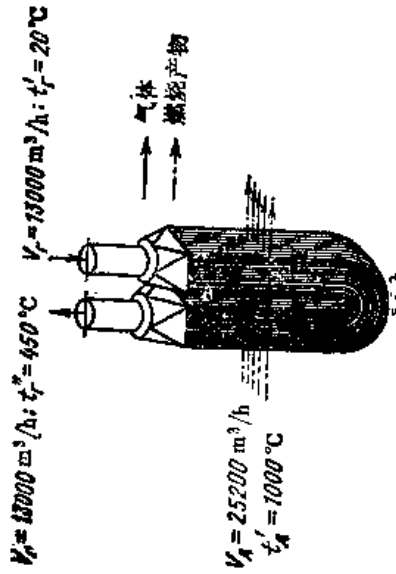
(续)

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
12	带炉管子外表面的对 流给热系数(W/(m ² · K));	—			式(18-19)
	进口	—	$32.4 \times \frac{0.067}{0.076} = 28.6$	—	
	出口	—	$64.4 \times \frac{0.067}{0.076} = 56.8$	—	
13	平均射线长度(m)	<i>l</i>	—	$3.5 \times 0.076 = 0.266$	表13-1
14	空气过剩系数修正值	β	—	0.88	图1-8, $\alpha = 1.3$
15	燃烧产物层的折合厚 度(m)	—	—	$0.266 \times 0.88 = 0.234$	$l \cdot \beta$
16	燃烧产物黑度:				图1-1
	进口	ϵ'_s	—	0.106	$t'_s = 1000^\circ\text{C}$
	出口	ϵ''_s	—	0.114	$t''_s = 780^\circ\text{C}$
17	管壁有效黑度	$\epsilon_{s,d}$		$\frac{0.8+1}{2} = 0.9$	$\epsilon_{s,d} = 0.8$
18	由燃烧产物到换热器 壁的辐射给热系数 (W/(m ² ·K));	—			式(18-48)
	进口	—	$\frac{0.106 \times 0.9 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{1000+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{750+273}{100} \right)^4 \right]}{1000-750} = 33.8$		
	出口	—	$\frac{0.114 \times 0.9 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{780+273}{100} \right)^4 - \left(\frac{500+273}{100} \right)^4 \right]}{780-500} = 18.5$		
19	由燃烧产物到换热器 壁的总给热系数 (W/(m ² ·K));				
	进口	α'_s	—	$41.6 + 33.8 = 75.4$	
	出口	α''_s	—	$36.4 + 18.5 = 54.9$	

(续)

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
20	由燃烧产物传给换热器管子外表面空气的传热系数:				(式18-8)
	燃烧产物进口	K_1		$\frac{75.4 \times 56.8}{75.4 + 56.8} = 32.4$	
	燃烧产物出口	K''_1		$\frac{54.9 \times 28.6}{54.9 + 28.6} = 18.7$	
21	由燃烧产物到空气的换热器平均传热系数 (W/(m ² ·K))	—	$0.5 \times (32.4 + 18.7) = 25.6$		—
22	考虑加热表面污染后的传热系数 (W/(m ² ·K))	\bar{K}	$0.8 \times 25.6 = 20.5$		减少20%
23	换热器加热表面 (m ²)	F_0	$\frac{0.67 \times 13000 \times 1.33}{3.6 \times 20.5} = 157$		式(18-5); 选择加热面积为 $F_0 = 150\text{m}^2$
24	通道截面积(m ²)	—	0.28	4.6	不进行计算
25	速度 (m/s)	—	$\frac{13000}{3600 \times 0.28} = 12.9$	$\frac{25200}{3600 \times 4.6} = 1.52$	—
26	空气和燃烧产物侧的给热系数比:	—			—
	燃烧产物进口 α''_{1n}/α'_1			$56.8/75.4 = 0.75$	
	燃烧产物出口 α'_{1n}/α''_1			$28.6/54.9 = 0.52$	
27	系数φ:	—			图18-9
	进口			0.55	
	出口			0.63	
28	换热器管的温度 (°C):				式(18-22)
	燃烧产物进口 t'_{ev}			$450 + 0.55 \times (1000 - 450) = 750$	
	燃烧产物出口 t''_{ev}			$20 + 0.63 \times (780 - 20) = 500$	

表 18-6 环形金属管状换热器流体动力学计算



区段号	几何参数				已知气体			速度压头 $P_s = \frac{\rho_g w^2}{2}$ (Pa)	速度变化时的量	几何压头		局部阻力		摩擦压头		压力总变化 (Pa)	起始段的总压力 (Pa)	终止段的总压力 (Pa)	
	长度 (m)	长度 × 高度 (直径) (m)	通道面积 F (m²)	周长 U (m)	管径 $d = 4F/U$ (m)	烟道高度 H (m)	消耗量 V_0 (m³/h)			温度 t (°C)	速度 w (m/s)	每米高度 (Pa)	全段 (Pa)	阻力 $\Sigma \zeta$	$\Sigma \zeta h$ (Pa)				$f_{TP} = \frac{\lambda L}{d^5}$ (Pa)
1	1.63	0.63 × 1.18	0.31	—	0.63	-1.63	13000	20	11.5	93	-93	17	0.95	-122	0.052	-6	-221	0	-221
2	4.73	0.067 × 80	0.28	—	0.067	-4.03	13000	120	13.0	160	-67	9	0.42	-90	2.68	-570	-221	-962	
3	4.73	0.067 × 80	0.28	—	0.067	+4.03	13000	335	13.0	248	-88	15	0.70	-230	2.68	-880	-962	-2132	
4	1.63	1.18 × 0.63	0.31	—	0.63	+1.63	13000	450	11.5	230	+18	14	0.17	-54	0.065	-21	-46	-1911	-1957
1	—	—	4.6	—	0.076	—	25200	890	1.6	8	-8	64	4.5	-36	—	-44	0	-44	

① 参见表 18-2。

表 18-7 铸铁针状换热器的计算

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
1	平均比热容 (kJ/(m ³ ·K))	—	$c_a = 1.31$	$c_p = \frac{16.75 \times 10^3}{14.18 \times 800} = 1.47$	图 I-1
2	流量 (m ³ /h)	—	$V_a' = 1300 \times (1 + 0.1) = 1430$	$V_p' = 790 + 0.1 \times 1300 = 920$	式(18-14)和式(18-16)
3	温度 (°C)	—	—	$t_p = 420$	给定
4	换热器中空气的假定量 (m ³ /h)	V_H	$1300 \times \left(1 + 0.1 \times \frac{420 - 20}{240 - 20}\right) = 1536$		式(18-18)
5	m值	—	$0.9 \times \frac{790 \times 1.47}{1536 \times 1.31} = 0.52$		式(18-7)
6	空气预热的相对湿度	ϕ_B	$\frac{240 - 20}{800 - 20} = 0.28$		式(18-4)
7	换热器相对容积	H	0.5		图 18-1 a
8	换热器出口处燃烧产物温度 (°C)	t_p'	$800 - \frac{240 - 20}{0.52} = 380$		式(18-9)
	折算为 0°C 和 101.3kPa 的速度 (m/s):	—	选用 ^①		
	进口	—	$5.0 \times \frac{1430}{1300} = 5.5$	1.1 ^①	
	出口	—	5.0 ^①	$1.1 \times \frac{920}{790} = 1.28$	
10	平均温度 (°C)	—	$0.5 \times (20 + 240) = 130$	$0.5 \times (800 + 380) = 590$	—
11	系数 k_1	—	$1 + 0.000236 \times (130 + 580) = 1.17$		式(18-21)
12	折算为 0°C 和 101.3kPa 空气和燃烧产物速度的算术平均值 (m/s):	—	0.5(W _{空气} + W _{燃烧})		
	燃烧产物进口	—	$0.5 \times (1.1 + 5.0) = 3.05$		
	燃烧产物出口	—	$0.5 \times (1.28 + 5.5) = 3.4$		
13	k_2 系数 (W/(m ² ·K)):	—	图 18-8 a		
	燃烧产物进口	—	30		
	燃烧产物出口	—	32.3		
14	$\frac{W_{空气}}{W_{燃烧}}$ 比值	—	—		
	燃烧产物进口	—	4.55		
	燃烧产物出口	—	4.3		
15	系数 k_{s1} :	—	图 18-8 b		
	进口	—	0.58		
	出口	—	0.60		
16	燃烧产物对空气的传热系数 (W/(m ² ·K)):	—	式(18-20)		
	燃烧产物进口	k'	$1.17 \times 30 \times 0.58 = 20.4$		
	燃烧产物出口	k''	$1.17 \times 30.3 \times 0.60 = 22.4$		

(续)

№	名称	符号	计算数据		计算说明						
			空气	燃烧产物							
17	燃烧产物对空气的传热系数, 取换热器的平均值 $[W/(m^2 \cdot K)]$	k	$0,5 \times (20,4 + 22,4) = 21,4$		—						
18	换热器的加热表面 (m^2)	F	$\frac{0,5 \times 1365 \times 1,31}{3,6 \times 21,4} = 11,6$		式 (18-5)						
19	换热器管的型号 ^①	—	Г 1385		—						
20	单排管假定的加热表面 ^① (m^2)	—	0,42		—						
21	管数 (件)	—	$11,6 / 0,42 \approx 27$		三个空气通道共 27 根管子, 每个通道 9 根管子——沿宽度和高度各三根管子						
22	换热器加热的实际表面(假定的) ^① (m^2)	—	$27 \times 0,42 = 11,3$		—						
23	空气通道截面 ^① (m^2)	F_a	$9 \times 0,008 = 0,072$		—						
24	燃烧产物通道截面 ^① (m^2)	F_b	$3 \times 0,067 = 0,201$		—						
25	折合为 $0^\circ C$ 和 101,3kPa 的速度 (m/s) :	—	<table border="1" style="margin-left: auto; margin-right: auto;"> <tr> <td>进口</td> <td>$\frac{1430}{3600 \times 0,072} = 5,5$</td> <td>$\frac{790}{3600 \times 0,201} = 1,1$</td> </tr> <tr> <td>出口</td> <td>$\frac{1300}{3600 \times 0,072} = 5,0$</td> <td>$\frac{920}{3600 \times 0,201} = 1,27$</td> </tr> </table>		进口	$\frac{1430}{3600 \times 0,072} = 5,5$	$\frac{790}{3600 \times 0,201} = 1,1$	出口	$\frac{1300}{3600 \times 0,072} = 5,0$	$\frac{920}{3600 \times 0,201} = 1,27$	—
进口	$\frac{1430}{3600 \times 0,072} = 5,5$	$\frac{790}{3600 \times 0,201} = 1,1$									
出口	$\frac{1300}{3600 \times 0,072} = 5,0$	$\frac{920}{3600 \times 0,201} = 1,27$									
26	系数 φ	—	0,19		图 18-9, $W_{O_2}/W_{O_2} = 4,4$						
27	换热器管壁温度 $(^\circ C)$:				式 (18-22)						
	燃烧产物进口	t'_{cr}	$240 + 0,19 \times (800 - 240) = 346$								
	燃烧产物出口	t''_{cr}	$20 + 0,19 \times (380 - 20) = 38$								
	第一排管	t_{cr}	$346 + 100 = 446$								

① 参阅俄文《轧钢生产炉子设计师手册》1卷, 苏联冶金出版社1970年, 560页, 表XVIII-5。

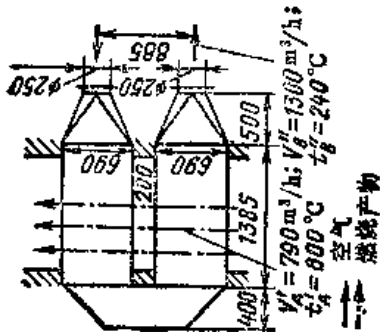
下面列举金属换热器的计算例题。

例1. 把 $13000m^3/h$ 的空气由温度 $t_B = 20^\circ C$ 预热到 $t'_B = 450^\circ C$ 时, 确定环形管状(逆流式)金属换热器的加热表面。

把 $t'_a = 1000^\circ C$ 和 $\alpha = 1,3$ 的高炉煤气($Q_a^p = 3,72MJ/m^3$)燃烧产物 $25200m^3/h$ 通入换热器内。

换热器的效率 $\eta = 0,88$ 。

表 18-8 铸锭针状换热器流体力学计算



区段号	几何参数		已知气体		瓶道内压力变化						总压力变化 (Pa)	起始段的压力 (Pa)	终止段的压力 (Pa)									
	长段 L (m)	长度×管径 (真径) (m)	通过断面 F (m ²)	筒长 U (m)	换算直径 $d = \sqrt{4F/U}$ (m)	烟道高度 H (m)	消耗量 V ₀ (m ³ /h)	温度 t (°C)	速度 w ₀ (m/s)	速度压头 $h = (w_0^2/2) \times \rho_0(1 + \alpha t)$ (Pa)				速度压头变化的绝对值 (Pa)	几何压头 每米高度 (Pa)	全段 (Pa)	局部损失 $\Sigma \zeta h$ (Pa)	摩擦损失 $\zeta = \lambda L/d$ (Pa)	$\zeta_{TP} h$ (Pa)			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
1	进口扩散管	0.5	$\phi 0.25/0.69 \times 0.945$	0.049	—	0.25	—	1430	20	8.2	48	-48	—	—	17	0.7	-34	—	—	-82	0	-82
2	一次往复管的进口	—	—	0.072	—	—	—	1430	20	5.6	22	+26	—	—	2	0.5	-11	—	—	+15	-82	-67
3	一次往复管	—	—	0.072	—	—	—	1400	75	5.4	24	-2	—	—	18-100	—	-141	—	—	-143	-67	-210
4	一次往复管的出口	—	—	0.072	—	—	—	1370	130	5.3	27	-3	—	—	15	1.0	-27	—	—	-30	-21	-240

空 气 通 道

(续)

区段号	几何参数					已知气体					烟道内压力变化							总压力变化 (13+15+18+20) (Pa)	起始段的压力 (Pa)	终止段的压力 (Pa)	
	长度 (m)	长度×宽度 (直径) (m)	通过断面 F (m ²)	周长 l' (m)	折算直径 d = 4F/l' (m)	烟道高度 H (m)	消耗量 V ₀ (m ³ /h)	温度 t (°C)	速度 w ₀ (m/s)	速度正头 h = (w ₀ ² /2) × ρ ₀ (1+αt) (Pa)	速度正头变化 (Pa)	几何压头 每米高度 (Pa)	全段 (Pa)	局部压头		摩擦损失 ξ ₁₊₈ (Pa)					
														阻力 Σξ	Σξ _h						
1	2	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
5	同转180°处	0.4×0.345	0.138	1.45	0.37	-0.9	1370	130	2.8	8	+19	-3.3	-3	33	3.0	-24	0.1	1.0	-9	-24	-249
6	二次往复管的进口	—	0.072	—	—	—	1370	130	5.3	27	-19	—	—	2	0.5	-14	—	—	-33	-249	-282
7	二次往复管的出口	—	0.072	—	—	—	1330	185	5.1	29	-2	—	—	图18-106	—	-166	—	—	-108	-282	-450
8	二次往复管的出口	—	0.072	—	—	—	1300	240	5.0	31	-2	—	—	15	1.0	-31	—	—	-33	-45	-488
9	收钢管	0.5 φ0.25/0.69 × 0.345	0.019	—	0.25	—	1300	240	7.4	68	-37	—	—	18	0.12	-8	—	—	-45	-488	-528
1	换热器	—	0.201	—	—	—	860	600	1.2	—	—	—	—	图18-106	—	-4	—	—	-4	0 ^①	-4

① 参阅表18-2。

计算结果汇入表18-5内。

换热器钢管选用X17钢。

表18-6是环形管状金属换热器的原理图及流体力学计算结果。

例2. 确定铸铁针状(逆流式)换热器的尺寸。

向换热器内通入 $Q_p = 39.65 \text{ MJ/m}^3$ 的重油燃烧产物, 在换热器进口处燃烧产物中的空气过剩系数 $\alpha_{BX} = 1.3$ 。换热器内空气的漏损 $\eta = 0.1$ 。换热器效率 $\eta = 0.9$ 。

计算结果汇入表18-7内。

表 18-9 辐射换热器计算

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
1	平均比热容 [kJ/(m ³ ·K)]	—	$c_B = 1.34$	$c_A = \frac{5.4 \times 10^4}{3.55 \times 100} = 1.52$	图 I-17, 当 $t'_a = 1000^\circ\text{C}$ 和 $\alpha = 1.2$ 时, 和表 V-15, 当 $t_B = 500^\circ\text{C}$ 时
2	m 值	—	$0.9 \times \frac{21000 \times 1.55}{16200 \times 1.34} = 1.32$		式 (18-7)
3	空气预热相对温度(°C)	β_B	$\frac{500 - 20}{1000 - 20} = 0.49$		式 (18-4)
4	加热的相对表面	H		0.87	图 18-16
5	换热器出口处燃烧产物温度(°C)	t''_A	$1000 - \frac{500 - 20}{1.32} = 636$		式 (18-9)
6	折合为 0°C 和 101.3 kPa 的速度 (m/s)	—	18.0	3.3	选用
7	实际速度 (m/s)	—			—
	进口		$18.0 \times \left(1 + \frac{20}{273}\right) = 19.3$	$3.3 \times \left(1 + \frac{1000}{273}\right) = 15.4$	
	出口		$18.0 \times \left(1 + \frac{500}{273}\right) = 51.0$	$3.3 \times \left(1 + \frac{636}{273}\right) = 11.0$	
8	通道截面积 (m ²)	—	$F_B = \frac{16200}{3600 \times 18.0} = 0.25$	$F_A = \frac{21000}{3600 \times 3.3} = 1.77$	—
9	燃烧产物通道圆筒内径 (m)	d_1		$\sqrt{\frac{4 \times 1.77}{3.14}} = 1.5$	式 (18-23)
10	内筒外径 (m)	d_2		$1.5 + 2 \times 0.006 = 1.512$	式 (18-24), $\delta_1 = 6 \text{ mm}$
11	外筒内径 (m)	d_3		$\sqrt{\frac{4 \times 0.25}{3.14} + 1.512^2} = 1.612$	式 (18-25)
12	空气通道的缝隙宽度 (m)	δ_2		$\frac{1.612 - 1.512}{2} = 0.05$	式 (18-26)
13	换热器外径 (m)	d_4		$1.612 + 2 \times 0.006 + 2 \times 0.15 = 1.924$	(18-27), $\delta_2 = 6 \text{ mm}$ $\delta_3 = 150 \text{ mm}$

(续)

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空 气	燃 烧 产 物	
14	空气通过筛网的换算直径 (m)	—	$2 \times 0,05 = 0,1$		—
15	运动粘度系数(m^2/s):	—			表V-16和表V-43 图V-1
	进口		$15,3 \times 10^{-6}$	$177,0 \times 10^{-6}$	
	出口		$79,3 \times 10^{-6}$	$102,0 \times 10^{-6}$	
16	雷诺数:	—			式(13-39), 紊流运动
	进口		130000	130 000	
	出口		60 000	17 000	
17	换热器内筒筒壁温度 ($^{\circ}C$):				预先选定
	燃烧产物进口	t'_{B1}		730	
	燃烧产物出口	t'_{B2}		300	
	换热器外筒筒壁温度 ($^{\circ}C$):				
	进口	t''_B		650	
	出口	t''_B		90	
18	对流给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$):	—			图 13-11
	进口		$\alpha'_{B1} = 44,6$	$\alpha'^k_{B1} = 13,4$	
	出口		$\alpha'_{B2} = 76,8$	$\alpha'^k_{B2} = 15,5$	
19	燃烧产物成分(%)	—	—	11%CO ₂ , 16%H ₂ O	图 I-17 $\alpha = 1,2$
20	平均射线长度 (cm):	—	—	$0,95 \times 1,5 = 1,42$	表13-2
21	分子力与平均射线长度的 乘积, ($Pa \cdot m$)	—			—
	$P_{CO_2} l$	—	—	$0,11 \times 10^5 \times 1,42$ $= 0,0156 \times 10^6$	
	$P_{H_2O} l$	—	—	$0,16 \times 10^5 \times 1,42$ $= 0,0227 \times 10^6$	
22	进口处湿度:	—			图13-3和图13-4

(续)

No	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
	CO ₂		—	0.12	
	H ₂ O		—	0.16	
	出口处黑度				
	CO ₂		—	0.14	
	H ₂ O		—	0.22	
23	水蒸气分压的修正系数	B	—	1.08	图 13-5
24	燃烧产物黑度:				式 (13-14)
	进口	e' ₁	—	0.12 + 1.08 × 0.16 = 0.29	
	出口	e'' ₁	—	0.14 + 1.08 × 0.22 = 0.38	
25	内外筒所组成系统的折算黑度	e _{np}	$\frac{1}{\frac{1}{0.8} + \frac{1.512}{1.612} \times \left(\frac{1}{0.8} - 1\right)} = 0.67$		式 (13-8) 和表 (1-7) №36 0.8—筒体表面黑度 (表 13-1)
26	筒体有效黑度	e ₀	$\frac{0.8 + 1}{2} = 0.9$		式 (13-12)
27	矿物棉的热导率 [W/(m·K)],				
	燃烧产物进口	λ' _{np}		0.10	t ₁ = 350℃
	燃烧产物出口	λ'' _{np}		0.06	t ₂ = 50℃ (给定温度)
28	燃烧产物对内筒的辐射和对流热流 (W/m ²):				式 (13-7) 和式 (13-25)
	进口	q' ₁	$0.29 \times 5.77 \times 0.9 \times \left[\left(\frac{1000 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{730 + 273}{100} \right)^4 \right] + 18.4 \times (1000 - 730) = 29270$		
	出口	q'' ₁	$0.38 \times 5.77 \times 0.9 \times \left[\left(\frac{636 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{300 + 273}{100} \right)^4 \right] + 15.5 \times (636 - 300) = 16550$		
29	由内筒辐射给外筒并对流给空气的热流 (W/m ²):				式 (13-7) 和式 (13-25)
	燃烧产物的进口	q' ₀	$0.67 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{730 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{650 + 273}{100} \right)^4 \right] + 76.8 \times (730 - 650) = 28750$		

(续)

№	名称	符号	计算数据		计算说明
			空气	燃烧产物	
30	燃烧产物的出口	q''_2	$0.67 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{300 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{90 + 273}{100} \right)^4 \right] + 44.6 \times (300 - 20) = 16000$		d_2, d_3 —表18-9, № 10, 11
	由内筒传给外筒表面的辐射热流 (W/m^2);				
	燃烧产物进口	q'_{2H}	$0.67 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{730 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{650 + 273}{100} \right)^4 \right] \times \frac{1.512}{1.612} = 10370$		
31	燃烧产物出口	q''_{2H}	$0.67 \times 5.77 \times \left[\left(\frac{300 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{90 + 273}{100} \right)^4 \right] \times \frac{1.512}{1.612} = 3280$		d_4 —表 18-9, №13 17.5—由外表面向周围空间的辐射和对流的总给热系数 ($W/(m^2 \cdot K)$);
	由外筒对流给被加热空气的热流及绝热体的热导率 (W/m^2);				
	燃烧产物进口	q'_3	$76.8 \times (650 - 500) + \frac{650 - 20}{\frac{1.612}{2 \times 0.10} \times 2.31g \frac{1.924}{1.612}} + \frac{1.612}{17.5 \times 1.924} = 11950$		
32	燃烧产物出口	q''_3	$44.6 \times (90 - 20) + \frac{90 - 20}{\frac{1.612}{2 \times 0.06} \times 2.31g \frac{1.924}{1.612}} + \frac{1.612}{17.5 \times 1.924} = 3160$		见表18-9, №28, 29, 30, 31, 温度(表18-9, №17)选择正确
	热流比较 (W/m^2):	q'_1, q'_2	29270 \approx 28730		
		q''_1, q''_2	16550 \approx 16000		
		q'_{1H}, q'_3	10370 \approx 11950		
		q''_{1H}, q''_3	3280 \approx 3160		

(续)

№	名 称	符 号	计 算 数 据		计 算 说 明
			空 气	燃 烧 产 物	
33	燃烧产物对内筒的总给热系数 [W/(m ² ·K)]:				
	进口	α'_{in}	$29150/(1000-730) = 108$		$\alpha'_{in} = \frac{q'_1}{t'_{in} - t'_{out}}$
	出口	α''_{in}	$16550/(636-300) = 49.2$		$\alpha''_{in} = \frac{q''_1}{t''_{in} - t''_{out}}$
34	燃烧产物对空气的传热系数 [W/(m ² ·K)]:				式 (18-18)
	燃烧产物进口	N'_F	$\frac{108 \times 76.8}{108 + 76.8} = 44.9$		
	燃烧产物出口	N''_F	$\frac{49.2 \times 44.6}{49.2 + 44.6} = 23.4$		
35	由燃烧产物到空气的换热器平均传热系数 [W/(m ² ·K)]	\bar{k}_F	$0.5 \times (44.9 + 23.4) = 34.2$		—
36	换热器的加热表面 (m ²)	F	$\frac{0.87 \times 16200 \times 1.34}{3.6 \times 34.2} = 154$		式 (18-5)
37	换热器高度 (m)	h	$\frac{154}{3.14 \times 1.5} = 32.7$		$h = \frac{F}{\pi d_1}$

表 18-10 圆筒辐射换热器的流体力学计算

区 段 号	区 段	几 何 参 数					
		长度 L (m)	宽度×高度 (炉顶半径, 直径) (m)	通道截面 F (m ²)	周 长 U (m)	换算直径 $d = \frac{4F}{U}$ (m)	烟道高度 H (m)
空 气 通 道							
1	风箱进口	—	0.95×0.95	0.9	—	—	—
2	转180°角	—	Φ1.6/Φ2.6	3.3	—	—	—
3	缝隙和缝隙出口	32.6	Φ1.6/Φ1.5	0.25	—	—	32.6
燃 烧 产 物 通 道							
4	换热器进口	—	Φ1.0	0.785	—	1.0	—
5	换热器	32.6	Φ1.5	1.77	—	1.5	32.6
6	换热器出口	—	Φ1.5	1.77	—	—	—

(续)

区 段 号	区 段	已 知 气 体			速度压头	速度压头	几何压头	
		消耗量 V_n (m^3/h)	温 度 ($^{\circ}C$)	速 度 α_n (m/s)	$h = \frac{v_n^2}{2} \rho_n$ $\times (1 + \alpha t)$ (Pa)	变化量 (Pa)	每 米 高 度 (Pa)	全 段 (Pa)
空 气 道								
1	风箱进口	16200	20	5.0	18.0	-18.0	—	—
2	转180°	16200	20	1.5	2.0	+16.0	—	—
3	缝隙和缝隙出口	16200	260	18	410	-408	5.3	-173
燃 烧 产 物 通 道								
4	换热器进口	21000	1000	7.5	168	-168	—	—
5	换热器	21000	815	3.3	28	+140	+8.8	+287
6	换热器出口	21000	630	3.3	23	+5	—	—

区 段 号	区 段	局 部 损 失			磨 损 损 失		压力总 变化 (13+15+ 12+20) (Pa)	起始段的 压力 (Pa)	终止段 的压力 (Pa)
		阻 力 值	$\Sigma \xi$	$\Sigma \xi h$ (Pa)	λ / σ	$\xi_{TP} h$ (Pa)			
空 气 通 道									
1	风箱进口	17	0.28	-5.0	—	—	-23.0	0 ^①	-23.0
2	转180°	34	4.0	-8.0	—	—	+8.0	-23.0	-15.0
3	缝隙和缝隙出口	15	1.0	-410	10	-4100	-5091	-15.0	-5106
燃 烧 产 物 通 道									
4	换热器进口	15	0.32	-54	—	—	-222	0 ^①	-222
5	换热器	—	—	—	0.5	-14	+413	-222	+191
6	换热器出口	15	1.0	-23	—	—	-18	+191	+173

① 参阅表 18-2。

表18-8是换热器流体力学计算结果。

例3. 把16200 m^3/h 的空气, 由初始温度 $t'_2 = 20^{\circ}C$ 预热到最终温度 $t''_2 = 500^{\circ}C$ 时, 向换热器通入21000 m^3/h 的高炉和焦炉混合煤气 ($Q_p = 10.1MJ/m^3$) 燃烧产物, $t'_1 = 1000^{\circ}C$ 时的空气过剩系数为1.2, 换热器效率为 $\eta = 0.9$ 。

计算结果汇入表18-9内。

图18-11a为换热器简图。

表18-10是换热器流体力学计算结果。

附录 I 热交换计算图表

辐射热交换 (表 I-1~I-4, 图 I-1~I-13) 表 I-1 值 $\theta = (T/100)^4$

t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$
0	273	55.55	195	468	479.72	390	663	1932.2
5	278	59.73	200	473	500.55	395	668	1991.2
10	283	64.14	205	478	522.05	400	673	2051.1
15	288	68.80	210	483	544.24	405	678	2113.1
20	293	73.70	215	488	567.13	410	683	2176.1
25	298	78.86	220	493	590.73	415	688	2240.5
30	303	84.29	225	498	615.06	420	693	2306.4
35	308	89.99	230	503	640.14	425	698	2373.7
40	313	95.98	235	508	665.97	430	703	2442.4
45	318	102.26	240	513	692.58	435	708	2512.7
50	323	108.85	245	518	719.98	440	713	2584.4
55	328	115.74	250	523	748.18	445	718	2657.4
60	333	122.96	255	528	777.21	450	723	2732.5
65	338	130.52	260	533	807.07	455	728	2808.8
70	343	138.41	265	538	837.78	460	733	2886.2
75	348	146.66	270	543	869.36	465	738	2966.4
80	353	155.27	275	548	901.82	470	743	3047.6
85	358	164.26	280	553	935.19	475	748	3130.4
90	363	173.63	285	558	969.48	480	753	3215.0
95	368	183.40	290	563	1004.69	485	758	3301.7
100	373	193.57	295	568	1040.86	490	763	3389.2
105	378	204.16	300	573	1078.00	495	768	3478.9
110	383	215.18	305	578	1116.12	500	773	3570.4
115	388	226.63	310	583	1155.25	505	778	3663.7
120	393	238.54	315	588	1195.39	510	783	3758.8
125	398	250.92	320	593	1236.57	515	788	3855.7
130	403	263.77	325	598	1278.81	520	793	3954.5
135	408	277.10	330	603	1322.12	525	798	4055.2
140	413	290.94	335	608	1366.51	530	803	4157.8
145	418	305.28	340	613	1412.02	535	808	4262.3
150	423	320.16	345	618	1458.66	540	813	4368.8
155	428	355.56	350	623	1506.44	545	818	4477.3
160	433	351.52	355	628	1555.40	550	823	4587.7
165	438	368.04	360	633	1605.5	555	828	4700.1
170	443	385.14	365	638	1656.8	560	833	4814.6
175	448	402.82	370	643	1709.4	565	838	4931.5
180	453	421.11	375	648	1763.2	570	843	5050.2
185	458	440.01	380	653	1818.2	575	848	5171.1
190	463	459.54	385	658	1874.6	580	853	5294.1

(续)

(°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$
585	858	5419.1	744	1017	10698	834	1107	15017
590	863	5546.8	746	1019	10722	836	1109	15126
595	868	5676.5	748	1021	10867	838	1111	15235
600	873	5808.4	750	1023	10952	840	1113	15345
605	878	5942.6	752	1025	11038	842	1115	15456
610	883	6079.1	754	1027	11125	844	1117	15567
615	888	6218.0	756	1029	11211	846	1119	15679
620	893	6359.2	758	1031	11299	848	1121	15791
625	898	6502.9	760	1033	11387	850	1123	15904
630	903	6648.9	762	1035	11475	852	1125	16018
635	908	6797.4	764	1037	11564	854	1127	16132
640	913	6948.4	766	1039	11654	856	1129	16247
645	918	7101.8	768	1041	11744	858	1131	16263
650	923	7257.8	770	1043	11834	860	1133	16479
655	928	7416.4	772	1045	11925	862	1135	16595
660	933	7577.5	774	1047	12017	864	1137	16713
665	938	7741.3	776	1049	12109	866	1139	16830
670	943	7907.6	778	1051	12201	868	1141	16949
675	948	8076.7	780	1053	12295	870	1143	17068
680	953	8248.5	782	1055	12388	872	1145	17188
685	958	8422.9	784	1057	12482	874	1147	17308
690	963	8600.1	786	1059	12577	876	1149	17429
695	968	8780.1	788	1061	12672	878	1151	17551
700	973	8963.0	790	1063	12768	880	1153	17673
702	975	9036.0	792	1065	12865	882	1155	17796
704	977	9111.3	794	1067	12962	884	1157	17920
706	979	9186.1	796	1069	13059	886	1159	18044
708	981	9261.4	798	1071	13157	888	1161	18169
710	983	9337.1	800	1073	13256	890	1163	18294
712	985	9413.4	802	1075	13355	892	1165	18421
714	987	9490.1	804	1077	13454	894	1167	18547
716	989	9567.2	806	1079	13553	896	1169	18675
718	991	9644.8	808	1081	13652	898	1171	18803
720	993	9722.9	810	1083	13752	900	1173	18932
722	995	9801.5	812	1085	13852	902	1175	19061
724	997	9880.5	814	1087	13952	904	1177	19191
726	999	9960.1	816	1089	14052	906	1179	19322
728	1001	10040	818	1091	14152	908	1181	19454
730	1003	10121	820	1093	14252	910	1183	19586
732	1005	10202	822	1095	14352	912	1185	19718
734	1007	10283	824	1097	14452	914	1187	19852
736	1009	10365	826	1099	14552	916	1189	19986
738	1011	10447	828	1101	14652	918	1191	20121
740	1013	10530	830	1103	14801	920	1193	20256
742	1015	10614	832	1105	14909	922	1195	20393

(续)

t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$
924	1197	20529	1014	1287	27436	1104	1377	35953
926	1199	20667	1016	1289	27637	1106	1379	36162
928	1201	20805	1018	1291	27778	1108	1381	36373
930	1203	20944	1020	1293	27950	1110	1383	36584
932	1205	21084	1022	1295	28124	1112	1385	36796
934	1207	21224	1024	1297	28298	1114	1387	37009
936	1209	21365	1026	1299	28473	1116	1389	37223
938	1211	21507	1028	1301	28649	1118	1391	37438
940	1213	21649	1030	1303	28826	1120	1393	37653
942	1215	21792	1032	1305	29003	1122	1395	37870
944	1217	21936	1034	1307	29181	1124	1397	38088
946	1219	22081	1036	1309	29360	1126	1399	38306
948	1221	22226	1038	1311	29540	1128	1401	38526
950	1223	22372	1040	1313	29721	1130	1403	38746
952	1225	22519	1042	1315	29902	1132	1405	38968
954	1227	22666	1044	1317	30085	1134	1407	39190
956	1229	22814	1046	1319	30268	1136	1409	39413
958	1231	22963	1048	1321	30452	1138	1411	39638
960	1233	23113	1050	1323	30637	1140	1413	39863
962	1235	23263	1052	1325	30822	1142	1415	40089
964	1237	23414	1054	1327	31009	1144	1417	40316
966	1239	23566	1056	1329	31196	1146	1419	40544
968	1241	23718	1058	1331	31384	1148	1421	40773
970	1243	23872	1060	1333	31573	1150	1423	41003
972	1245	24026	1062	1335	31763	1152	1425	41234
974	1247	24181	1064	1337	31954	1154	1427	41466
976	1249	24336	1066	1339	32146	1156	1429	41699
978	1251	24492	1068	1341	32338	1158	1431	41933
980	1253	24649	1070	1343	32531	1160	1433	42168
982	1255	24807	1072	1345	32726	1162	1435	42404
984	1257	24966	1074	1347	32921	1164	1437	42641
986	1259	25125	1076	1349	33117	1166	1439	42879
988	1261	25285	1078	1351	33314	1168	1441	43118
990	1263	25446	1080	1353	33511	1170	1443	43358
992	1265	25607	1082	1355	33710	1172	1445	43598
994	1267	25770	1084	1357	33909	1174	1447	43840
996	1269	25933	1086	1359	34110	1176	1449	44083
998	1271	26096	1088	1361	34311	1178	1451	44327
1000	1273	26261	1090	1363	34513	1180	1453	44572
1002	1275	27427	1092	1365	34716	1182	1455	44818
1004	1277	26593	1094	1367	34920	1184	1457	45065
1006	1279	26760	1096	1369	35125	1186	1459	45313
1008	1281	26928	1098	1371	35331	1188	1461	45562
101	1283	27096	1100	1373	35537	1190	1463	45812
1012	1285	27265	1102	1375	35745	1192	1465	46063

(续)

t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$
1194	1467	46315	1260	1533	55229	1326	1599	65372
1196	1469	46568	1262	1535	55518	1328	1601	65700
1198	1471	46822	1264	1537	55808	1330	1603	66029
1200	1473	47077	1266	1539	56099	1332	1605	66359
1202	1475	47333	1268	1541	56391	1334	1607	66690
1204	1477	47591	1270	1543	56684	1336	1609	67023
1206	1479	47849	1272	1545	56979	1338	1611	67358
1208	1481	48108	1274	1547	57274	1340	1613	67692
1210	1483	48369	1276	1549	57571	1342	1615	68028
1212	1485	48630	1278	1551	57869	1344	1617	68366
1214	1487	48893	1280	1553	58168	1346	1619	68705
1216	1489	49156	1282	1555	58468	1348	1621	69045
1218	1491	49421	1284	1557	58770	1350	1623	69386
1220	1493	49687	1286	1559	59072	1352	1625	69729
1222	1495	49953	1288	1561	59376	1354	1627	70073
1224	1497	50221	1290	1563	59681	1356	1629	70418
1226	1499	50490	1292	1565	59987	1358	1631	70765
1228	1501	50760	1294	1567	60294	1360	1633	71112
1230	1503	51031	1296	1569	60603	1362	1635	71461
1232	1505	51303	1298	1571	60912	1364	1637	71812
1234	1507	51577	1300	1573	61223	1366	1639	72163
1236	1509	51851	1302	1575	61536	1368	1641	72516
1238	1511	52126	1304	1577	61848	1370	1643	72870
1240	1513	52403	1306	1579	62163	1372	1645	73226
1242	1515	52681	1308	1581	62478	1374	1647	73582
1244	1517	52959	1310	1583	62795	1376	1649	73941
1246	1519	53239	1312	1585	63112	1378	1651	74300
1248	1521	53520	1314	1587	63431	1380	1653	74661
1250	1523	53802	1316	1589	63752	1382	1655	75023
1252	1525	54085	1318	1591	64074	1384	1657	75386
1254	1527	54370	1320	1593	64397	1386	1659	75751
1256	1529	54655	1322	1595	64721	1388	1661	76116
1258	1531	54942	1324	1597	65046	1390	1663	76484

(续)

t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{t}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$
1332	1665	73832	1545	1819	109238	1710	1983	154629
1337	1667	77222	1550	1822	110445	1715	1988	156194
1396	1669	77394	1555	1828	111662	1720	1993	157772
1398	1671	77966	1560	1833	112888	1725	1998	159361
1400	1673	78310	1565	1838	114125	1730	2003	160962
1405	1678	79381	1570	1843	115372	1735	2008	162575
1410	1683	80230	1575	1848	116629	1740	2013	164201
1415	1688	81183	1580	1853	117897	1745	2018	165838
1420	1693	82154	1585	1858	119174	1750	2023	167488
1425	1698	83129	1590	1863	120462	1755	2028	169150
1430	1703	84112	1595	1868	121751	1760	2033	170824
1435	1708	85104	1600	1873	123070	1765	2038	172511
1440	1713	86105	1605	1878	124389	1770	2043	174210
1445	1718	87115	1610	1883	125719	1775	2048	175922
1450	1723	88134	1615	1888	127060	1780	2053	177646
1455	1728	89161	1620	1893	128411	1785	2058	179383
1460	1733	90197	1625	1898	129773	1790	2063	181133
1465	1738	91243	1630	1903	131146	1795	2068	182895
1470	1743	92297	1635	1908	132530	1800	2073	184670
1475	1748	93361	1640	1913	133924	1805	2078	186458
1480	1753	94434	1645	1918	135330	1810	2083	188260
1485	1758	95516	1650	1923	136747	1815	2088	190074
1490	1763	96597	1655	1928	138175	1820	2093	191901
1495	1768	97708	1660	1933	139614	1825	2098	193741
1500	1773	98818	1665	1938	141064	1830	2103	195595
1505	1778	99937	1670	1943	142525	1835	2108	197461
1510	1783	101066	1675	1948	143998	1840	2113	199342
1515	1788	102209	1680	1953	145482	1845	2118	201235
1520	1793	103352	1685	1958	146977	1850	2123	203142
1525	1798	104510	1690	1963	148485	1855	2128	205063
1530	1803	105678	1695	1968	150003	1860	2133	206997
1535	1808	106855	1700	1973	151533	1865	2138	208944
1540	1813	108042	1705	1978	153075	1870	2143	210906

(续)

t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$	t (°C)	T (K)	$\theta = \left(\frac{T}{100}\right)^4$
1875	2148	212881	1920	2193	231289	1965	2238	250865
1880	2153	214870	1925	2198	233405	1970	2243	253116
1885	2158	216873	1930	2203	235536	1975	2248	255373
1890	2163	218890	1935	2208	237682	1980	2253	257659
1895	2168	220921	1940	2213	239842	1985	2258	259954
1900	2173	222966	1945	2218	242017	1990	2263	262264
1905	2178	225025	1950	2223	244207	1995	2268	264589
1910	2183	227099	1955	2228	246411	2000	2273	266930
1915	2188	229187	1960	2233	248631			

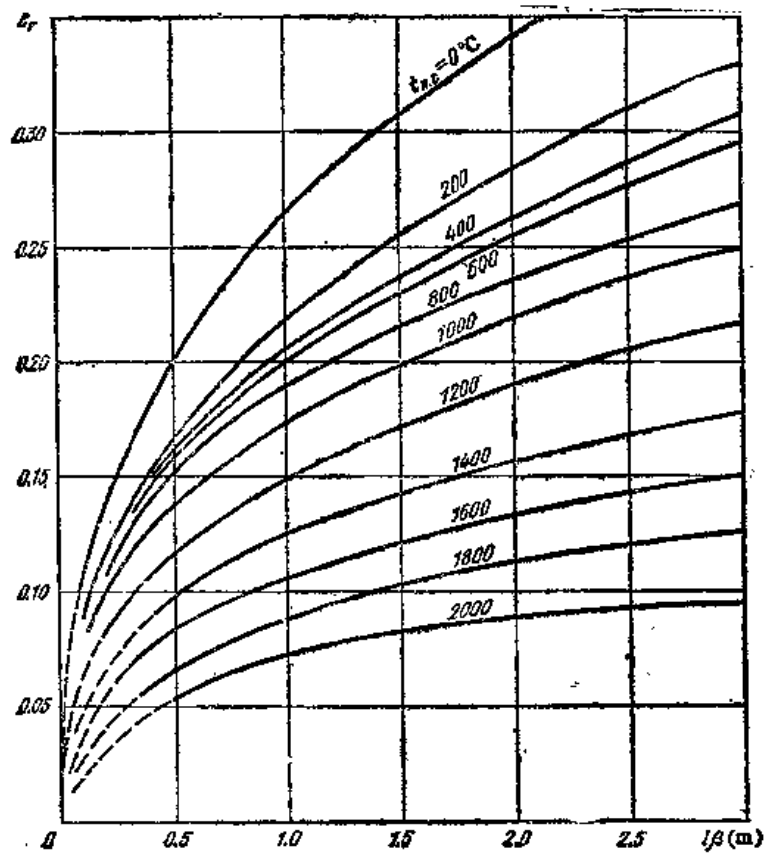


图 I-1 $Q_{\text{H}}^{\text{P}} = 3.72 \text{ MJ/m}^3$ 高炉煤气燃烧产物的黑度 ϵ_r

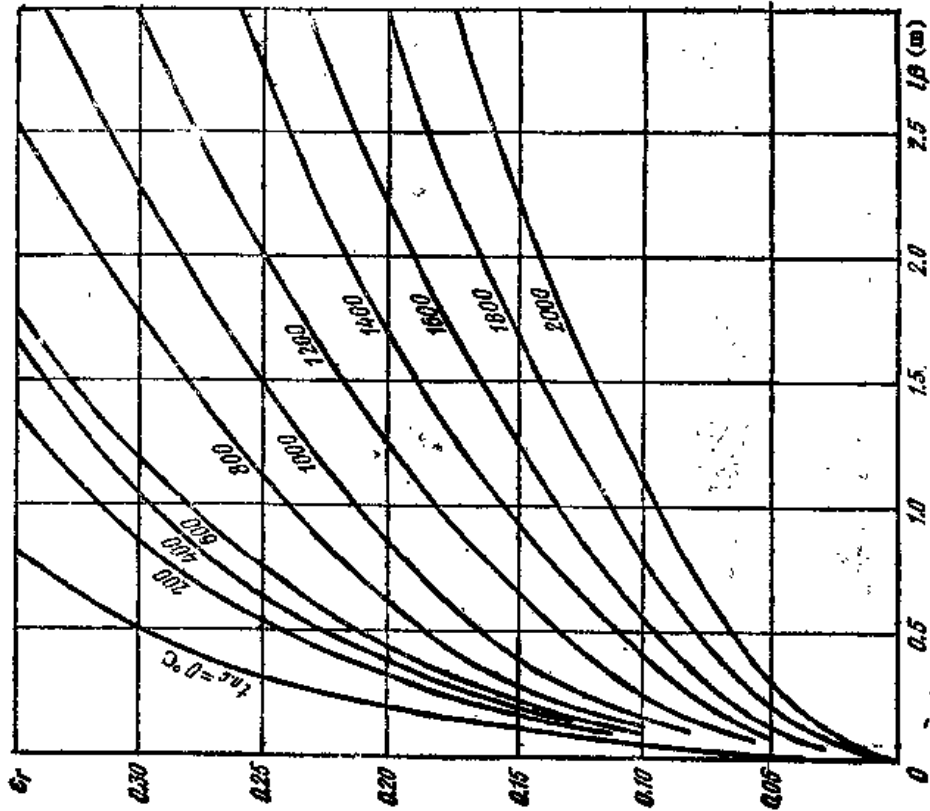


图 I-3 $Q_p = 6.65 \text{ MJ/m}^3$ 混合煤气
(高炉和焦炉煤气) 燃烧产物的黑度 ϵ_r

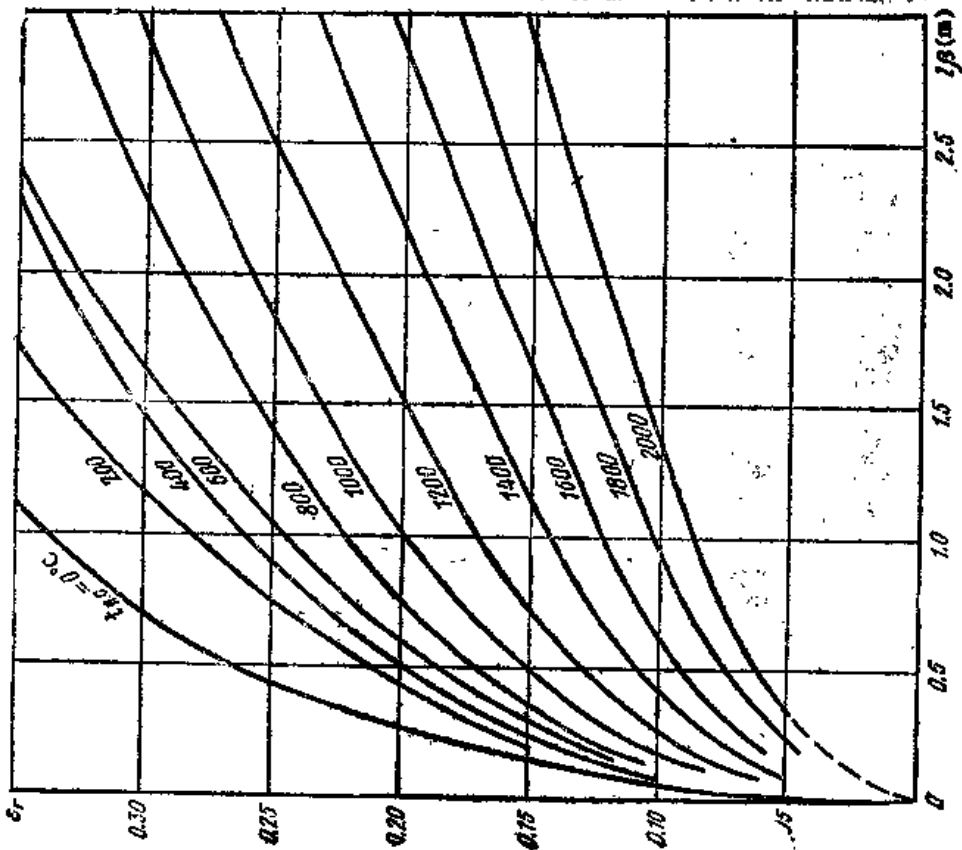


图 I-2 $Q_p = 5.05 \text{ MJ/m}^3$ 混合煤气
(高炉和焦炉煤气) 燃烧产物的黑度 ϵ_r

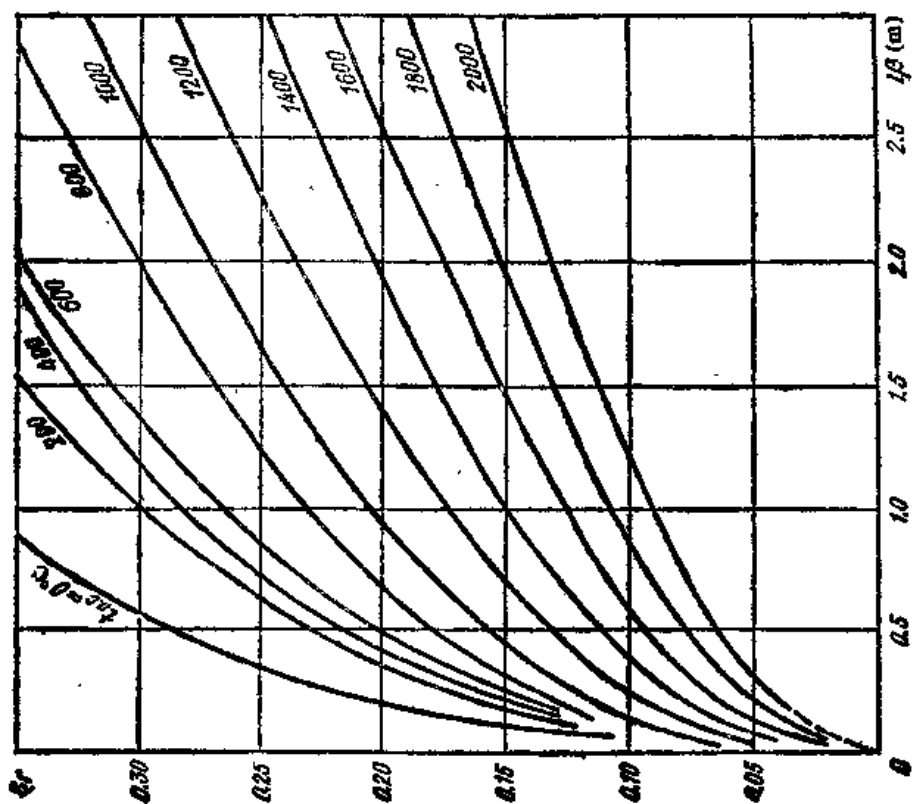


图 1-5 $Q_p = 4.80 \text{ MJ/m}^3$ AM 顿河无烟煤发生炉

煤气燃烧产物的黑度 e_r

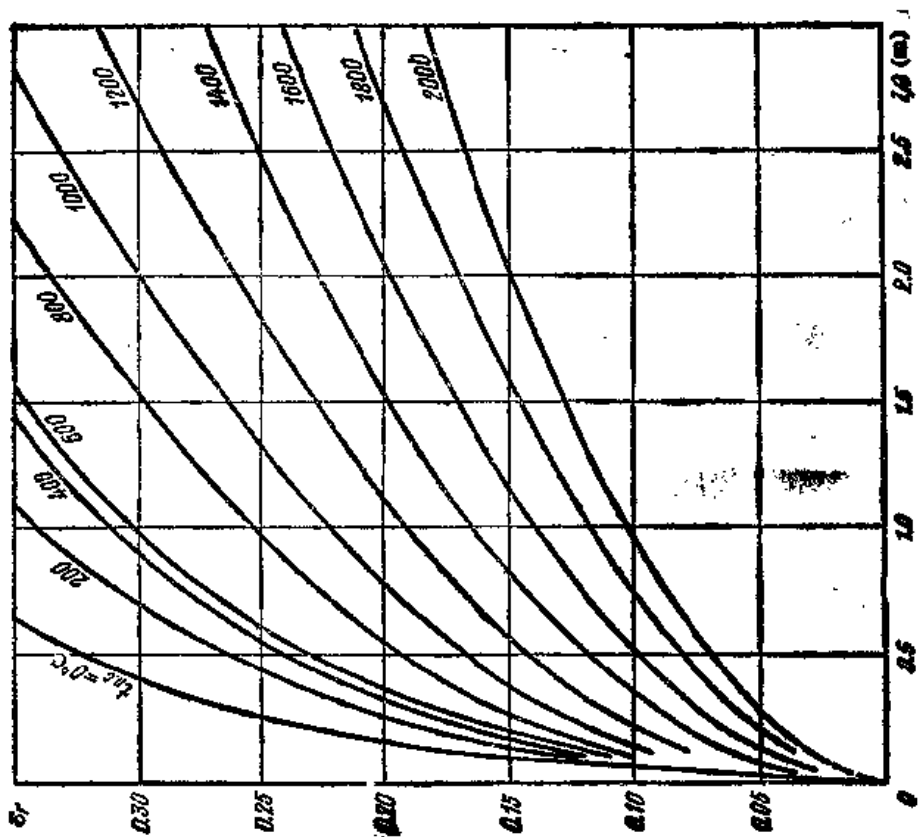


图 1-4 $Q_p = 8.40 \text{ MJ/m}^3$ 混合煤气

(高炉和焦炉煤气) 燃烧产物的黑度 e_r

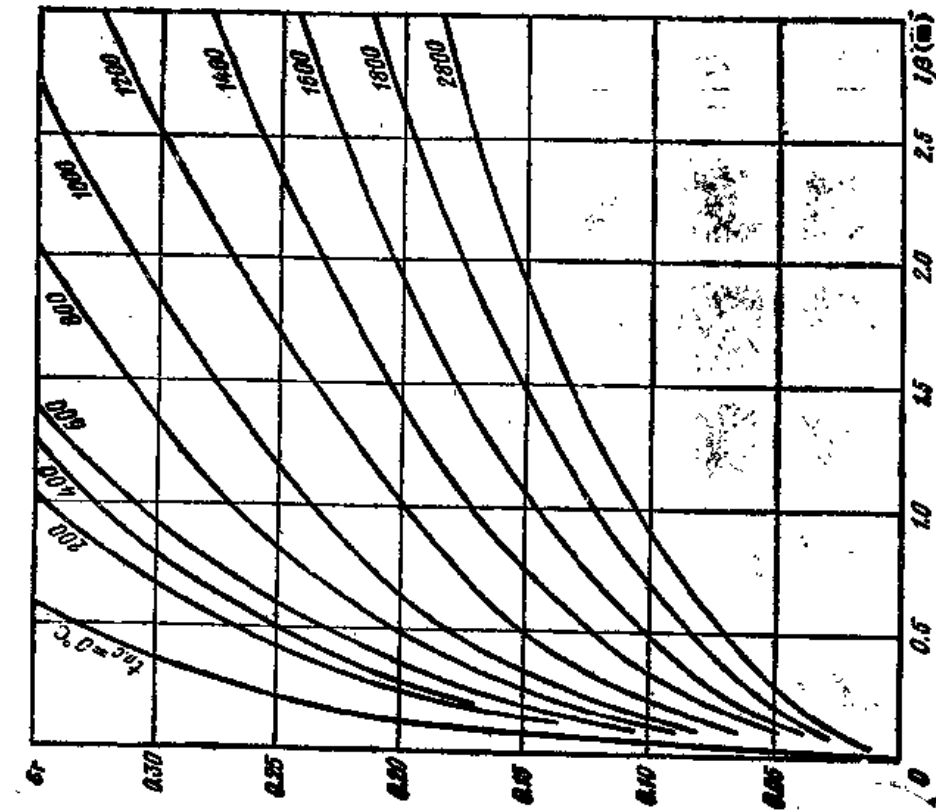


图 I-6 $Q_u^p = 5.45 \text{ MJ/m}^3$ T型顿河气煤发生炉煤气燃烧产物的黑度 ϵ_r

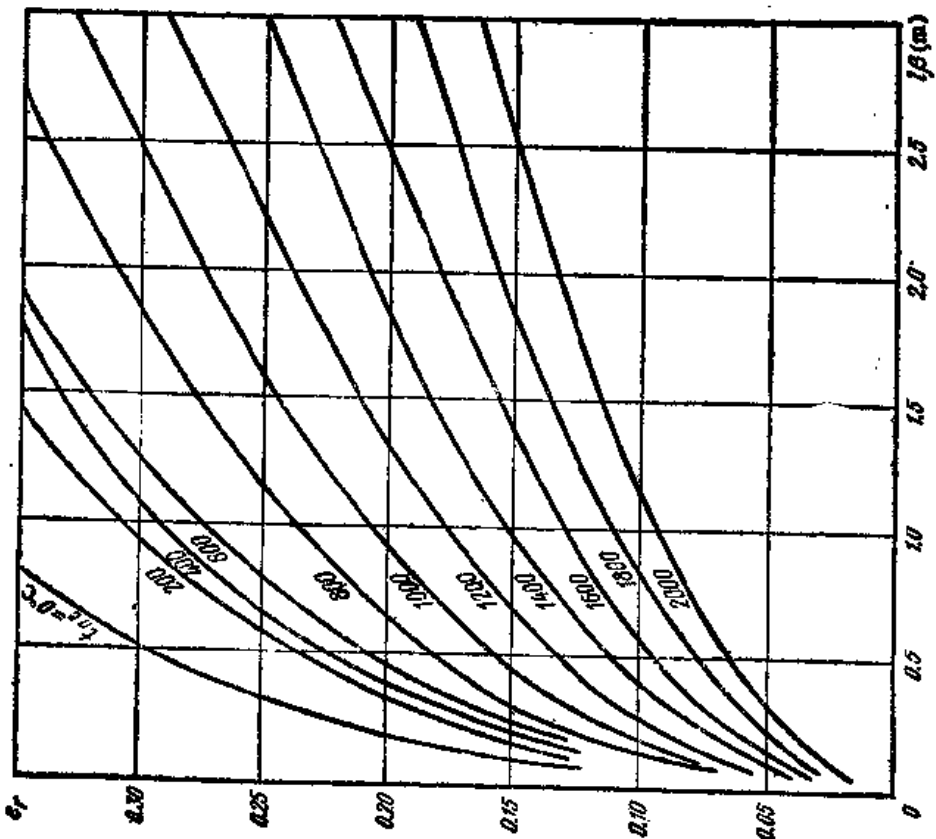
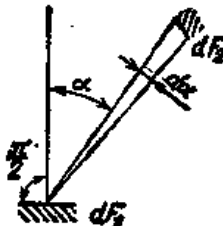
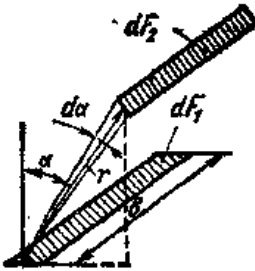
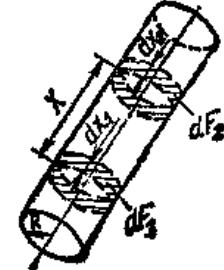
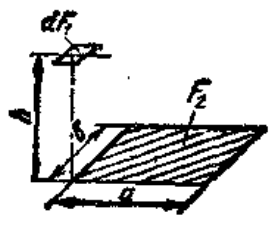
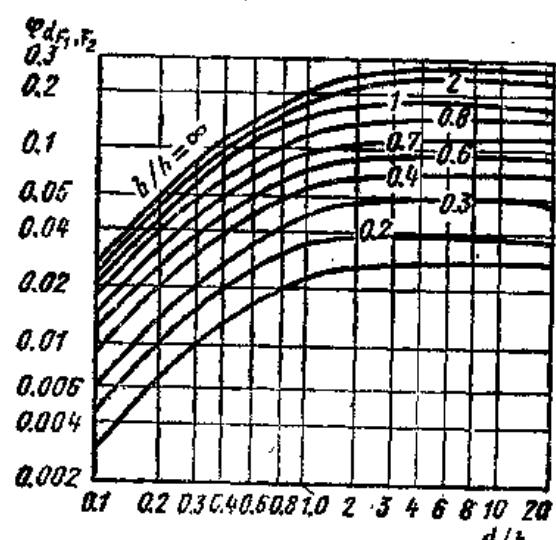
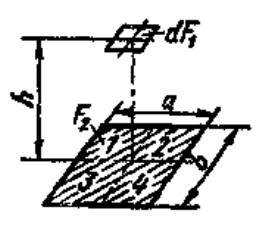
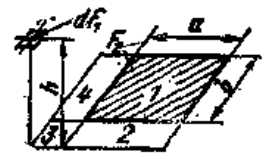


图 I-7 $Q_u^p = 35.0 \text{ MJ/m}^3$ 天然气燃烧产物的黑度 ϵ_r

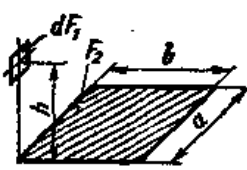
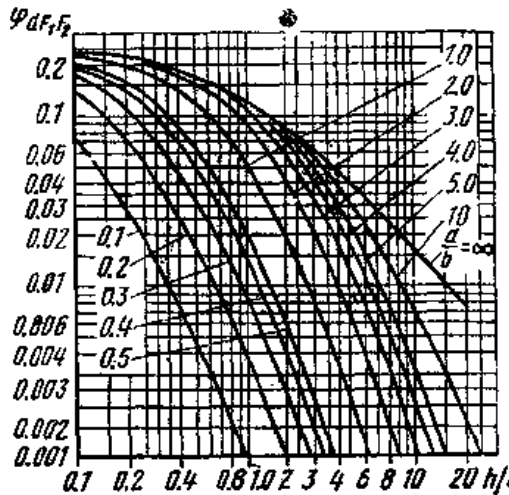
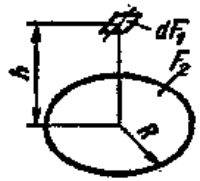
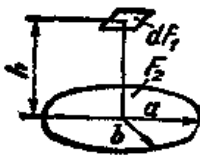
表 I-2 辐射角系数和相互表面

No	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
1	<p>无穷小宽度和任意长的平面dF_1与无穷小宽度的无限长扁钢dF_2组成的线, 平行于dF_1</p> 	$\varphi dF_1, dF_2 = \frac{\cos \alpha}{2} da,$ $H dF_1, dF_2 = dF_1 \varphi dF_1, dF_2$
2	<p>有限长度b和无穷小宽度的扁钢与同样长度的无穷窄扁钢组成的平行线</p> 	$\varphi dF_1, dF_2 = \frac{\cos \alpha}{\pi} \operatorname{arctg} \frac{b}{r} da,$ $H dF_1, dF_2 = dF_1 \varphi dF_1, dF_2$
3	<p>直圆柱体内表面上两个环形件</p> 	$\varphi dF_1, dF_2 = \left[1 - \frac{2X^2 + 3X}{2(X^2 + 1)^{3/2}} \right] dX,$ <p>式中$X = r/2R$,</p> $H dF_1, dF_2 = dF_1 \varphi dF_1, dF_2$

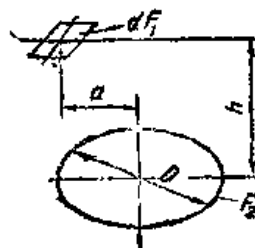
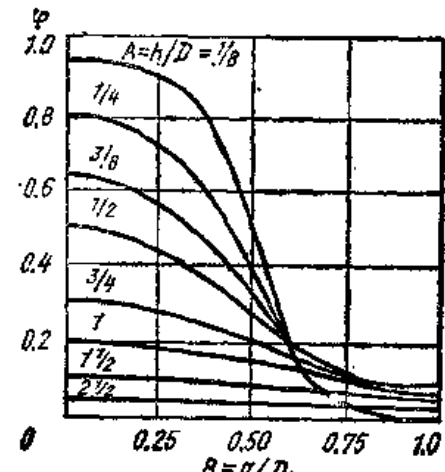
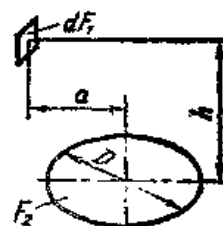
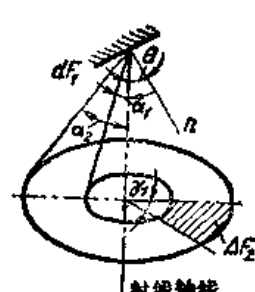

(续)

№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
4	<p>单元平面dF_1和任意矩形面F_2位于平行平面内。垂直于这些平面的法线通过矩形面F_2的顶点之一，并通过平面dF_1。</p> 	 <p>$\Phi_{dF_1, F_2} = dF_1 \varphi_{dF_1, F_2}$</p>
5	<p>单元面积dF_1和任意矩形F_2位于平行平面内，法线通过单元平面dF_1和矩形F_2。</p> 	<p>$\varphi_{dF_1, F_2} = \varphi_{dF_1, 1} + \varphi_{dF_1, 2} + \varphi_{dF_1, 3} + \varphi_{dF_1, 4}$ (分量按 №4 确定);</p> <p>$H_{dF_1, F_2} = H_{dF_1, 1} + H_{dF_1, 2} + H_{dF_1, 3} + H_{dF_1, 4}$</p>
6	<p>单元面积dF_1和任意矩形F_2位于平行平面内，法线通过单元平面dF_1和矩形F_2之外。</p> 	<p>$\varphi_{dF_1, F_2} = \varphi_{dF_1, (1+2+3+4)} - \varphi_{dF_1, (3+4)} - \varphi_{dF_1, (2+3)} - \varphi_{dF_1, 3}$ (分量按 №4 确定);</p> <p>$H_{dF_1, F_2} = H_{dF_1, (1+2+3+4)} - H_{dF_1, (2+3)} - H_{dF_1, 3}$</p>

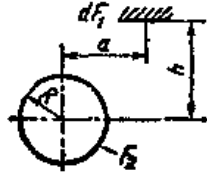
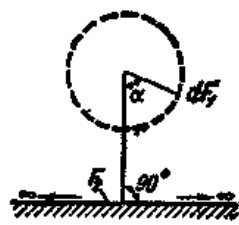
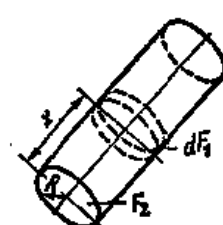
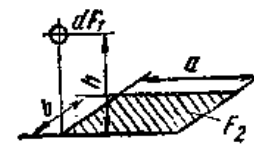
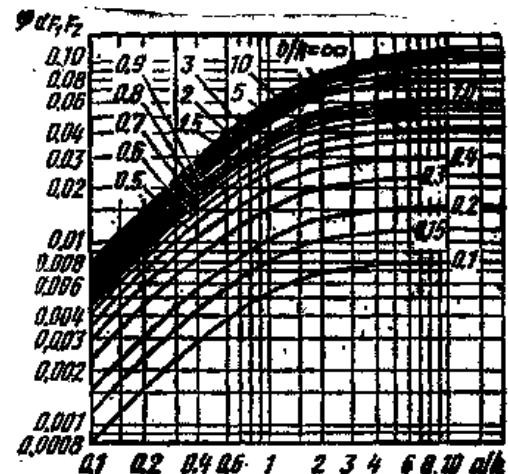
(续)

№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
7	<p>单元面积 dF_1 和任意矩形 F_2 位于相互垂直的平面内</p> 	 <p>$HdF_{1, F_2} = dF_1 \varphi dF_{1, F_2}$</p>
8	<p>单元面积 dF_1 和位于平行单元平面内的圆盘，法线通过圆盘中心垂直于单元平面</p> 	<p>$\varphi dF_{1, F_2} = \frac{R^2}{b^2 + R^2}$; $HdF_{1, F_2} = dF_1 \varphi dF_{1, F_2}$</p>
9	<p>单元面积 dF_1 和平行单元平面内的椭圆，法线通过椭圆中心垂直于单元平面</p> 	<p>$\varphi dF_{1, F_2} = \frac{ab}{\sqrt{(h^2 + a^2)(h^2 + b^2)}}$</p> <p>$HdF_{1, F_2} = dF_1 \varphi dF_{1, F_2}$</p>

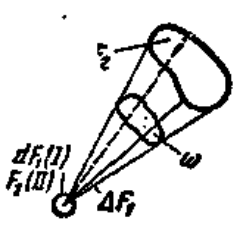
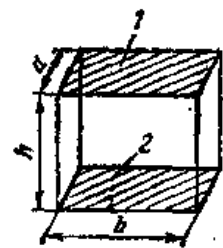
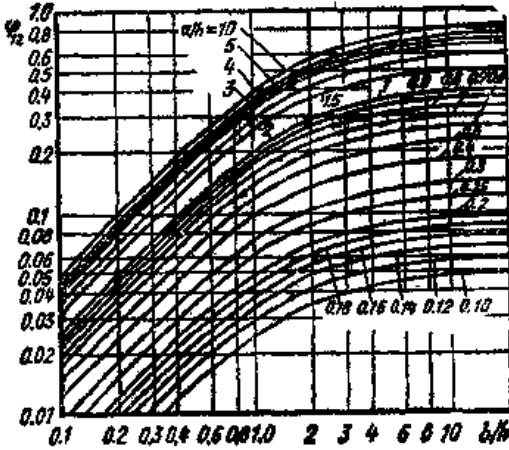
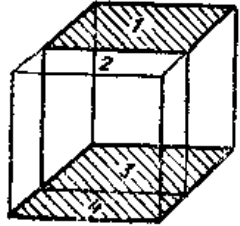
(续)

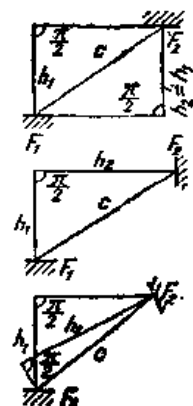
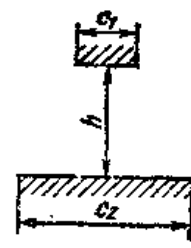
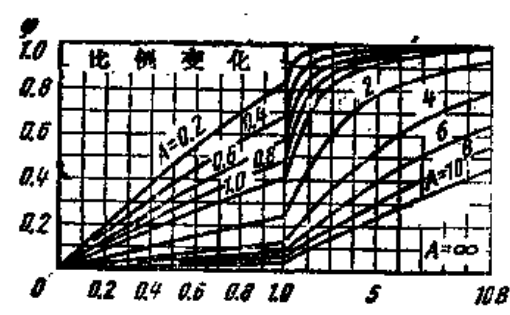
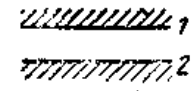
No	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
10	<p>单元平面dF_1和任意圆盘F_2，位于平行平面内</p> 	 <p>$\varphi_{dF_1, F_2} = \frac{1}{2} \left[1 - \sqrt{\frac{A^2 + B^2 - 1/4}{(A^2 + B^2 + 1/4)^2 - 1/4B^2}} \right]$</p> <p>式中$A = a/D$ 且 $B = h/D$, $HdF_1, F_2 = dF_1 \varphi_{dF_1, F_2}$</p>
11	<p>单元平面dF_1和任意圆盘F_2，位于相互垂直的平面内。</p> 	<p>$\varphi_{dF_1, F_2} = \frac{A}{2B} \left[\frac{A^2 + B^2 + 1/4}{\sqrt{(A^2 + B^2 + 1/4)^2 - 1/4B^2}} - 1 \right]$</p> <p>式中$A = h/D$ 且 $B = a/D$, $HdF_1, F_2 = dF_1 \varphi_{dF_1, F_2}$</p>
12	<p>单元平面和环形部件，其射线轴线同垂直平面的法线组成θ角</p>  <p>射线轴线</p>	<p>$\varphi_{dF_1, \Delta F_2} = (\sqrt{2\pi}) \cdot \cos\theta (\sin^2\alpha_2 - \sin^2\alpha_1)$</p> <p>$HdF_1, \Delta F_2 = dF_1 \varphi_{dF_1, \Delta F_2}$</p>
13	<p>宽度无穷小的平面dF_1和任意圆柱表面F_2组成平行于平面dF_1的无限长度的线</p> 	<p>$\varphi_{dF_1, F_2} = 1/2 (\sin\alpha_2 - \sin\alpha_1)$</p> <p>$HdF_1, F_2 = dF_1 \varphi_{dF_1, F_2}$</p>

(续)

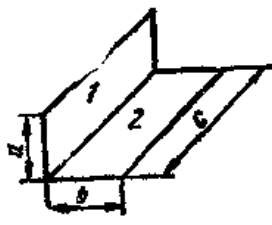
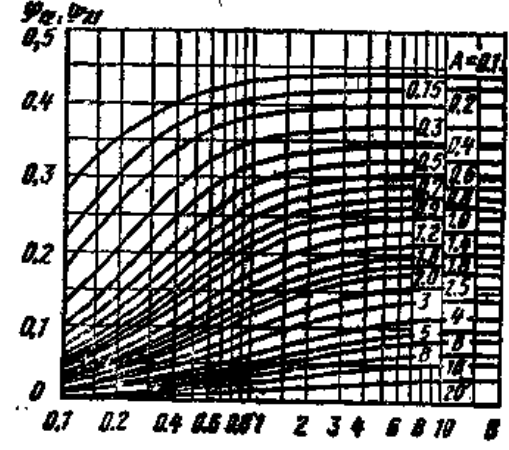
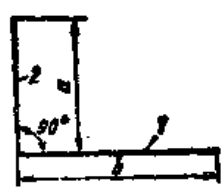

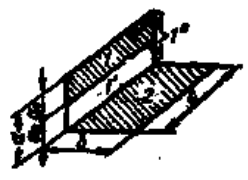
№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
14	任意长度的单元扁钢 dF_1 和无限长的圆柱 F_2 	$\varphi dF_1, F_2 = \frac{Y}{X^2 + Y^2}$ 式中 $X = (a/R)$ 且 $Y = (c/R)$, $HdF_1, F_2 = dF_1 \varphi dF_1, F_2$
15	圆柱表面上任意长度的单元 dF_1 和无限宽的面积 F_2 	$\varphi dF_1, F_2 = \frac{1}{2}(1 + \cos \alpha)$, $HdF_1, F_2 = dF_1 \varphi dF_1, F_2$
16	直圆柱内表面上环形单元 dF_1 和圆柱端部上圆盖 F_2 	$\varphi dF_1, F_2 = \frac{X^2 + 1/2}{\sqrt{X^2 + 1}} - X$ 式中 $X = r/2R$, $HdF_1, F_2 = dF_1 \varphi dF_1, F_2$
17	半径无穷小的球面 dF_1 和任意矩形 F_2 , 垂直于矩形平面的法线通过矩形的顶点之一及球体中心 	 $HdF_1, F_2 = dF_1 \varphi dF_1, F_2$

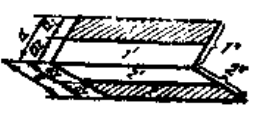
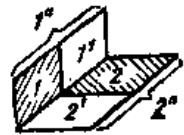
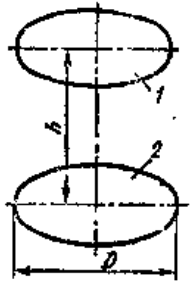
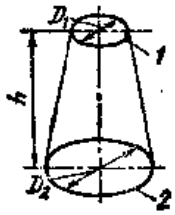
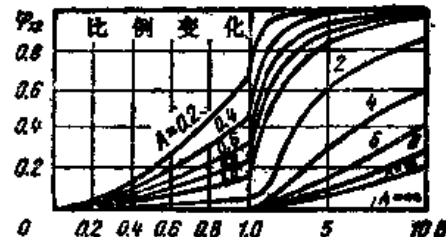
(续)

№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
18	<p>无穷小球面dF_1和有限尺寸(I)的任意形状物体F_2, 有限尺寸F_1的球面和无穷级(I)的物体F_2.</p> 	<p>$\varphi_{dF_1, F_2} = \omega/4\pi$ (I); $\varphi_{F_1, dF_2} = \omega/4\pi$ (I), 式中ω为由球面中心看物体F_2时的有形角度 $H_{dF_1, F_2} = \varphi_{dF_1, F_2} dF_1 (I)$; $H_{F_1, dF_2} = \varphi_{F_1, dF_2} F_1 = (\omega/4\pi) F_1 = \Delta F_1$ (I); 式中F_1为球面表面; ΔF_1为用内部射线ω在球面上切割的表面面积</p>
19	<p>一对相同的矩形位于相对的平行平面内 (正方形时$a/b=1$)</p> 	 <p>$H_{1,2} = F_1 \varphi_{1,2} = ab \varphi_{1,2}$</p>
20	<p>一对不相同的矩形, 位于平行平面内</p> 	<p>$\varphi_{1,2} = 1/2 \left(\varphi_{1, \Pi} \frac{F_1}{F_1} + \varphi_{1,3} - \varphi_{1,4} \frac{F_2}{F_1} \right)$. 式中 I = 1 + 2, II = 3 + 4 ($\varphi_{1, \Pi}$, $\varphi_{1,3}$ 和 $\varphi_{1,4}$ 按№19确定), $H_{1,2} = 1/2 (H_{1, \Pi} + H_{1,3} - H_{1,4})$</p>

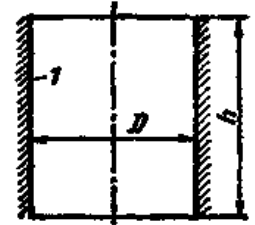
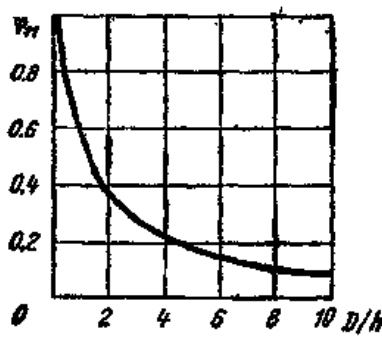
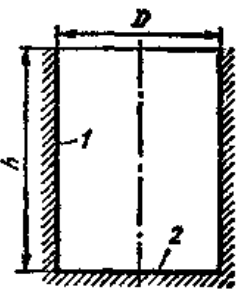
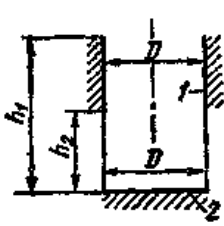
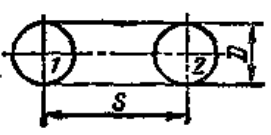
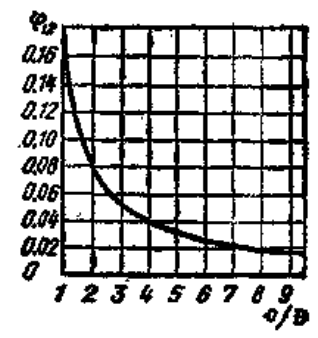
No	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
21	<p>两个任意放置的平面，其间距比本身尺寸大，垂直于表面中心的法线位于一个平面内</p> 	$\varphi_{12} = \frac{h_1 h_2}{\pi c^2} F_{12}$ $\varphi_{21} = \frac{h_1 h_2}{\pi c^2} F_{11}$ $H_{12} = H_{21} = \frac{h_1 h_2}{\pi c^2} F_1 F_2$
22	<p>两个无限长的平行扁钢</p> 	 <p>比例变化</p> $\varphi = \sqrt{1/4(B+1)^2 + A^2} - \sqrt{1/4(B-1)^2 + A^2}$ <p>在确定φ_{12}时: $A = h/c_1, B = c_2/c_1$</p> <p>在确定φ_{21}时: $A = h/c_2, B = c_1/c_2$</p> $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = \sqrt{1/4(c_1 + c_2)^2 + h^2} - \sqrt{1/4(c_2 - c_1)^2 + h^2}$
23	<p>两个平行平面，其尺寸明显大于其间的距离</p> 	$\varphi_{12} = \varphi_{21} = 1$

(续)

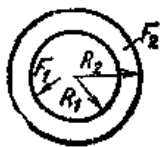
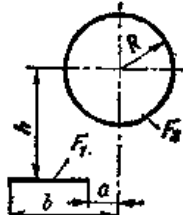

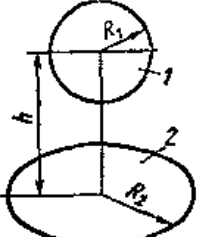
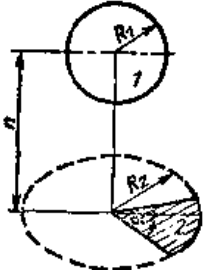
№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
24	<p>两个长度相同，并有一个公共边的矩形，平面，其位置相互垂直</p> 	 <p>在确定φ_{12}时，$A = b/c$，$B = a/c$； 在确定φ_{21}时，$A = a/c$，$B = b/c$； $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = ac \varphi_{12}$</p>
25	<p>具有一个公共边、宽度a和b不同的两个无限长薄板，相互处于垂直位置</p> 	<p>$\varphi_{12} = 1/2(1 + A - \sqrt{1 + A^2})$，式中$A = a/b$； $H_{12} = F_1 \varphi_{12}$</p>
26	<p>两个有限宽度b相等并具有公共边的无限长薄板，相互夹角α</p> 	<p>$\varphi_{12} = 1 - \sin(\alpha/2)$；$H_{12} = F_1 \varphi_{12}$</p>
27	<p>两个长度相等的矩形平面，相互位置垂直但无公共边</p> 	<p>$\varphi_{12} = \varphi_{1'2} \frac{a}{a_1} - \varphi_{1'2} \frac{a_2}{a_1}$； $\varphi_{21} = \varphi_{21'} - \varphi_{21''}$ ($\varphi_{1'2}$、$\varphi_{1'2}$、$\varphi_{21'}$和$\varphi_{21''}$按№24确定)； $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = F_{1'2} \varphi_{1'2} - F_{1''2} \varphi_{21''}$</p>

№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
28	<p>两个长度相等的矩形平面位于无公共边的、相互垂直的平面内</p> 	$\varphi_{1,2} = (\varphi_{1,2,1''} - \varphi_{1,2,2'}) \frac{a}{a_1} - (\varphi_{1,2,1''} - \varphi_{1,2,1'}) \frac{a_2}{a_1}$ $\varphi_{2,1} = (\varphi_{2,1,1''} - \varphi_{2,1,1'}) \frac{b}{b_1} - (\varphi_{2,1,1''} - \varphi_{2,1,2'}) \frac{b_2}{b_1}$ <p>($\varphi_{1,2,1''}, \varphi_{1,2,2'}, \varphi_{2,1,1''}, \varphi_{2,1,2'}, \varphi_{1,2,1'}, \varphi_{2,1,1'}$ 和 $\varphi_{2,1,2'}$ 按 №24 确定); $H_{1,2} = F_1 \varphi_{1,2} = a_1 \varphi_{1,2}$</p>
29	<p>两个矩形平面位于无公共边的相互垂直的平面内</p> 	$\varphi_{1,2} = \frac{F_{1,1} \varphi_{1,2,1''} - F_{1,1} \varphi_{1,2,1'} - F_{1,2} \varphi_{1,2,2'}}{2F_1}$ <p>($\varphi_{1,2,1''}, \varphi_{1,2,1'}$ 和 $\varphi_{1,2,2'}$ 按 №24 确定);</p> $H_{1,2} = F_1 \varphi_{1,2} = 1/2 (F_{1,1} \varphi_{1,2,1''} - F_{1,1} \varphi_{1,2,1'} - F_{1,2} \varphi_{1,2,2'})$
30	<p>两个尺寸相等的平行圆盘其中心在垂直于两平面的公共法线上</p> 	$\varphi_{1,2} = \left(\sqrt{1 + \frac{h^2}{D^2}} - \frac{h}{D} \right)^2$ <p>(当 $h=1,0$ 时, 可使用 №31);</p> $H_{1,2} = F_1 \varphi_{1,2} = (\pi/4) (\sqrt{D^2 + h^2} - h)^2$
31	<p>两个平行圆盘其中心在垂直于两平面的公共法线上</p> 	 <p>比例变化</p> $\varphi_{1,2} = \left[\sqrt{1/4(B+1)^2 + A^2} - \sqrt{1/4(B-1)^2 + A^2} \right]^2$ <p>确定 $\varphi_{1,2}$ 时:</p> $A = h/D_1, \quad B = D_2/D_1$ <p>确定 $\varphi_{2,1}$ 时:</p> $A = h/D_2, \quad B = D_1/D_2$ $H_{1,2} = F_1 \varphi_{1,2} = (\pi/4) \times \left[\sqrt{\left(\frac{D_2 + D_1}{2}\right)^2 + h^2} - \sqrt{\left(\frac{D_2 - D_1}{2}\right)^2 + h^2} \right]^2$


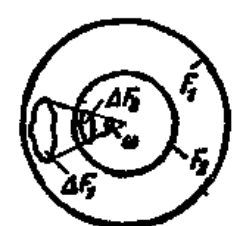

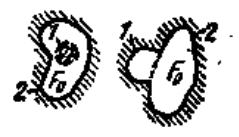

(续)

№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
32	<p>长度有限的简单圆柱</p> 	 <p>$\varphi_{11} = 1 + (1/A) - \sqrt{1 + (1/A)^2}$, 式中 $A = D/h$ $\varphi_{12} = 1/2(\sqrt{1 + A^2} - A)$ $\varphi_{22} = 2A(\sqrt{1 + A^2} - A) = \Phi(A)$, 式中 $A = h/D$ $H_{12} = H_{21} = \varphi_{12}F_1 = \varphi_{21}F_2 = \varphi_{12}\pi DH = \varphi_{21}(\pi D^2/4)$</p>
33	<p>有限长的圆柱及其封闭圆</p> 	<p>$\varphi_{11} = 1 + (1/A) - \sqrt{1 + (1/A)^2}$, 式中 $A = D/h$ $\varphi_{12} = 1/2(\sqrt{1 + A^2} - A)$ $\varphi_{22} = 2A(\sqrt{1 + A^2} - A) = \Phi(A)$, 式中 $A = h/D$ $H_{12} = H_{21} = \varphi_{12}F_1 = \varphi_{21}F_2 = \varphi_{12}\pi DH = \varphi_{21}(\pi D^2/4)$</p>
34	<p>有限长的圆柱和等直径圆，圆的平面垂直于圆柱的中心线，并通过圆的中心</p> 	<p>$\varphi_{21} = \Phi^*(A_1) - \Phi^*(A_2)$, 其中 $A_1 = h_1/D, A_2 = h_2/D$ *见 №33 $H_{12} = H_{21} = \varphi_{12}F_1 = \varphi_{21}F_2 = \varphi_{12}\pi DH = \varphi_{21}(\pi D^2/4)$</p>
35	<p>同直径无限长的平行圆柱</p> 	 <p>$\varphi_{12} = (1/\pi) \left(\arcsin \frac{D}{S} + \sqrt{\left(\frac{S}{D}\right)^2 - 1} - \frac{S}{D} \right)$ $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = \sqrt{S^2 - D^2} + D \arcsin \frac{D}{S} - S$ (每米长圆柱的表面)</p>


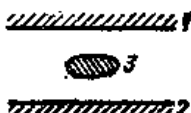
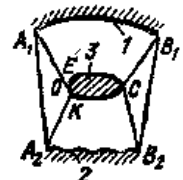
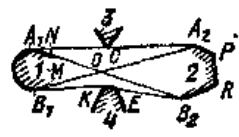
(续)

No	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
36	无限长的同心圆柱 	$\varphi_{11} = 1, \varphi_{21} = \frac{R_1}{R_2}, \varphi_{12} = 1 - \frac{R_1}{R_2}$ $H_{12} = F_1, H_{21} = F_2 \varphi_{21}$
37	有限宽度的无限长平面和与它平行的无限长圆柱 	$\varphi_{12} = \frac{R}{b-a} \left(\operatorname{arctg} \frac{h}{b} - \operatorname{arctg} \frac{a}{h} \right)$ $H_{12} = F_1 \varphi_{12}$
38	位于球面上，由任意轮廓限定的两个表面 	$\varphi_{12} = \frac{F_2}{F_0} = \frac{F_2}{4\pi R^2} \quad \text{式中 } F_0 \text{ 一球面的整个表面}$ $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = \frac{F_1 F_2}{F_0} = \frac{F_1 F_2}{4\pi R^2}$
39	半径 R_1 的球面和半径 R_2 的圆盘，由圆盘中心引出的法线通过球体中心 	$\varphi_{12} = 1/2 \left(1 + \frac{1}{\sqrt{1+A^2}} \right), \quad \text{式中 } A = R_2/h$ $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = 2\pi R_1^2 \varphi_{12}$
40	球面和圆的扇形部分，由圆盘中心引出的法线通过球体中心 	$\varphi_{12} = \frac{\alpha}{4\pi} \left(1 + \frac{1}{\sqrt{1+A^2}} \right), \quad \text{式中 } A = R_2/h$ $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = 4\pi R_1^2 \varphi_{12}$

(续)


No	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
41	同心球面 	$\varphi_{1,2} = 1, \varphi_{2,1} = \left(\frac{R_1}{R_2}\right)^2, \varphi_{2,2} = 1 - \left(\frac{R_1}{R_2}\right)^2$ $H_{1,2} = H_{2,1} = \varphi_{1,2} F_1 = 4\pi R_1^2$
42	球面 F_2 和任意形状 ΔF_1 在同心球面 F_1 上 	$\varphi_{F_2, \Delta F_1} = \frac{\Delta F_1}{F_1} \frac{\cos \theta}{4\pi}, \varphi_{\Delta F_1, F_2} = \frac{F_2}{F_1}$ $H_{F_2, \Delta F_1} = F_2 \varphi_{F_2, \Delta F_1} = \frac{\Delta F_1}{F_1} F_2 = \Delta F_1$
43	两个表面组成一个封闭系统，而且表面之一无凹入处 	$\varphi_{1,1} = 1, \varphi_{2,1} = \frac{F_1}{F_2}$ $H_{1,2} = F_1 = F_2 \varphi_{2,1}$
44	两个无限表面组成一个封闭系统，小的表面有凹入处 	$\varphi_{1,2} = \frac{F_2}{F_1}, \varphi_{2,1} = \frac{F_0}{F_2}, \text{ 式中 } F_0 \text{ 一表面 } 1, 2 \text{ 因受张力的相应外形表面积}$ $H_{1,2} = F_1 \varphi_{1,2} = F_2 \varphi_{2,1} = F_0$
45	三个无限表面组成的封闭系统 	$\varphi_{1,2} = 1/2 \left(1 + \frac{F_2}{F_1} - \frac{F_3}{F_1} \right);$ $H_{1,2} = F_1 \varphi_{1,2} = 1/2 (F_1 + F_2 - F_3)$ $\varphi_{2,1} = 1/2 \left(1 + \frac{F_1}{F_2} - \frac{F_3}{F_2} \right);$ $H_{2,1} = F_2 \varphi_{2,1} = 1/2 (F_2 + F_1 - F_3)$ $\varphi_{1,3} = 1/2 \left(1 + \frac{F_3}{F_1} - \frac{F_2}{F_1} \right);$ $H_{1,3} = F_1 \varphi_{1,3} = 1/2 (F_1 + F_3 - F_2)$ $\varphi_{2,3} = 1/2 \left(1 + \frac{F_3}{F_2} - \frac{F_1}{F_2} \right);$ $H_{2,3} = F_2 \varphi_{2,3} = 1/2 (F_2 + F_3 - F_1)$ $\varphi_{3,1} = 1/2 \left(1 + \frac{F_1}{F_3} - \frac{F_2}{F_3} \right);$ $H_{3,1} = F_3 \varphi_{3,1} = 1/2 (F_3 + F_1 - F_2)$ $\varphi_{3,2} = 1/2 \left(1 + \frac{F_2}{F_3} - \frac{F_1}{F_3} \right);$ $H_{3,2} = F_3 \varphi_{3,2} = 1/2 (F_3 + F_2 - F_1)$

(续)

No	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
46	<p>一个物体无凹入处，放在另一个物体内部</p> 	$\varphi_{12} = 1, \varphi_2 = \frac{F_1}{F_2}$ $H_{12} = F_1 = F_2 \varphi_{21}$
47	<p>两个无限平面，中间有凸形物体</p> 	$\varphi_{13} = \varphi_{23} = 1, \varphi_{23} = \varphi_{13} = 0, \varphi_{31} = \varphi_{32} = 1/2$ $H_{23} = H_{13} = F_3 \varphi_{23} = F_1 \varphi_{13} = 1/2 F_3$
48	<p>两个物体被第三物体部分遮住 (扁平平行系)</p> 	$\varphi_{12} = 1/2 \left(\frac{B_1C + CB_2 + A_1K + A_2E - B_1B_2 - A_1A_2 - EK}{\text{周长} A_1B_1} \right)$ $\varphi_{21} = \varphi_{12} \frac{\text{周长} A_1B_1}{\text{周长} A_2B_2}$ $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = F_2 \varphi_{21} = 1/2 (B_1C + CB_2 + A_1K + A_2E - B_1B_2 - A_1A_2 - EK) \text{ (每米长物体表面)}$
49	<p>两个任意物体被周围物体部份遮住</p> 	$\varphi_{12} = 1/2 \left(\frac{A_1NB_2 + A_2MB_1 - A_1CA_2 - B_1KEB_2}{\text{周长} NA_1B_1M} \right)$ $\varphi_{21} = \varphi_{12} \times \frac{\text{周长} NA_1B_1M}{\text{周长} A_2PRB_2}$ $H_{12} = F_1 \varphi_{12} = F_2 \varphi_{21} = 1/2 (A_1NB_2 + A_2MB_1 - A_1CA_2 - B_1KEB_2) \text{ (每米长物体表面)}$

力热学二十三

(续)

70	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
50	<p>无限平面和单排光滑圆柱组</p> 	$\varphi_{12} = 1 - \sqrt{1 - \left(\frac{D}{S}\right)^2} + \frac{D}{S} \operatorname{arctg} \sqrt{\left(\frac{S}{D}\right)^2 - 1}$ $\varphi_{21} = \frac{1}{\pi} \left[\frac{S}{D} - \sqrt{\left(\frac{S}{D}\right)^2 - 1} + \operatorname{arctg} \sqrt{\left(\frac{S}{D}\right)^2 - 1} \right]$ $H_{12} = H_{21} = \varphi_{12} S = \varphi_{21} \pi D$ $H_{11} = S - \sqrt{S^2 - D^2} + D \operatorname{arctg} \sqrt{\left(\frac{S}{D}\right)^2 - 1}$ <p>(每米长物体表面)</p>

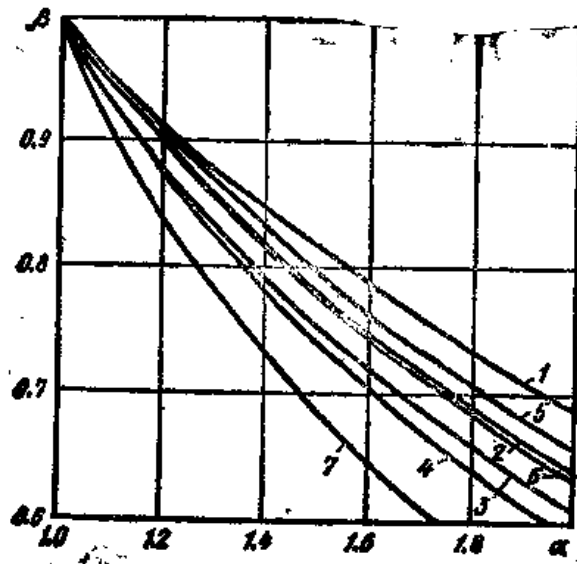


图 I-8 考虑空气过剩系数 α 影响的修正系数 β
(见表 I-4)61~7)

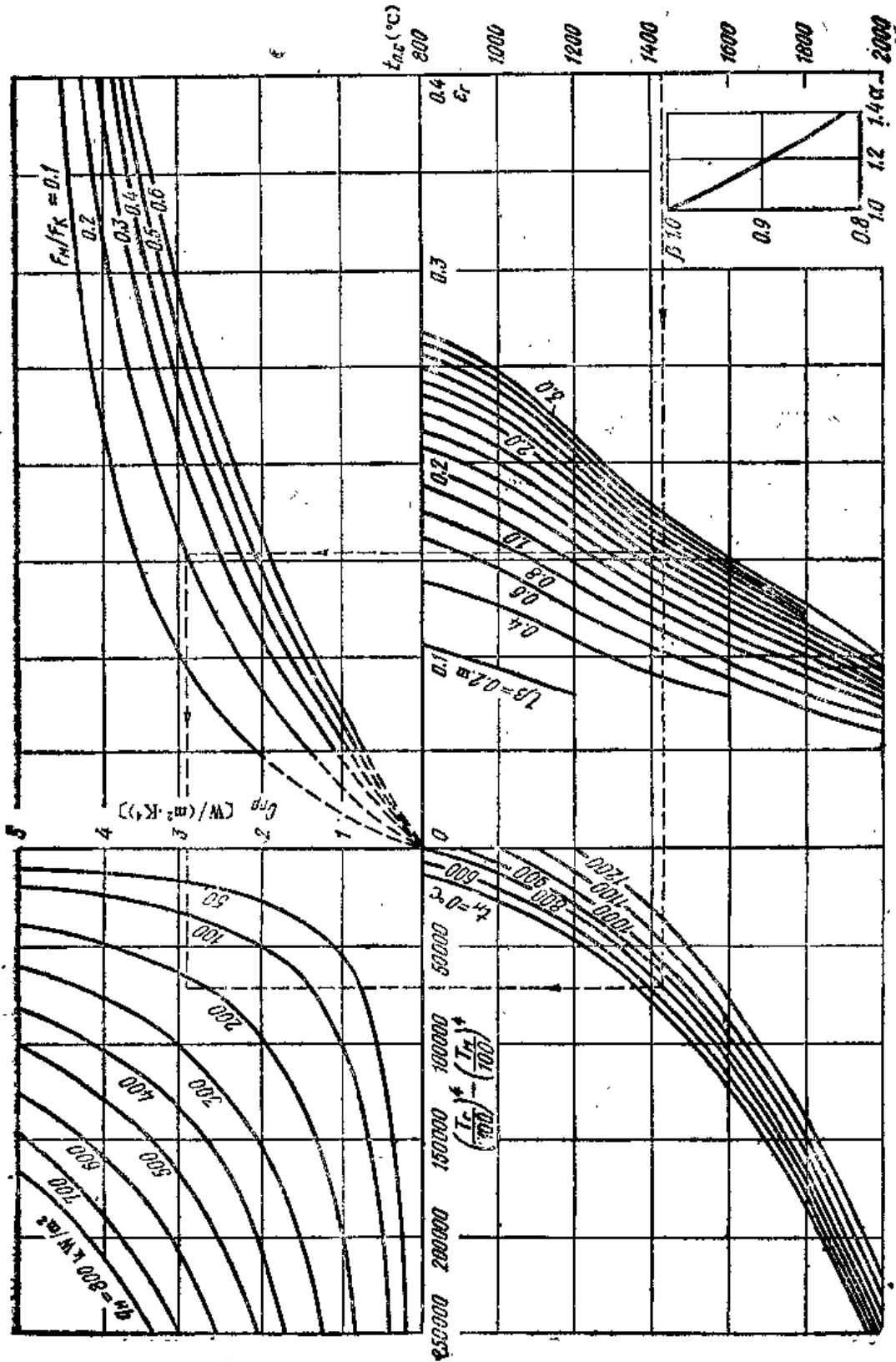


图 I-9 燃用 $Q_{\text{下}} = 3.72 \text{ MJ/m}^3$ 高炉煤气时，传向金属的热流 q_M 和导出辐射系数 C_{r}
(不考虑对流)

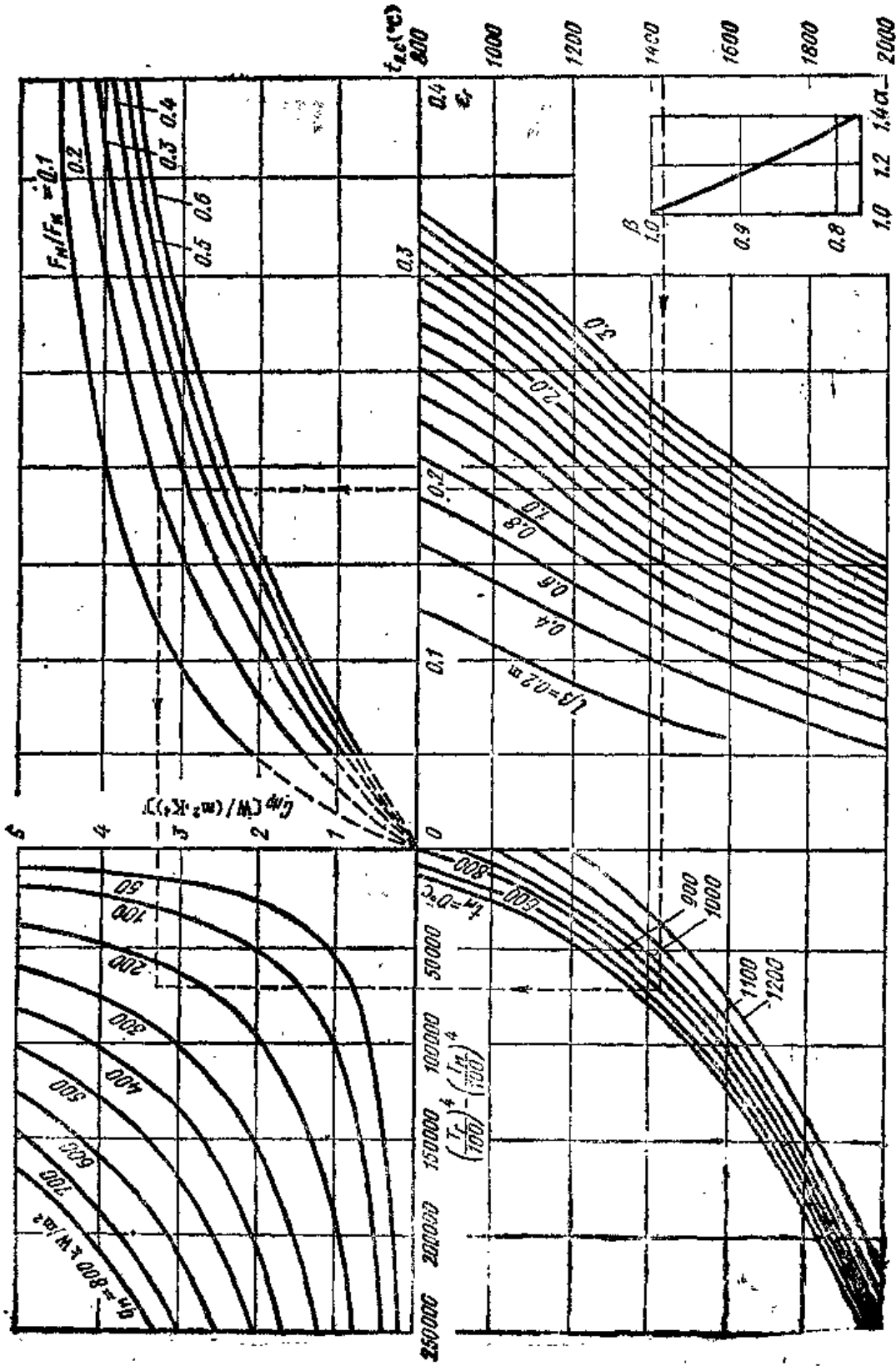


图 I-10 燃用 $Q_d^* = 5.05 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气时传向金属的热流和导出辐射系数
(不考虑对流)

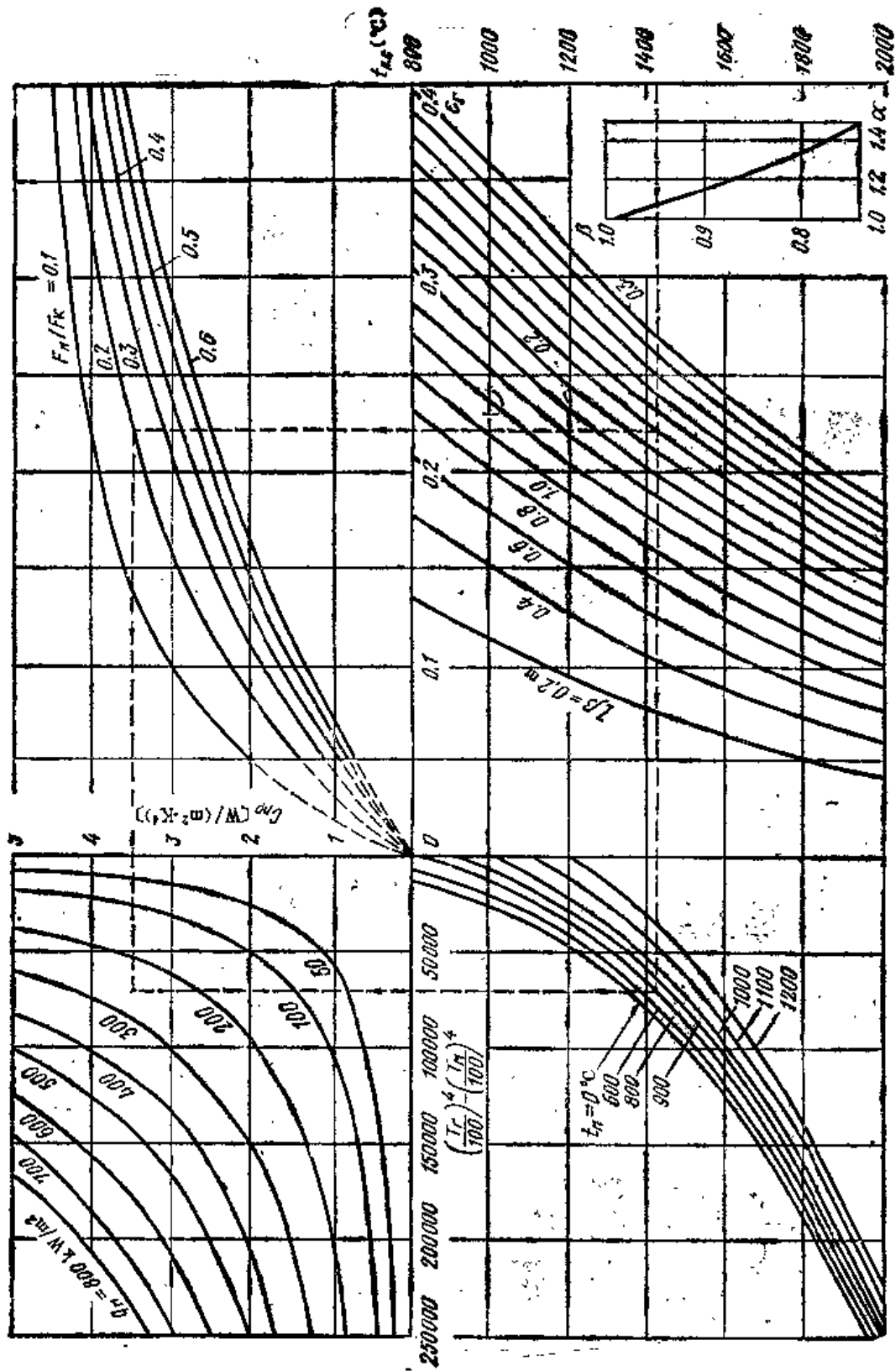


图 I-11 燃用 $Q_d = 6.65 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气时传向金属的热流和导出辐射系数
(不考虑对流)

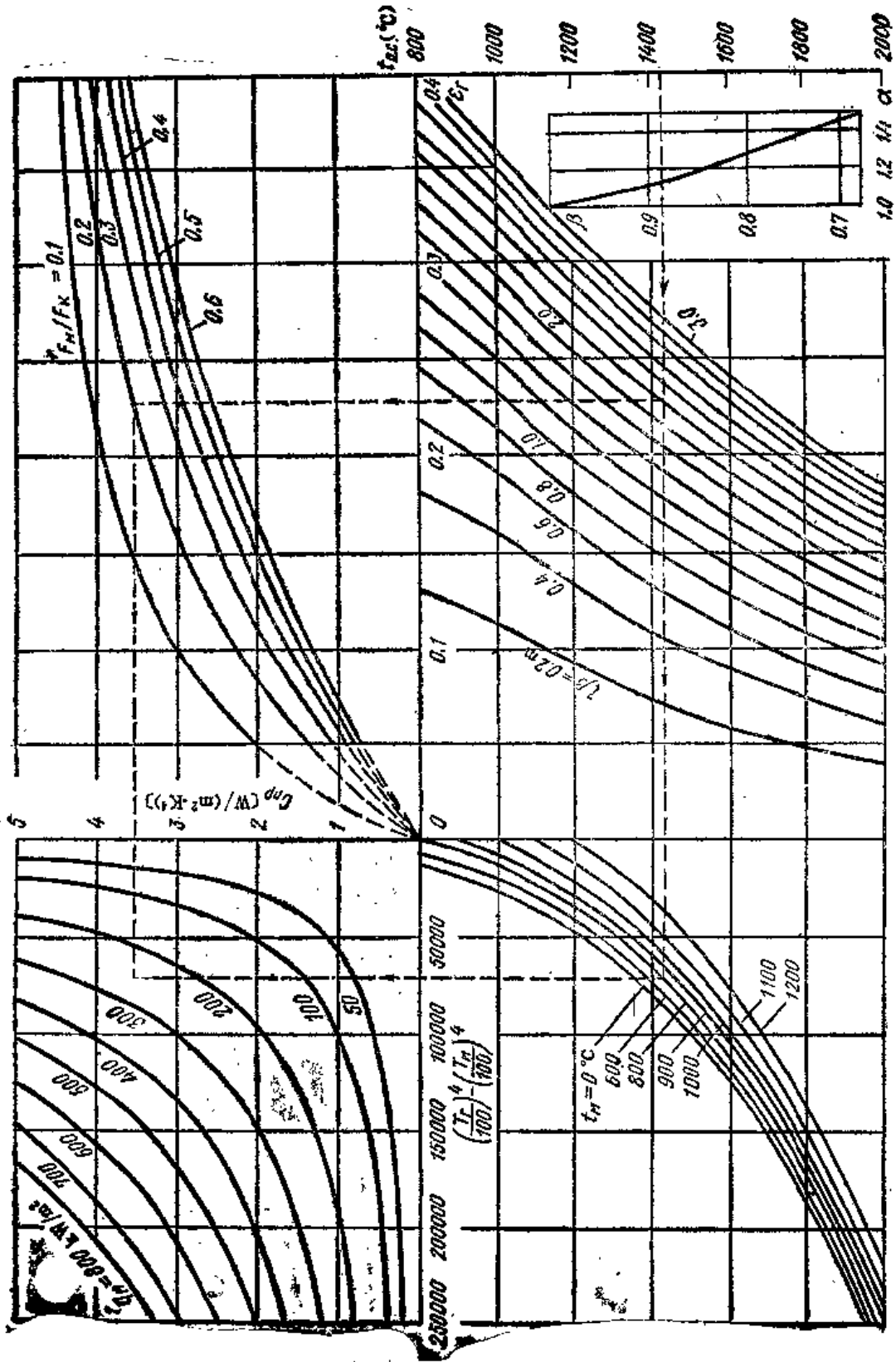


图 I-12 燃用 $Q_{\text{P}} = 8.40 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气时传向金属的热流和导出辐射系数

(不考虑对流)

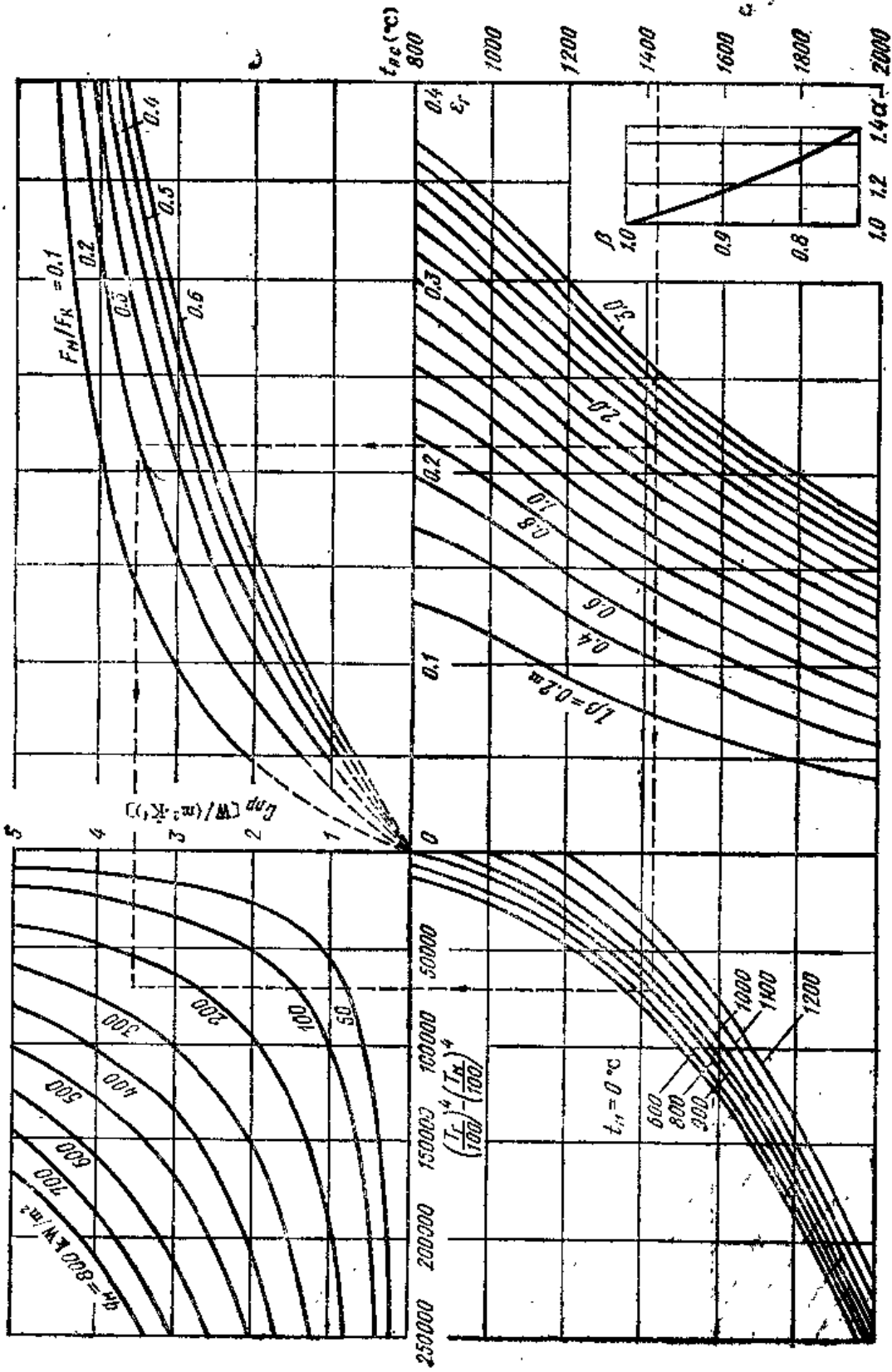


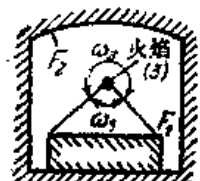

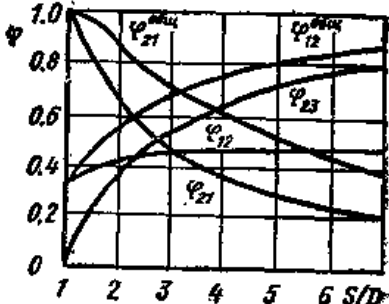


图 1-13 燃用 $Q_p = 35.0 \text{ MJ/m}^3$ 天然气时传向金属的热流和导出辐射系数

表 1-3 辐射角度系数和考虑由绝热表面反射的相互表面

№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
1	<p>完全绝热的圆柱形通道</p> 	$\varphi_{13}^{\circ} \sigma_m = \frac{1 + \varphi_{12}}{2}$ $H_{13} = F_1 \varphi_{13}^{\circ} \sigma_m = F_1 \frac{1 + \varphi_{12}}{2}$
2	<p>该种尺寸和布置的辐射区 (物体 3), 此时 $F_1 \varphi_{13} = F_1 \varphi_{12}$</p> 	$\varphi_{13}^{\circ} \sigma_m = \varphi_{12} (2 - \varphi_{21})$ $H_{13} = F_1 \varphi_{13}^{\circ} \sigma_m = F_1 \varphi_{12} (2 - \varphi_{21})$
3	<p>炉室内无限小的球形火焰</p> 	$\varphi_{13}^{\circ} \sigma_m = \varphi_{12} \left(1 + \frac{\omega_1}{\omega_2} \right)$ $H_{13} = F_1 \varphi_{13}^{\circ} \sigma_m = F_1 \varphi_{12} \left(1 + \frac{\omega_1}{\omega_2} \right) = S_{\phi}$ <p>式中 ω_1 —— 由火焰中心射向物体 1 的角度; ω_2 —— 由火焰中心射向物体 2 (F_1) 的角度; S_{ϕ} —— 小火焰的表面面积。</p>
4	<p>无限平面和单排光滑圆柱组</p> 	 $\varphi_{12}^{\circ} \sigma_m = \varphi_{12} (2 - \varphi_{21})$ $H_{12}^{\circ} \sigma_m = F_1 \varphi_{12} (2 - \varphi_{21})$ $H_{23} = F_1 \varphi_{23} = F_2 \varphi_{32}$ $H_{32} = F_2 \varphi_{32} = S - \sqrt{S^2 + D^2} + D \arctg \sqrt{(S/D)^2 - 1}$

(续)

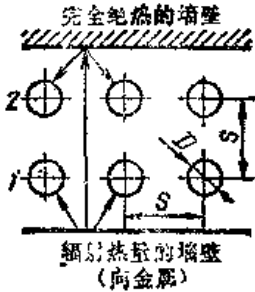
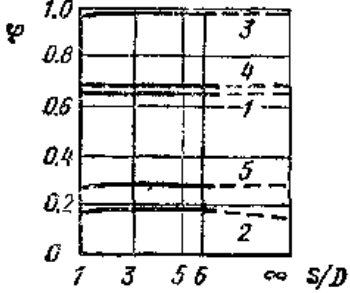
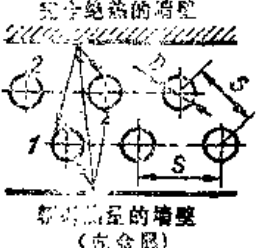
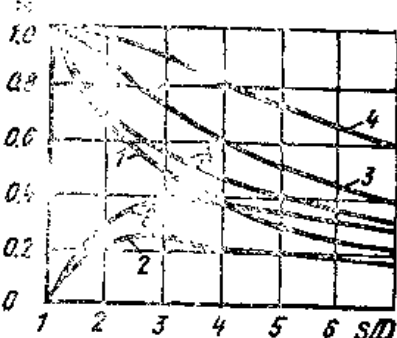
№	表面相互位置及其形状简图	辐射角度系数和相互表面
5	<p>无限平面和光滑圆柱体的双排管同心光束</p> 	 <p>1—对第一排管直接辐射 2—对第二排管直接辐射 3—双排光束落在双排管上的完全辐射 4—双排光束落在第一排管上的完全辐射 5—双排光束落在第二排管上的完全辐射</p>
6	<p>无限平面和双排光滑圆柱体的双排方格式错列光束</p> 	 <p>1—对第一排管直接辐射 2—对第二排管直接辐射 3—单排光束落在第一排管上的完全辐射 4—双排光束落在双排管上的完全辐射 5—双排光束落在第一排管上的完全辐射 6—双排光束落在第二排管上的完全辐射</p>

表 I-4 图 I-1~I-7 中煤气及其燃烧产物的成分与湿度

气名	煤气发生量 (m³)	煤气成分 (%)									α=1.0 时燃烧产物的成分			图号	图 I-8 上的曲线号
		CO ₂	CO	H ₂	CH ₄	C _n H _m	H ₂ S	O ₂	N ₂	H ₂ O	CO ₂	H ₂ O	N ₂		
高炉煤气	3.72	12.0	26.6	2.4	0.3	—	—	—	56.4	2.3	24.8	3.1	72.1	I-1	1
高炉和焦炉	5.05	11.0	24.6	7.6	2.7	0.2	—	0.1	51.5	2.3	20.5	8.3	71.2	I-2	2
混合煤气	6.65	9.8	22.1	14.2	15.7	0.4	—	0.2	45.3	2.3	16.9	12.6	70.5	I-3	3
	8.40	9.5	19.6	20.8	8.8	0.7	—	0.3	38.9	2.3	14.2	15.7	70.1	I-4	4
发生炉煤气	4.80	6.3	25.0	12.9	0.5	—	0.2	0.2	50.7	4.2	18.0	10.4	71.4	I-5	5
	5.45	5.7	23.0	13.5	2.2	0.3	0.3	0.2	50.6	4.2	16.2	11.8	71.8	I-6	6
天然气	35.0	—	—	—	92.3	1.9	—	—	5.3	0.5	9.6	18.8	71.6	I-7	7

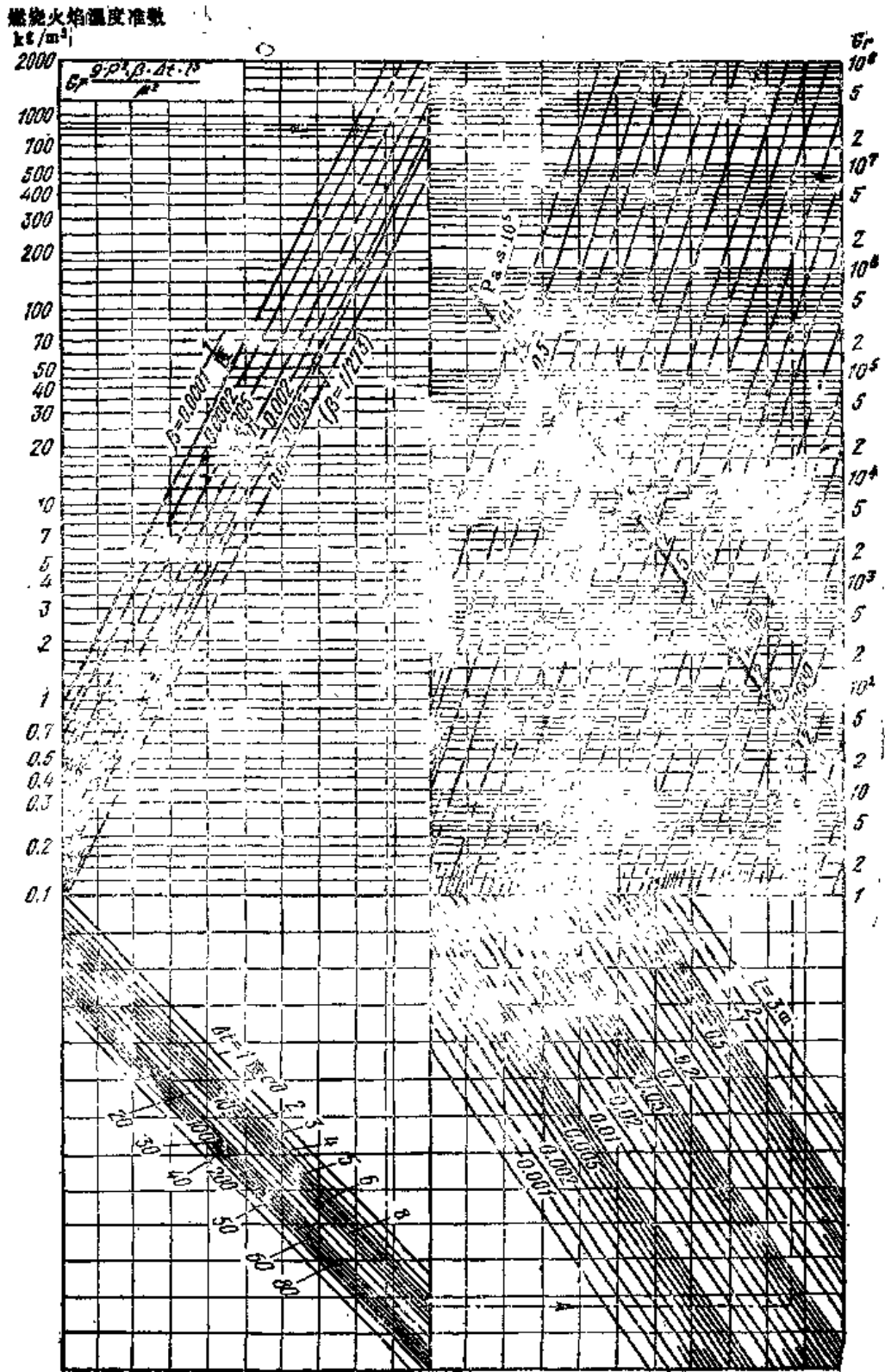


图 1-15^① 格拉斯霍夫准数

① 原书无图 I-14, 文中也与此图无关。——译者

物体的加热和冷却 (图 I-16~图 I-54)。

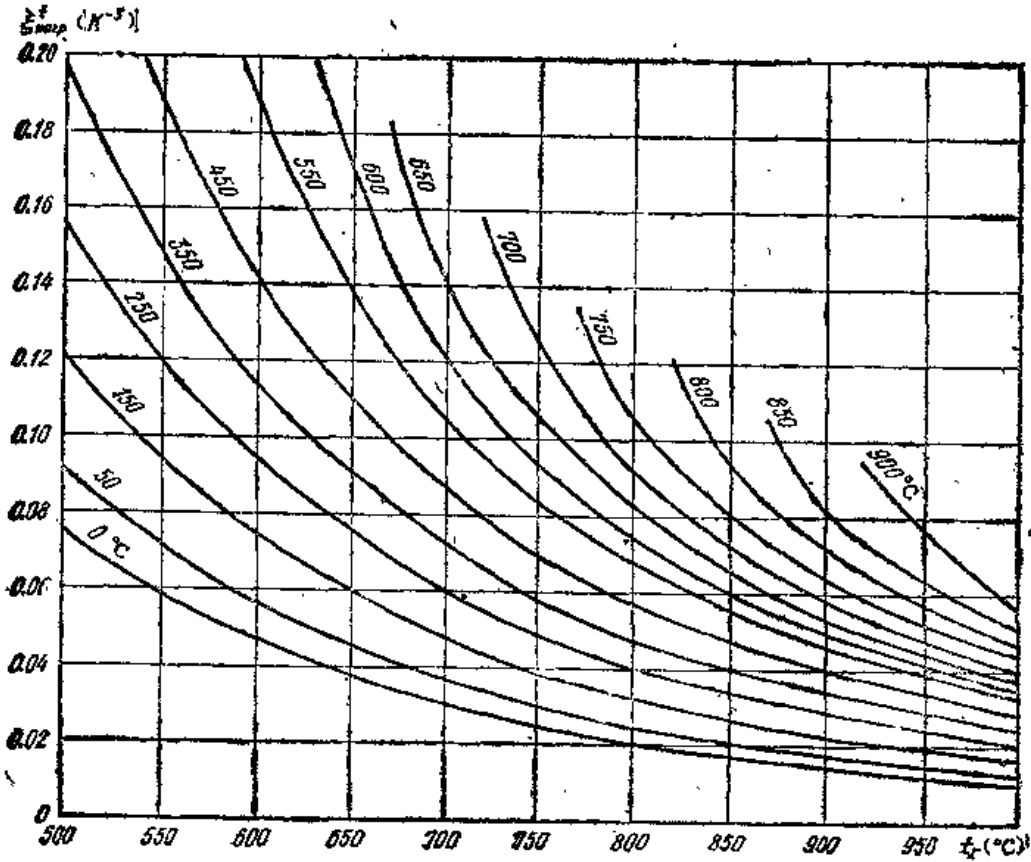


图 I-16 加热薄料时, 温度因数 ϵ_{temp}^2 与 $t_p = 500 \sim 950^\circ\text{C}$ 时周围介质温度的关系

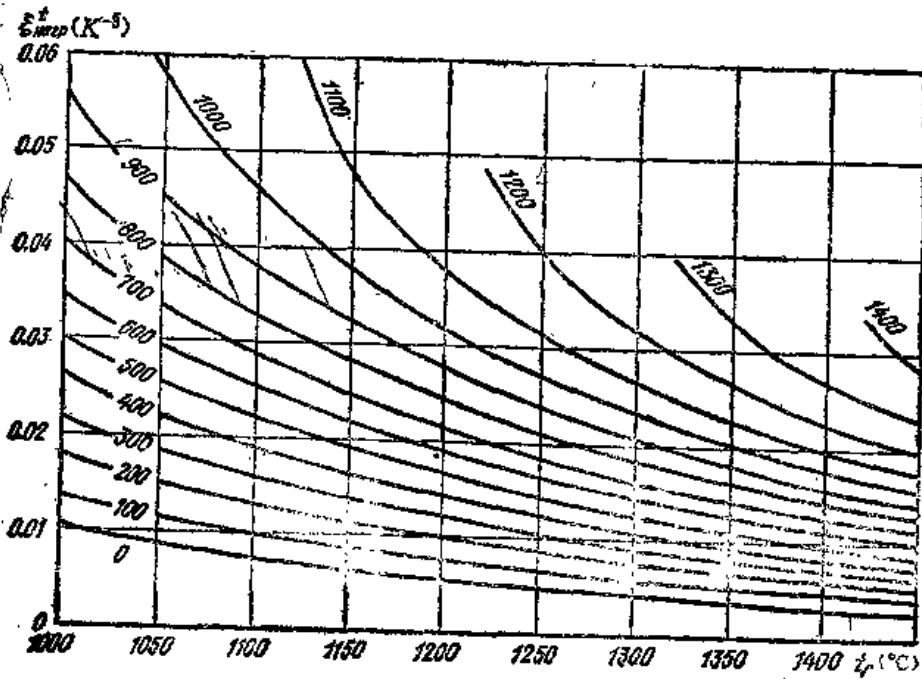


图 I-17 加热薄料时, 温度因数 ϵ_{temp}^2 与 $t_p = 1000 \sim 1450^\circ\text{C}$ 时周围介质温度的关系

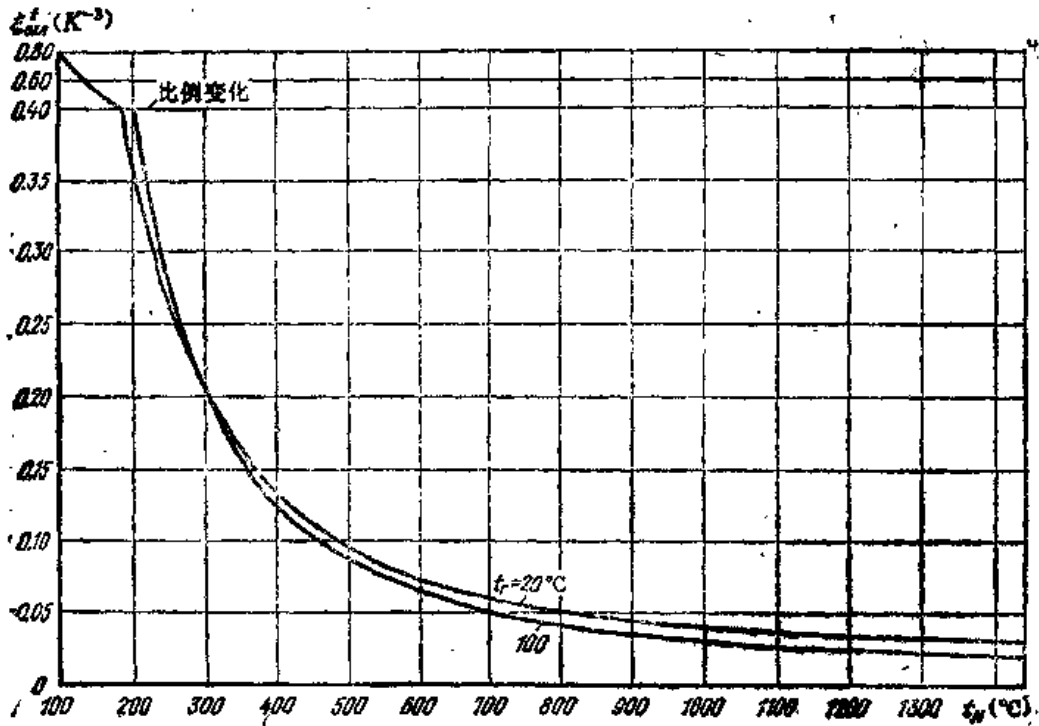


图 I-18 冷却薄料时温度因数值与金属温度 t_M 的关系

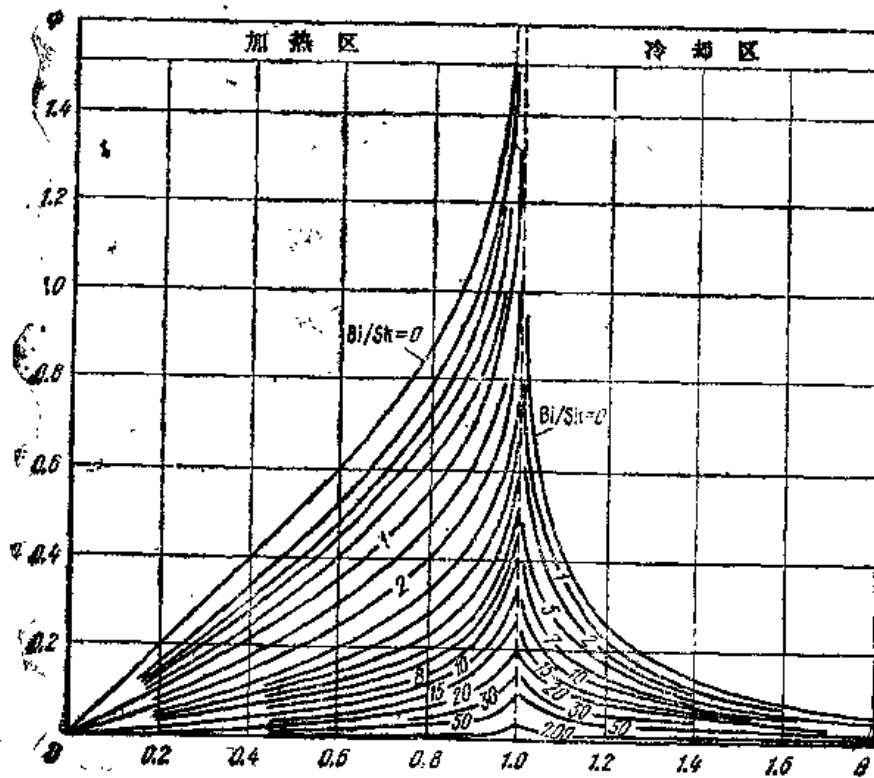


图 I-19 温度因数 Φ 与 Bi/fo 及相对温度 $\theta = T/T_0 = 0 \sim 1.8$ 的关系

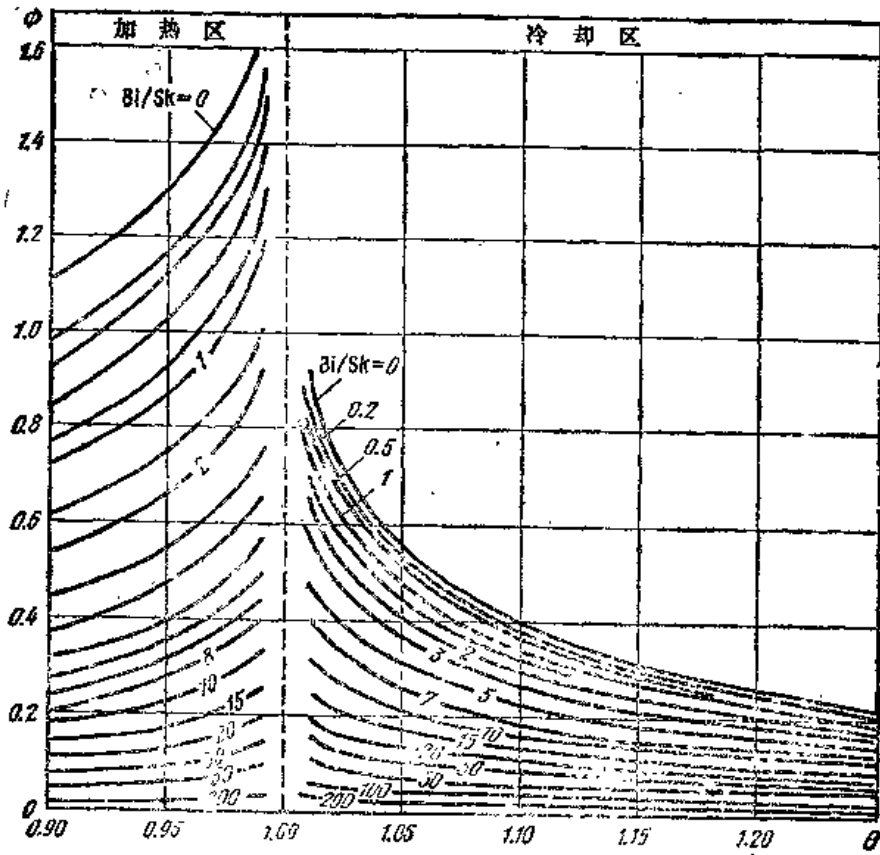


图 1-20 温度因数 Φ 与 Bi/Fo 及 $\theta = T/T_0 = 0.9 \sim 1.3$ 的关系

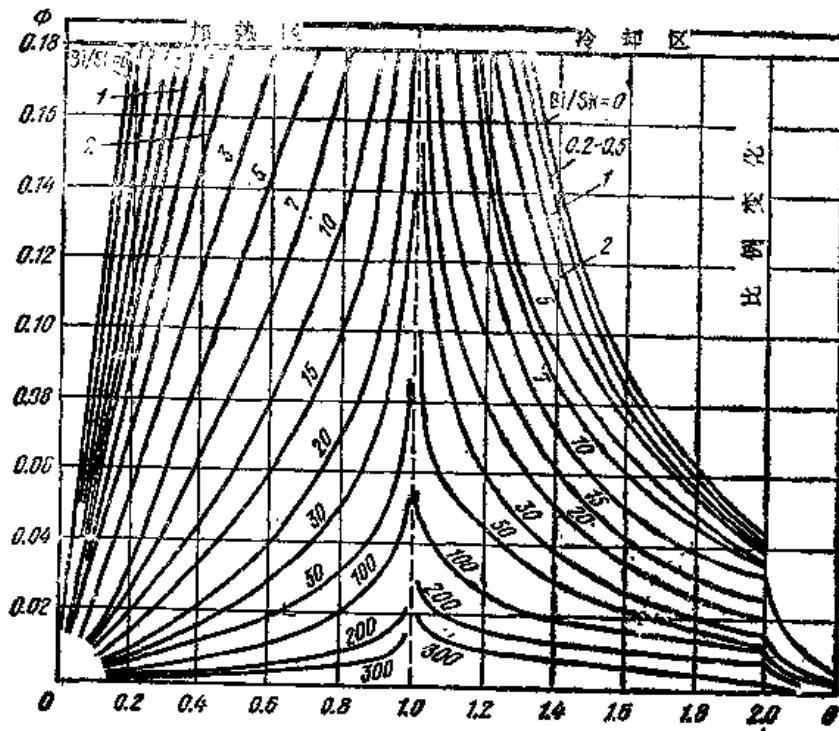


图 1-21 温度因数 Φ 在 0 到 0.2 的范围内与 Bi/Fo 比值及相对温度 $\theta = T/T_0 = 0 \sim 30$ 的关系

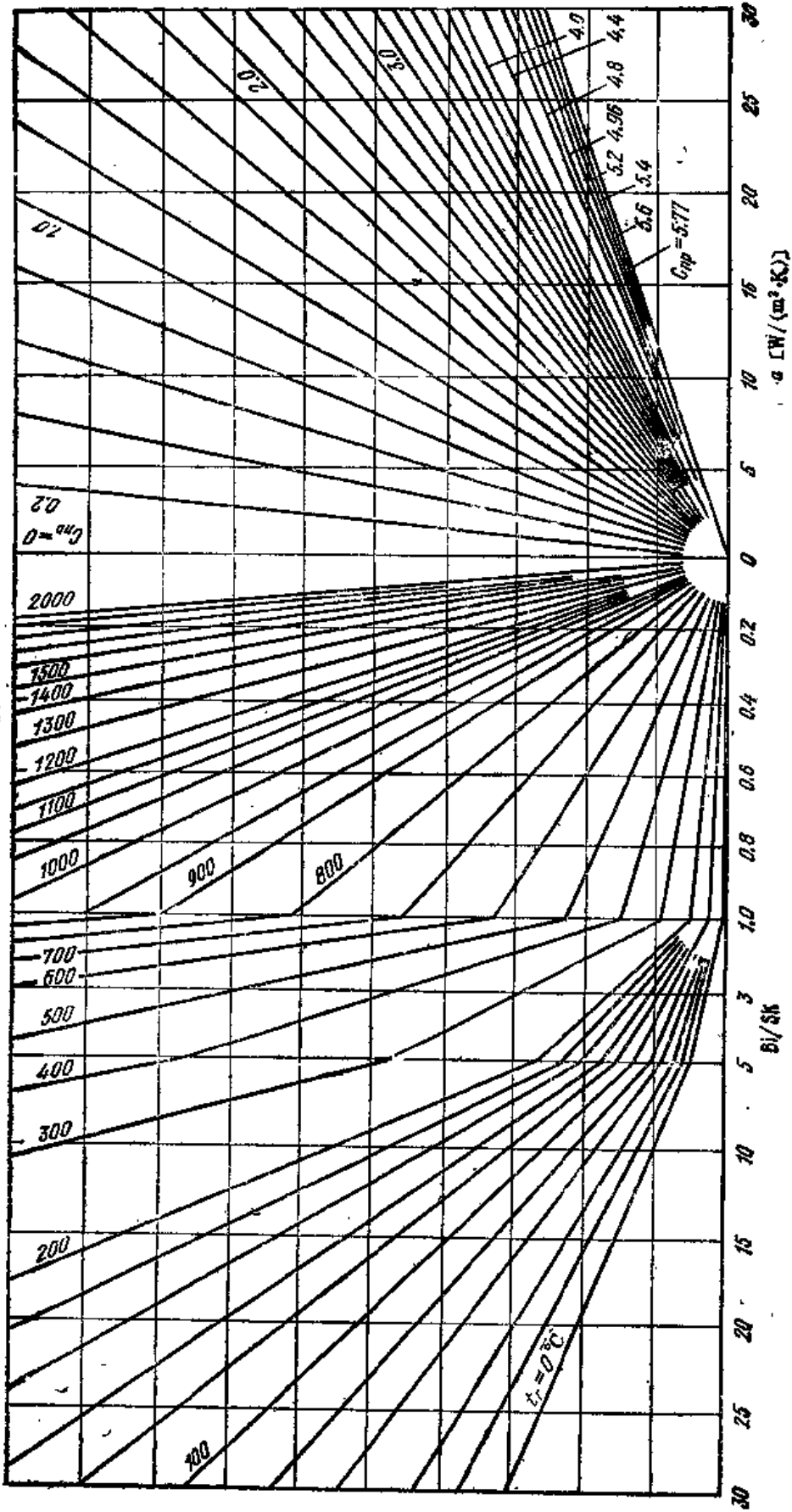


图 I-22 确定比值 Bi/Sk 图表

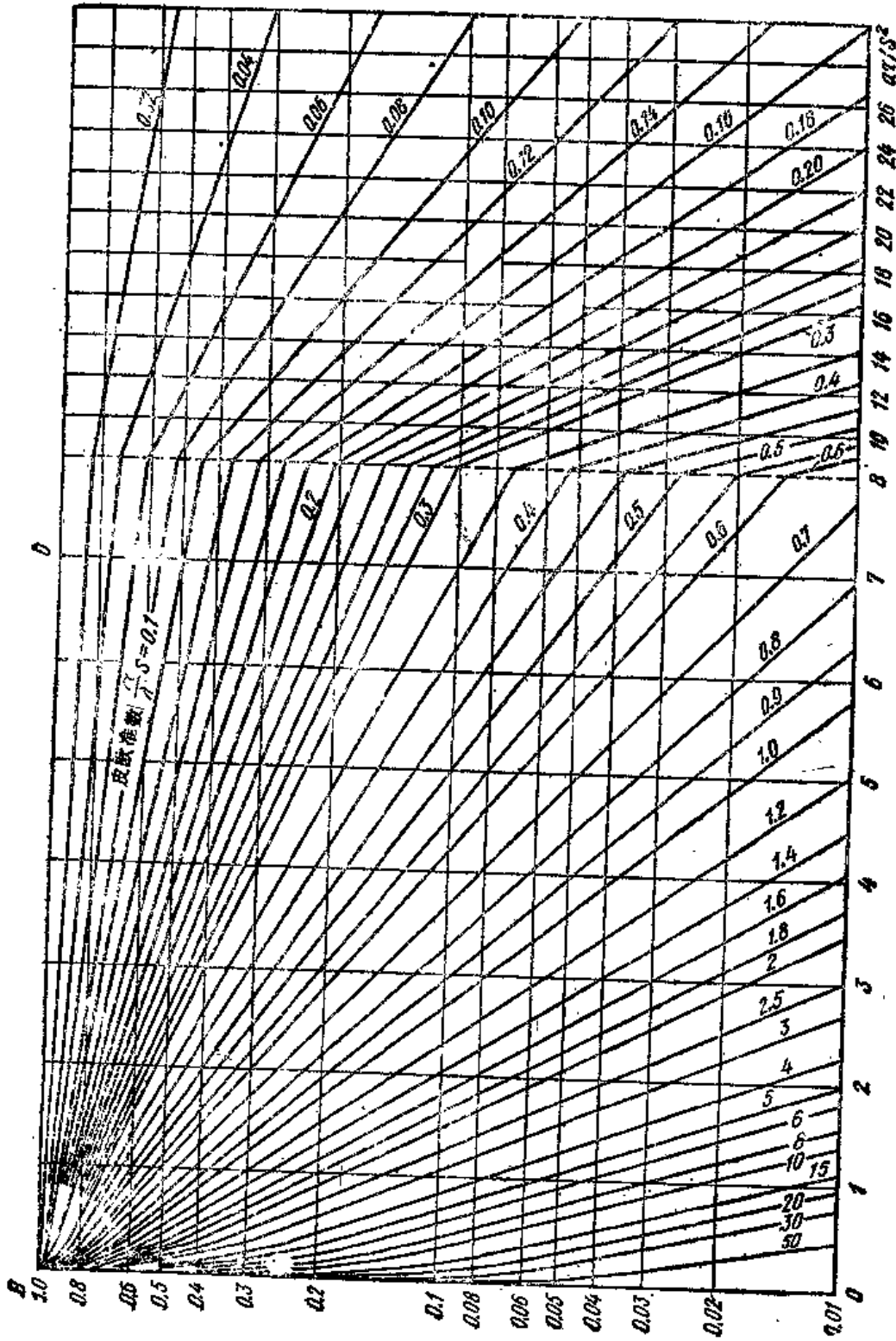


图 I-23 当数值 $Fo = \alpha \tau / S^2$ 由 0 到 30 时薄板表面 ($x/S = 1$) 的相对温度 θ

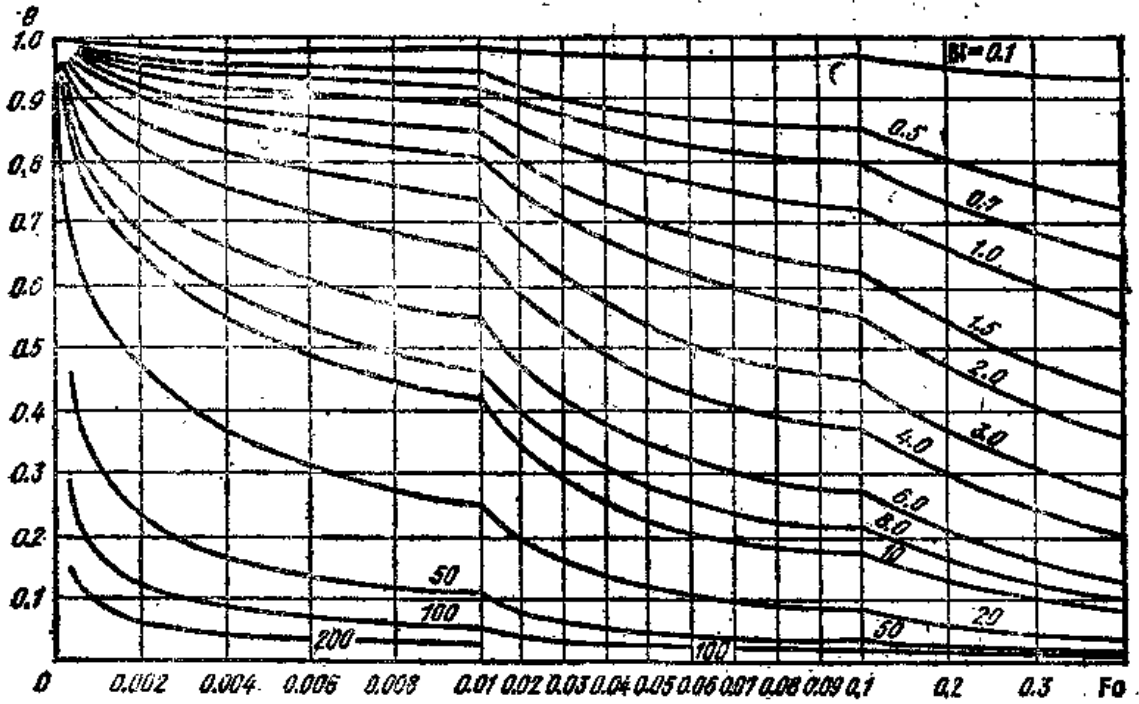


图 I-24 当Fo值由 0 到 0.5 时, 薄板表面的相对温度 θ

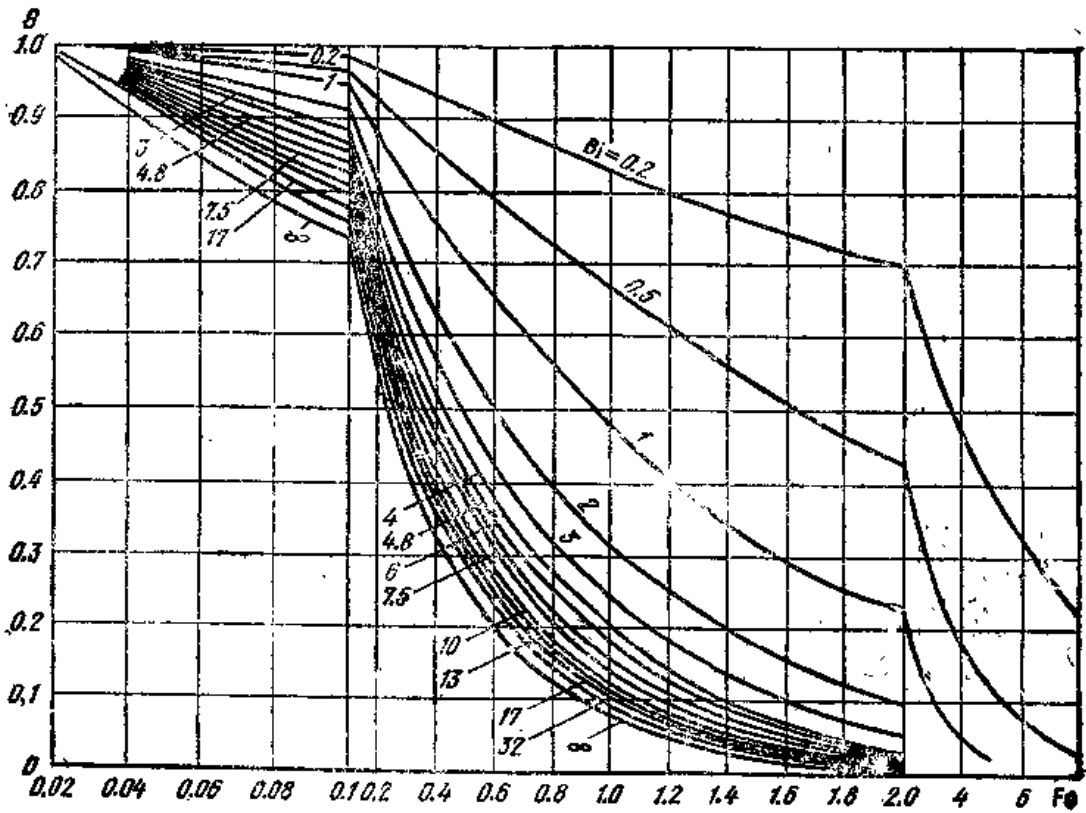


图 I-25 当 $x/S = 0.5$ 时薄板的相对温度 θ

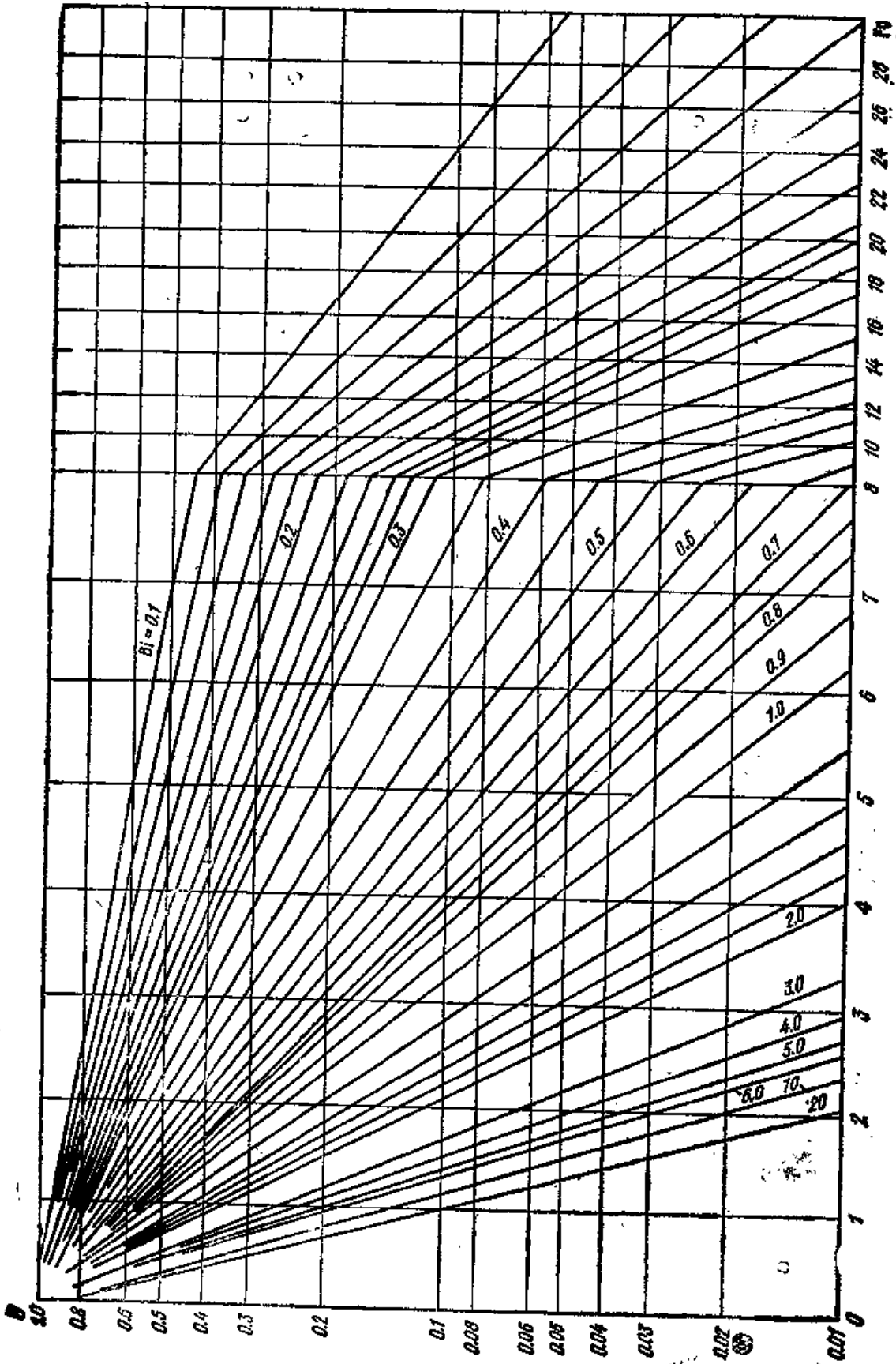


图 I-26 当 Fo 值由 0 到 30 时薄板 ($x/S=0$) 中心的相对温度 θ

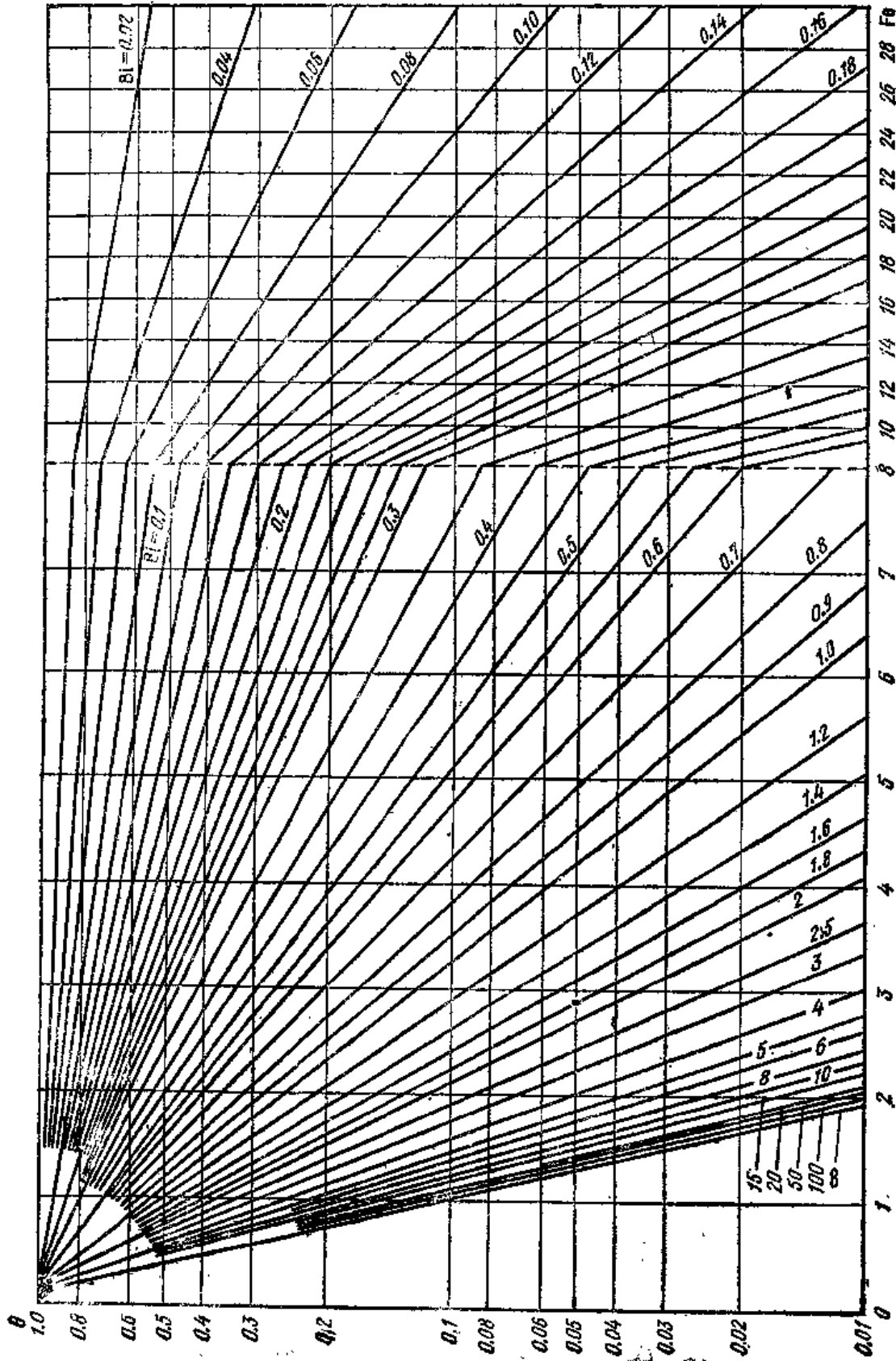


图 I-28 薄板相对温度 θ 沿截面的平均值

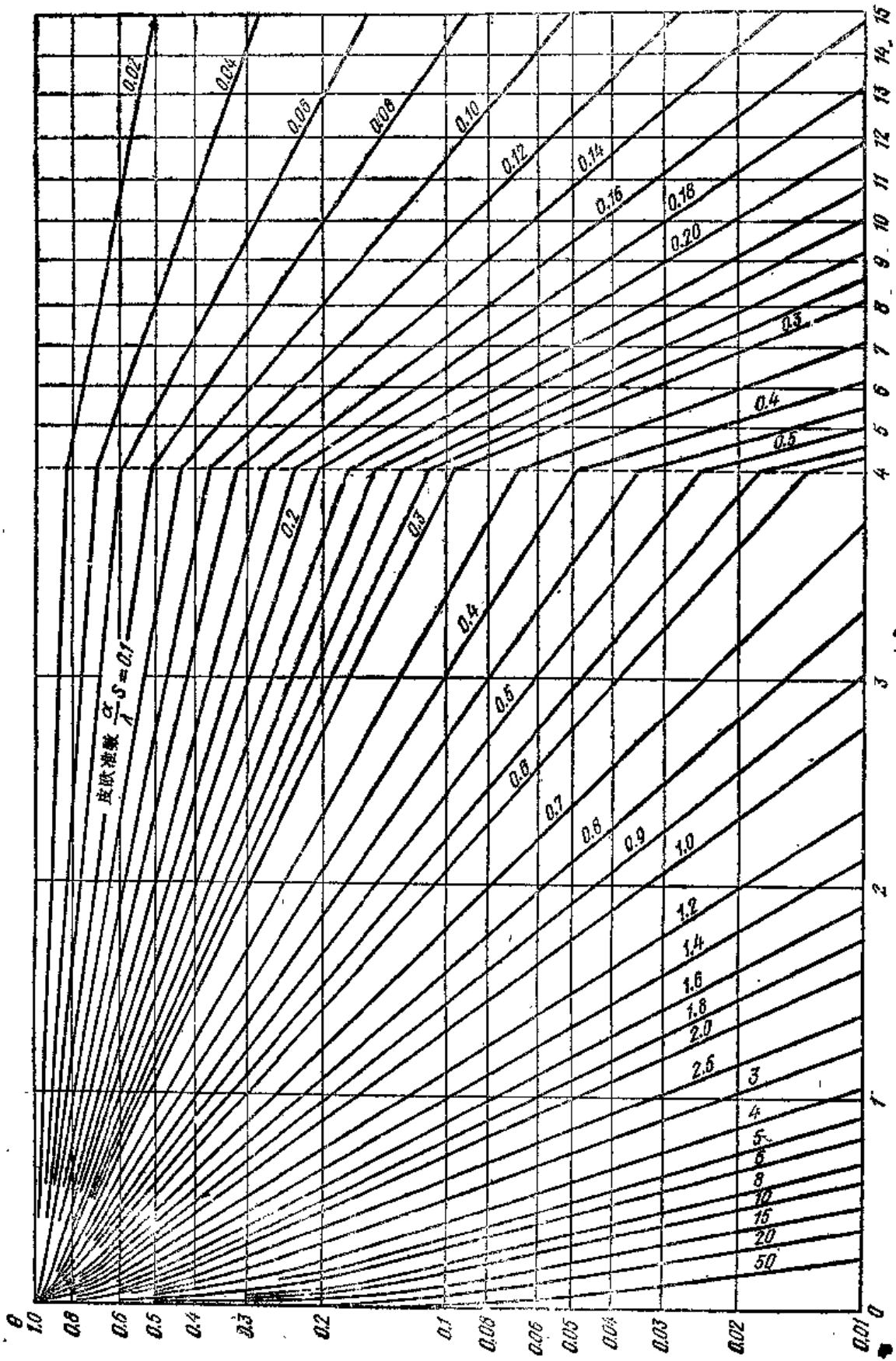


图 I-29 当 Fo 值由 0 到 15 时圆柱体表面 ($x/S=1$) 的相对温度 θ

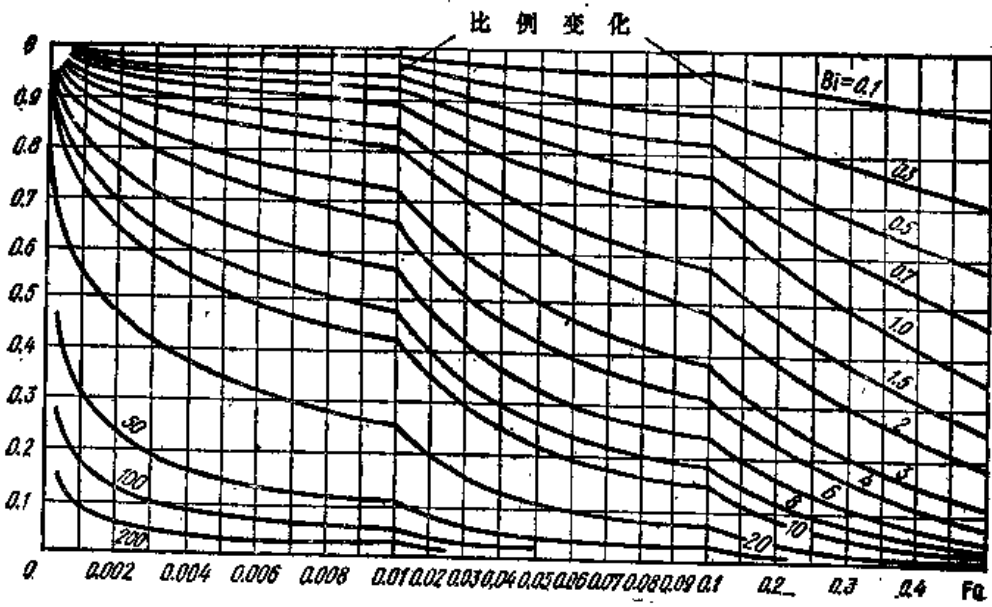


图 I -30 当Fo值由 0 到 0.5 时
圆柱体表面的相对温度 θ

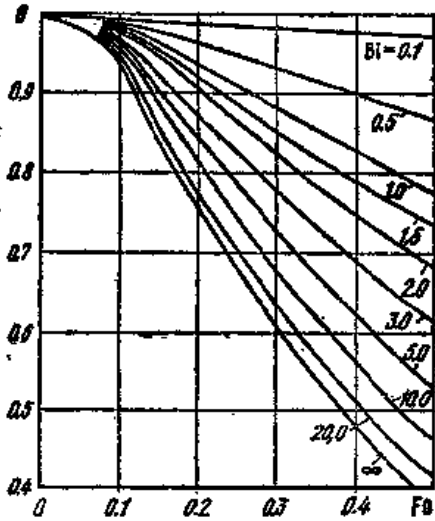


图 I -27 当Fo值由 0 到 0.5 时
薄板中心的相对温度 θ

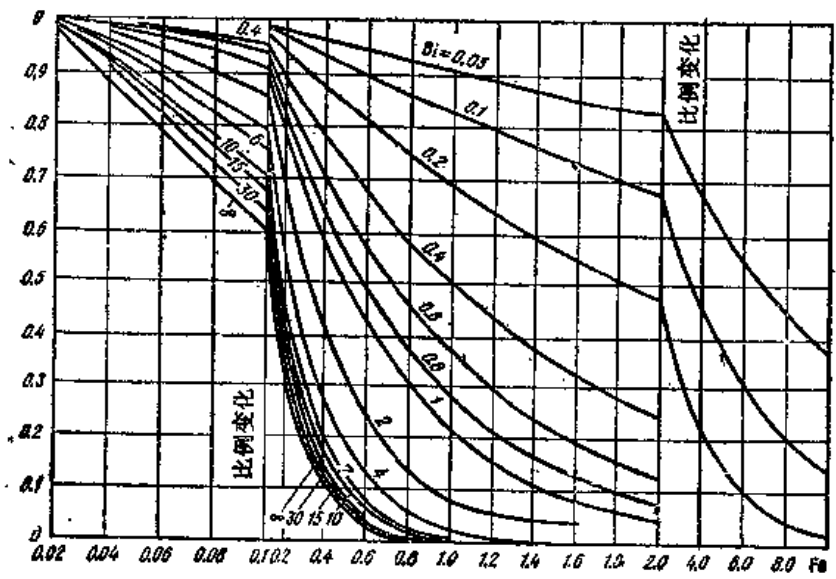


图 I -31 当 $x/S = 0.5$ 时圆柱体的相对温度 θ

加热炉

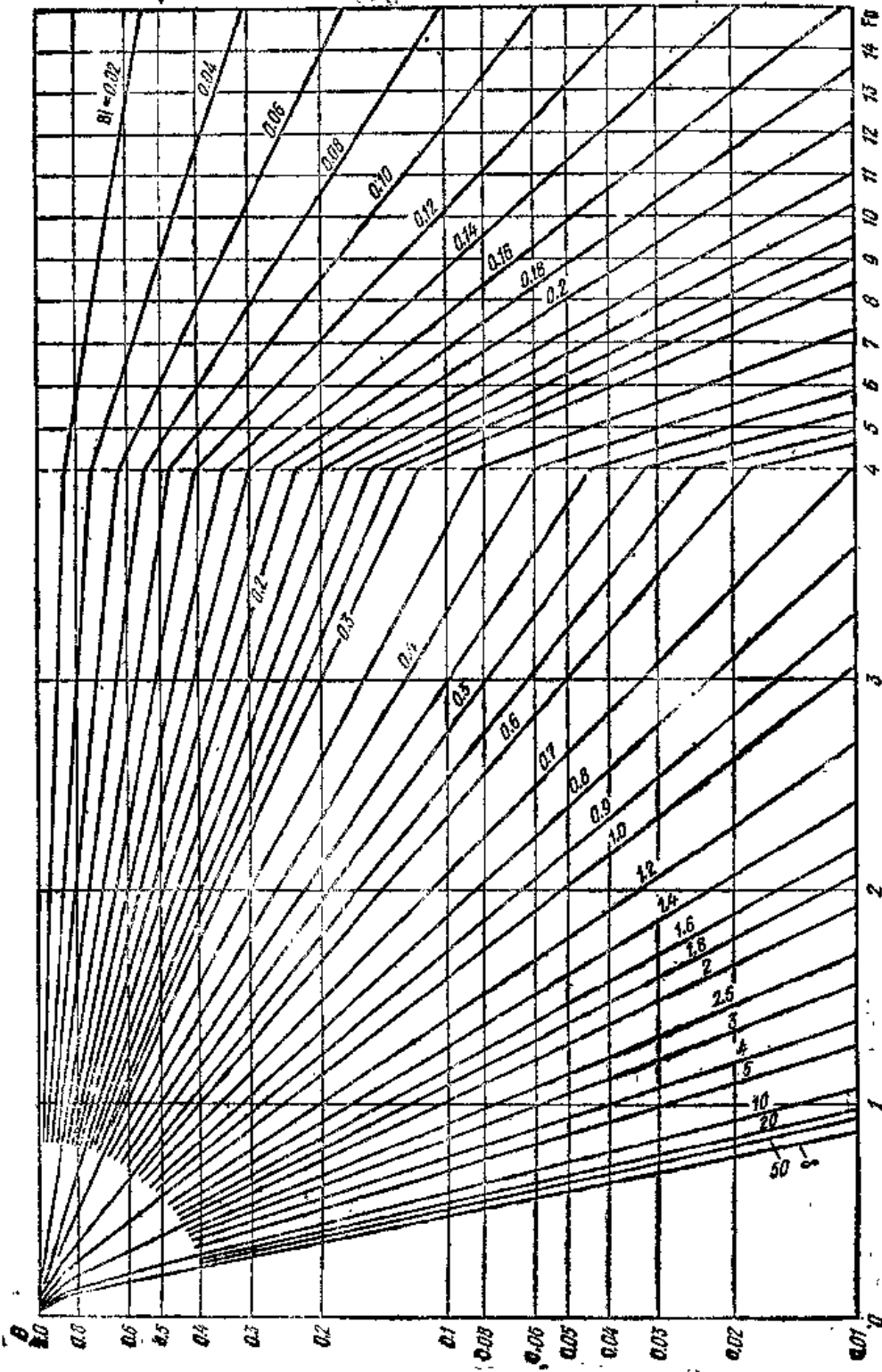


图 I-32 当 Fo 值由 0 到 15 时沿圆柱体中心 ($x/S=0$) 的相对温度 θ

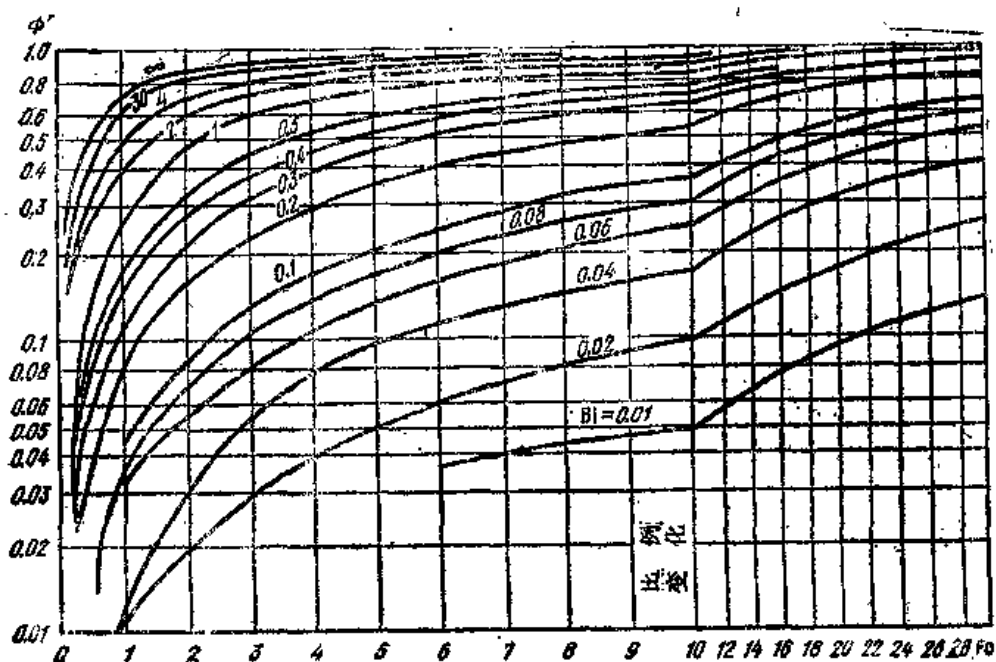


图 I -36 周围介质温度呈线性变化时薄板 ($x/S = 0.5$) 的函数 Φ'

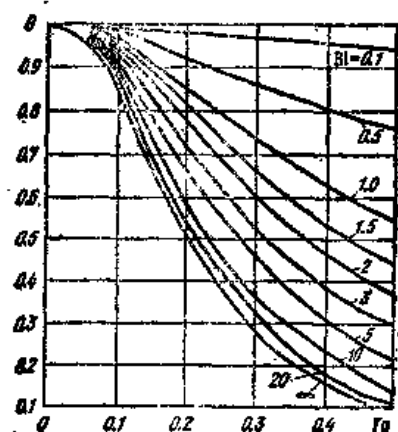


图 I -33 当 Fo 值由 0 到 0.5 时沿圆柱体中心的相对温度 θ

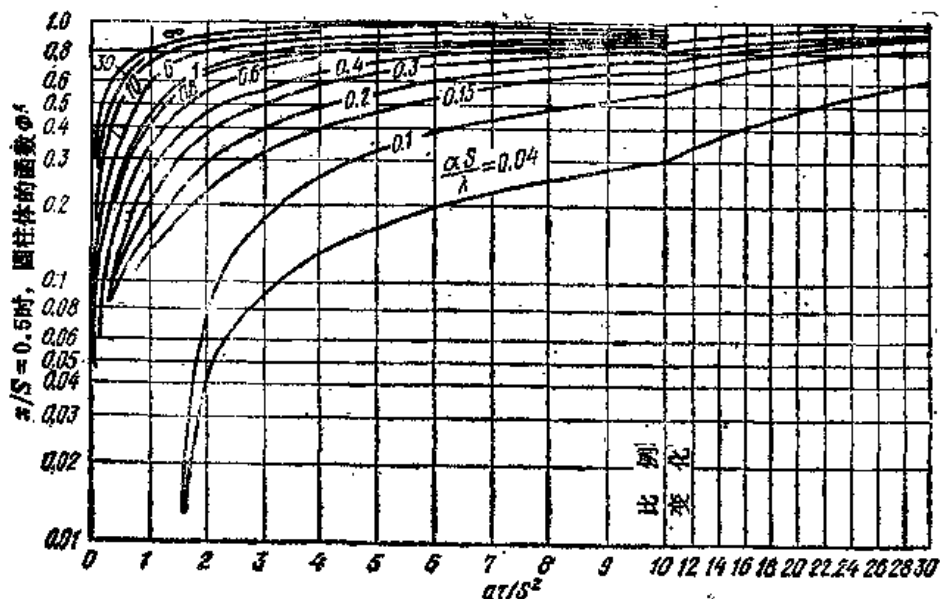


图 I -40 周围介质温度呈线性变化时圆柱体 ($x/S = 0.5$) 的函数 Φ'

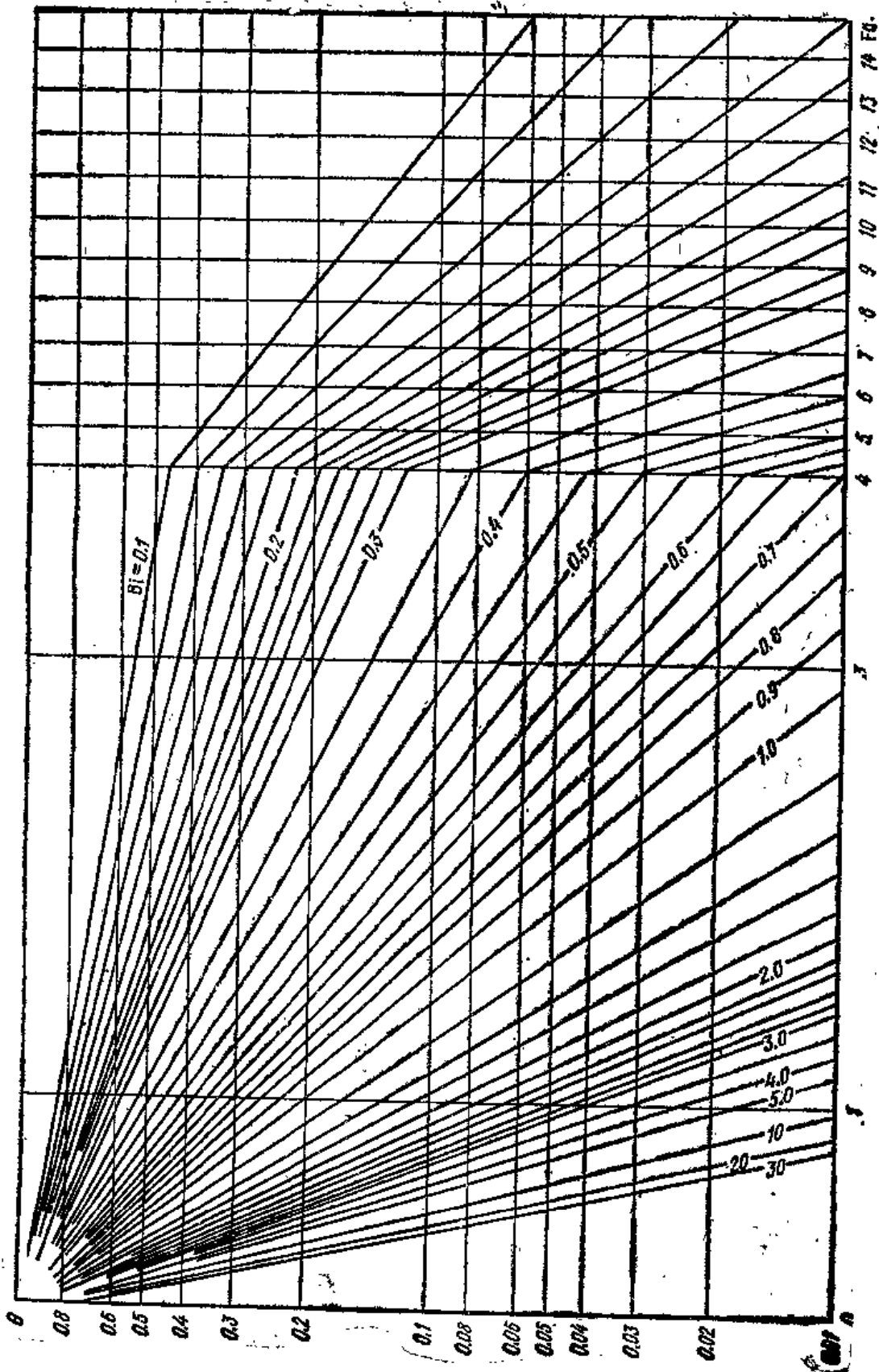


图 I-34 圆柱体相对温度 θ 沿截面的平均值

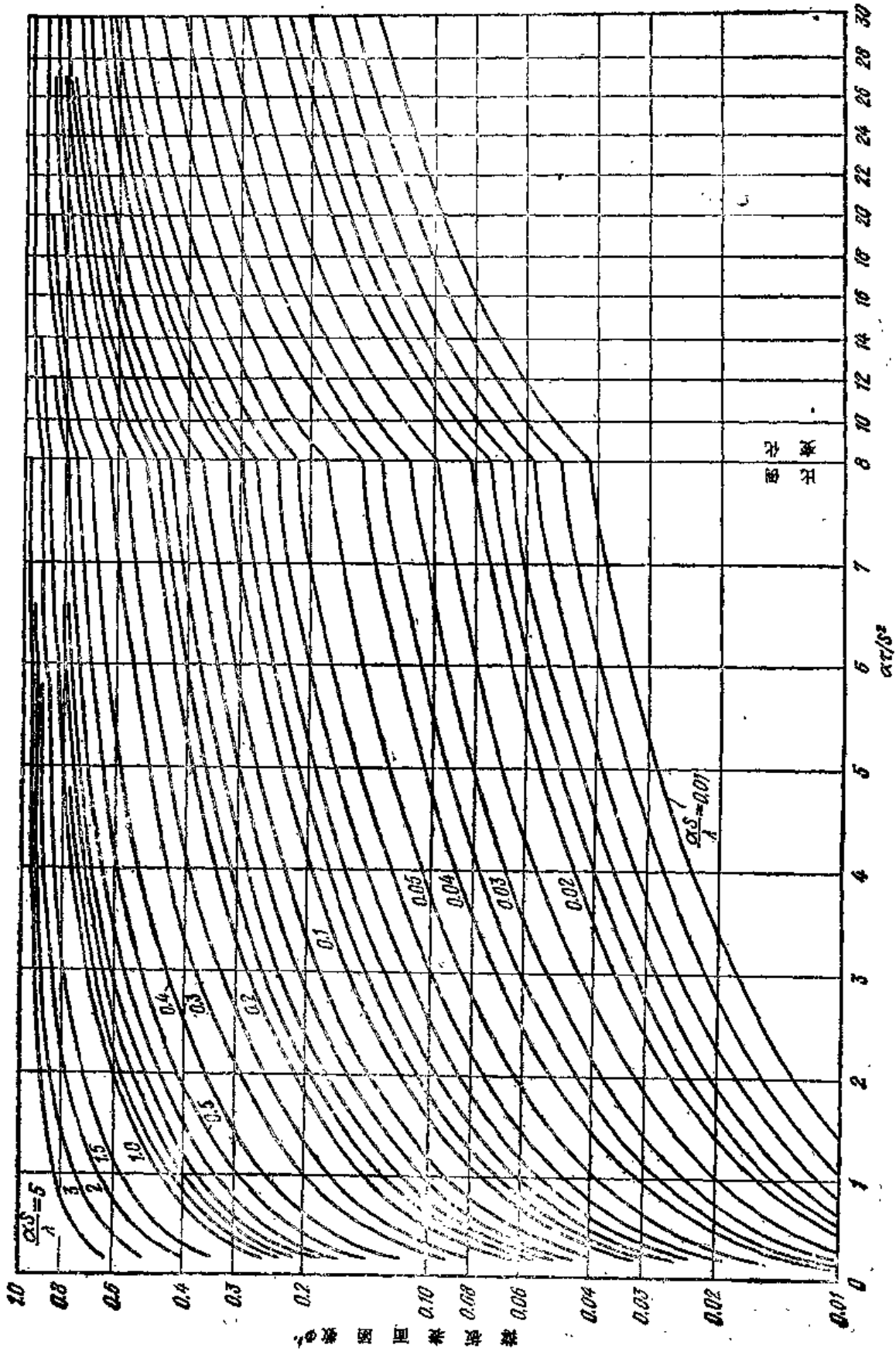


图 I-35 周围介质温度呈线性变化时薄板表面 ($x/S=1$) 的函数 Φ'

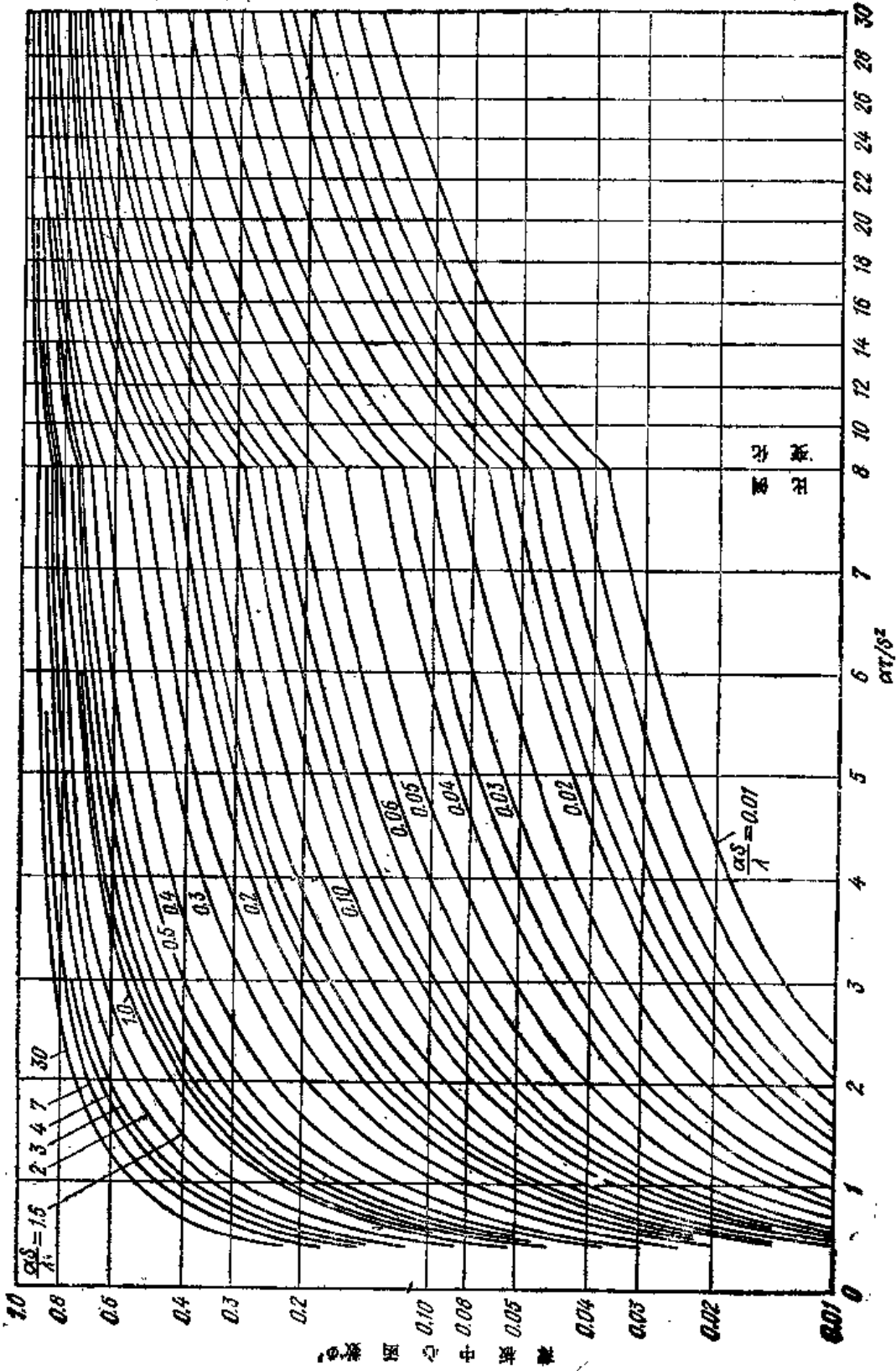


图 1-37 周围介质温度呈线性变化时薄板中心 ($x/S=0$) 的函数 Φ'

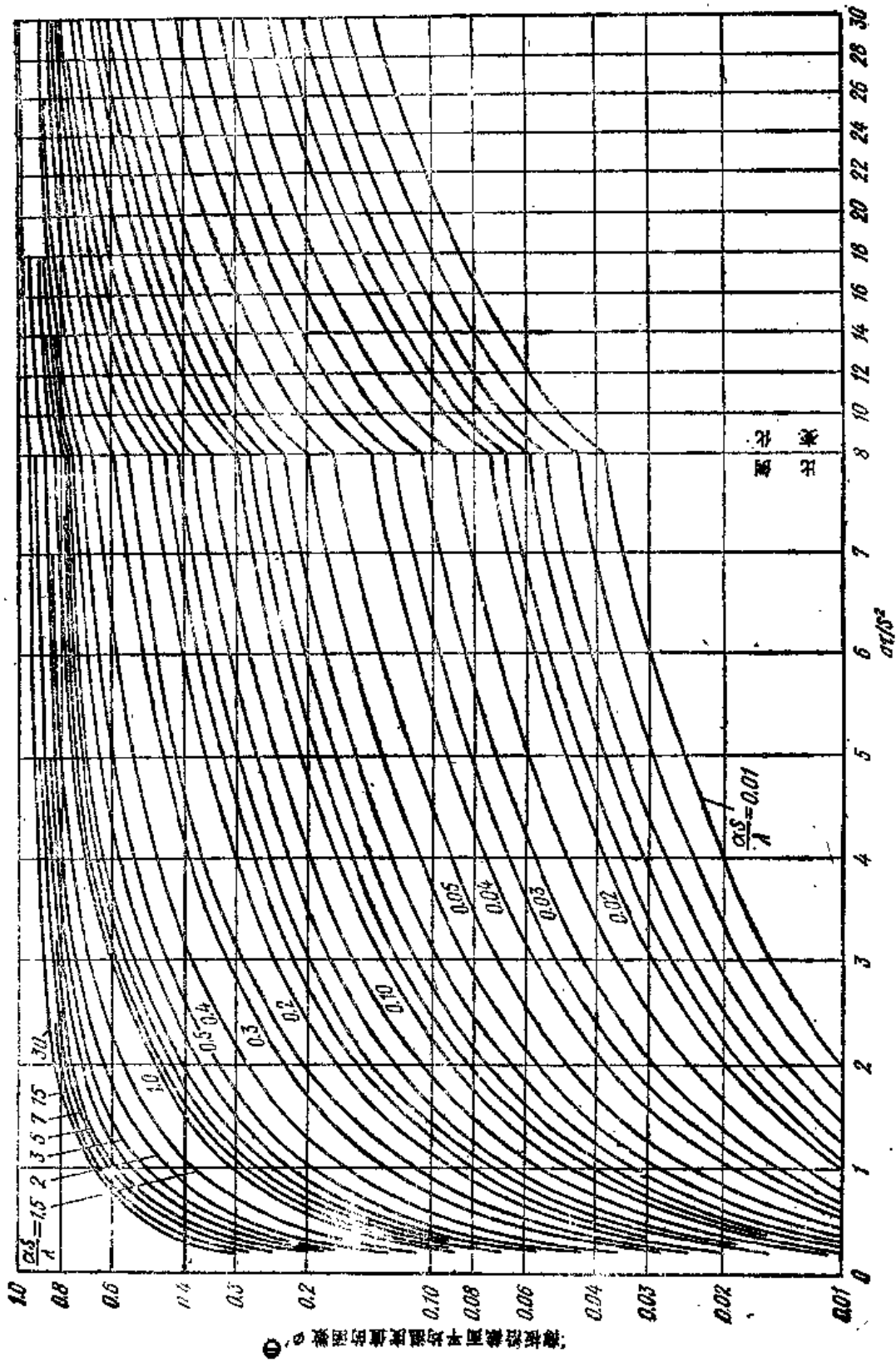


图 I-38 周围介质温度呈线性变化时薄板温度沿截面平均值的函数值 Φ'

⊖ 原图纵坐标符号 Φ 应为 Φ' 。——译者注

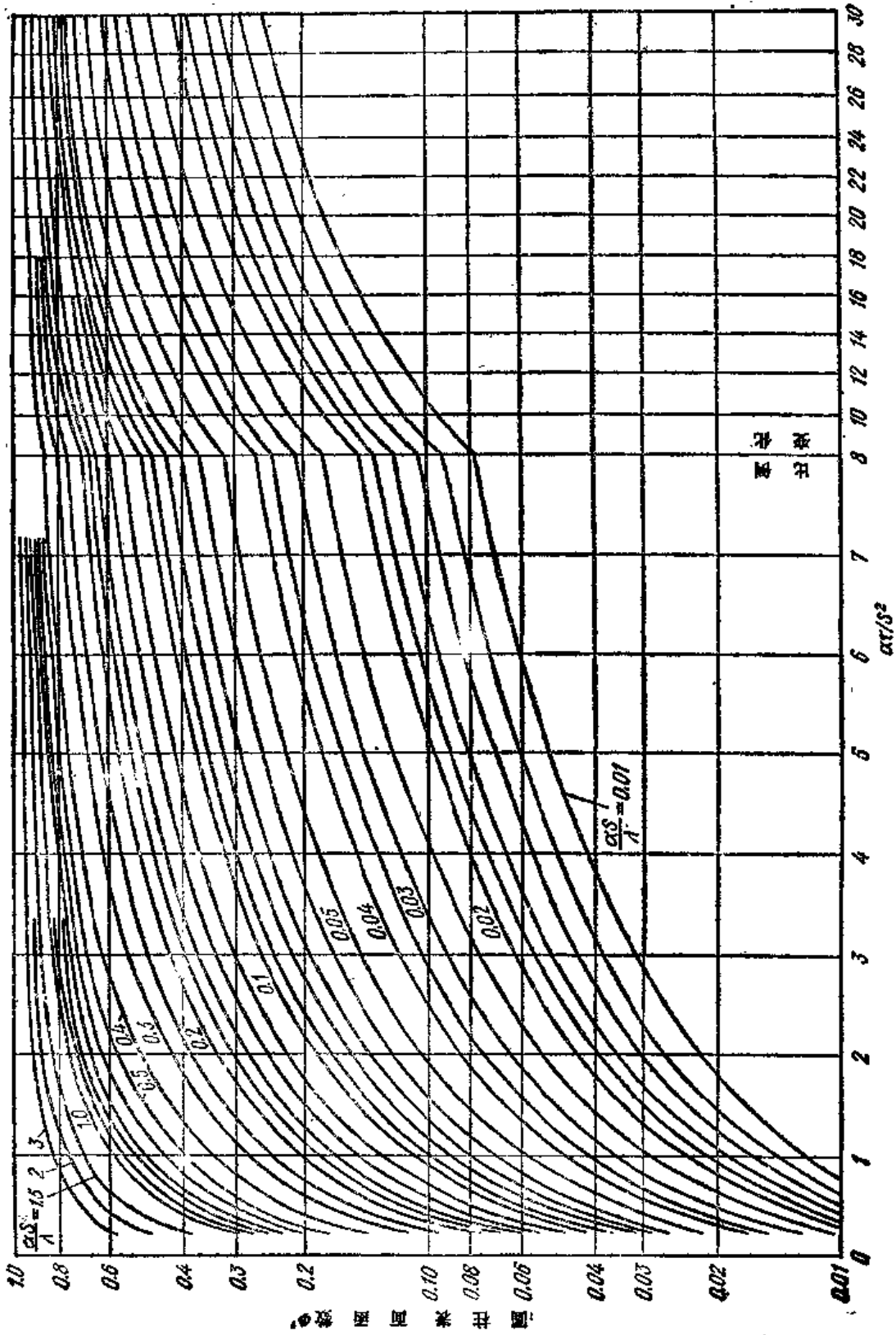


图 I-89 周围介质温度呈线性变化时圆柱表面 ($x/S = 1$) 的函数 Φ'

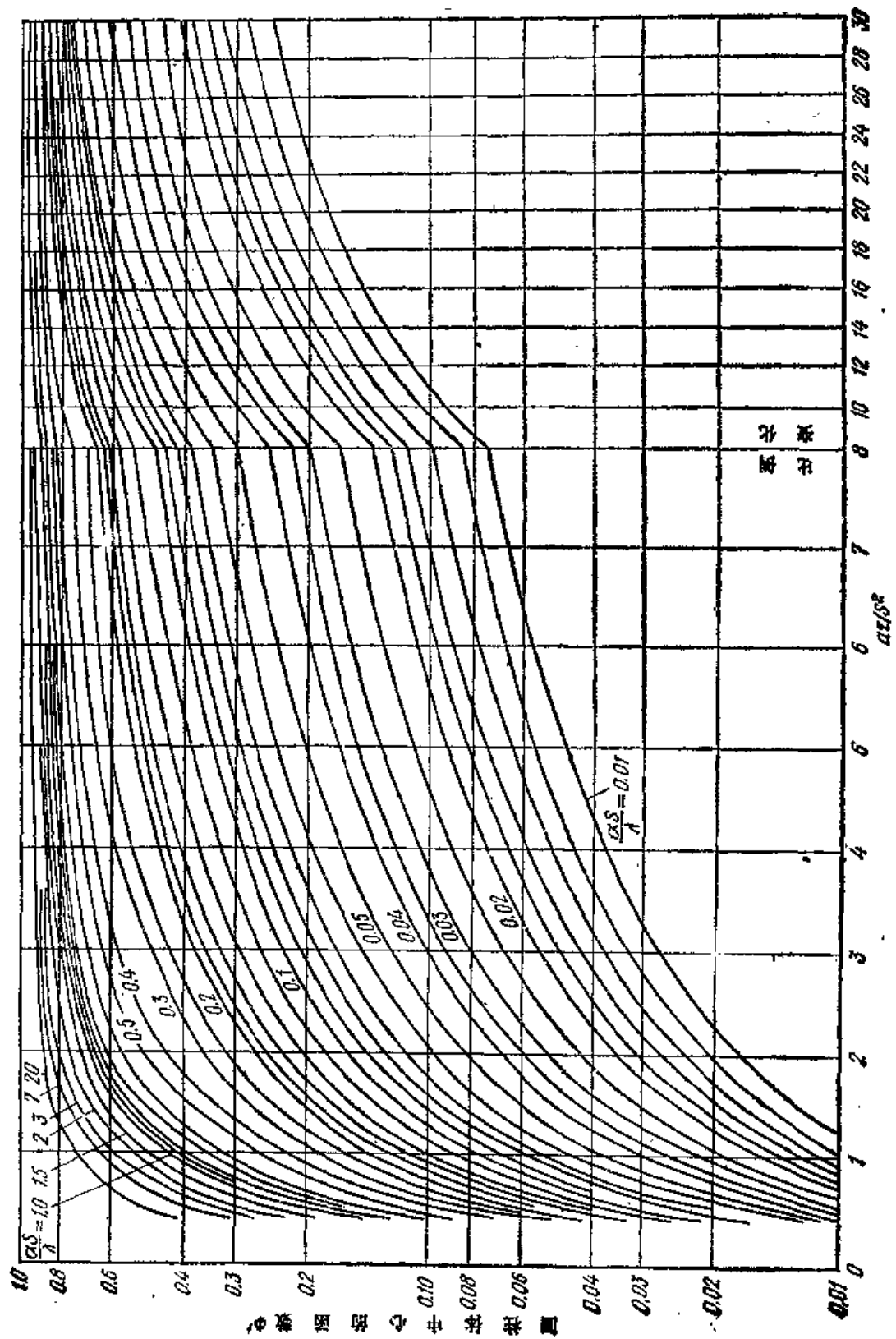


图 I-41 周围介质温度呈线性变化时圆柱棒中心 ($\alpha/S=0$) 的函数 Φ'

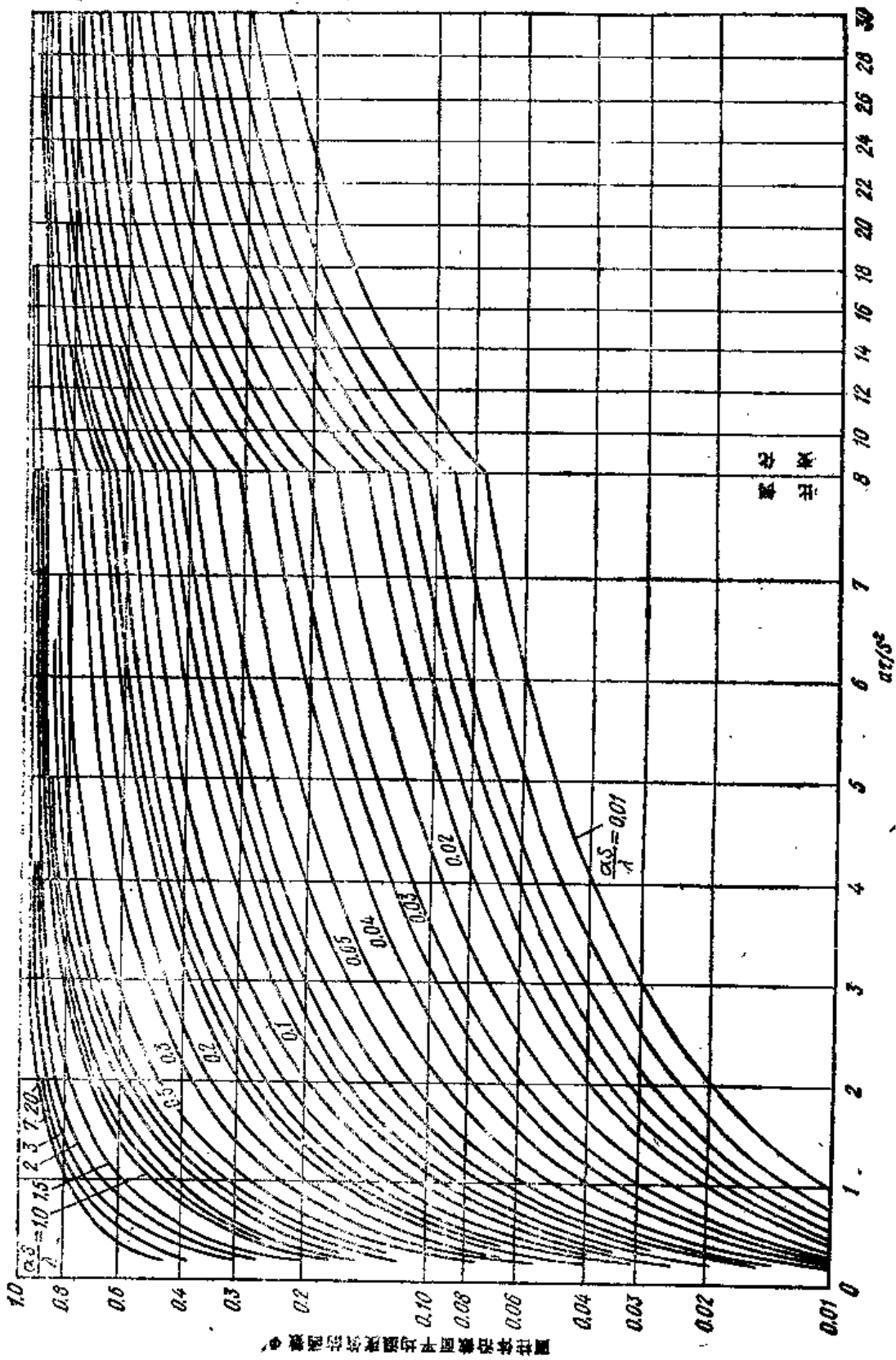


图 1-42 周围介质温度呈线性变化时圆柱体温度沿截面平均值的函数 Φ

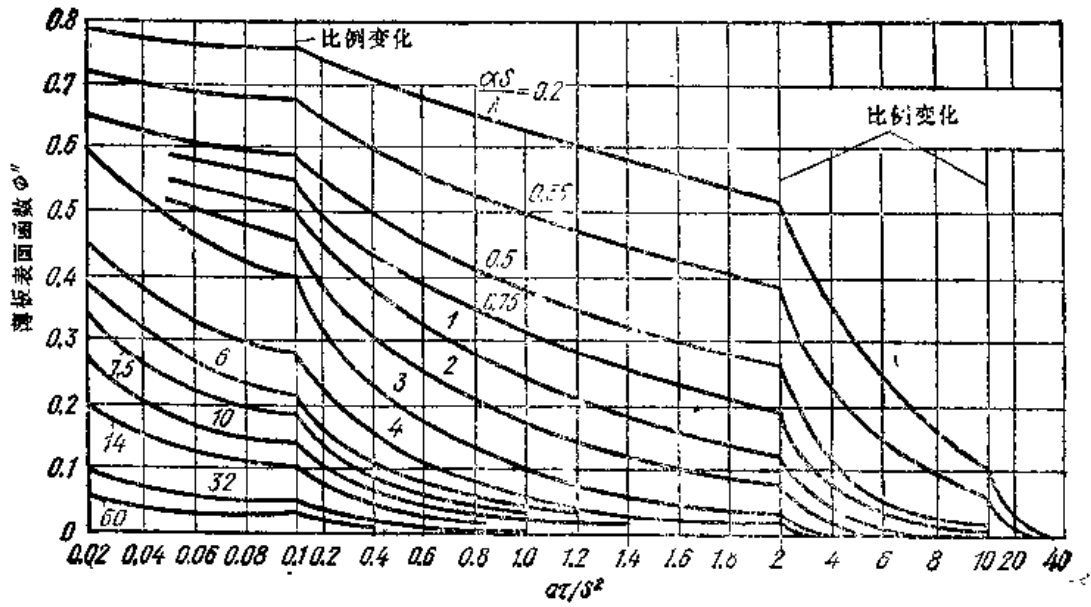


图 I-43 初始温度呈抛物线分布时薄板表面 ($x/S=1$) 的函数 Φ''

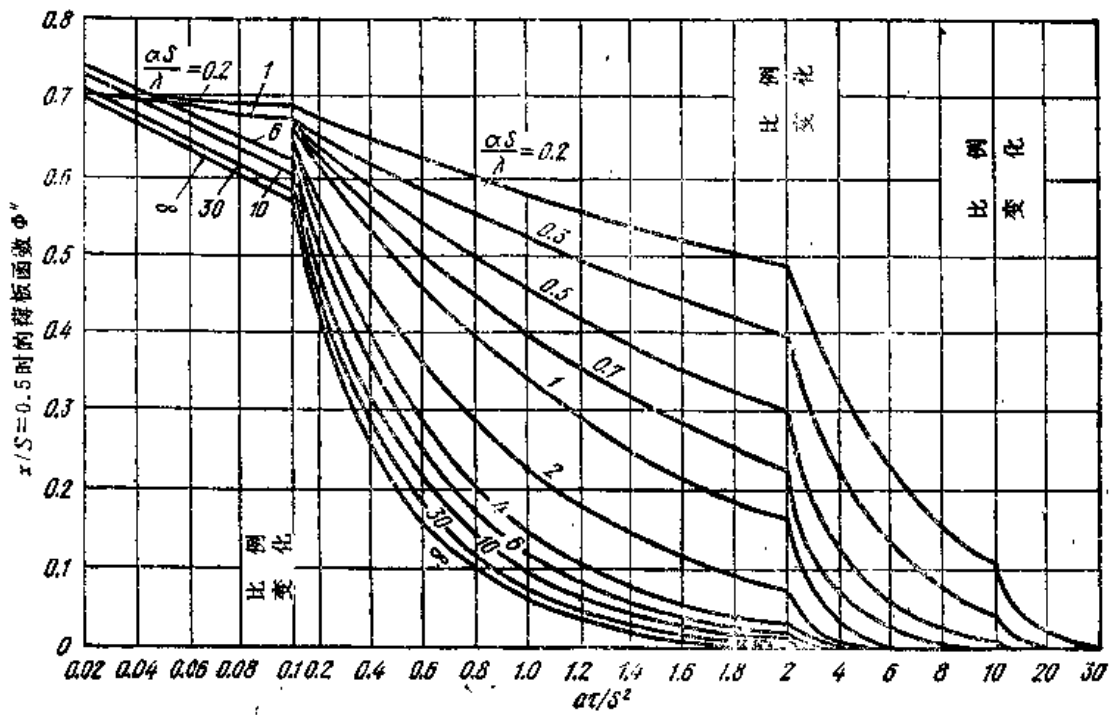


图 I-44 初始温度呈抛物线分布时薄板 ($x/S=0.5$) 的函数 Φ''

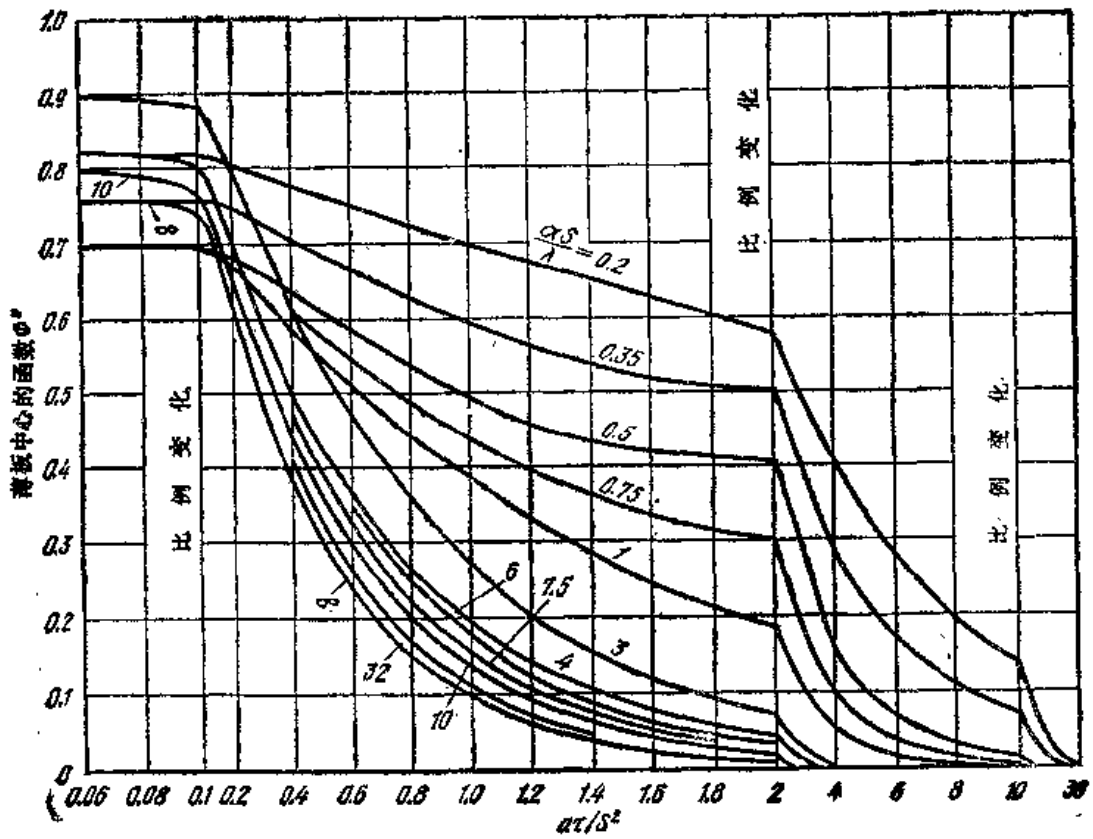


图 I-45 初始温度呈抛物线分布时薄板中心 ($x/S=0$) 的函数 Φ''

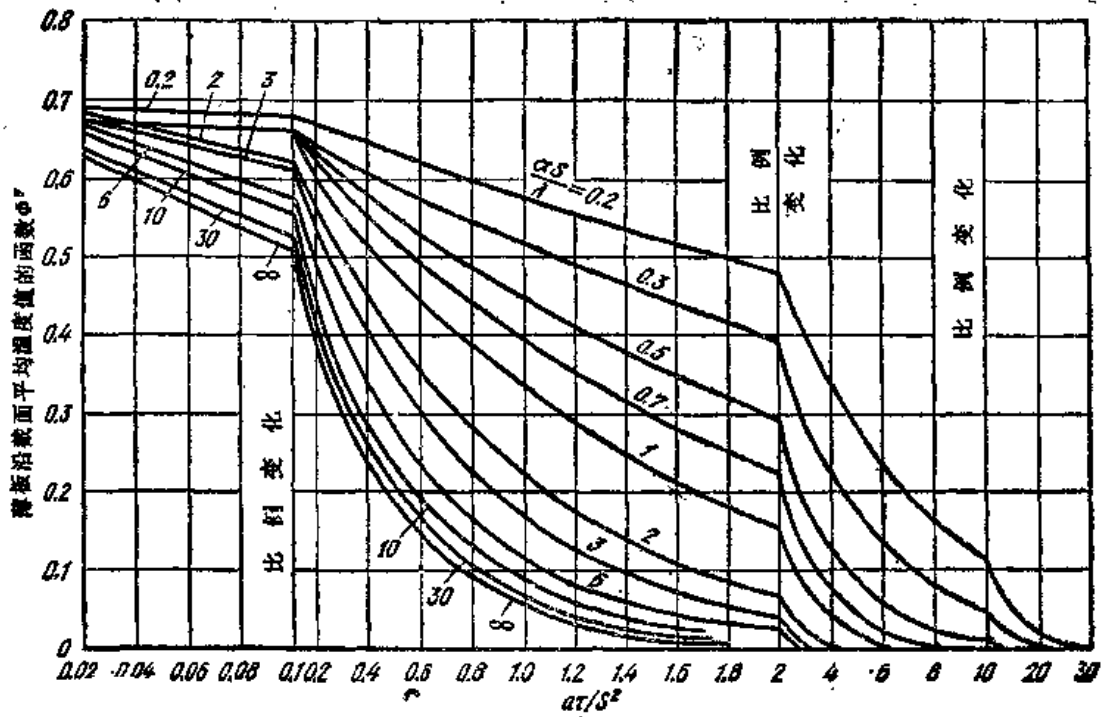


图 I-46 初始温度呈抛物线分布时薄板温度沿截面平均值的函数 Φ''

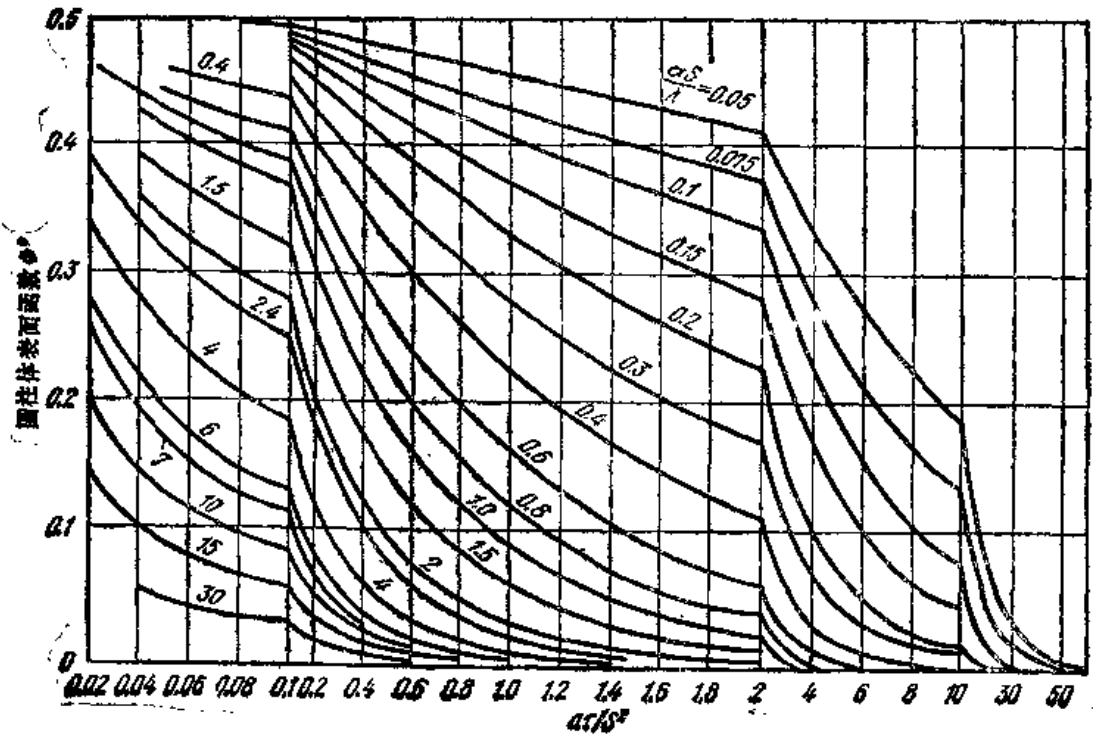


图 I-47 初始温度呈抛物线分布时圆柱表面 ($x/S=1$) 的函数 Φ''

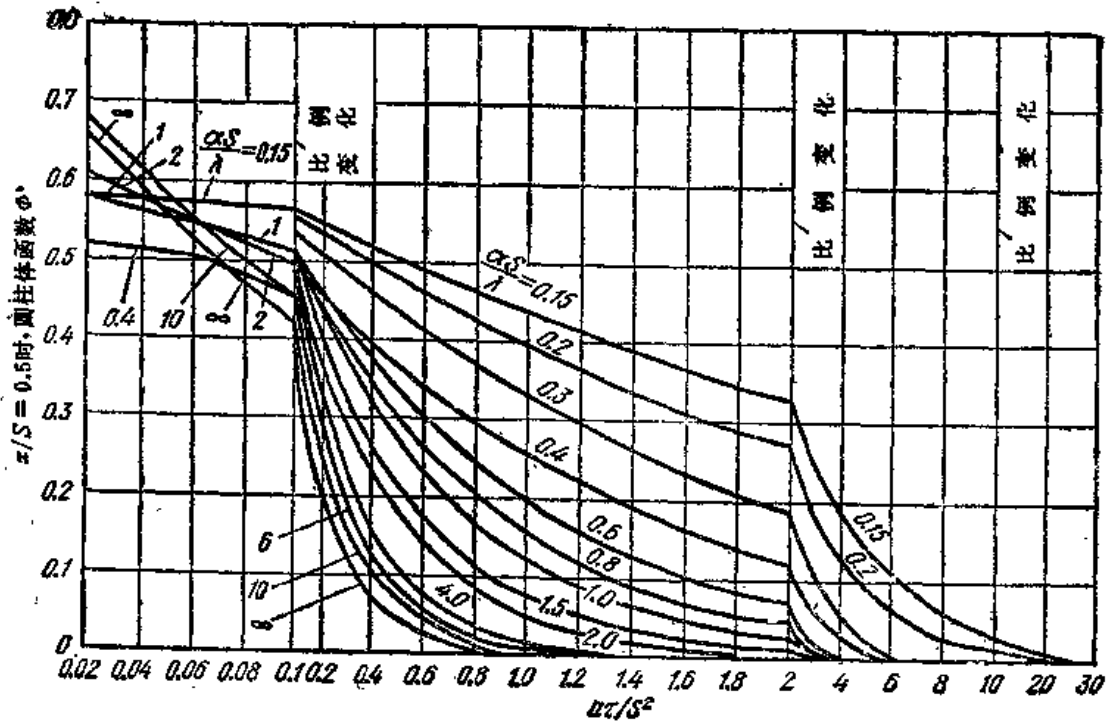


图 I-48 初始温度呈抛物线分布时圆柱体 ($x/S=0.5$) 的函数 Φ''

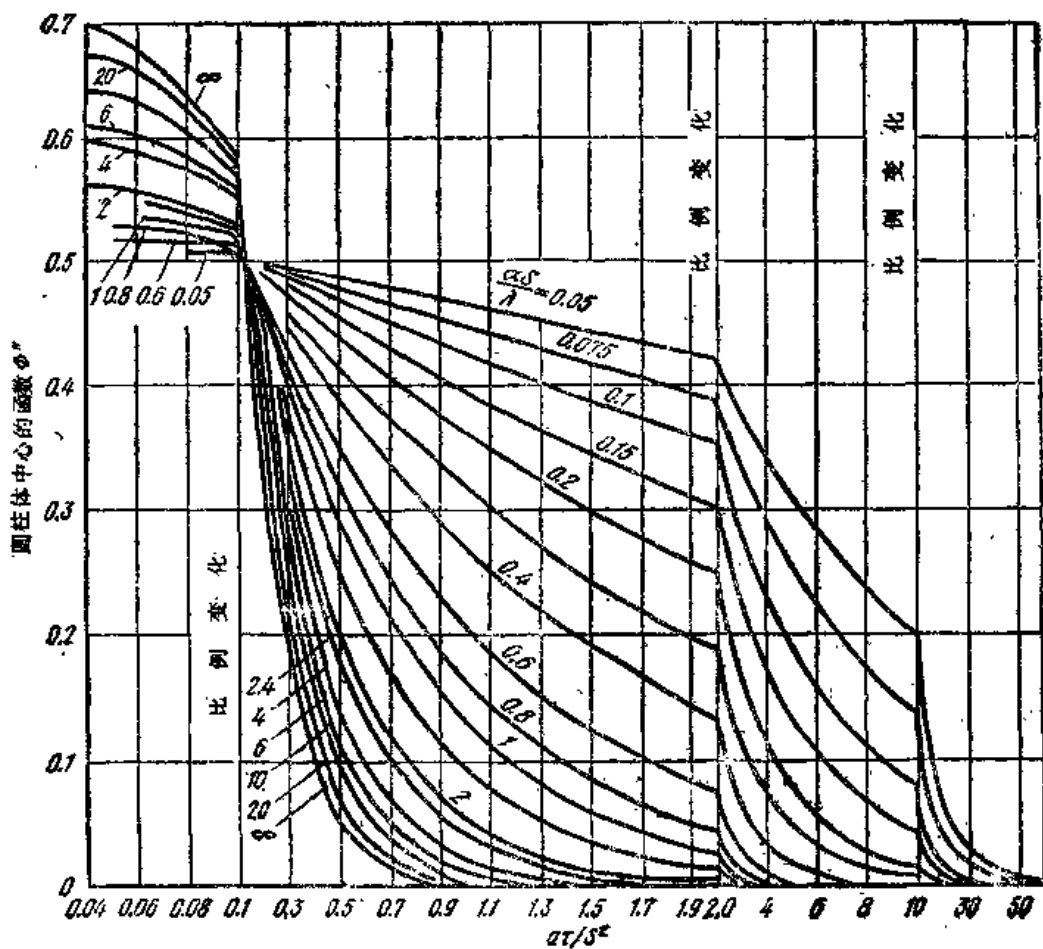


图 I-49 初始温度呈抛物线分布时圆柱体中心 ($x/S=0$) 的函数 Φ''

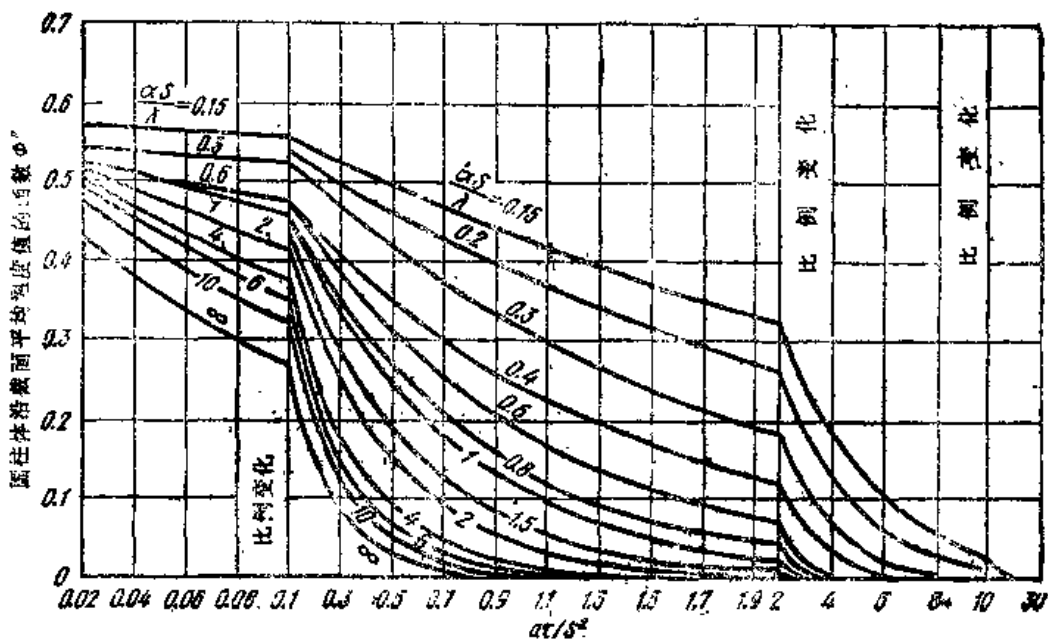


图 I-50 初始温度呈抛物线分布时圆柱体温度沿截面平均值的函数 Φ''

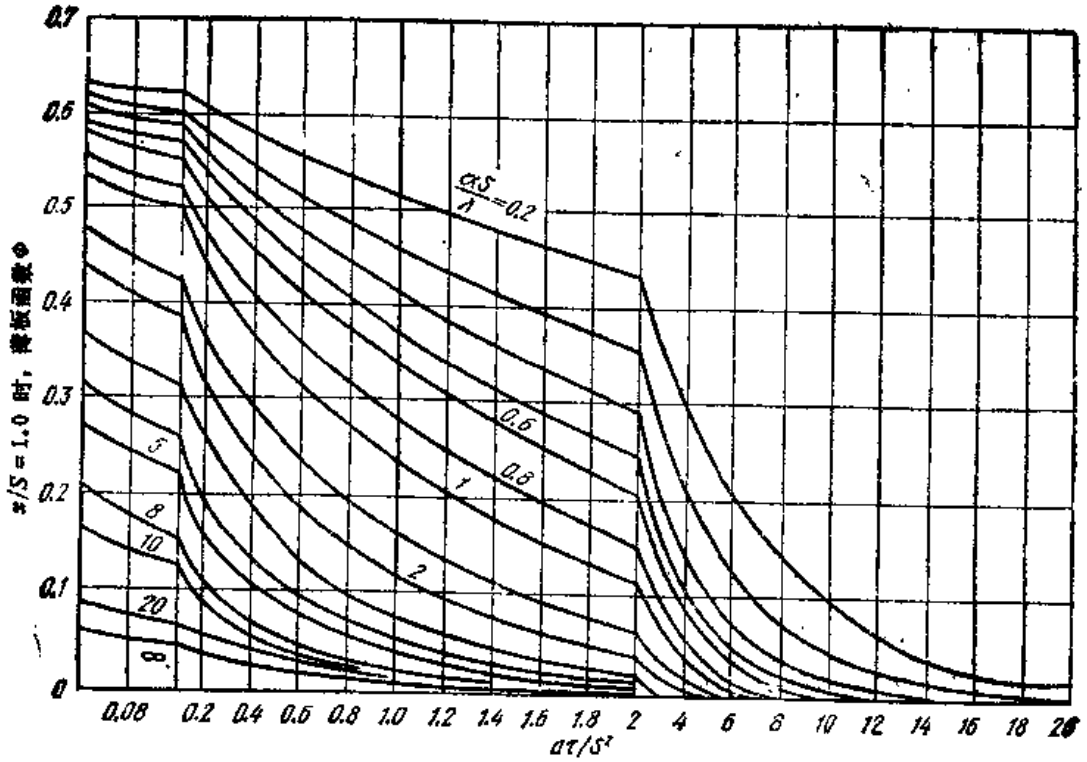


图 I-51 初始温度呈抛物线分布且随后单面加热时，被加热薄板表面 ($x/S=1$) 的函数 Φ'''

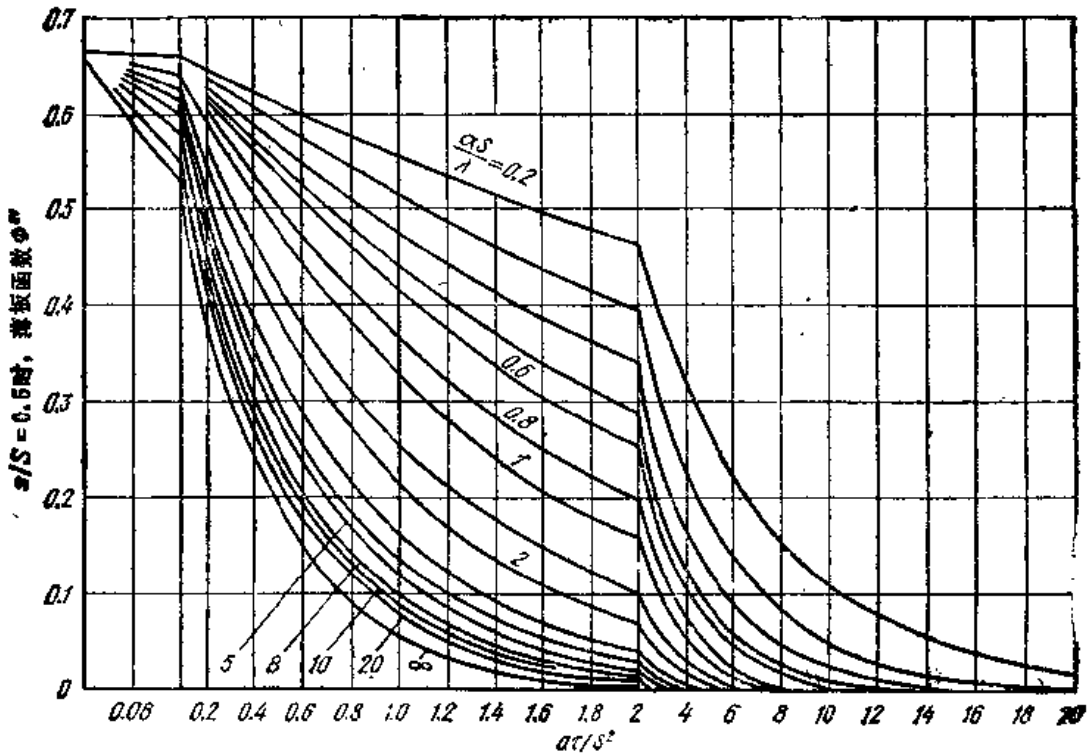


图 I-52 初始温度呈抛物线分布且随后单面加热时，薄板中心 ($x/S=0.5$) 的函数 Φ'''

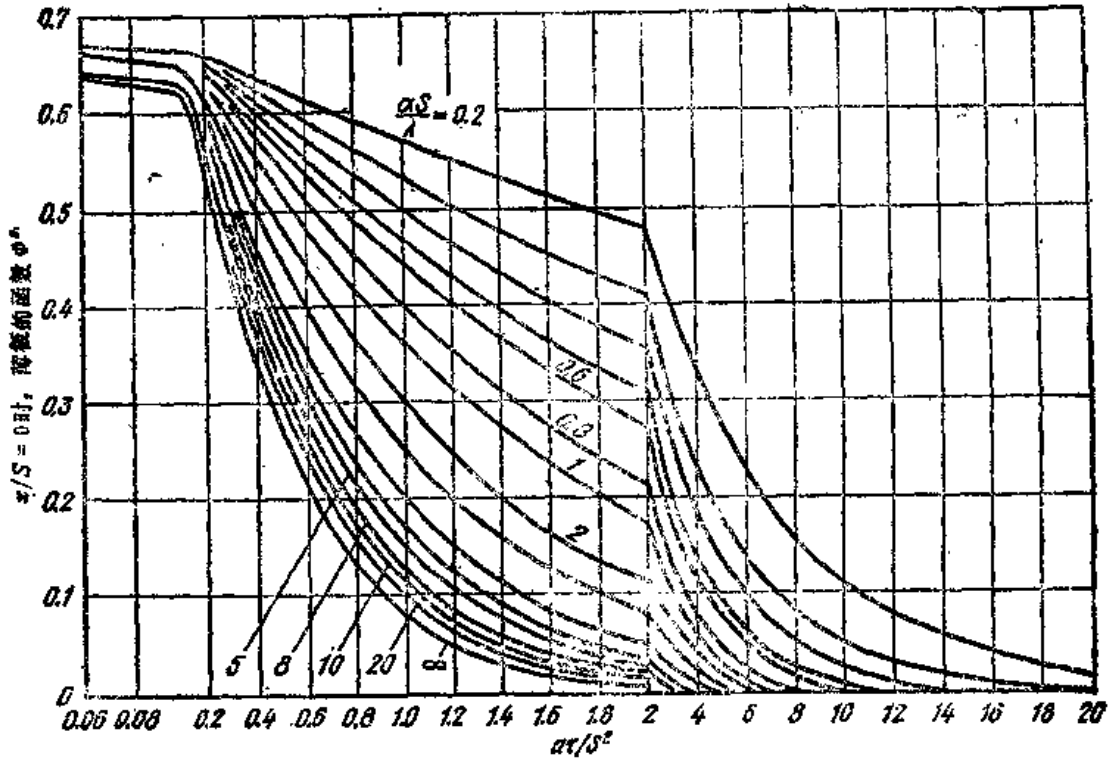


图 I-53 初始温度呈抛物线分布和随后单面加热时, 薄板 ($x/S=0$) 未被加热表面的函数 Φ''

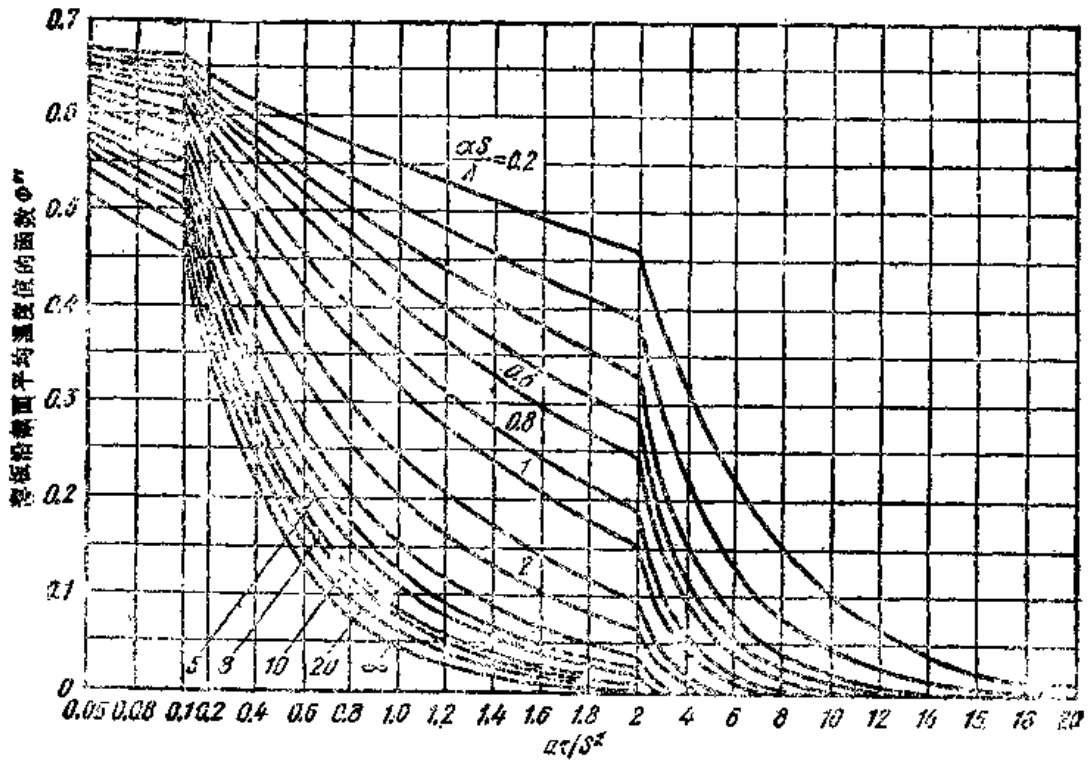


图 I-54 初始温度呈抛物线分布和随后单面加热时, 薄板温度沿截面平均温度值的函数 Φ'''

附录 I 燃料及其燃烧

燃料完全燃烧计算 (表 II-1, 图 II-1~图 II-42)

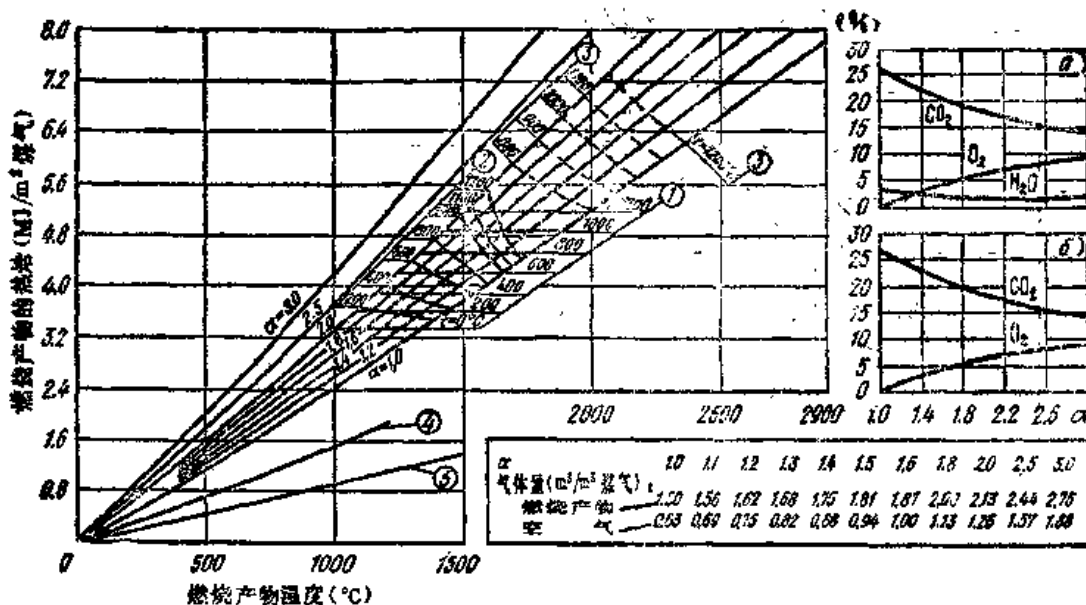


图 I-1 $Q_d = 3.35 \text{ MJ/m}^3$ 高炉煤气的燃烧计算图

α —湿燃烧产物成分 β —干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 2—燃烧热量计温度与预热空气的关系 3—燃烧热量计温度与煤气及空气预热到同样温度的关系 4— 1 m^3 煤气的热焓 5— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

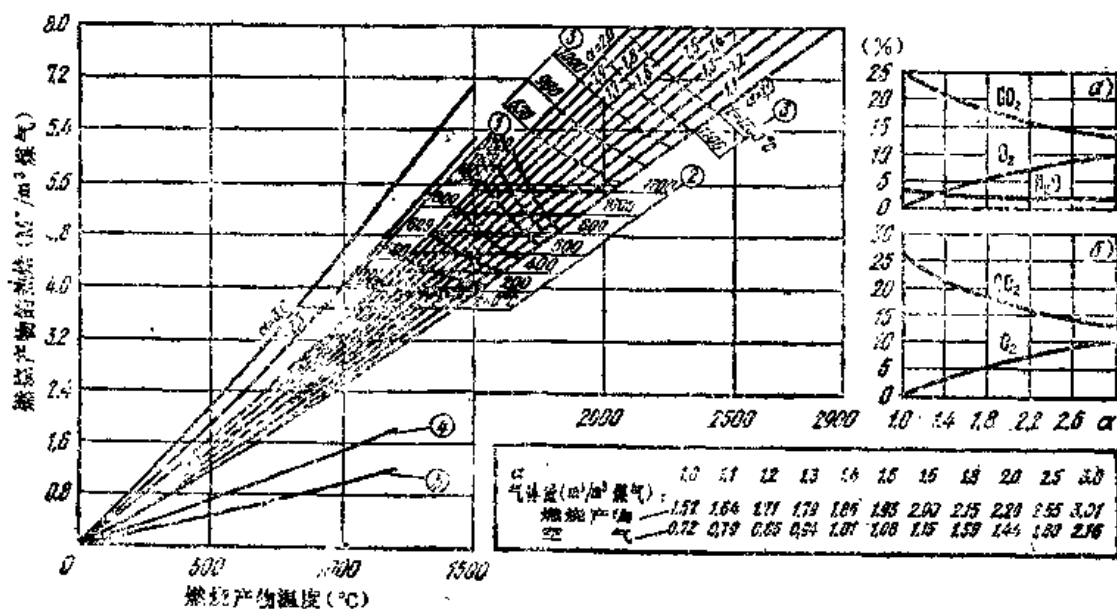


图 I-2 $Q_d = 3.72 \text{ MJ/m}^3$ 高炉煤气燃烧计算图

α —湿燃烧产物成分 β —干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与煤气及空气预热到同样温度的关系 4— 1 m^3 煤气的热焓 5— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

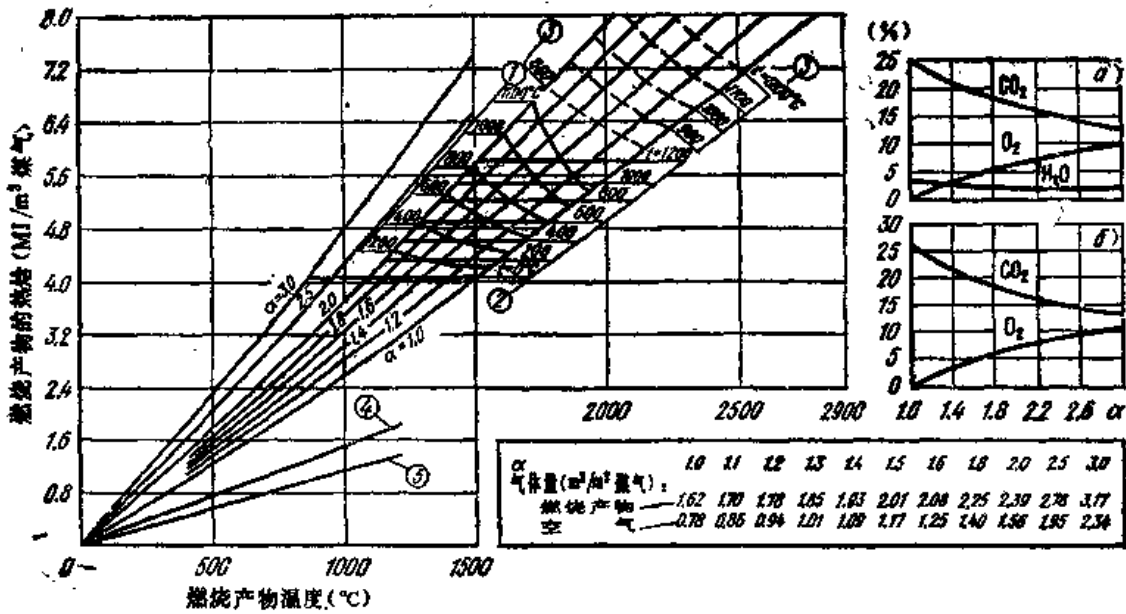


图 I-3 $Q_p = 4.10 MJ/m^3$ 高炉煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与煤气及空气预热到同样温度的关系 4— $1m^3$ 煤气的热焓 5— $\alpha=1.0$ 时 $1m^3$ 煤气进行燃烧时空气的热焓

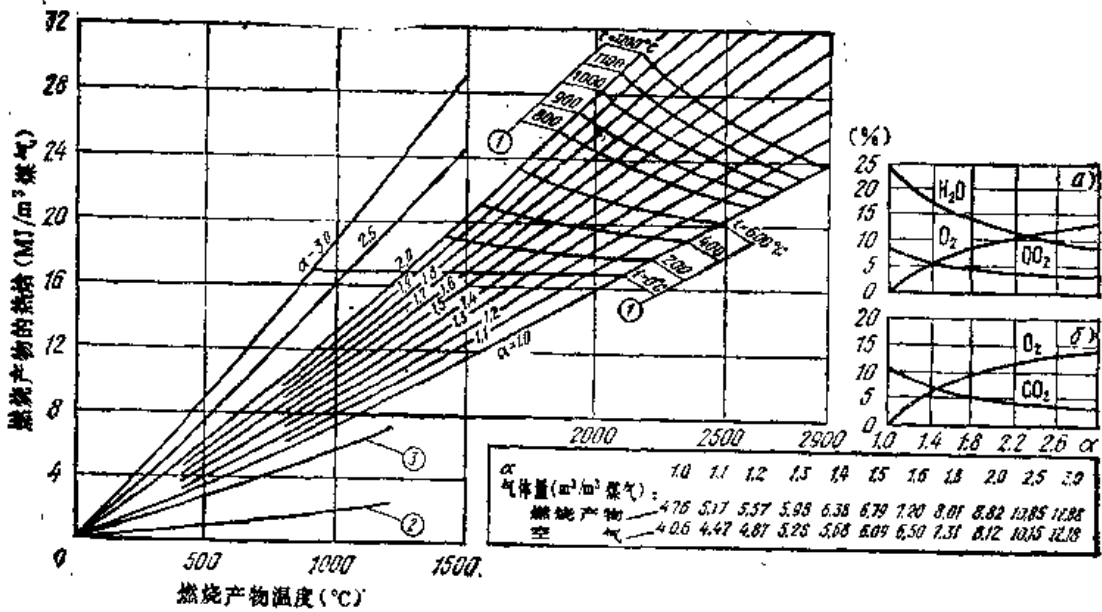


图 I-4 $Q_p = 17.10 MJ/m^3$ 焦炉煤气的燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— $1m^3$ 煤气的热焓 3— $\alpha=1.0$ 时 $1m^3$ 煤气进行燃烧时空气的热焓

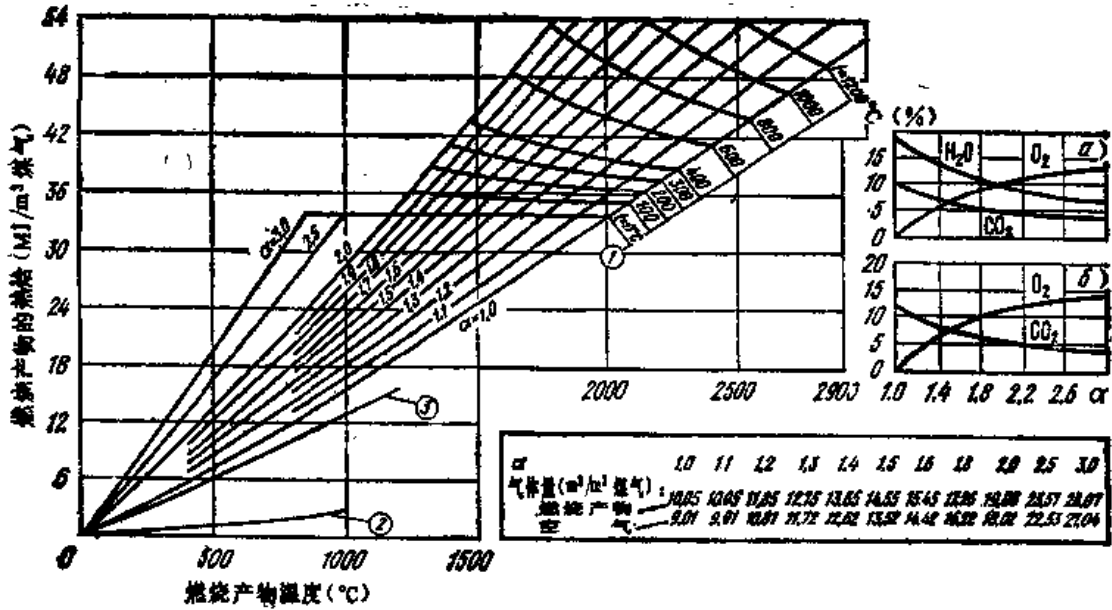


图 I-5 $Q_p = 34.0 \text{ MJ/m}^3$ 天然气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 δ—干燃烧产物成分
 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

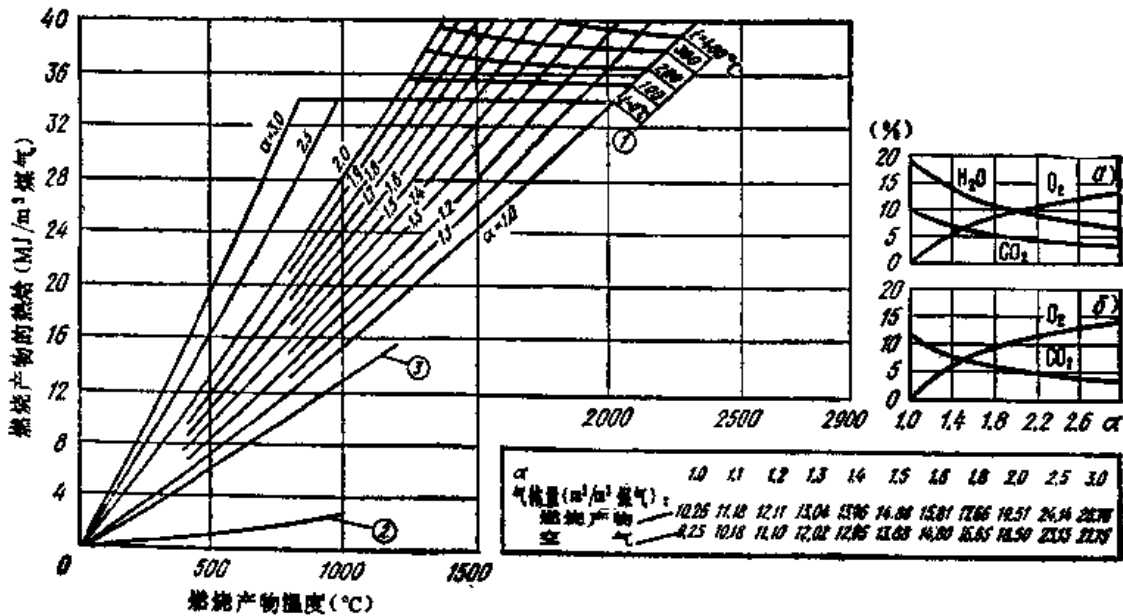


图 I-6 $Q_p = 35.0 \text{ MJ/m}^3$ 天然气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 δ—干燃烧产物成分
 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

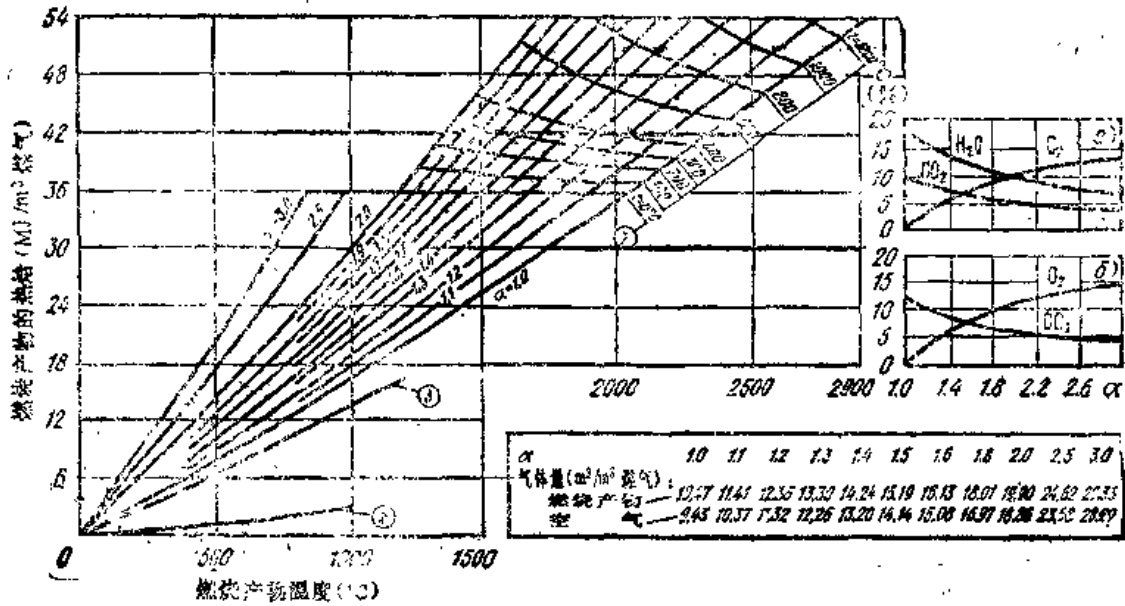


图 I-7 $Q_R = 36.5 \text{ MJ/m}^3$ 天然气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—1m³ 煤气的热值 3— $\alpha = 1.0$ 时 1m³ 煤气进行燃烧时空气的热值

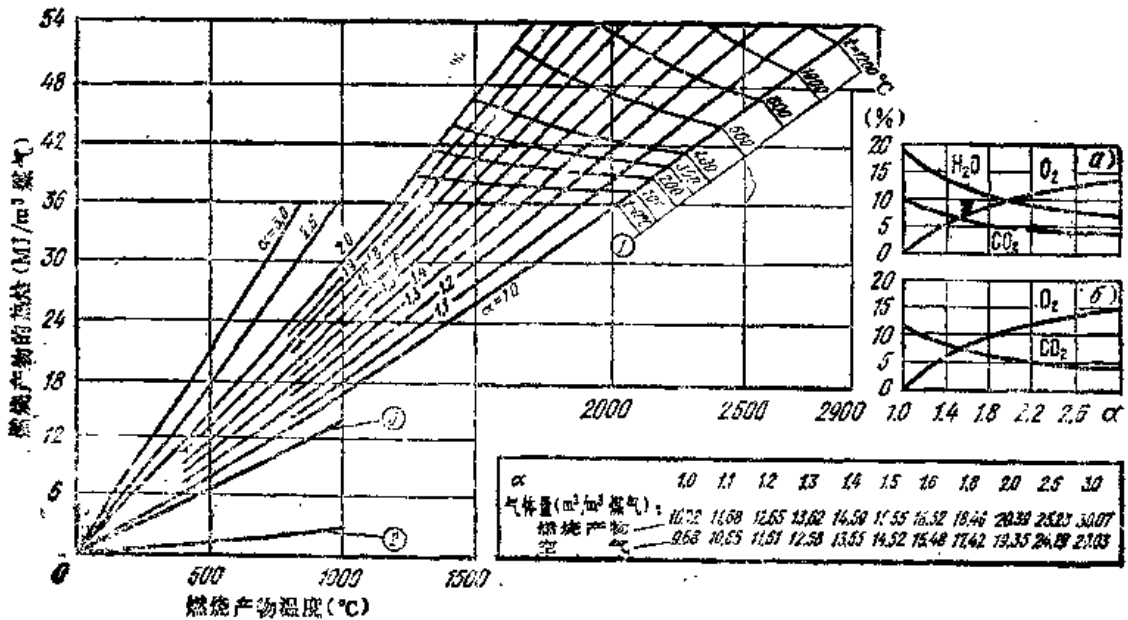


图 I-8 $Q_R = 36.5 \text{ MJ/m}^3$ 天然气燃烧计算图

a—湿燃烧产物的成分 b—干燃烧产物的成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—1m³ 煤气的热值 3— $\alpha = 1.0$ 时 1m³ 煤气进行燃烧时空气的热值

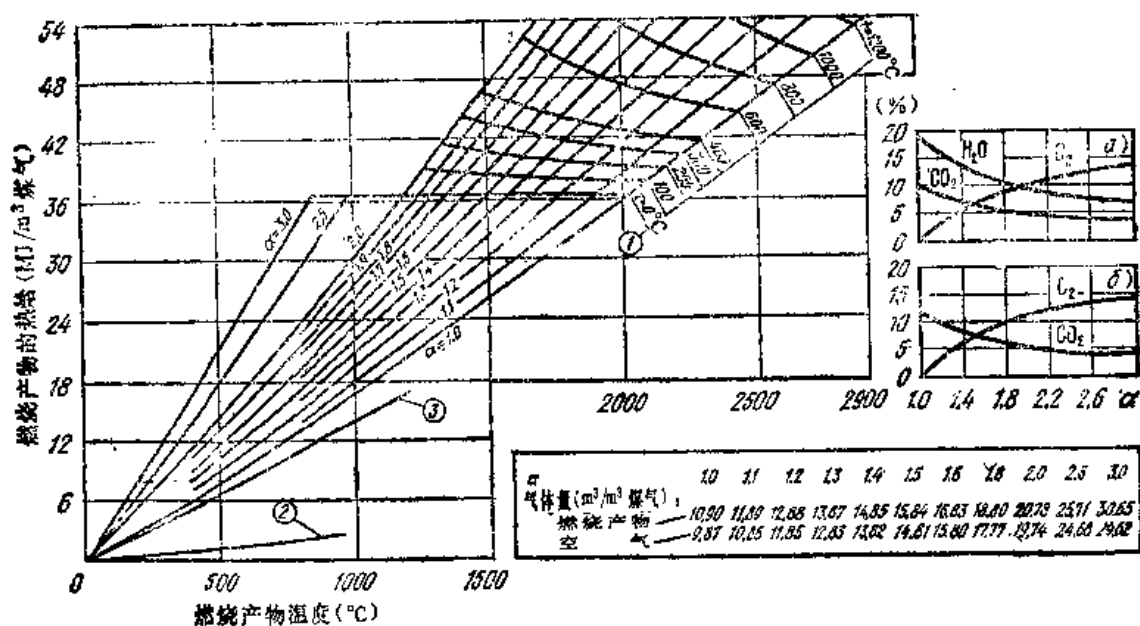


图 I-9 $Q_p = 37.2 \text{ MJ/m}^3$ 天然气燃烧计算图

a—湿燃烧产物的成分 6—干燃烧产物的成分
 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1m^3 煤气的热焓 3— $\alpha=1.0$ 时 1m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

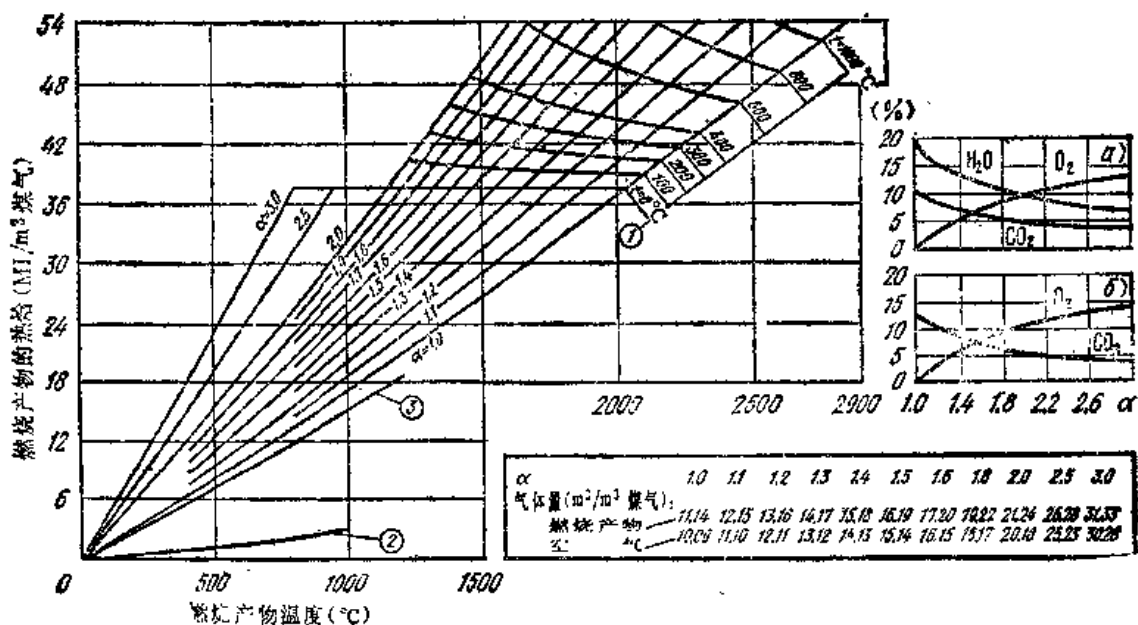


图 I-10 $Q_p = 38.1 \text{ MJ/m}^3$ 天然气燃烧计算图

a—湿燃烧产物的成分 6—干燃烧产物的成分
 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1m^3 煤气的热焓 3— $\alpha=1.0$ 时 1m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

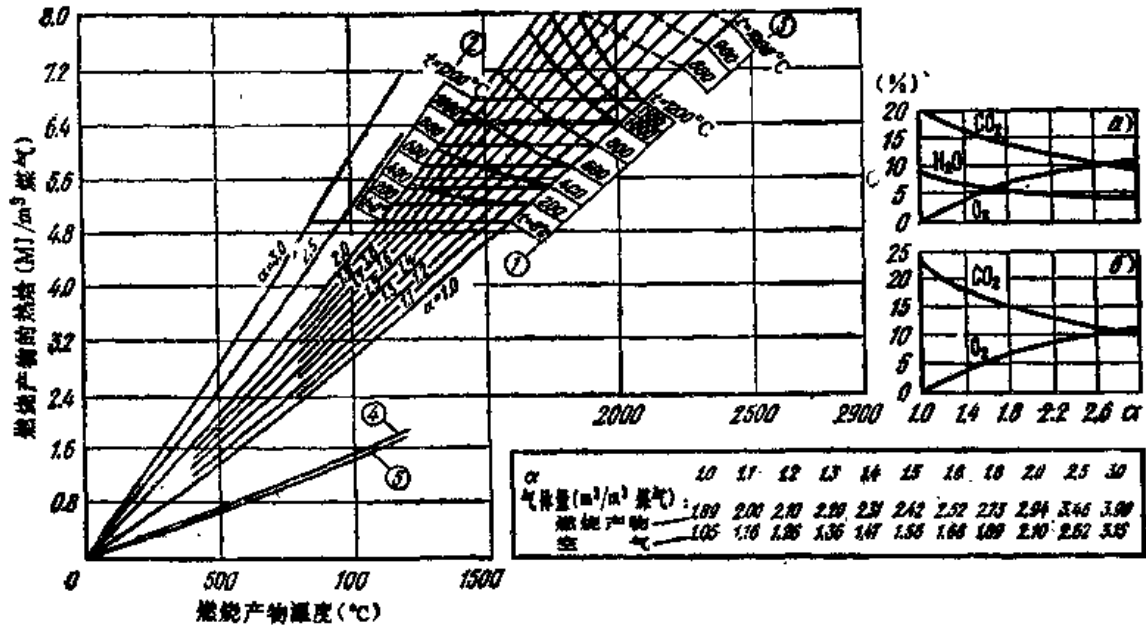


图 I-11 $Q_p = 5.05 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

- 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与煤气和空气预热到同样温度的关系 4—1m³煤气的热焓 5— $\alpha = 1.0$ 时1m³煤气进行燃烧时空气的热焓

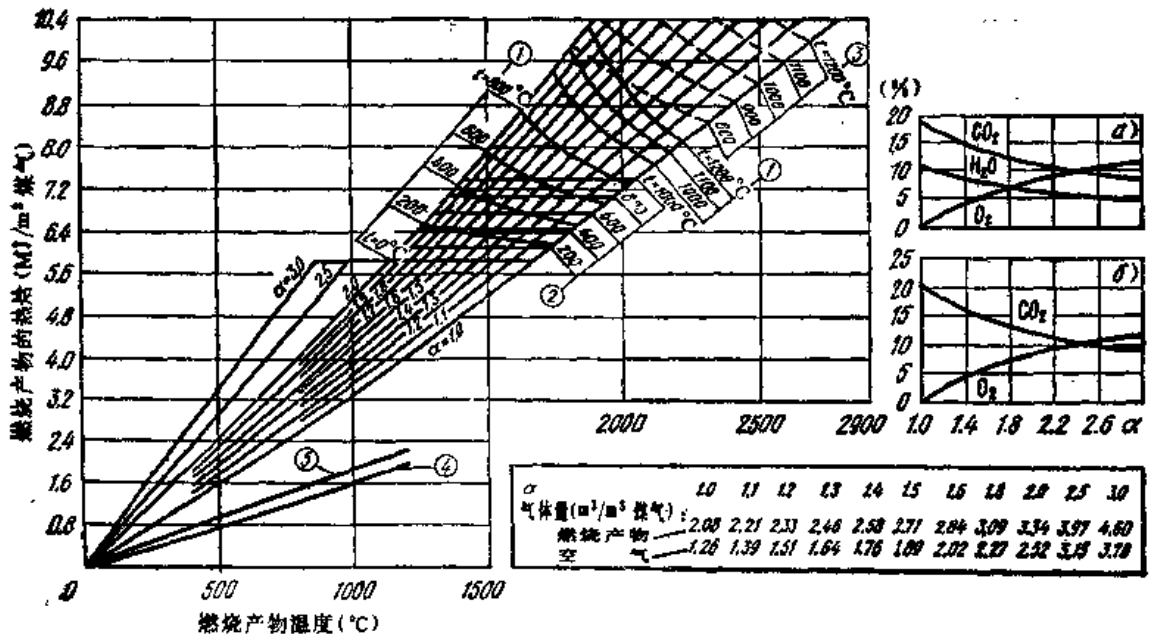


图 I-12 $Q_p = 5.85 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

- 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与空气和煤气预热到同样温度的关系 4—1m³煤气的热焓 5— $\alpha = 1.0$ 时1m³煤气进行燃烧时空气的热焓

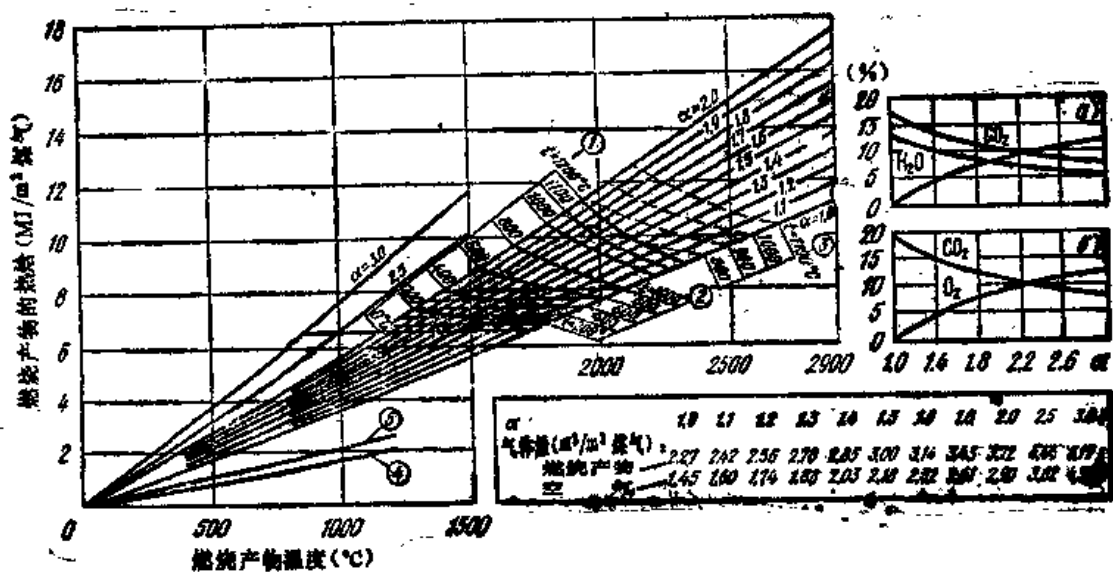


图 I-13 $Q_d = 6.65 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

α —湿燃烧产物成分 β —干燃烧产物成分
 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与空气和煤气预热到同样温度的关系 4— 1m^3 煤气的热值 5— $\alpha = 1.0$ 时 1m^3 煤气进行燃烧时空气的热值

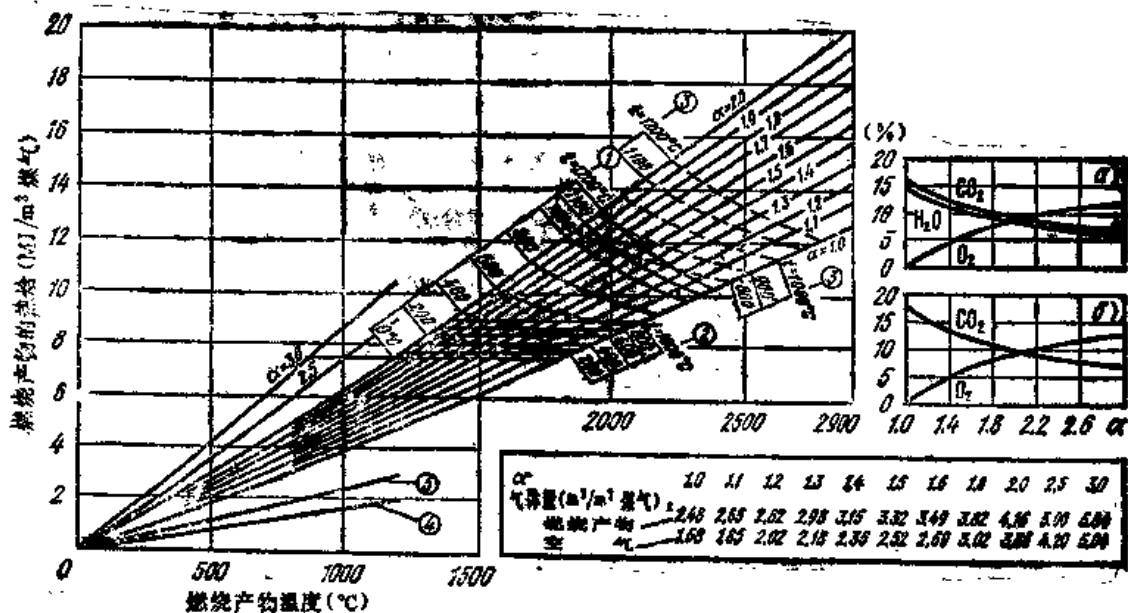


图 I-14 $Q_d = 7.55 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

α —湿燃烧产物成分 β —干燃烧产物成分
 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与空气和煤气预热到同样温度的关系 4— 1m^3 煤气的热值 5— $\alpha = 1.0$ 时 1m^3 煤气进行燃烧时空气的热值

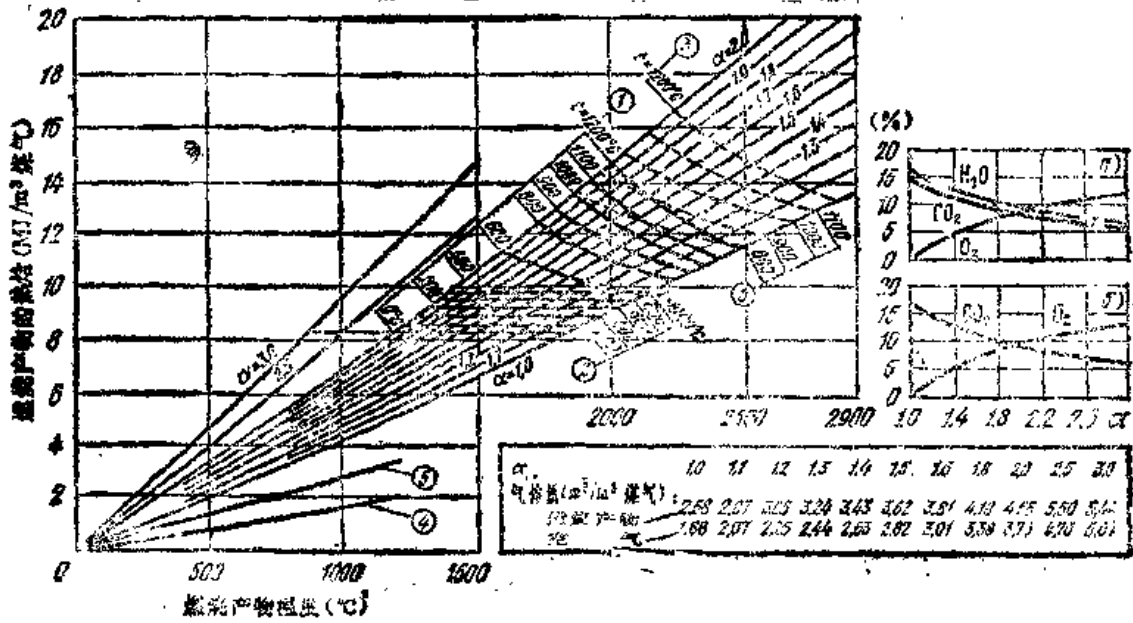


图 1-15 $Q_d = 8.40 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与空气和煤气预热到同样温度的关系 4—1m³煤气的热焓 5— $\alpha = 1.0$ 时1m³煤气进行燃烧时空气的热焓

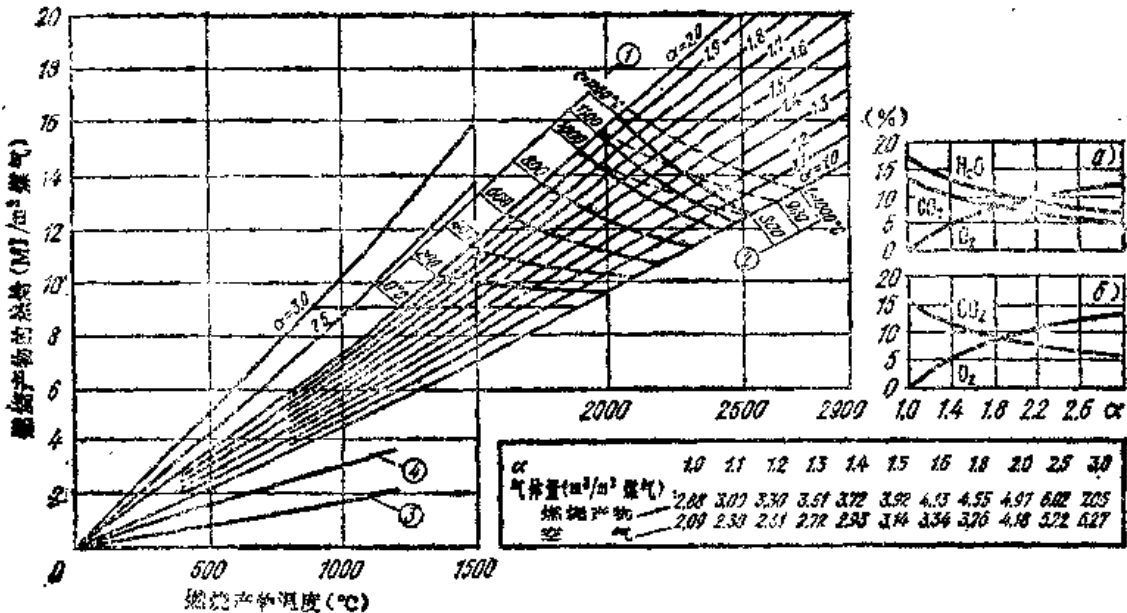


图 1-16 $Q_d = 9.20 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与空气和煤气预热到同样温度的关系 4—1m³煤气的热焓 5— $\alpha = 1.0$ 时1m³煤气进行燃烧时空气的热焓

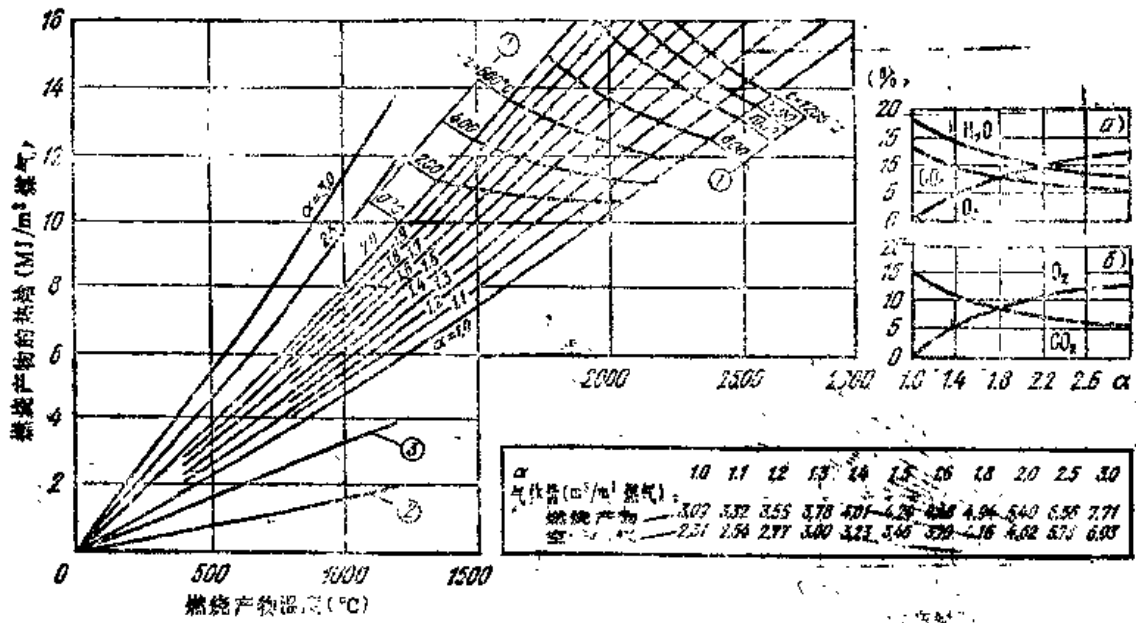


图 I-17 $Q_p = 10.10 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

α —湿燃烧产物成分 β —干燃烧产物成分

1—燃烧热计量温度与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

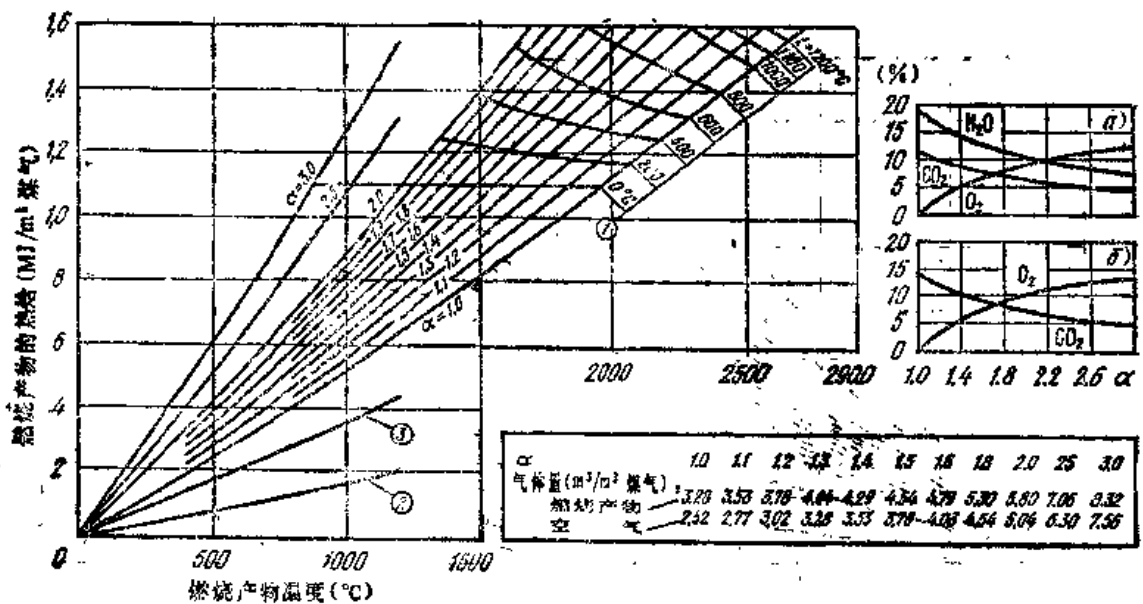


图 I-18 $Q_p = 10.90 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

α —湿燃烧产物成分 β —干燃烧产物成分

1—燃烧热计量温度与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

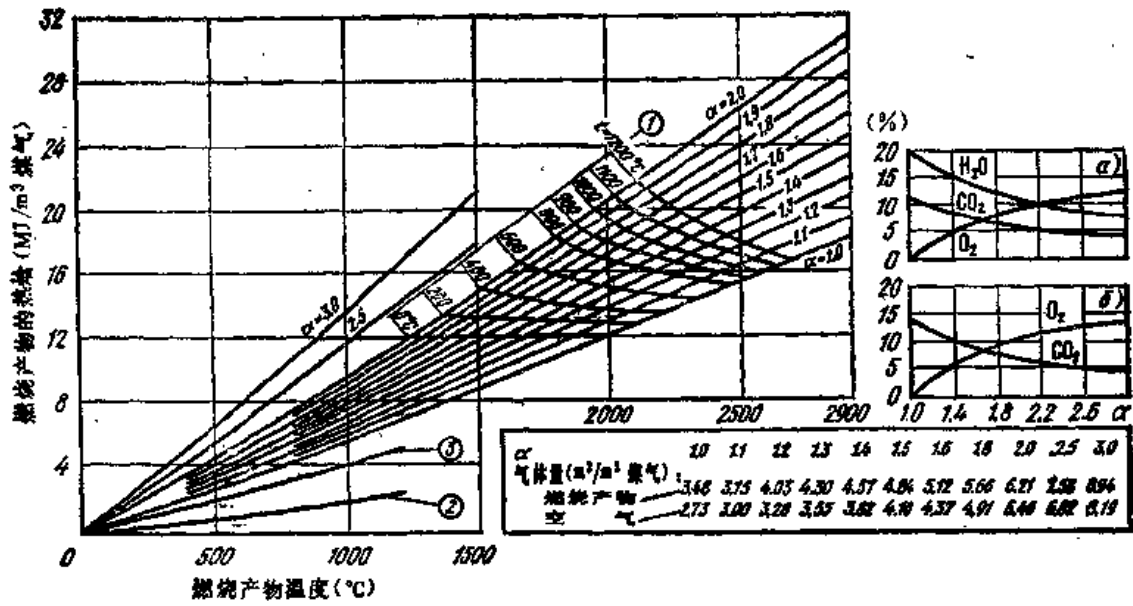


图 I-19 $Q_p^0 = 11.75 MJ/m^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 δ —干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— $1m^3$ 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 $1m^3$ 煤气进行燃烧时空气的热焓

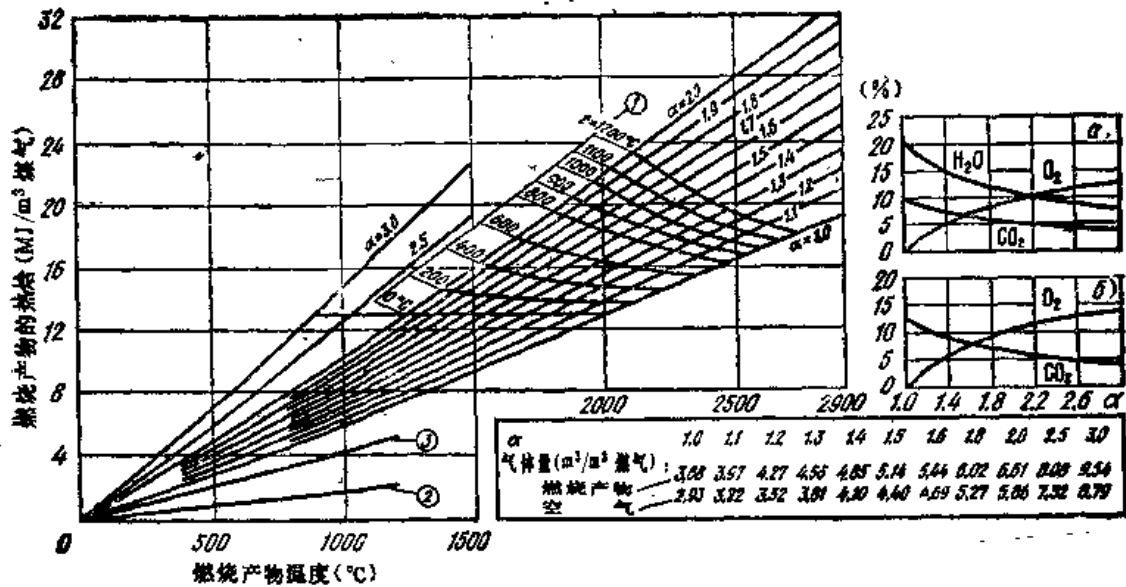


图 I-20 $Q_p^0 = 12.55 MJ/m^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 δ —干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— $1m^3$ 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 $1m^3$ 煤气进行燃烧时空气的热焓

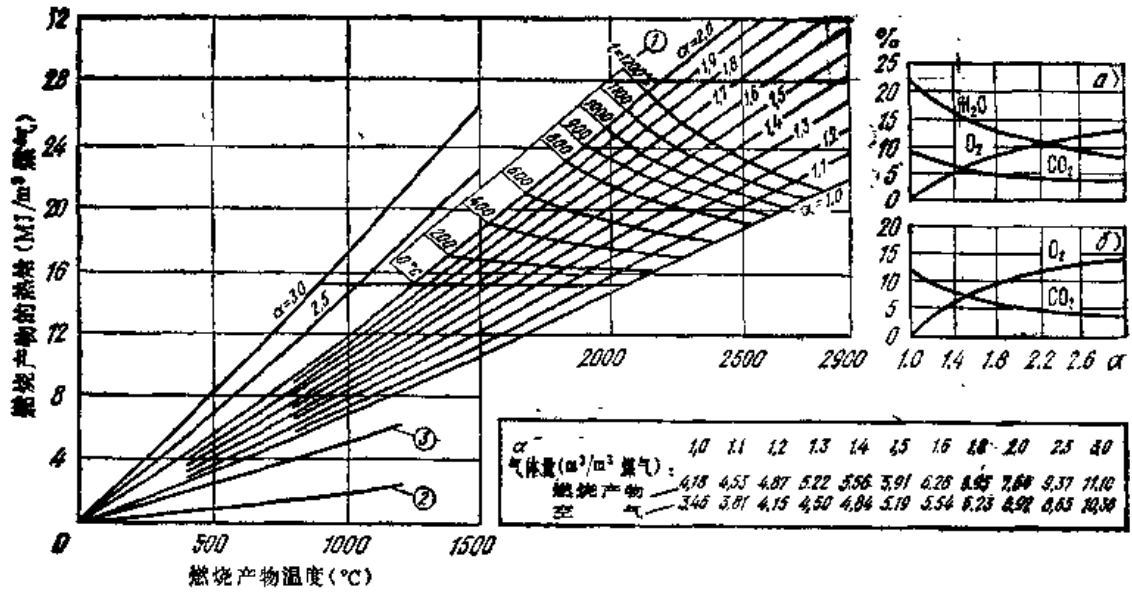


图 I-21 $Q_p^* = 14.65 \text{ MJ/m}^3$ 高炉和焦炉混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—1m³煤气的热焓 3— $\alpha=1.0$ 时1m³煤气进行燃烧时空气的热焓

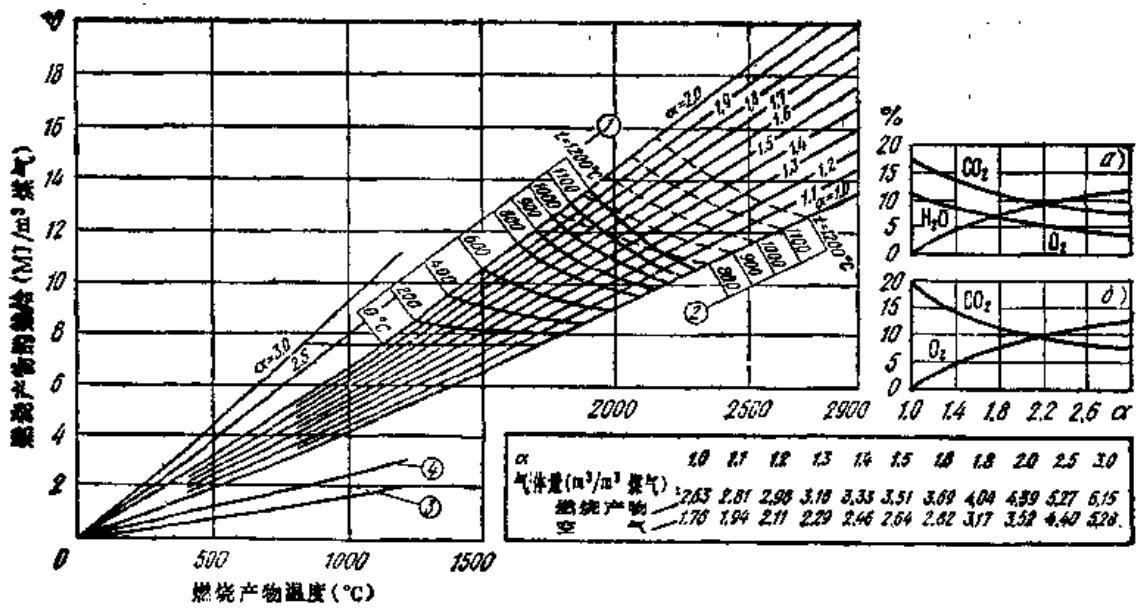


图 I-22 $Q_p^* = 7.55 \text{ MJ/m}^3$ 天然气和高炉煤气混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气和空气预热到同样温度的关系
3—1m³煤气的热焓 4— $\alpha=1.0$ 时1m³煤气进行燃烧时空气的热焓

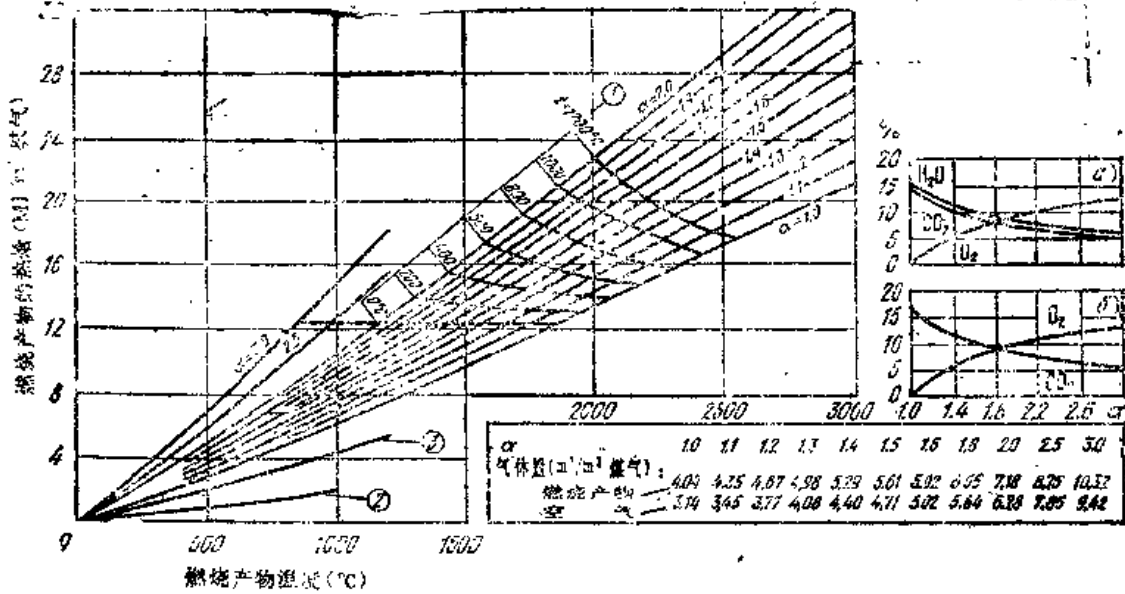


图 I-23 $Q_d = 12.55 MJ/m^3$ 天然气和高炉煤气混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— $1m^3$ 煤气的热值 3— $\alpha = 1.0$ 时 $1m^3$ 煤气进行燃烧时空气的热值

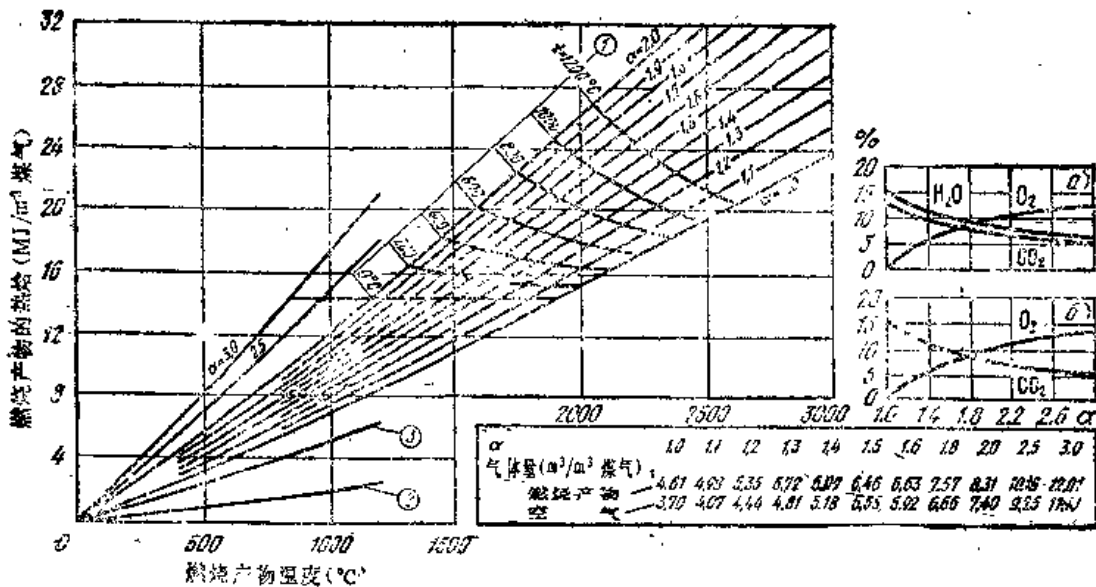


图 I-24 $Q_d = 11.65 MJ/m^3$ 天然气和高炉煤气混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— $1m^3$ 煤气的热值 3— $\alpha = 1.0$ 时 $1m^3$ 煤气进行燃烧时空气的热值

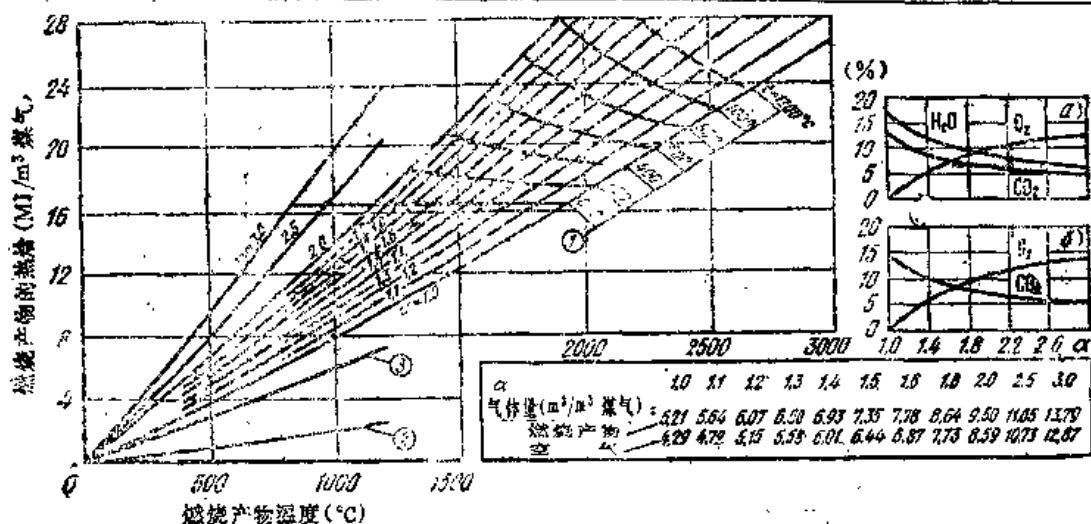


图 I-25

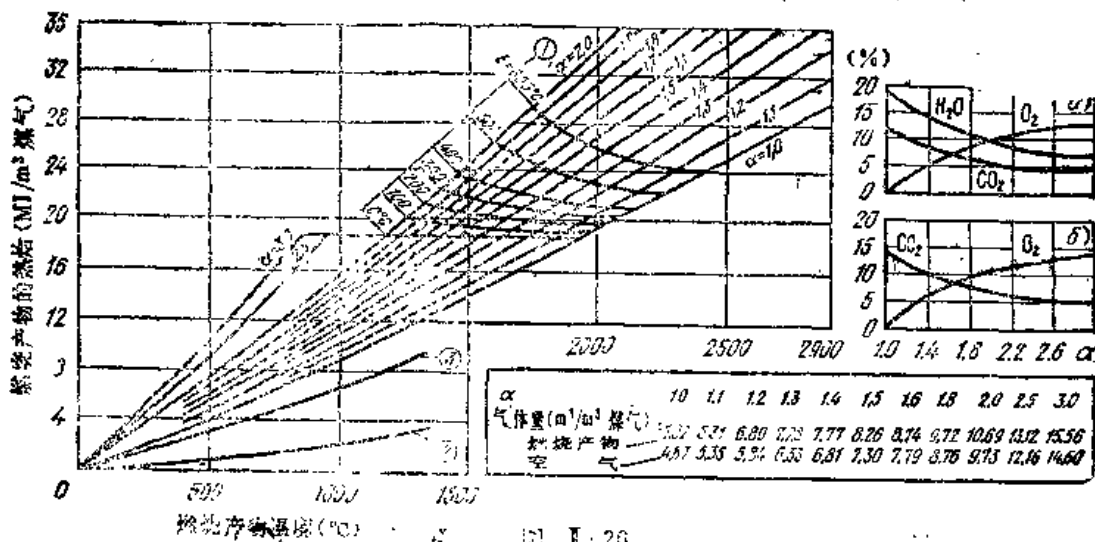


图 I-26

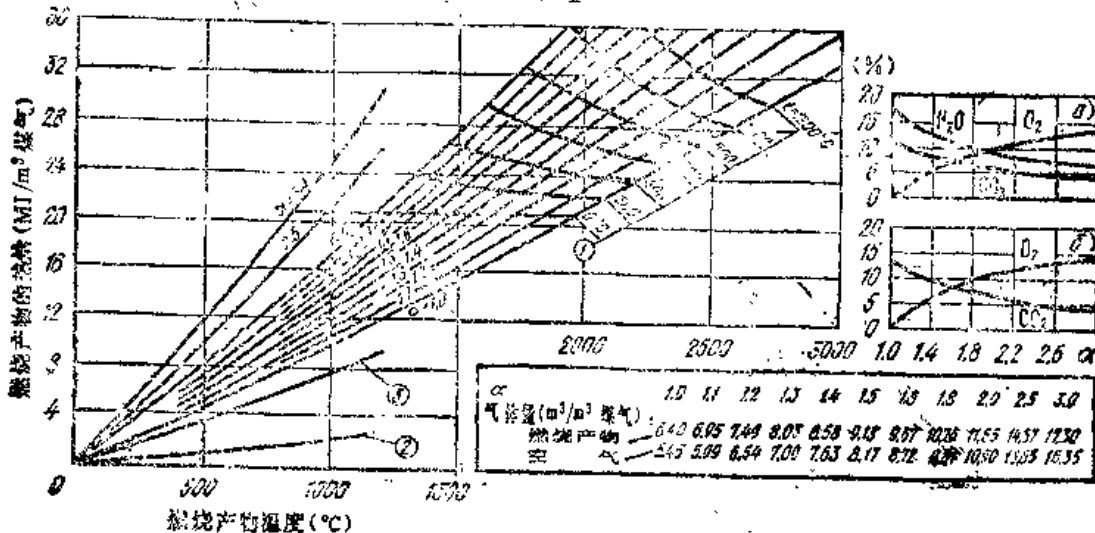


图 I-27

图 I-25 $Q_n = 16.7 \text{ MJ/m}^3$, 图 I-26 $Q_n = 18.8 \text{ MJ/m}^3$, 图 I-27 $Q_n = 21.0 \text{ MJ/m}^3$ 天然气和高炉煤气混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 G—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—1m³煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时1m³煤气进行燃烧时空气的热焓

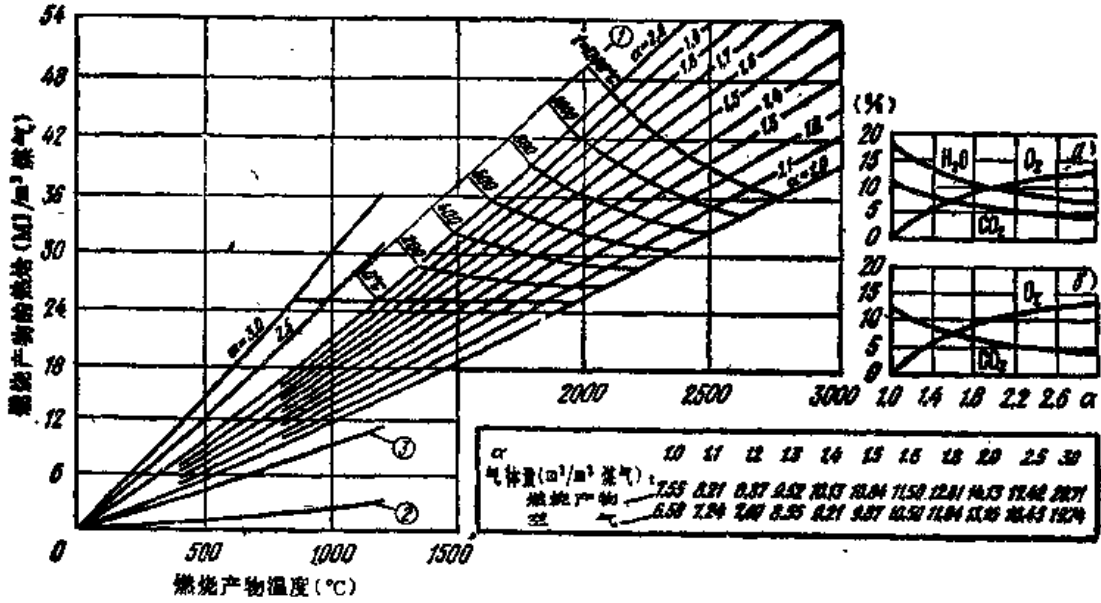


图 I-28 $Q_d = 25.1 \text{ MJ/m}^3$ 天然气和高炉煤气混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1m^3 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 1m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

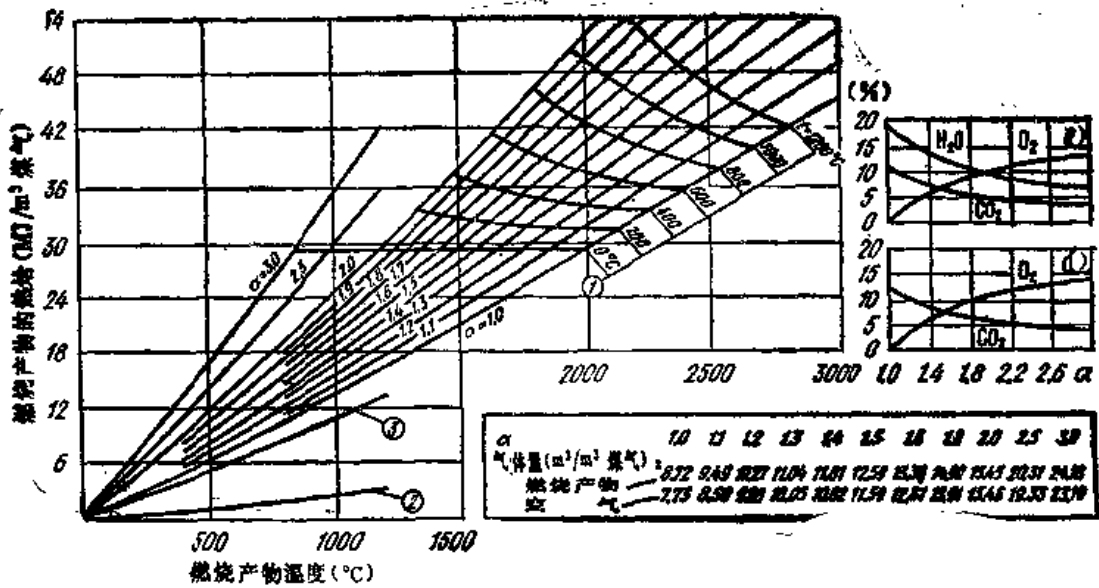


图 I-29 $Q_d = 29.3 \text{ MJ/m}^3$ 天然气和高炉煤气混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1m^3 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 1m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

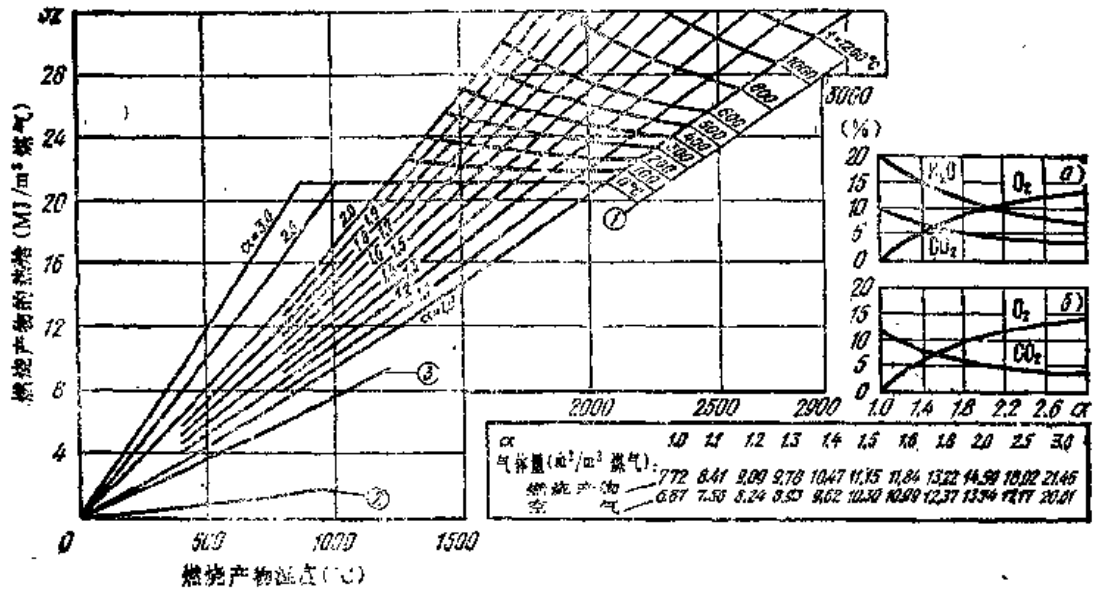


图 I-30 $Q_p = 26.85 \text{ MJ/m}^3$ 天然气和焦炉煤气混合煤气燃烧计算图

α —湿燃烧产物成分 β —干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

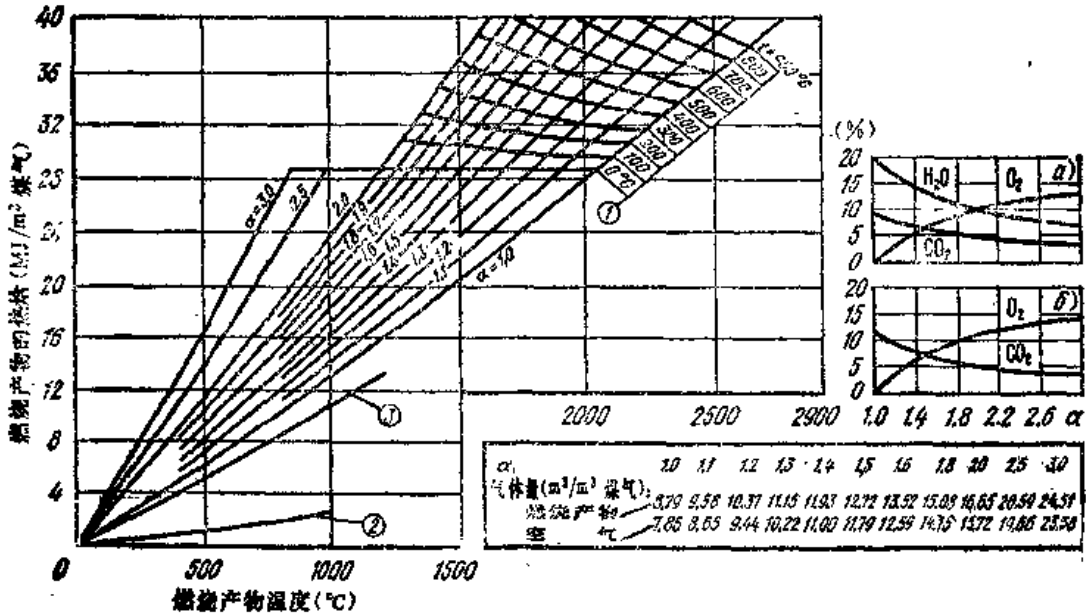


图 I-31 $Q_p = 30.20 \text{ MJ/m}^3$ 天然气和焦炉煤气混合煤气燃烧计算图

α —湿燃烧产物成分 β —干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热焓 3— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

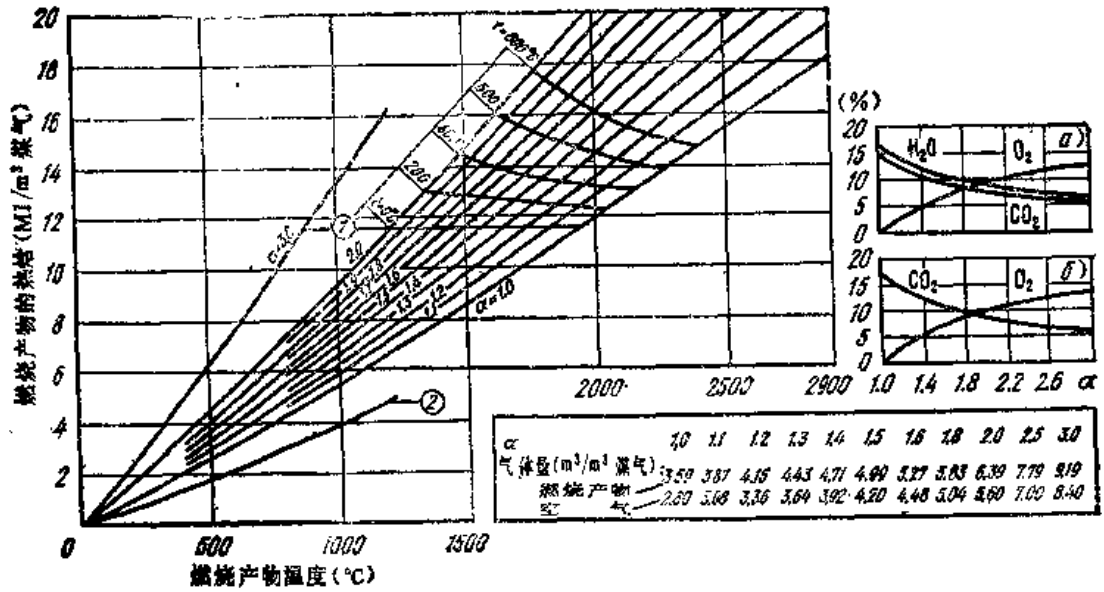


图 I-32 $Q_n = 11.80 \text{ MJ/m}^3$ 天然气、焦炉和高炉煤气混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热量

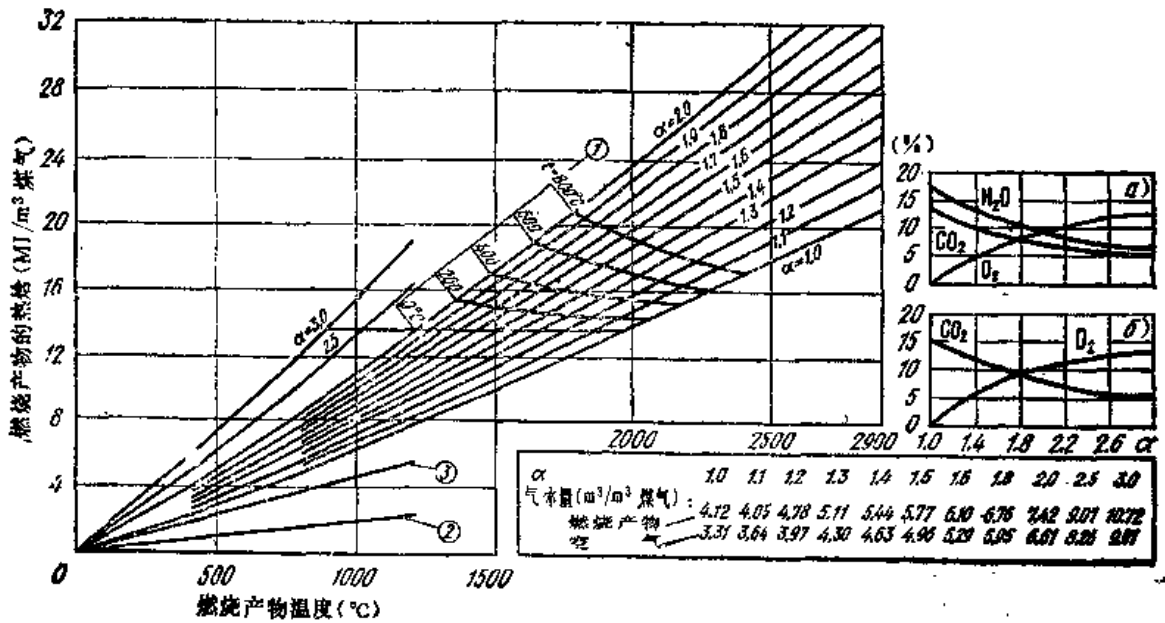


图 II-33 $Q_n = 13.50 \text{ MJ/m}^3$ 天然气、焦炉和高炉煤气混合煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热量 3— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热量

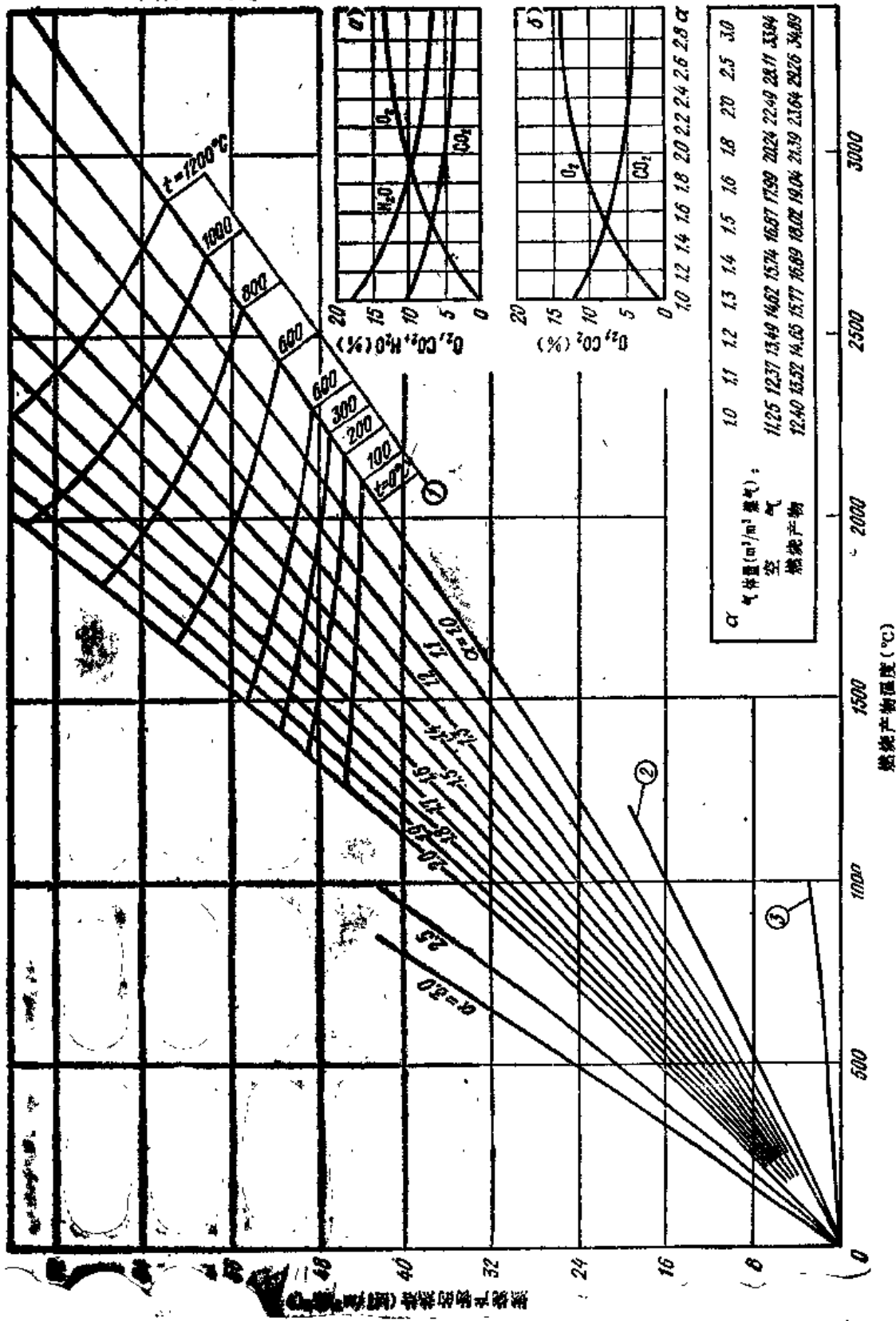


图 1-34 $Q_{\text{R}} = 12.5 \text{ MJ}/\text{m}^3$ 含油天然气的燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分
 1—燃烧热量与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热值 3— $\alpha = 1.0$ 时 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热值

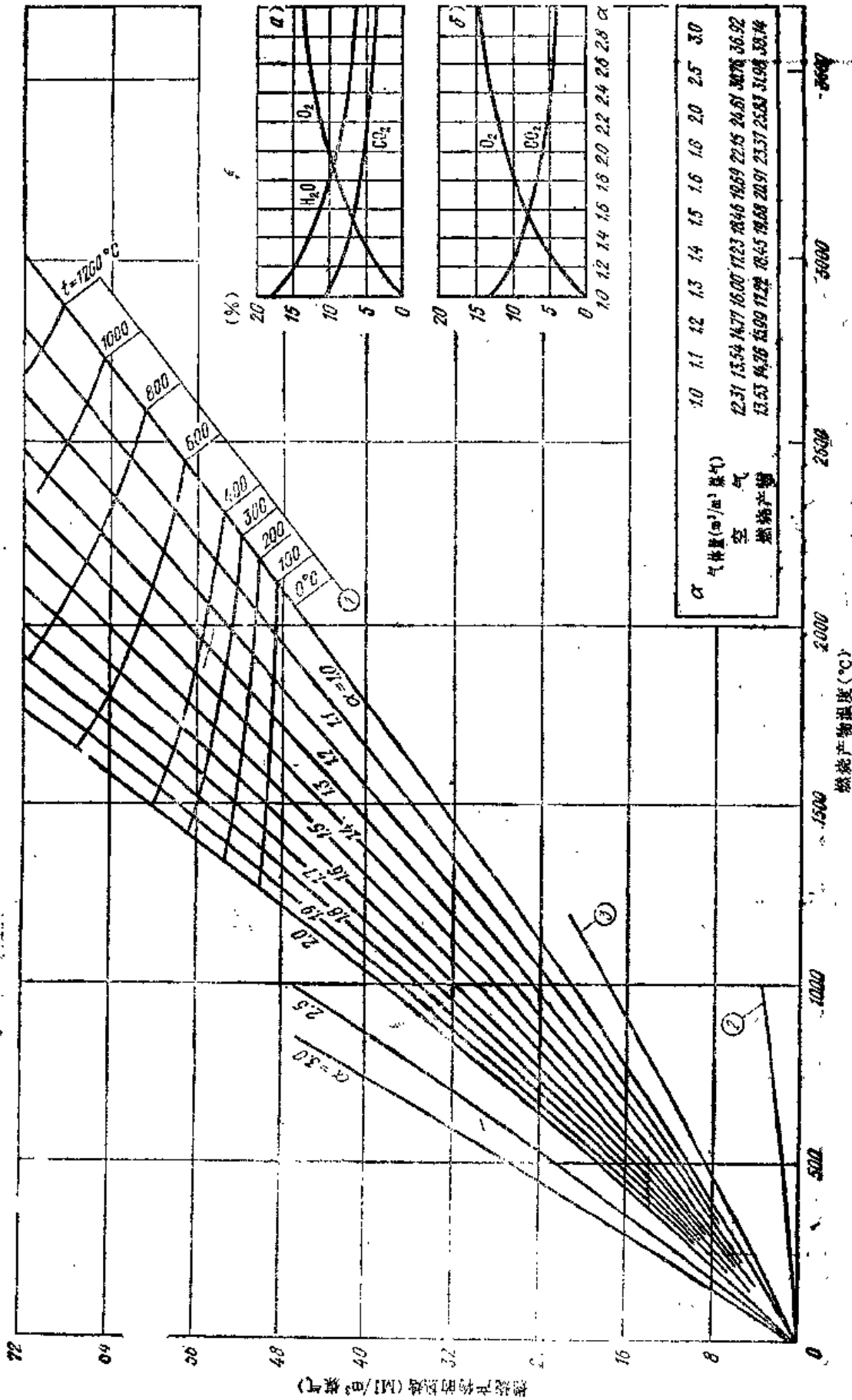


图 1-35 $C = 46.7 \text{ MJ/m}^3$ 含油天然气燃烧计算图

1—燃烧热与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热值 $3-\alpha=1.0$ 时, 1 m^3 燃气进行燃烧时空气的热值

3—燃烧产物成分 ϕ —干基产物成分

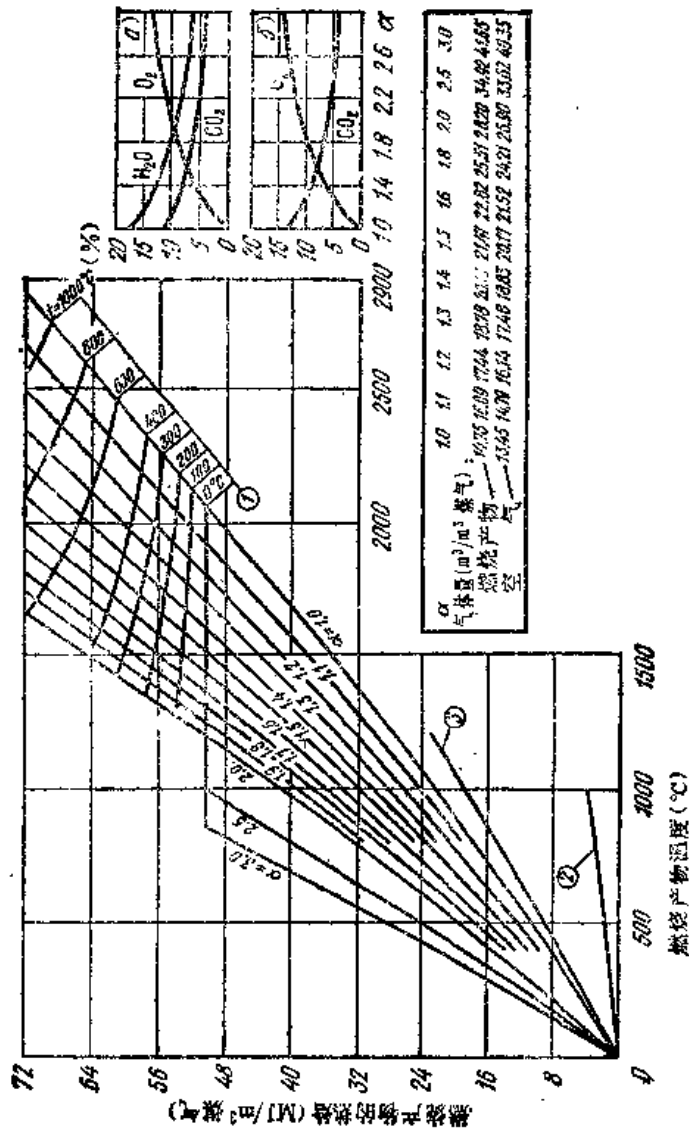


图 I-36 $Q_p^0 = 51.1 \text{ MJ/m}^3$ 含油天然气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分

1—燃烧量热计温度与空气预热度的关系 2— 1 m^3 煤气的热焓 $\beta - \alpha = 1.0$ 时, 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

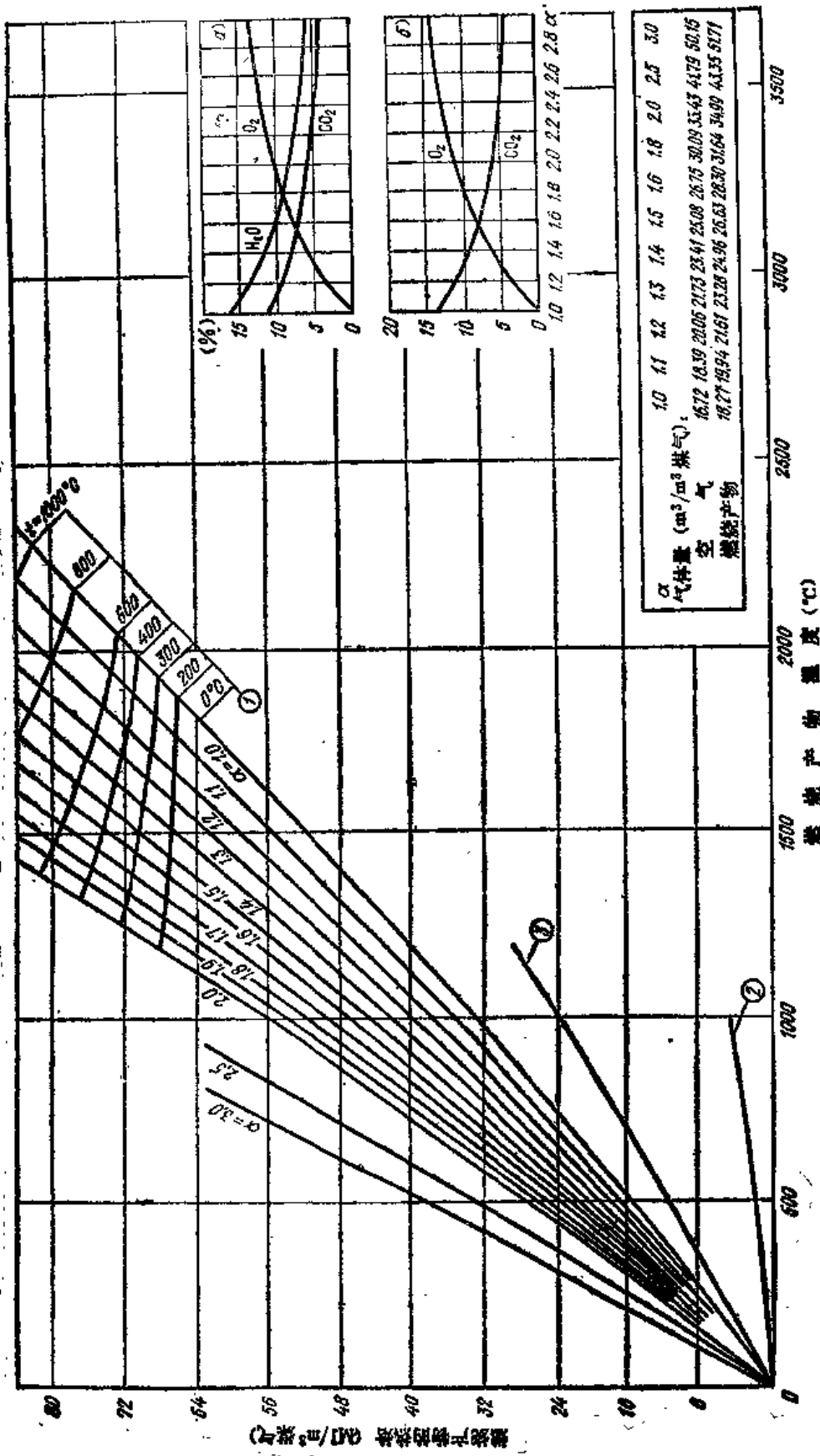


图 I-37 $Q_p = 63.85 \text{ MJ/m}^3$ 含油天然气燃烧计算图

a—通燃烧产物成分 b—干燥燃烧产物成分

1—燃烧量热计温度与空气预热的关系 2— 1 m^3 煤气的热焓 3— $a = 1.0$ 时, 1 m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

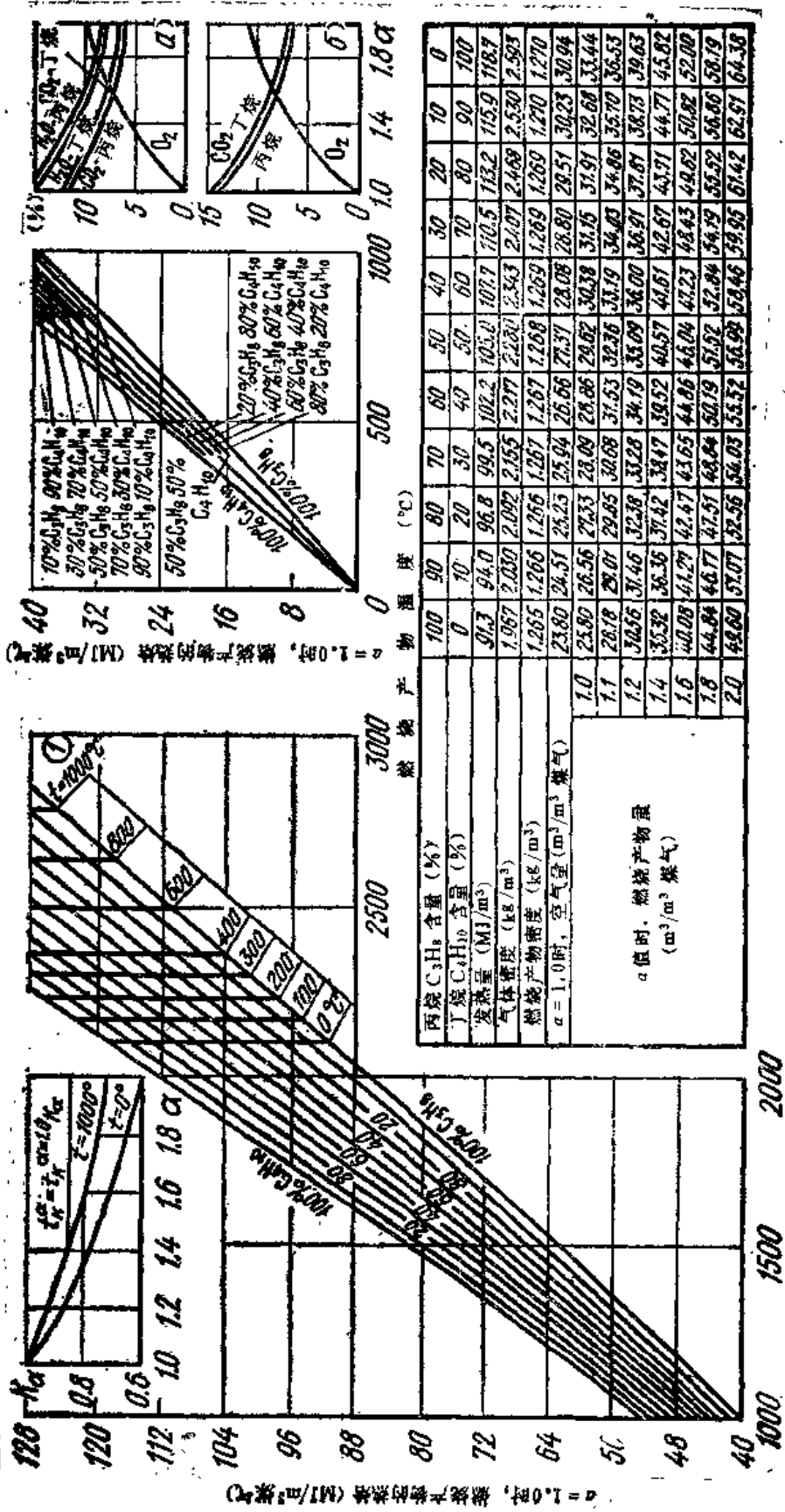


图 1-38 丙烷和丁烷混合气燃烧计算图
 a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分
 1—燃烧热量与空气预热的关系

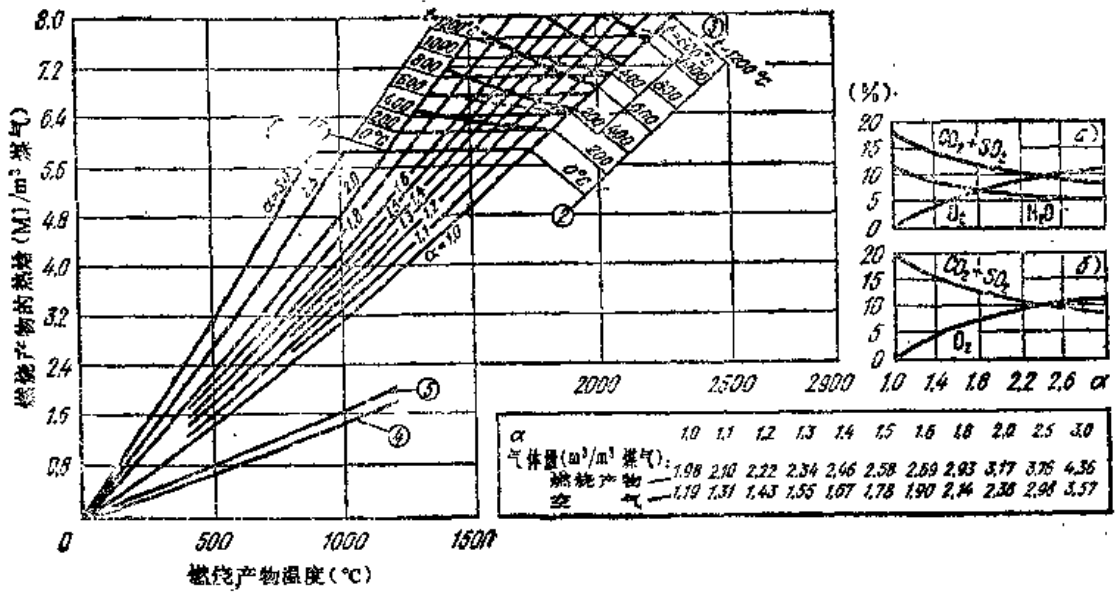


图 I-39 $Q_p = 5.8 \text{ MJ/m}^3$ 发生炉煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 ($\alpha=1.0$ 时0.02% SO_2) b—干燃烧产物成分
 1—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 2—燃烧热量计温度与空气预热的关系 3—燃烧热量计温度与煤气和空气预热到同样温度的关系 4— 1m^3 煤气的热焓 5— $\alpha=1.0$ 时 1m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

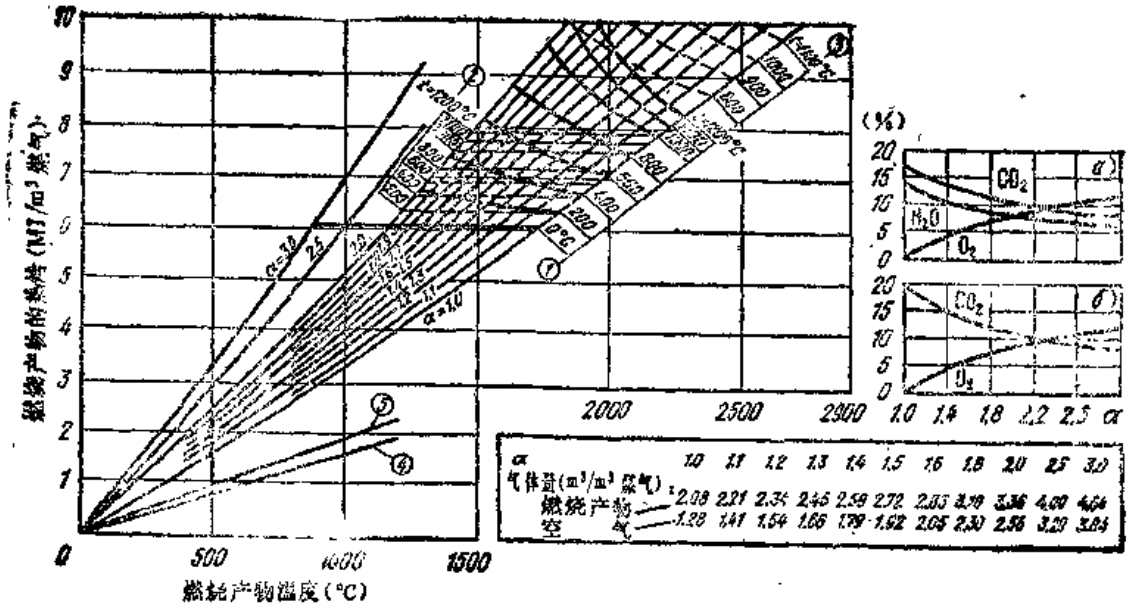


图 I-40 $Q_p = 6.1 \text{ MJ/m}^3$ 泥炭发生炉煤气燃烧计算图

a—湿燃烧产物成分 b—干燃烧产物成分
 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2—燃烧热量计温度与煤气预热的关系 3—燃烧热量计温度与空气和煤气预热到同样温度的关系 4— 1m^3 煤气的热焓 5— $\alpha=1.0$ 时 1m^3 煤气进行燃烧时空气的热焓

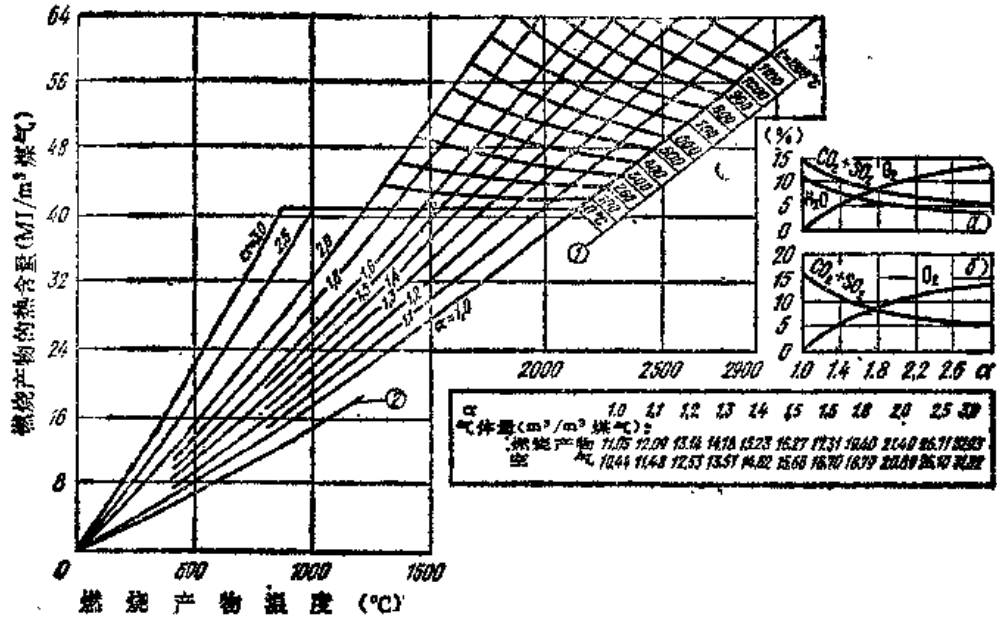


图 I-41 $Q_{net} = 39.65 \text{ MJ/m}^3$ 重油 (《100》号) 燃烧计算图: 空气雾化
 a—湿燃烧产物成分 ($\alpha=1.0$ 时, $0.04\% \text{ SO}_2$) 6—干燃烧产物成分
 1—燃烧热量计温度与空气预热的关系 2— $\alpha=1.0$ 时1kg重油进行燃烧时空气的热量

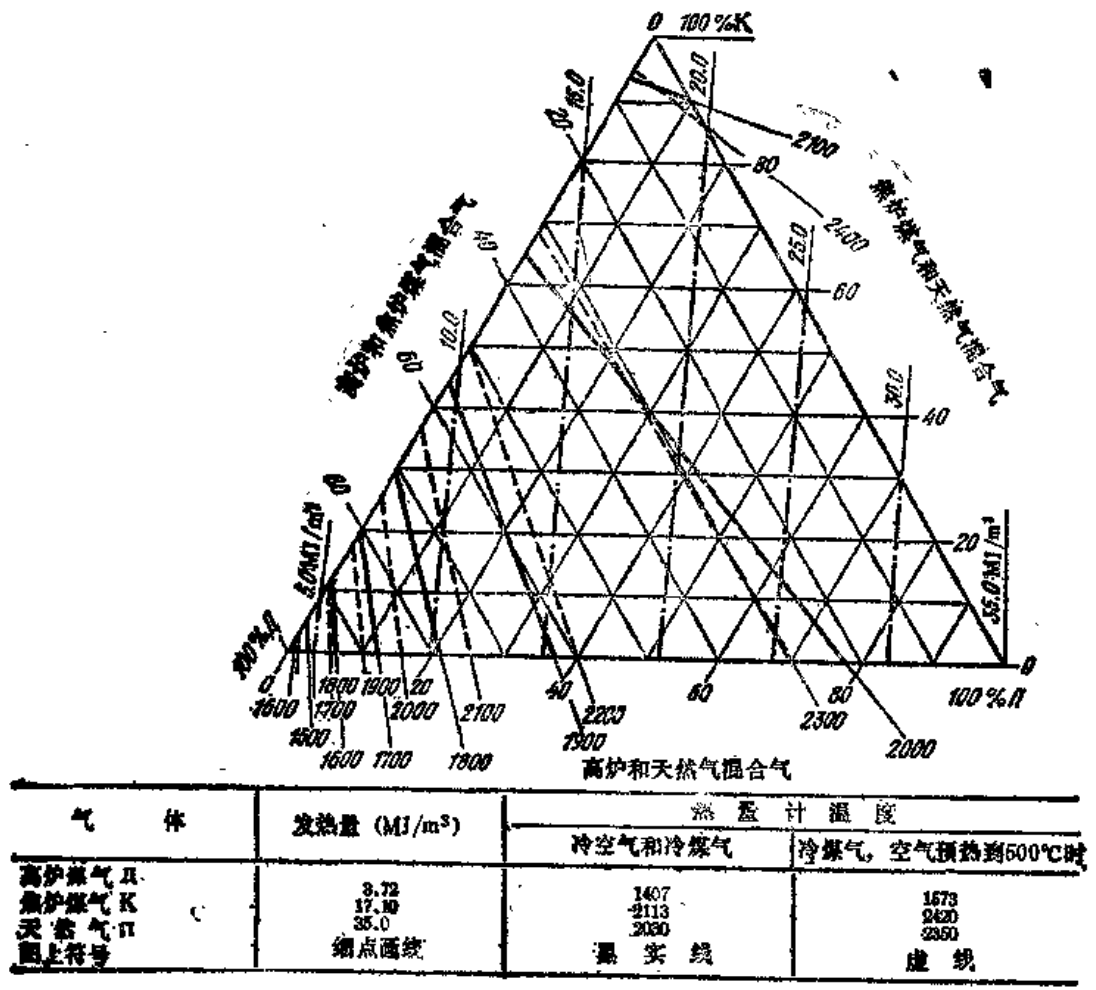


图 I-42 天然气、焦炉和高炉煤气混合煤气燃烧计算图
 (天然气见图 I-6, 焦炉煤气见图 I-4 高炉煤气见图 I-2)

表 I-1 燃料在空气中完全燃烧计算图一览表

燃料①	Q_p^0 (MJ/m ³)		ρ_r (kg/m ³)		$\alpha=1.0$ 时 ρ_a (kg/m ³)	燃料成分 (体积百分数 %)											图号			
	潮湿	干燥	潮湿	干燥		CO	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₆	CO ₂	O ₂	N ₂		H ₂ O		
II	3.35	3.43	1.34	1.34	1.43	25.3	0.90	0.12	—	—	—	—	—	—	14.1	0.18	57.1	2.3	I-1	
	3.72	3.80	0.30	1.31	1.42	26.6	2.40	0.30	—	—	—	—	—	—	12.0	—	56.4	2.3	I-2	
	4.10	4.19	1.29	1.30	1.42	30.1	2.20	0.10	—	—	—	—	—	—	10.2	—	55.1	2.3	I-3	
	17.1	17.5	0.48	0.47	1.20	6.4	65.5	24.6	—	—	—	—	—	—	2.00	0.80	6.4	2.3	I-4	
	34.0	34.2	0.82	0.82	1.24	—	—	84.12	0.99	0.50	0.05	—	—	—	—	—	—	9.92	0.8	I-5**
	35.0	35.1	0.77	0.77	1.23	—	—	92.30	0.70	0.50	0.50	0.20	—	—	—	—	—	5.30	0.5	I-6
35.6	35.7	0.83	0.83	1.24	—	—	88.37	2.72	0.92	0.74	0.31	—	—	4.39	—	—	2.05	0.5	I-7	
36.5	36.8	0.78	0.78	1.24	—	—	92.26	2.98	0.69	0.47	0.23	—	—	0.07	—	—	2.50	0.8	I-8	
37.2	37.5	0.78	0.78	1.24	—	—	91.95	3.87	1.29	0.40	0.11	—	—	0.12	—	—	1.46	0.8	I-9	
—	38.1	—	0.80	1.24	—	—	90.90	5.00	1.50	0.74	0.05	—	—	0.80	—	—	1.21	—	I-10	
IIK	5.05	5.17	1.22	1.23	1.36	24.6	7.60	2.70	—	—	—	—	—	11.0	0.10	51.5	2.3	I-11		
	5.85	6.00	1.17	1.17	1.34	23.4	10.3	4.20	—	—	—	—	—	10.4	0.10	48.4	2.3	I-12		
	6.65	6.82	1.12	1.12	1.32	22.1	14.2	5.70	—	—	—	—	—	9.80	0.20	45.3	2.3	I-13		
	7.55	7.73	1.07	1.07	1.30	20.8	17.5	7.20	—	—	—	—	—	9.29	0.20	42.2	2.3	I-14		
	8.40	8.60	1.01	1.01	1.28	19.6	20.9	8.80	—	—	—	—	—	9.50	0.30	38.9	2.3	I-15		
	9.29	9.42	0.96	0.96	1.27	18.3	24.2	10.30	—	—	—	—	—	7.90	0.30	35.9	2.3	I-16		
10.1	10.3	0.91	0.91	1.26	17.0	27.5	11.80	—	—	—	—	—	7.30	0.40	32.7	2.3	I-17			
10.9	11.15	0.86	0.86	1.25	15.8	30.9	13.30	—	—	—	—	—	6.80	0.40	29.6	2.3	I-18			
11.7	12.0	0.81	0.78	1.24	14.5	34.2	14.90	—	—	—	—	—	6.00	0.50	26.4	2.3	I-19			
12.5	12.8	0.76	0.76	1.23	13.2	37.6	16.40	—	—	—	—	—	5.40	0.50	23.3	2.3	I-20			
14.8	15.0	0.63	0.63	1.22	10.1	45.9	80.20	—	—	—	—	—	3.80	0.60	15.5	2.3	I-21			

(续)

燃料①	$Q_p^*(MJ/m^3)$		$\rho_r(kg/m^3)$		$a=1.0$ 时 ρ_{st} (kg/m^3)	燃料成分(体积分百分比)											图号	
	潮湿	干燥	潮湿	干燥		CO	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C _m H _n	CO ₂	O ₂	N ₂		H ₂ O
ПД	7.55	7.70	1.23	1.24	1.33	23.3	2.1	11.8	—	—	—	—	—	10.5	—	50.0	2.4	I-22
	12.5	12.8	1.15	1.15	1.28	9.1	1.7	26.4	0.1	0.1	—	—	8.6	—	41.9	1.8	I-23	
	14.6	15.0	1.11	1.12	1.27	17.3	1.5	32.5	0.2	0.2	—	—	7.8	—	38.5	1.7	I-24	
	16.7	17.0	1.07	1.08	1.27	15.5	1.4	38.8	0.3	0.2	0.1	—	7.0	—	35.0	1.5	I-25	
	18.8	19.2	1.05	1.06	1.26	13.3	1.2	42.2	0.5	0.2	0.1	—	6.0	—	33.1	1.6	I-26	
	21.0	21.3	1.00	1.01	1.25	11.9	1.1	51.2	0.4	0.3	0.1	—	5.3	—	28.1	1.3	I-27	
	25.1	25.2	0.93	0.94	1.24	8.3	0.8	63.5	0.5	0.3	0.1	—	3.8	—	21.3	1.1	I-28	
ИК	29.3	29.5	0.86	0.85	1.24	4.7	0.4	76.0	0.4	0.4	0.2	—	2.1	—	14.4	0.8	I-29	
	26.8	27.2	0.50	0.60	1.23	3.70	30.9	56.00	1.55	0.45	0.35	—	1.55	0.45	1.70	1.5	I-30②	
ПКД	30.2	30.3	0.68	0.68	1.23	1.90	13.6	78.3	—	—	—	—	0.70	0.50	4.00	0.5	I-31	
	—	11.8	—	1.0	1.26	21.9	22.7	14.0	0.8	1.0	0.1	—	10.9	0.10	28.5	—	I-32	
И	13.5	13.8	0.98	0.98	1.27	19.7	21.5	18.5	1.3	1.2	—	—	10.0	0.10	25.4	2.0	I-33	
	—	42.5	—	0.94	1.24	—	—	79.5	0.2	5.4	3.7	0.5	0.40	—	4.8	—	I-34	
Г	—	46.7	—	1.02	1.25	—	—	72.3	10.0	8.0	4.0	1.6	0.05	—	4.0	—	I-35	
	51.1	51.5	1.11	1.12	1.25	—	—	66.8	11.3	9.4	4.1	4.5	0.10	—	3.0	0.8	I-36	
Г	—	63.8	—	1.49	1.26	—	—	34.3	19.0	21.0	9.7	6.0	1.0	—	9.0	—	I-37	
	5.8	6.07	1.10	1.12	1.33	23.3	12.9	1.9	—	—	—	—	4.3	0.2	47.9	4.2	I-39	
	6.1	6.32	1.08	1.10	1.32	23.1	16.8	2.9	—	—	—	—	8.6	0.2	43.8	4.2	I-40	

注: 1. 丙烷-丁烷混合气(图 I-38)发热量, C_2H_6 为 91.28 MJ/m³, C_3H_8 为 118.67 MJ/m³.

2. 用空气氧化的 100 号重油(图 I-41)成分(按重量%), 85.6C; 10.5H₂; 0.5N₂; 0.5O₂; 0.7S; 2.0W; 0.2A 发热量 $Q_p^* = 39.65 MJ/kg$, 燃烧产物密度 ($a=1.0$) $\rho_a = 1.31 kg/m^3$.

① П—高炉煤气; К—焦炉煤气; И—天然气; ПК—高炉和焦炉混合煤气; ПД—天然气和高炉煤气混合煤气; ИК—天然气和焦炉混合煤气; ИКД—天然气、焦炉和高炉混合煤气; Г—含油天然气; И—发生炉煤气.

② 除上述成分外, П和ПК燃料相应含 3.57 和 1.85(按重量%)的 C_2H_4 .

燃料在富氧空气中的燃烧计算 (II-43~II-67)。

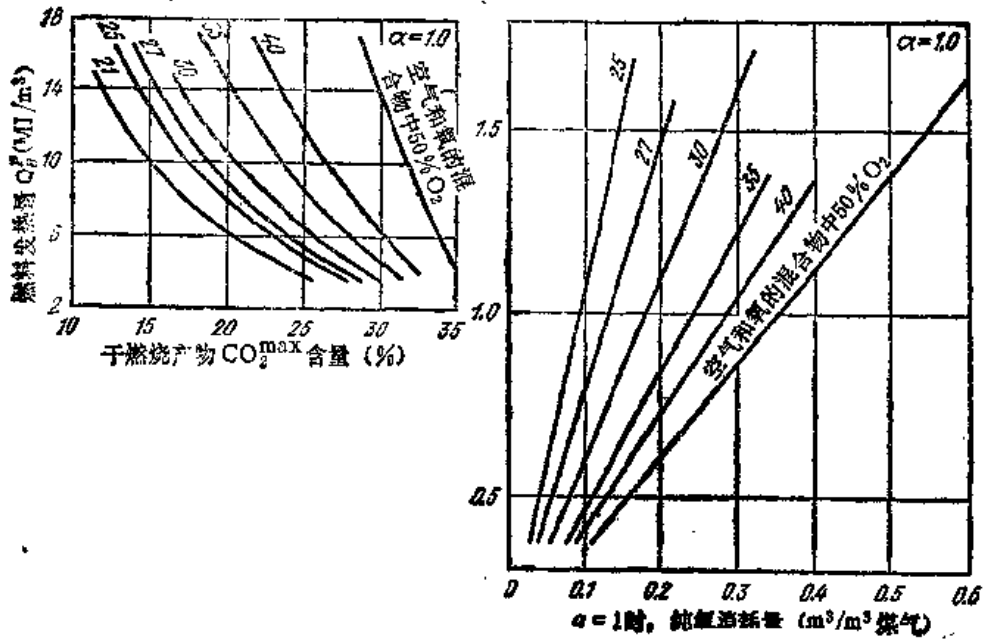


图 II-43 高炉和焦炉煤气混合煤气在富氧空气中的燃烧计算图
富氧空气中纯氧消耗量和干燃烧产物中的 CO_2^{max} %

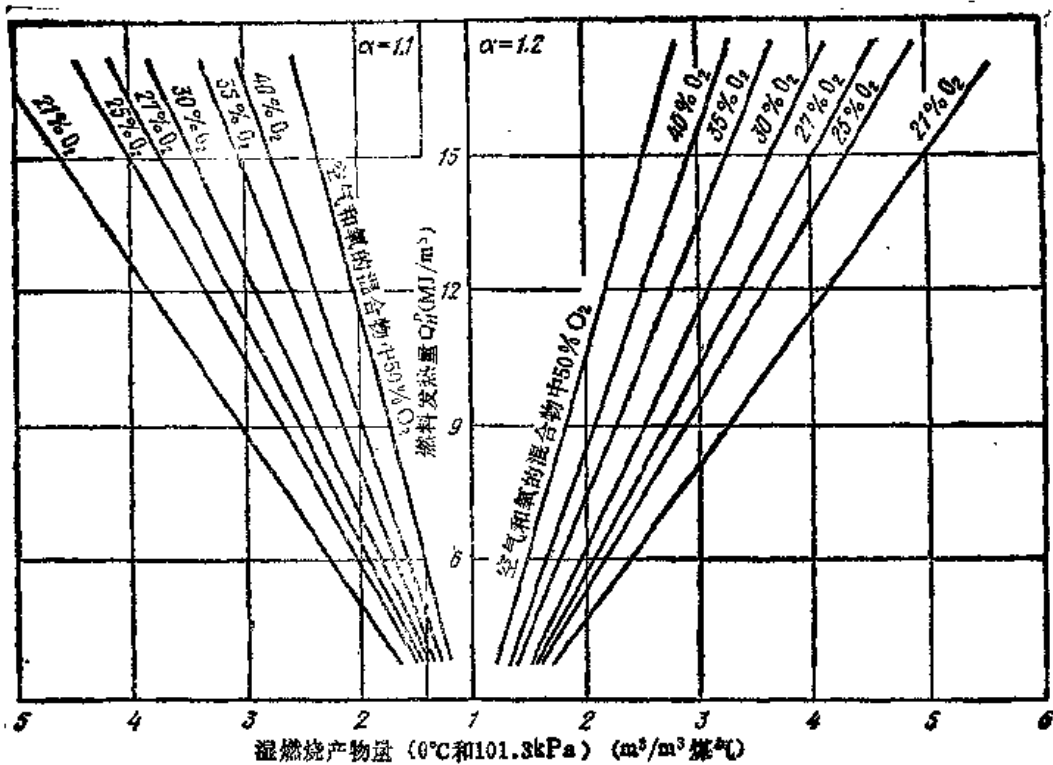


图 II-45 高炉和焦炉煤气混合煤气在富氧空气中的燃烧计算图
当氧气过剩系数 $\alpha = 1.1$ 和 1.2 时燃烧产物的数量

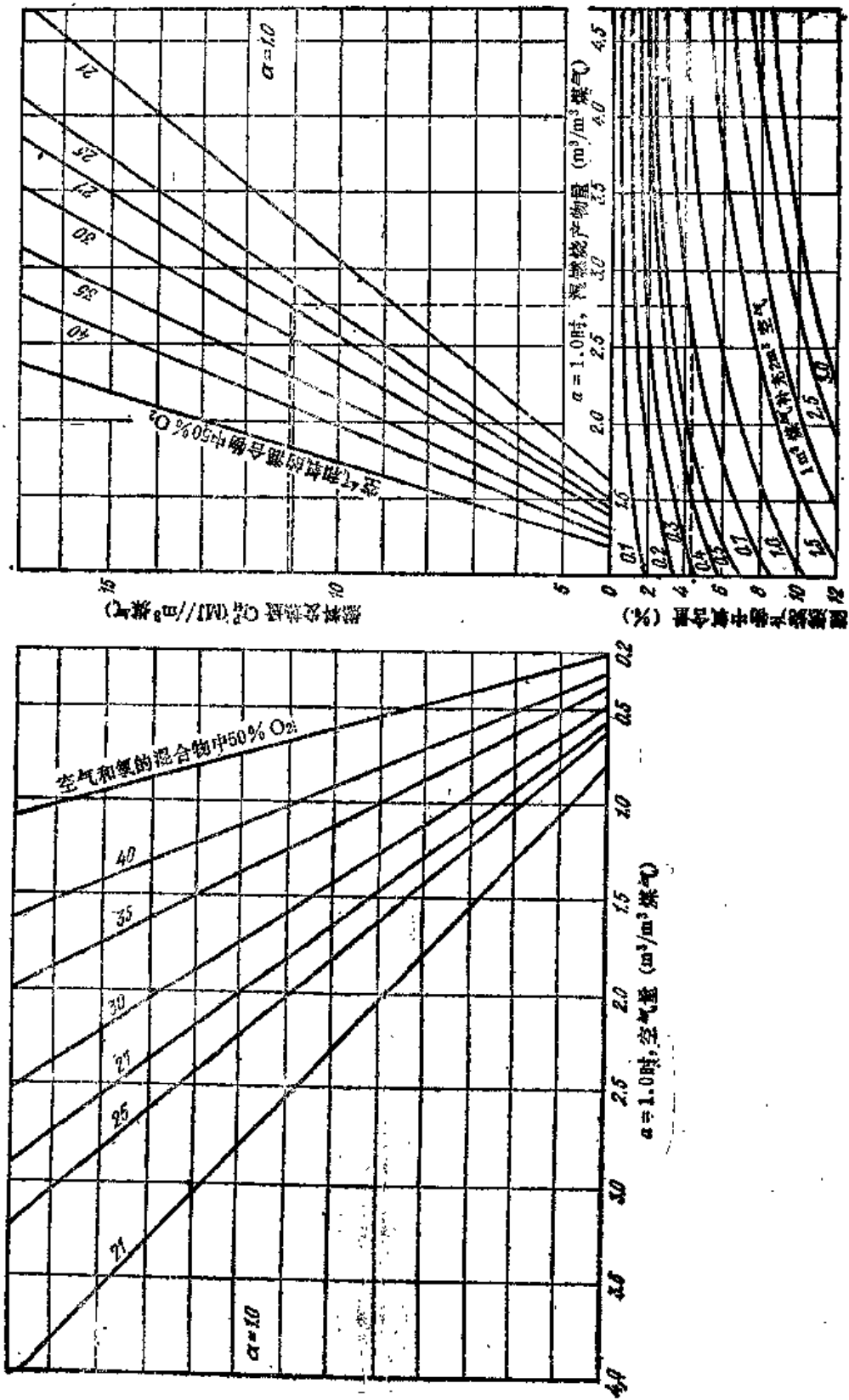


图 1-44 高炉和焦炉煤气混合煤气在富氧空气中的燃烧计算图

燃烧所需空气量、1 m³ 煤气燃烧产物量和湿燃烧产物中的 O₂ %

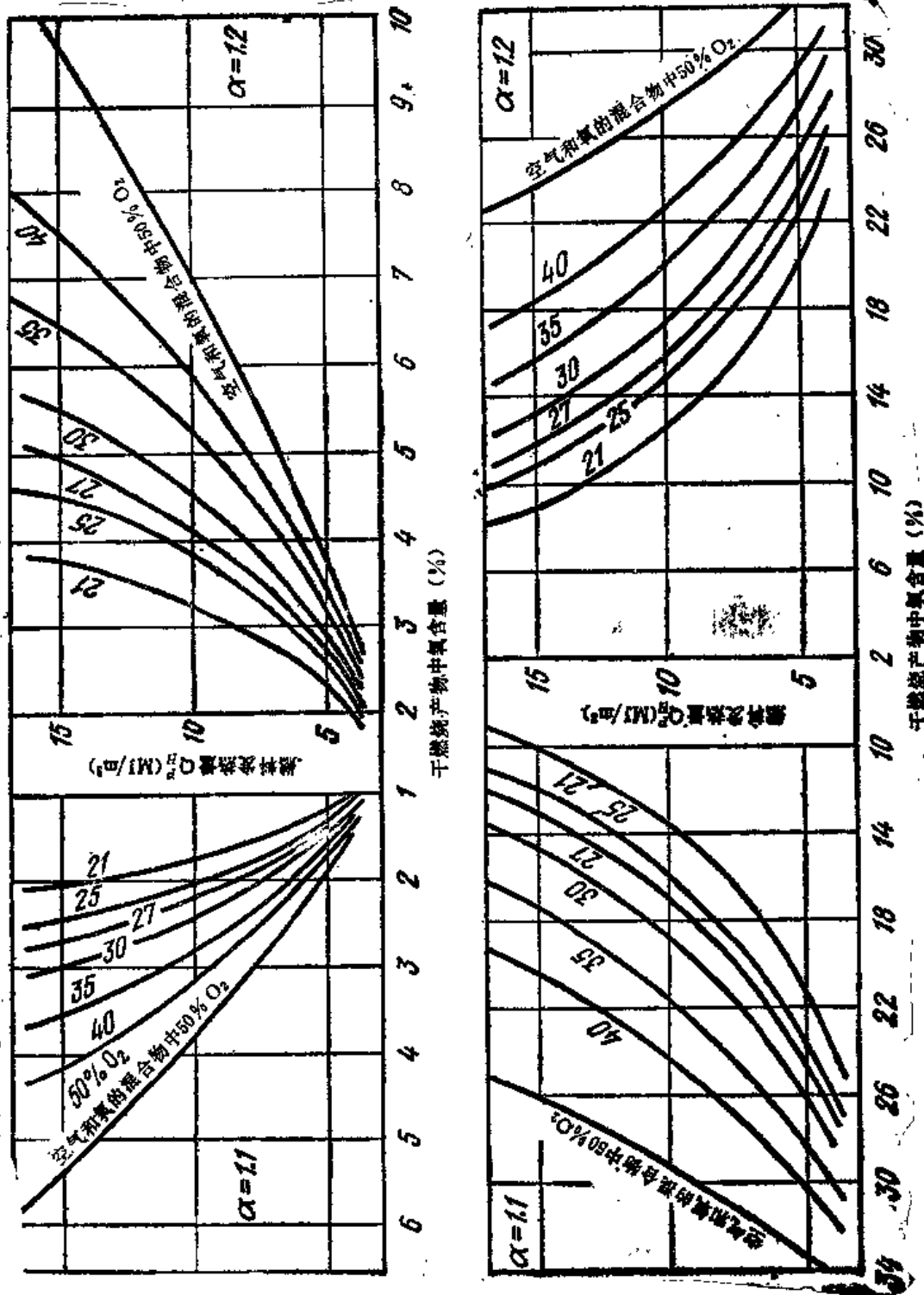


图 1-46 高炉和焦炉煤气混合煤气在富氧空气中的燃烧计算图
当氧气过剩系数 $\alpha = 1.1$ 和 1.2 时干燃烧产物中的 O_2 % 和 CO_2 %

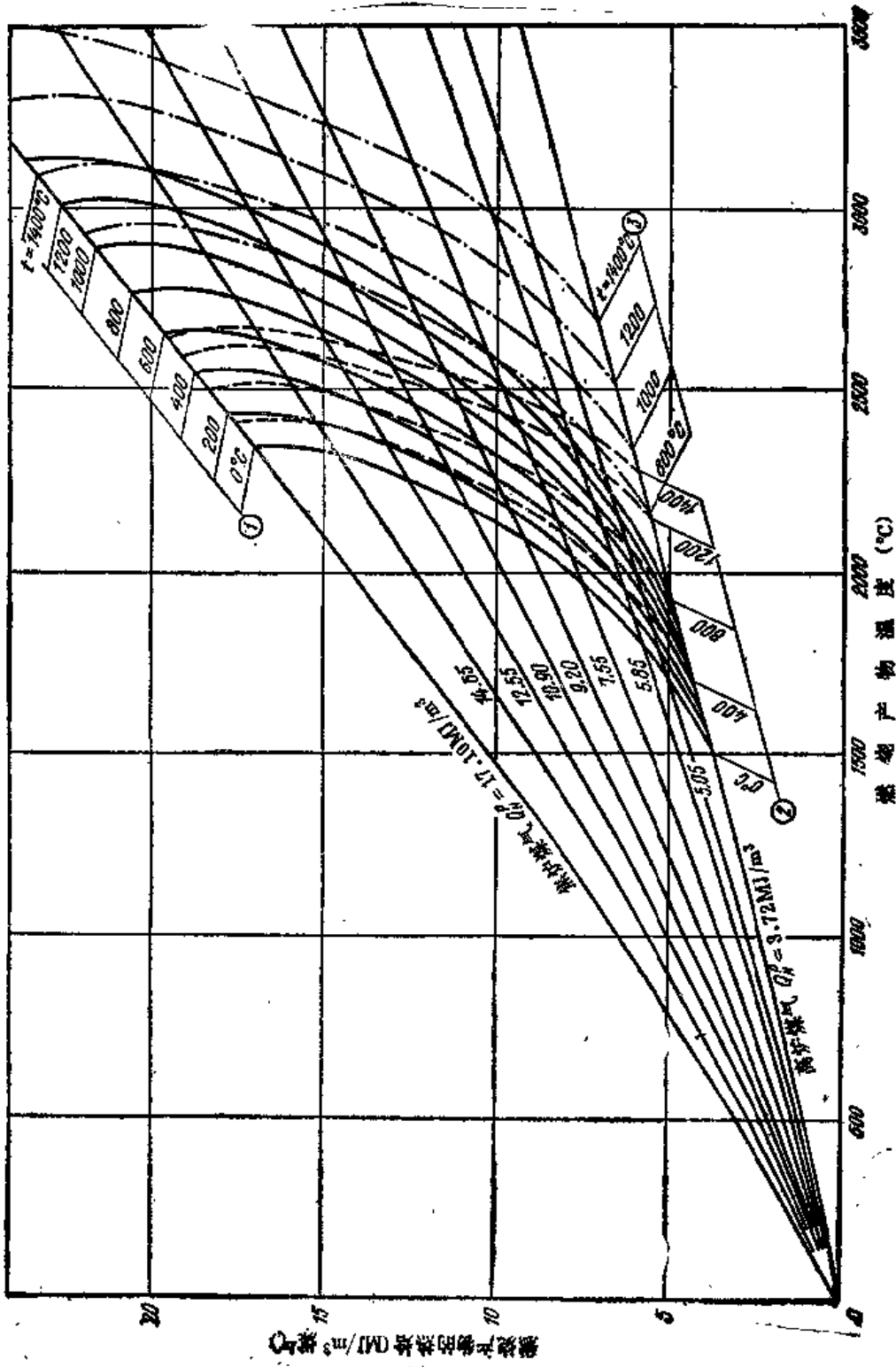


图 I-47 高炉和焦炉煤气混合煤气在含25%O₂和氧气过剩系数α=1.0的高氧空气中
 燃烧计算燃烧热量与空气预热器(黑实线)、煤气预热器(虚线)及煤气和空气预
 热器到同样温度(细点划线)的关系

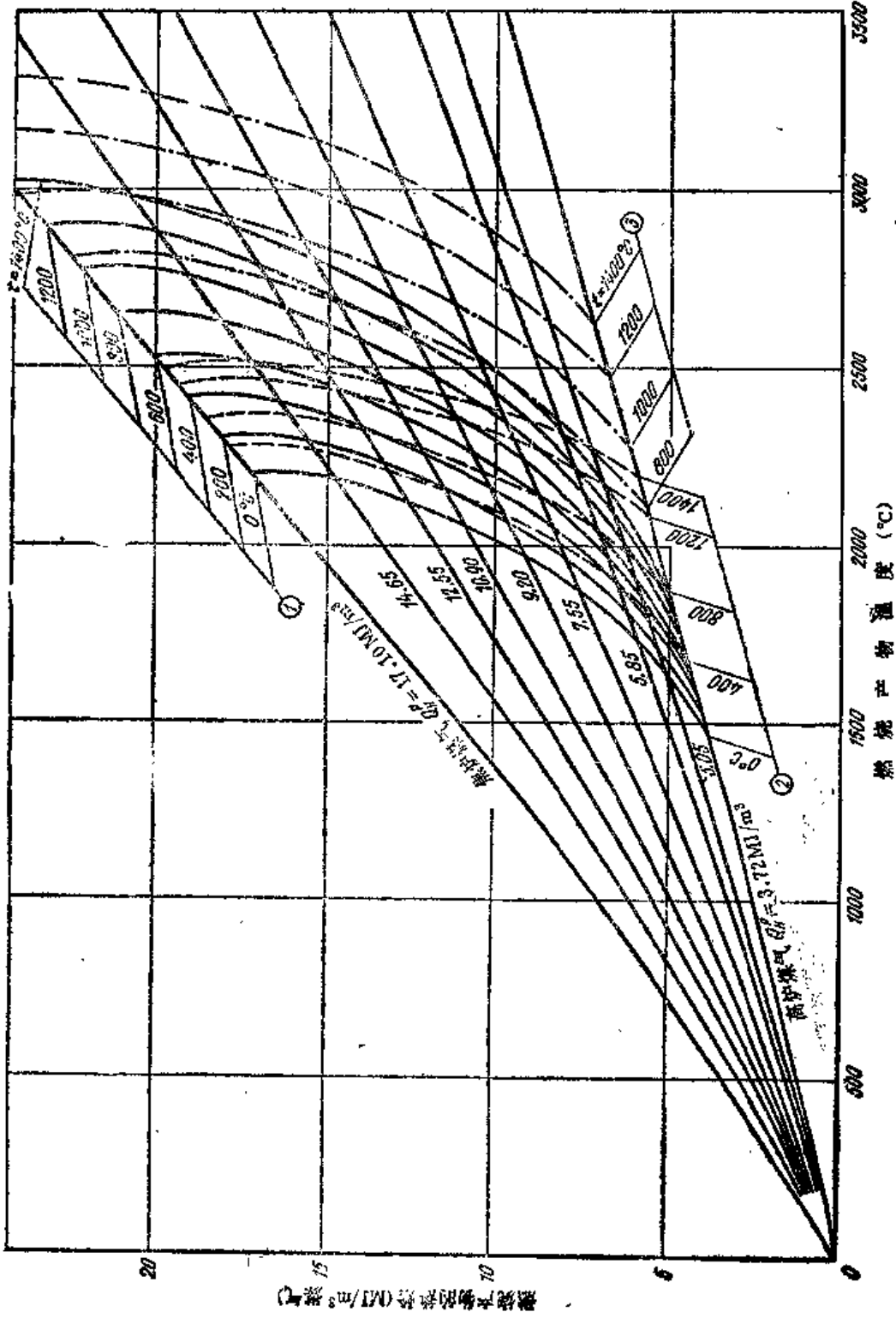


图 I-48 高炉和焦炉煤气混合煤气在含25%O₂和氧气过剩系数 $\alpha = 1.1$ (假定标记见

图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

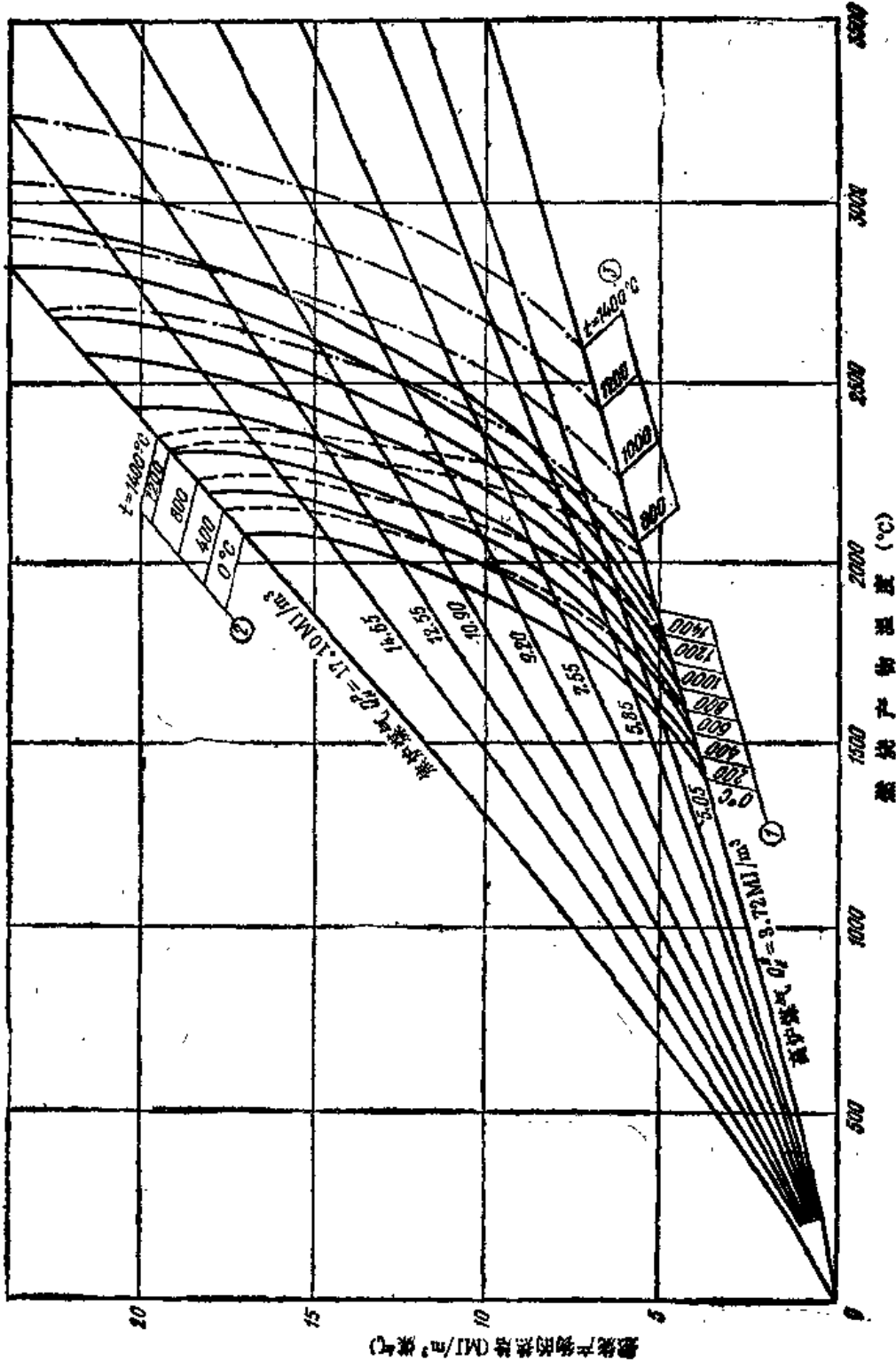


图 I-49 高炉和焦炉煤气混合煤气在含 25% O_2 和氧气过剩系数 $\alpha = 1.2$ (假定标记见 图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

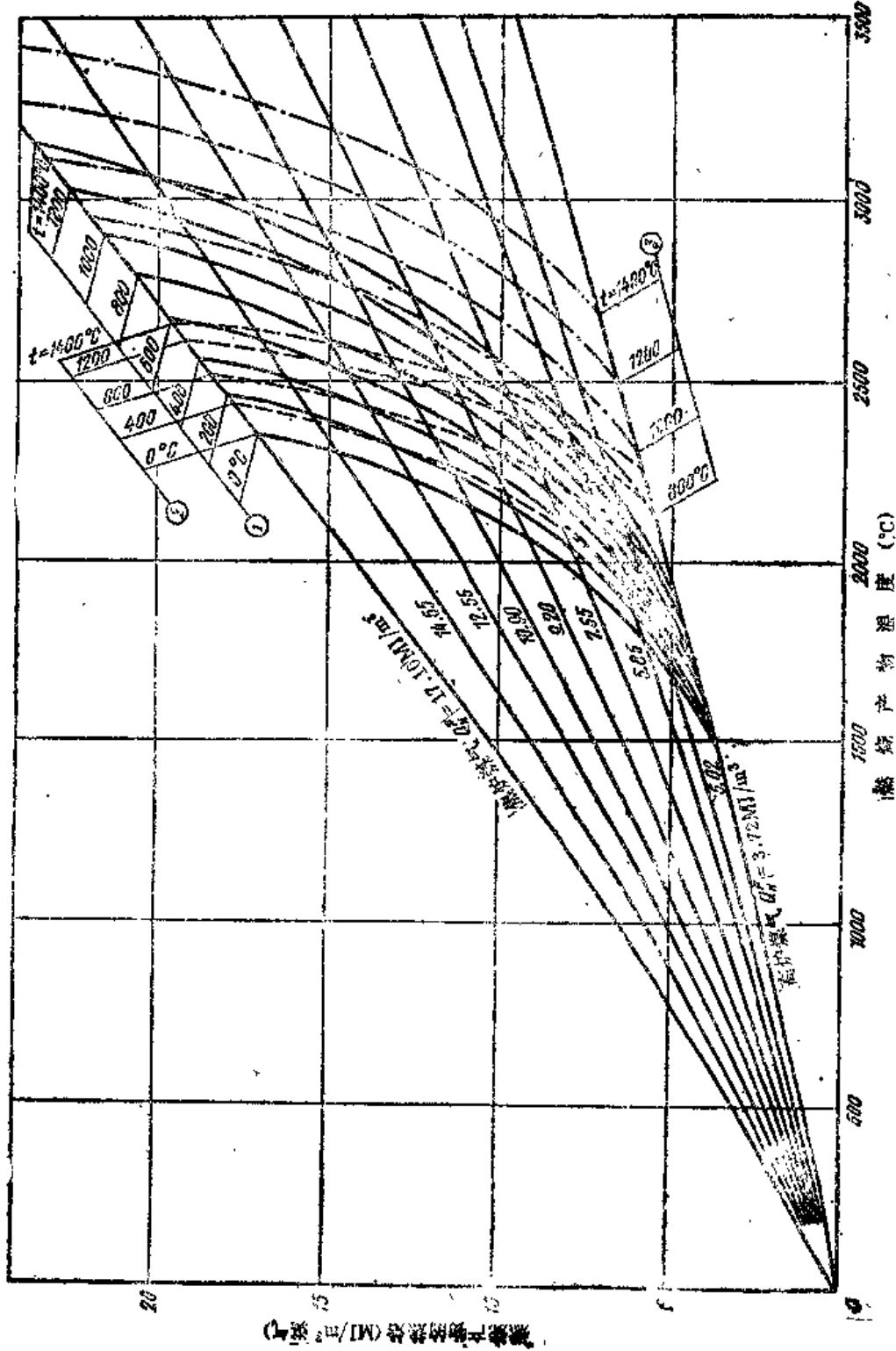


图 I-51 高炉气焦炉煤气混合煤气在含27%O₂和空气过剩系数 $\alpha = 1.1$ (假定标记见

图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

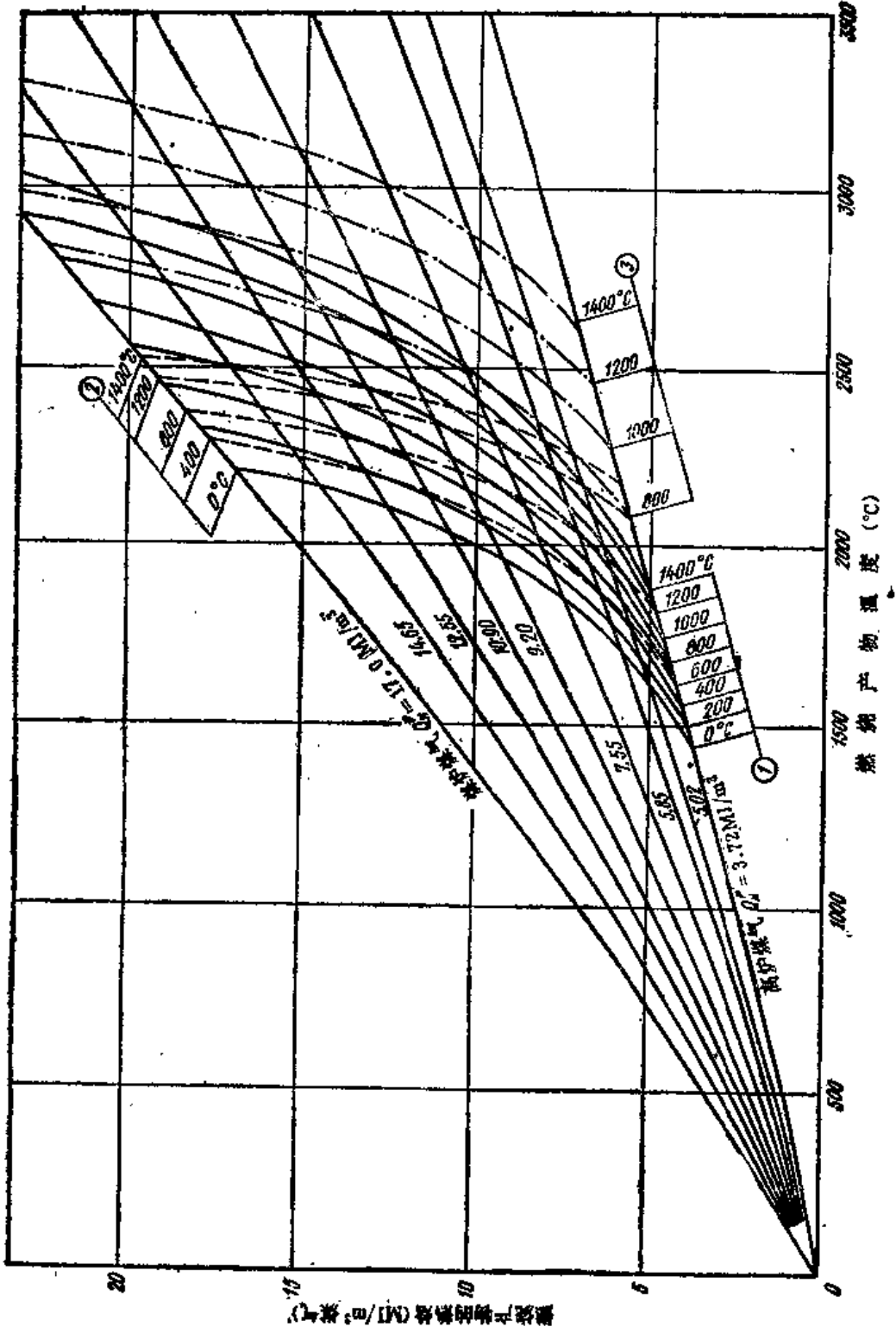


图 I-52 高炉和焦炉煤气混合气在含 27% O₂ 和氧气过剩系数 $\alpha = 1.2$ (假定标记见

图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

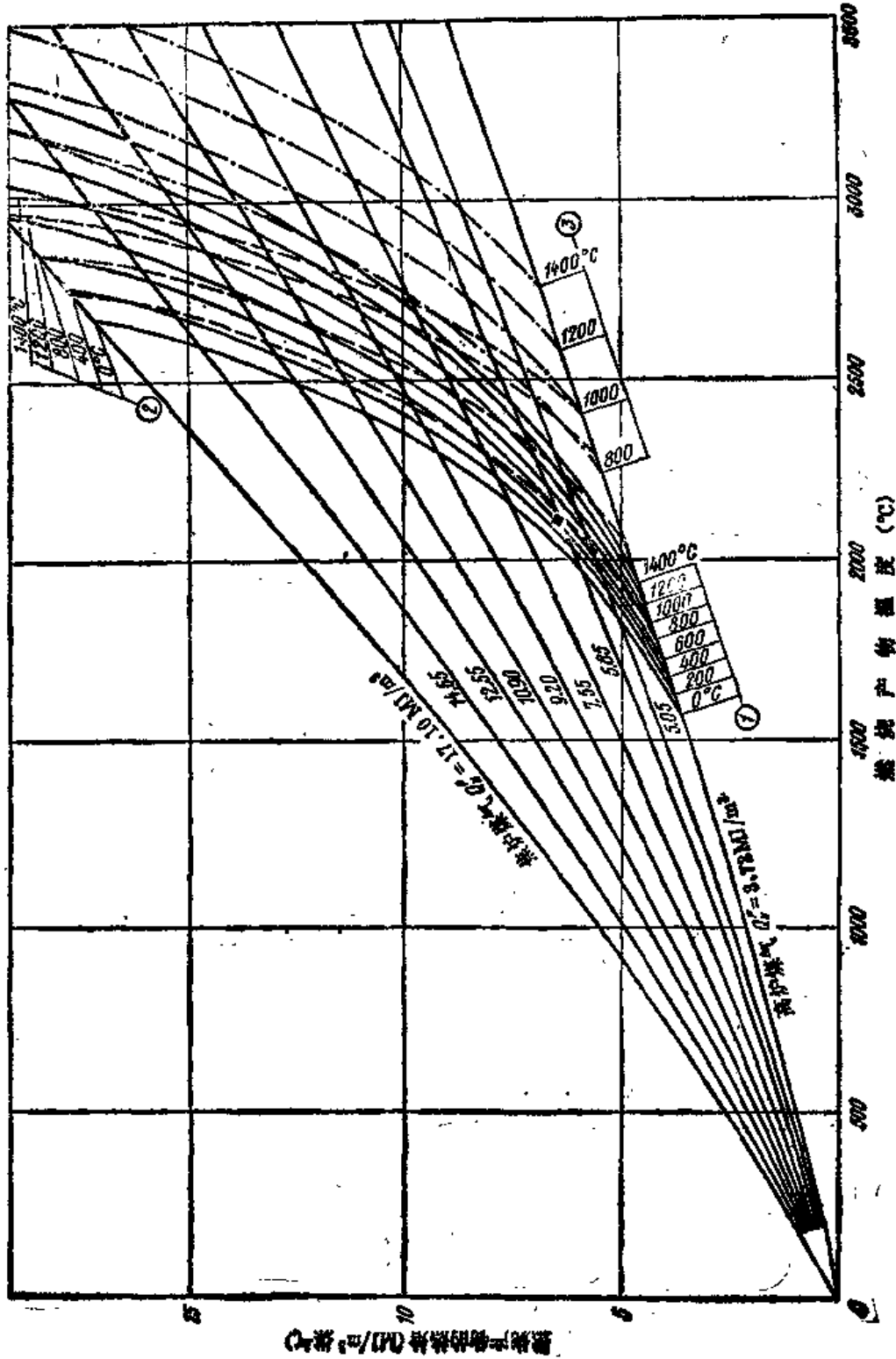


图 I-53 高炉和焦炉煤气混合煤气在含30%O₂和氧气过剩系数α=1.0(假定标记见

图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

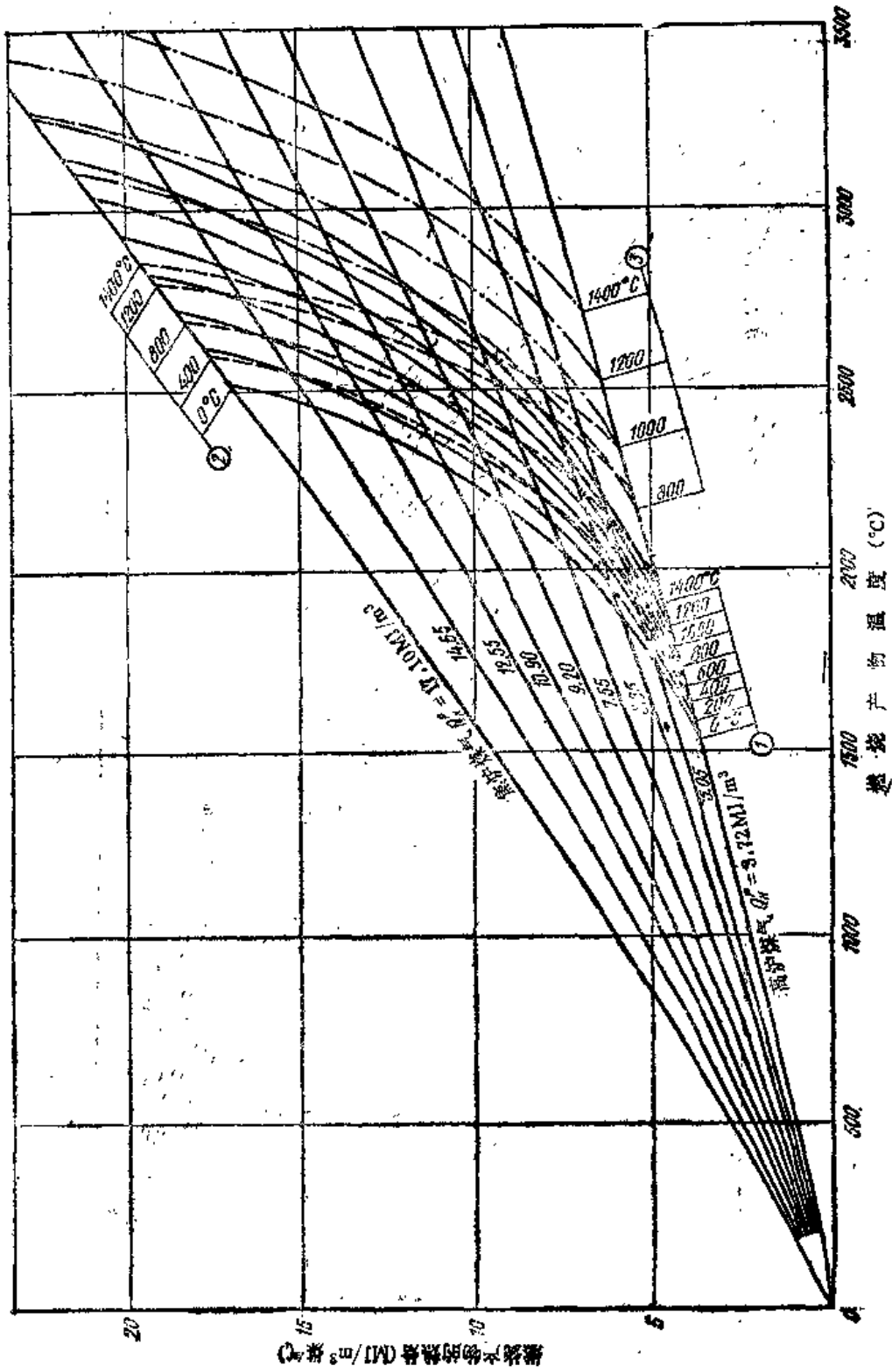


图 I-54 高炉和焦炉煤气混合煤气在含30%O₂和氧气过剩系数 $\alpha=1.1$ (假定标记见 图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

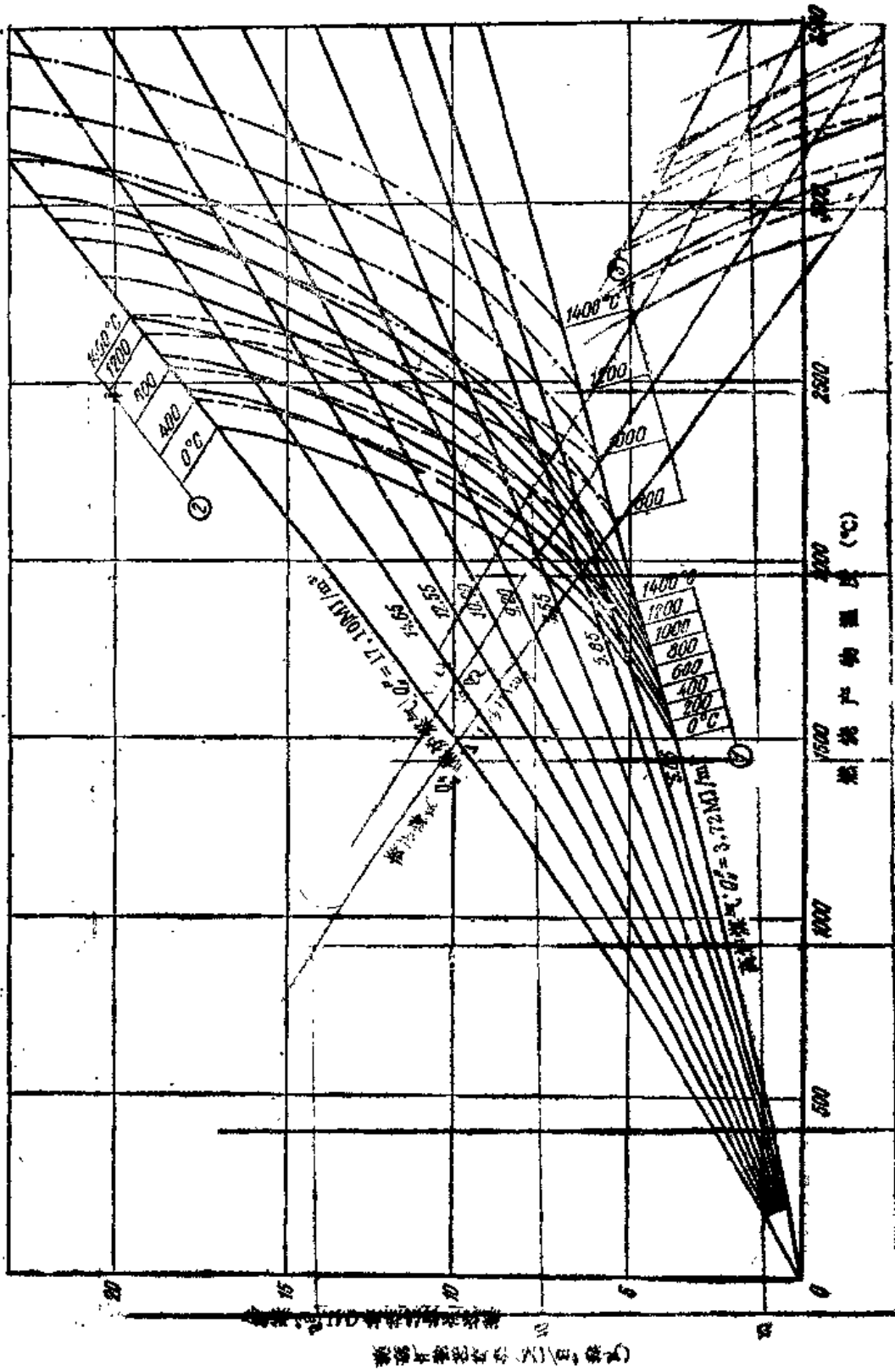


图 I-55 高炉和焦炉煤气混合煤气在含30% O₂和氧气过剩系数 $\alpha = 1.2$ (假定标记见 图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

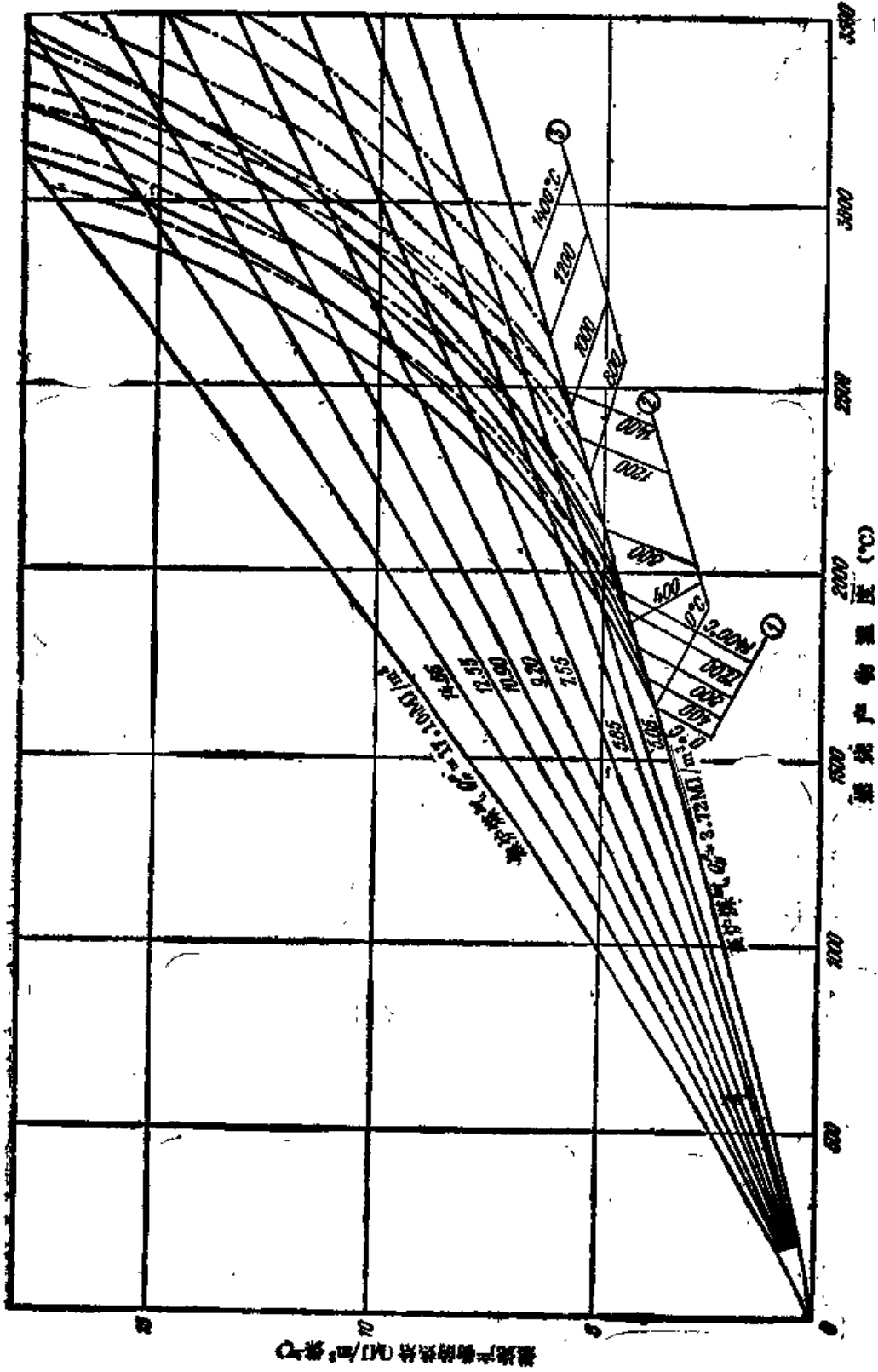


图 I-56 高炉和焦炉煤气混合煤气在含 35% O₂ 和氧气过剩系数 $\alpha = 1.0$ (假定标记见

图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

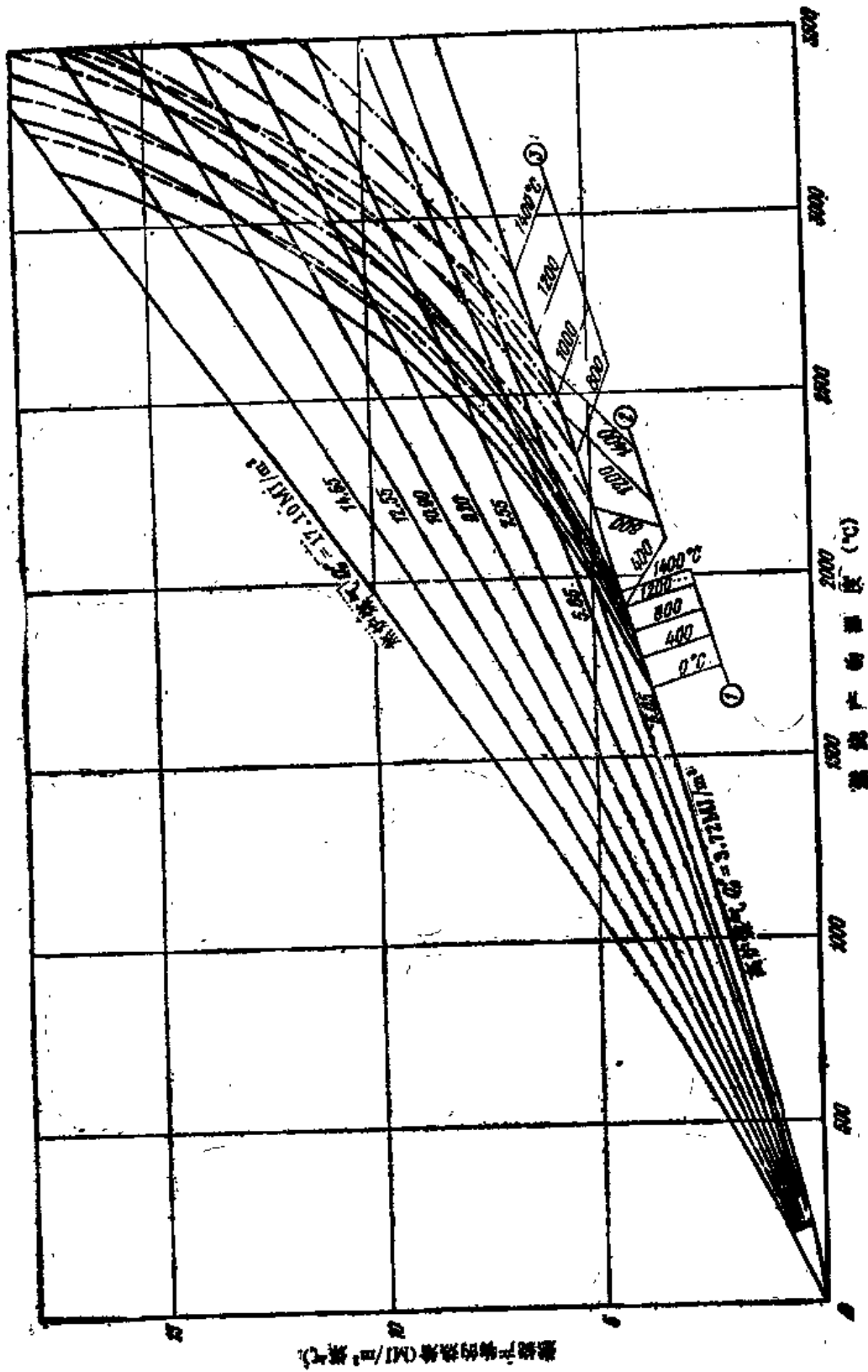


图 I-57 高炉和焦炉煤气混合煤气在含10%O₂和氧气过剩系数 $\alpha = 1.0$ (假定标记见 图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

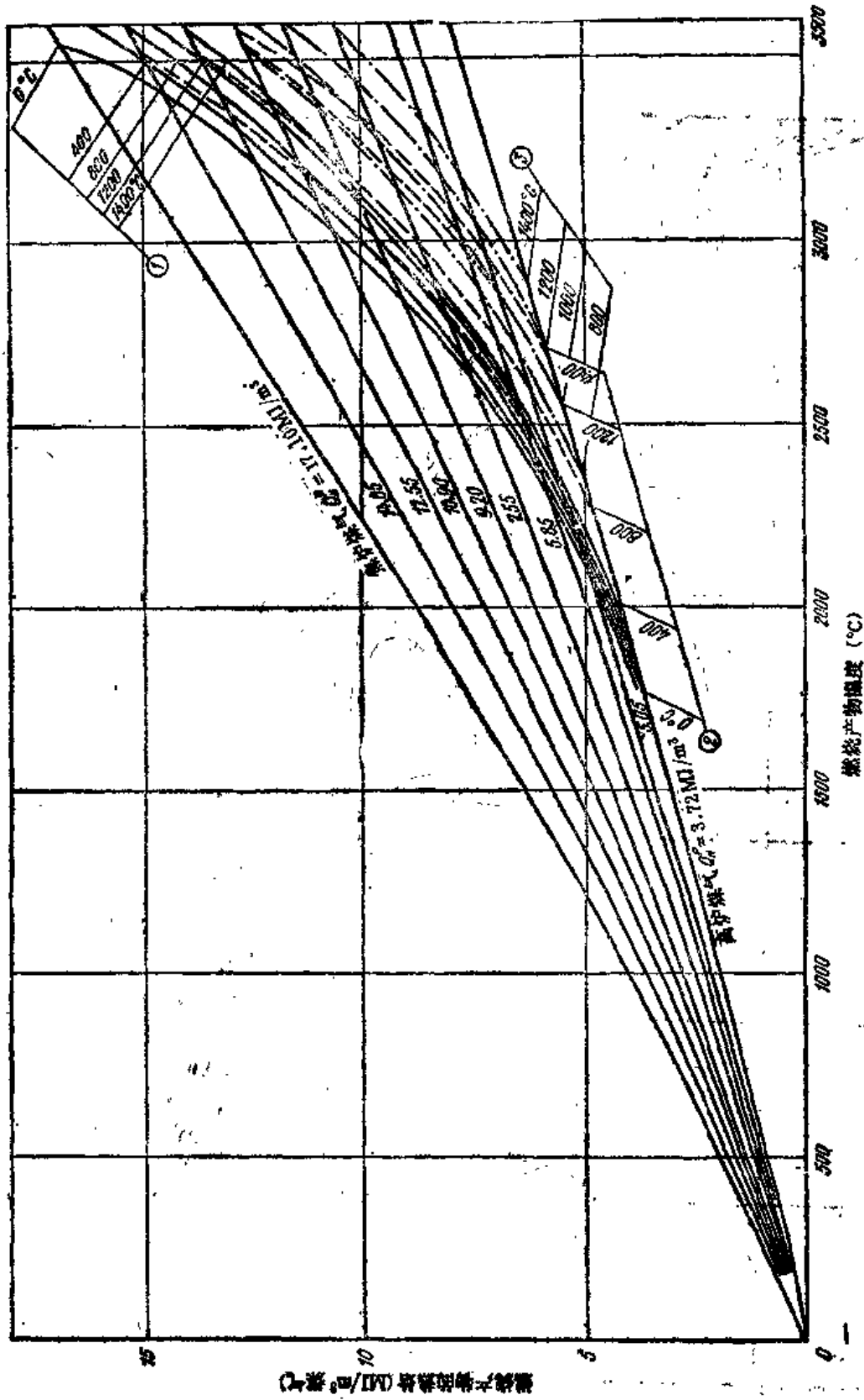


图 I-58 高炉和焦炉煤气混合煤气在含50%O₂和氧气过剩系数α=1.0 (假定标记见

图 I-47) 的富氧空气中燃烧计算图

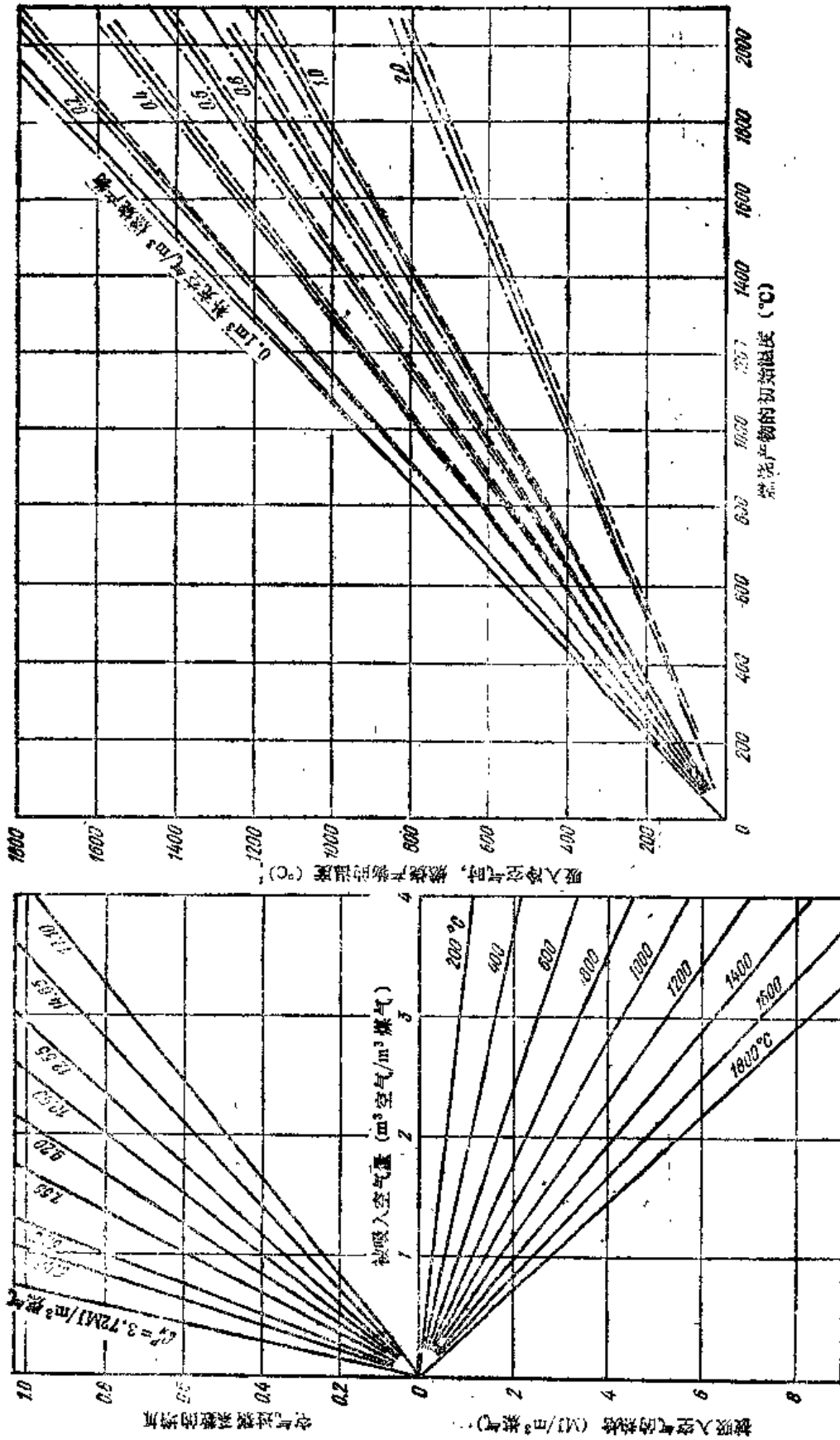


图 I-59 高炉和焦炉煤气混合煤气在富氧空气中的燃烧计算图
 被吸入空气量和热焓，燃烧产物冷却至空气露点时的燃烧产物温度（高炉煤气—虚线，焦炉煤气—实线）
 空气中氧浓度时，高炉煤气—照实线，焦炉煤气—虚线

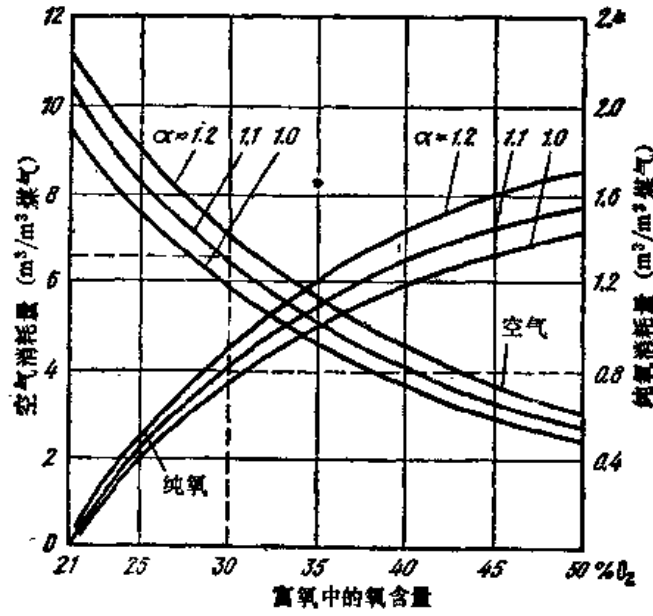


图 I-60 燃烧天然气时的空气消耗量和纯氧消耗量

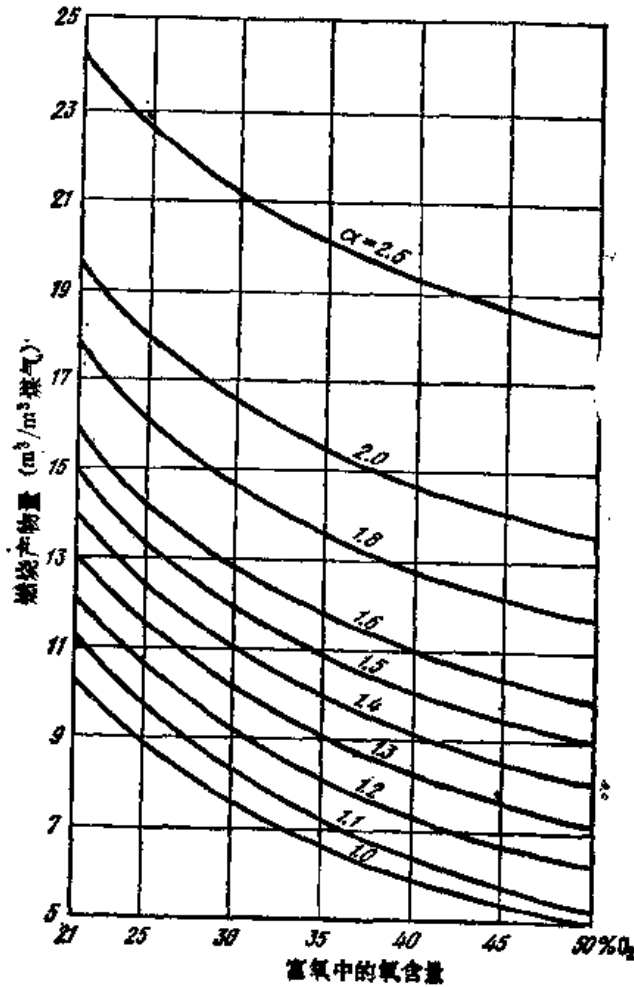


图 I-61 1m³天然气在富氧空气中的燃烧产物量

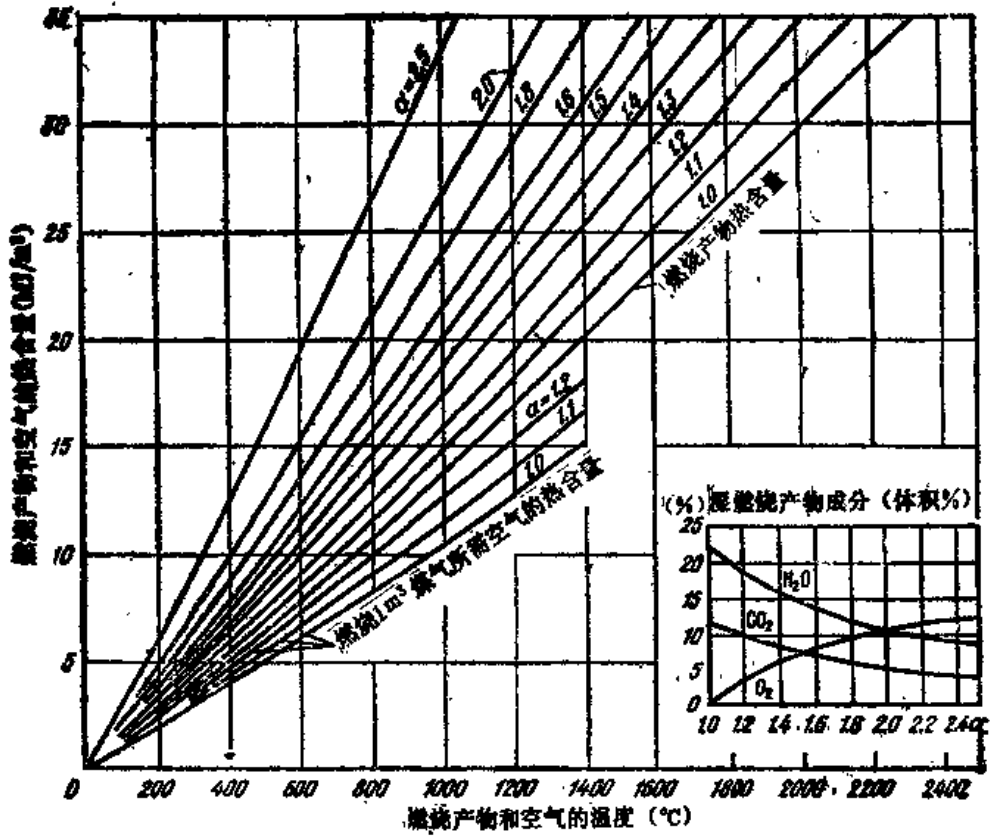


图 I -62 天然气在25% O₂ 的富氧空气中燃烧计算图

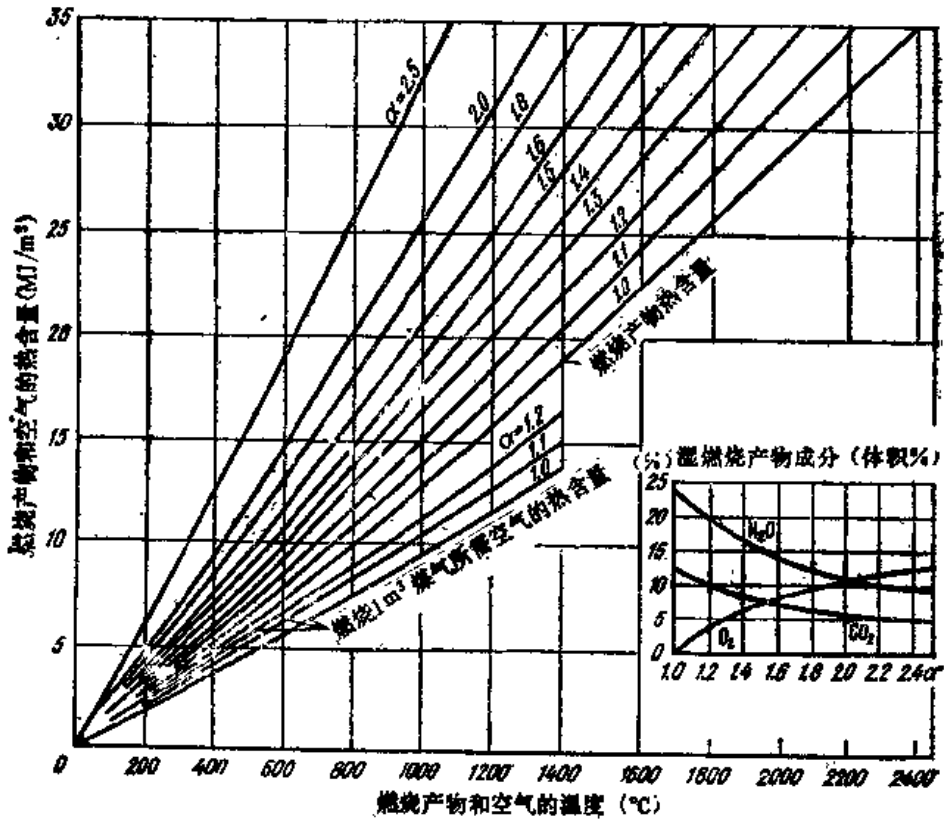


图 I -63 天然气在27% O₂ 的富氧空气中燃烧计算图

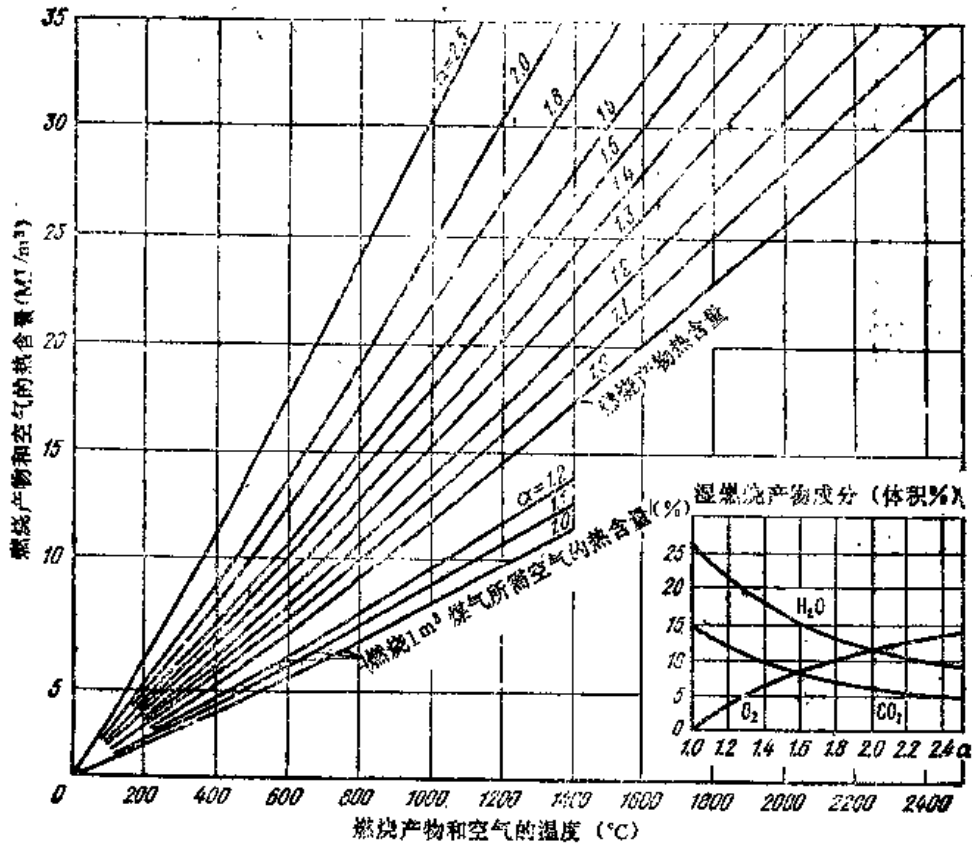


图 I-64 天然气在30%O₂的富氧空气中燃烧计算图

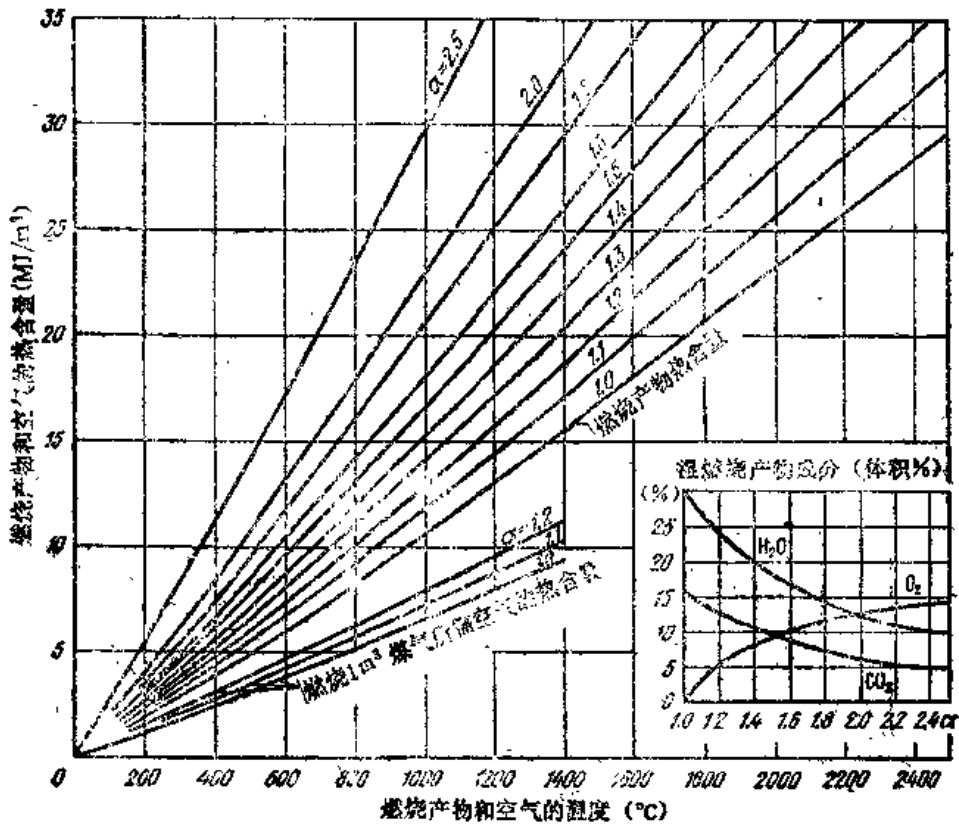


图 I-65 天然气在35%O₂的富氧空气中燃烧计算图

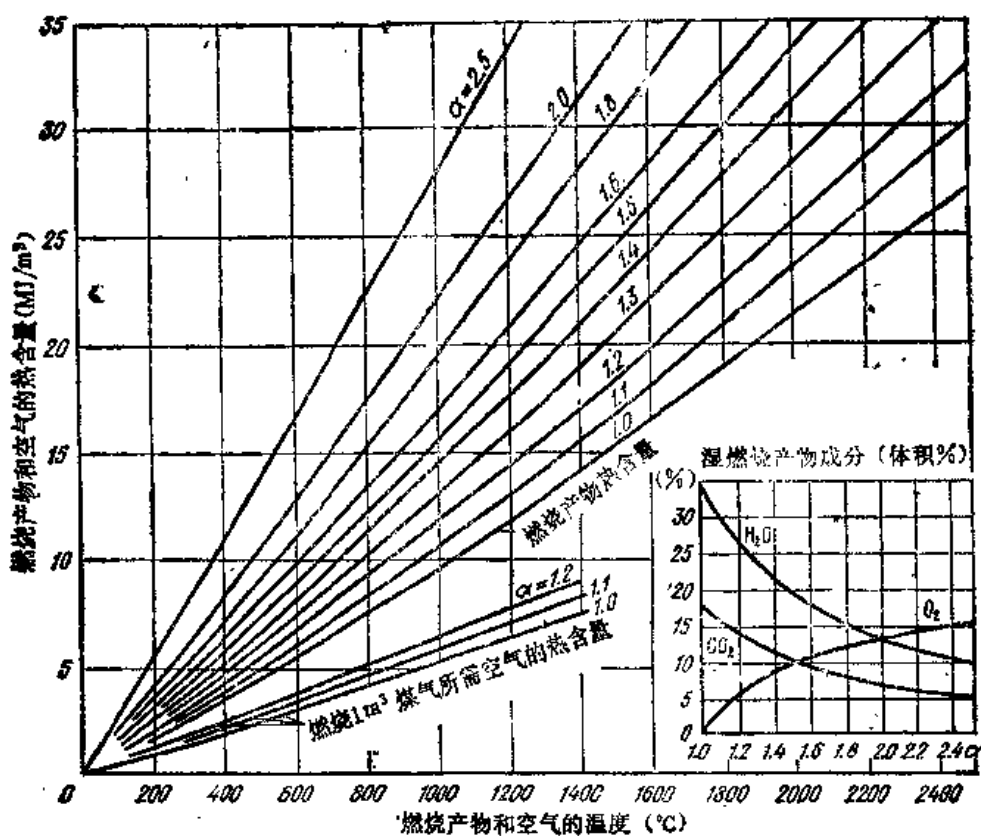


图 I-66 天然气在40%O₂的富氧空气中燃烧计算图

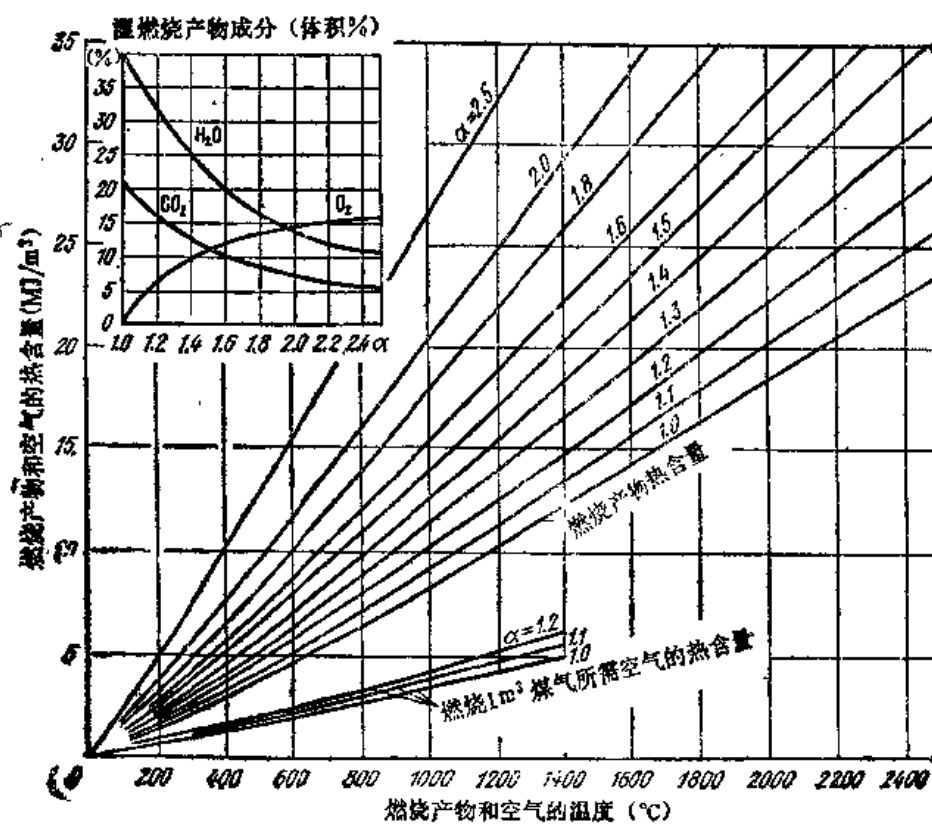


图 I-67 天然气在50%O₂的富氧空气中燃烧计算图

燃料不完全燃烧计算 (图 II-68~II-81)

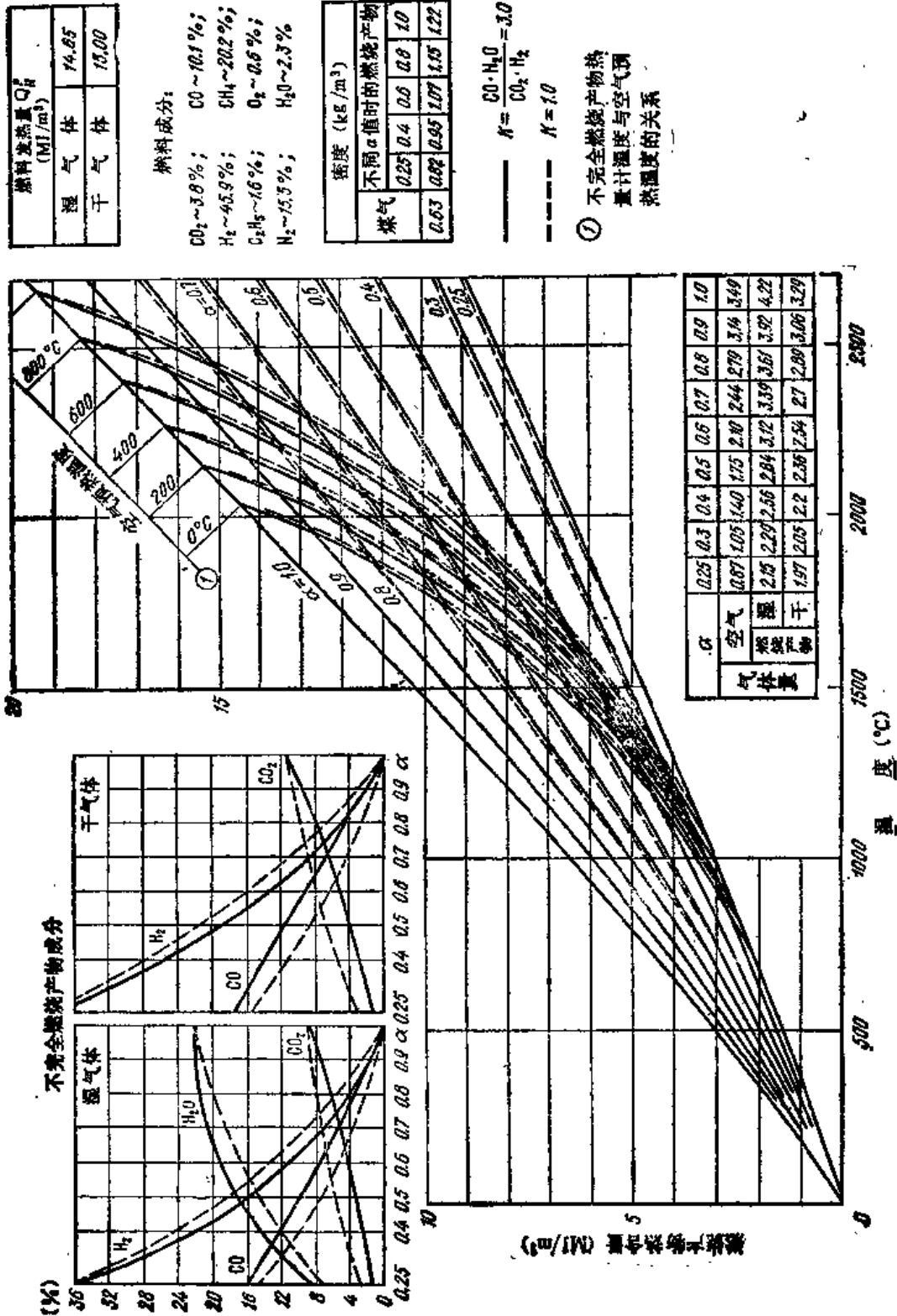


图 II-68 高炉和焦炉煤气混合煤气 ($Q_H = 14.65 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

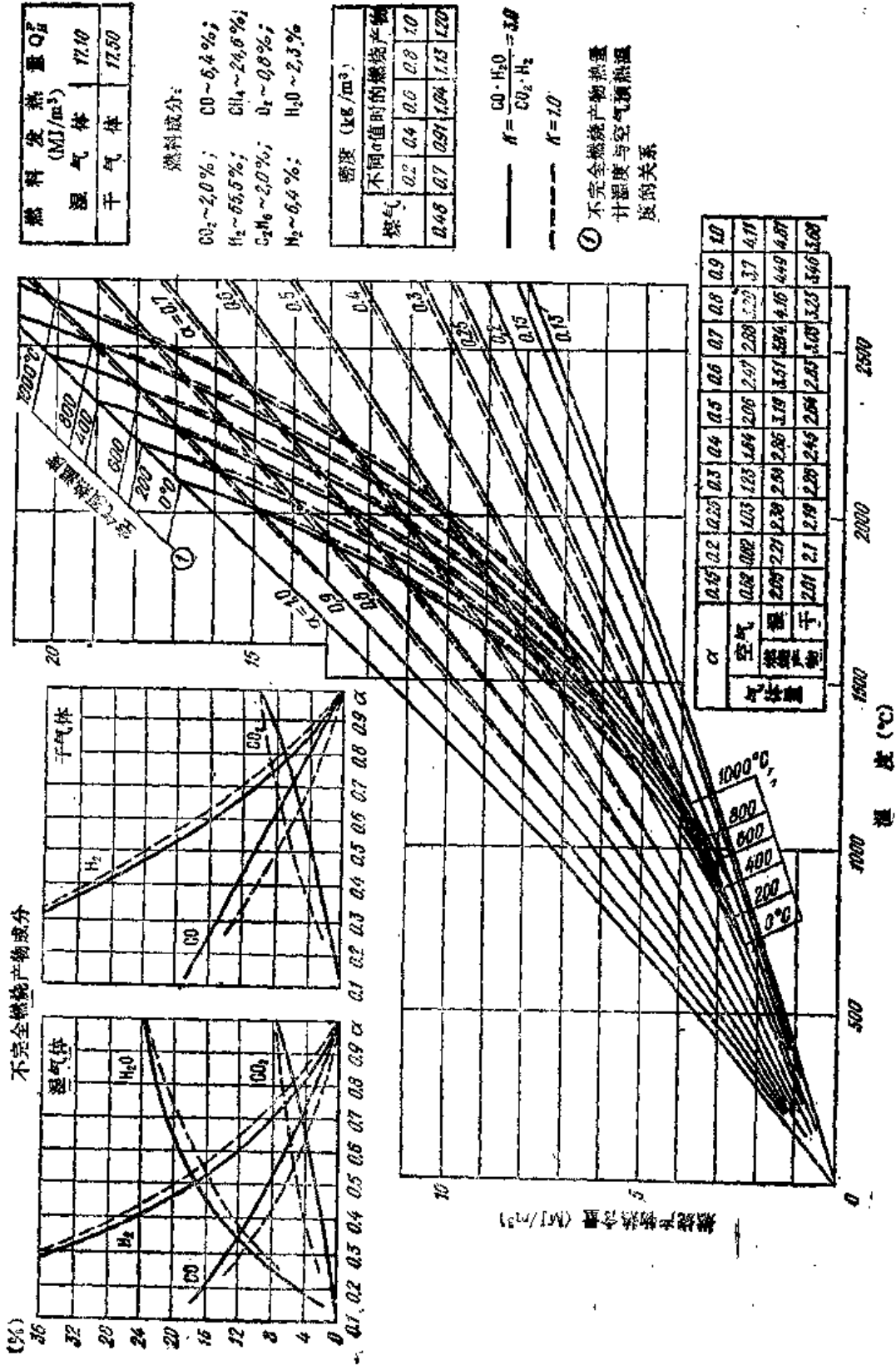


图 I-69 焦炉煤气不完全燃烧计算图

加热炉二十九

燃料发热量 Q_{Lr}^0 (MJ/m ³)	
湿气体	30.20
干气体	30.35

燃料成分:

CO₂ ~ 0.7%; CO ~ 1.9%;
 H₂ ~ 13.6%; CH₄ ~ 78.3%;
 C₂H₆ ~ 0.5%; O₂ ~ 0.5%;
 N₂ ~ 4.0%; H₂O ~ 0.5%

密度 (kg/m ³)	
不同 α 值时的燃烧产物	
煤气	0.25 0.3 0.4 0.6 0.8 1.0
	0.08 0.16 0.24 0.31 0.37 0.43

$$K = \frac{CO \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2} = 3.0$$

$$K = 1.0$$

① 不完全燃烧产物热量
 计温度与空气预热温
 度的关系

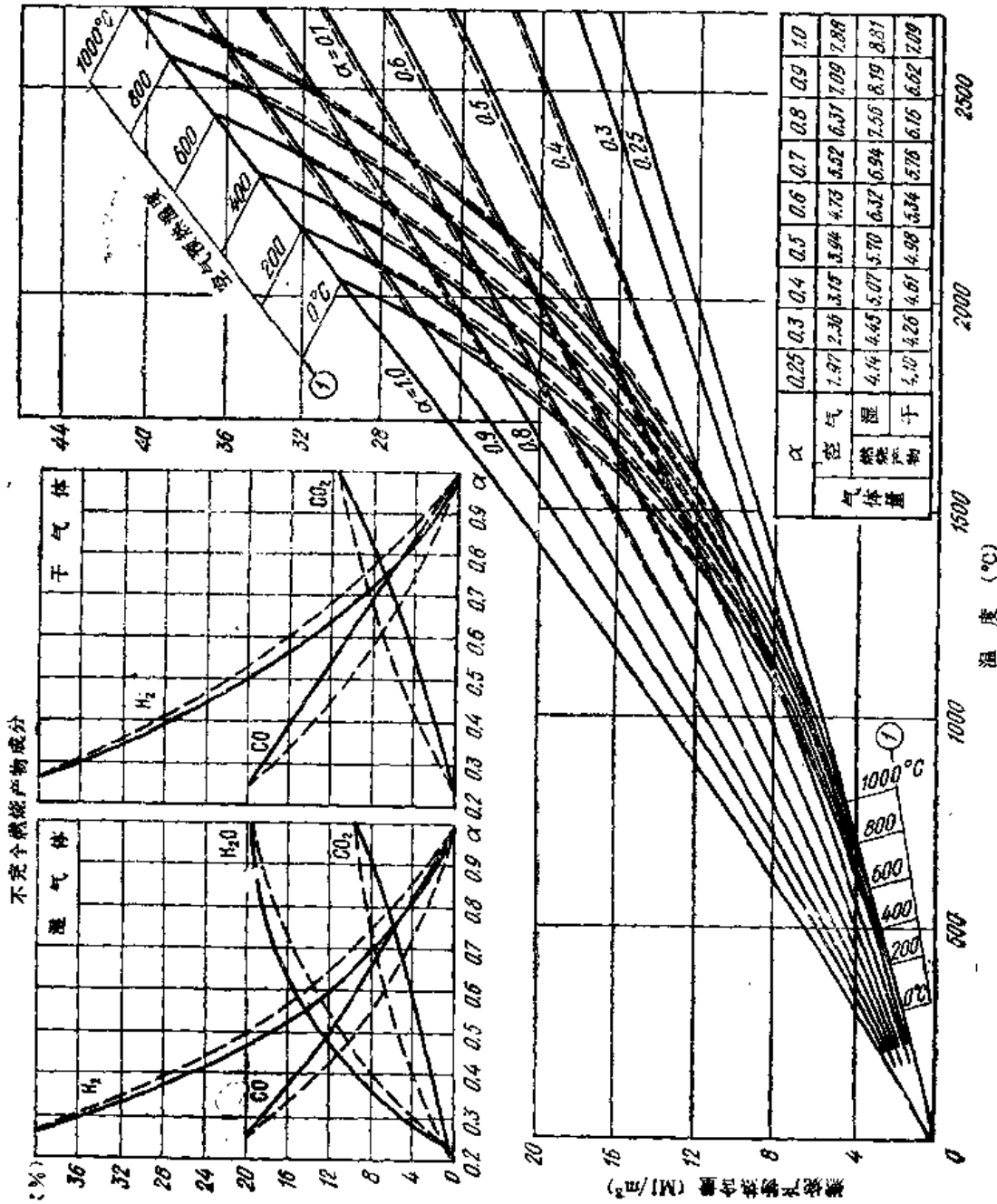


图 1-70 天然气和焦炉煤气混合煤气 ($Q_{Lr}^0 = 30.20 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

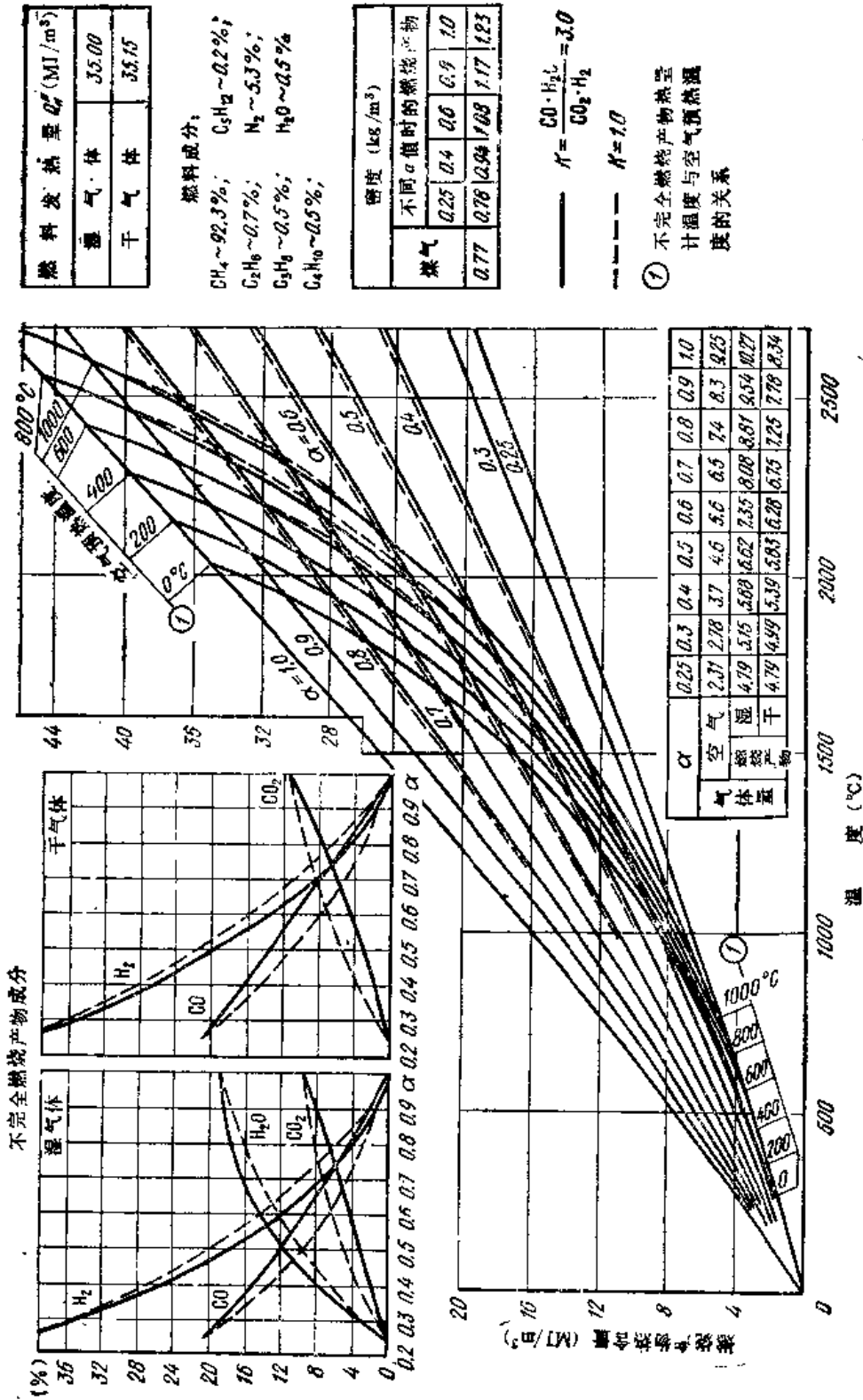


图 I-71 天然气 ($Q_d^0 = 24.95 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

燃料发热量 Q_f (MJ/m ³)	
湿气体	36.9
干气体	36.8

燃料成分：
 $CO_2 \sim 0.07\%$
 $O_2 \sim 92.26\%$; $C_2H_6 \sim 2.98\%$
 $C_3H_8 \sim 0.69\%$
 $C_4H_{10} \sim 0.47\%$; $C_5H_{12} \sim 0.23\%$
 $N_2 \sim 2.5\%$; $H_2O \sim 0.8\%$

密度 (kg/m ³)	
不同 α 值时的燃烧产物	
煤气	0.3 0.4 0.6 0.8 1.0
	0.78 0.84 0.94 1.08 1.17 1.24

—— $K = CO \cdot H_2O = 3.0$
 - - - $K = CO_2 \cdot H_2 = 1.0$

① 不完全燃烧产物热量
 计温度与空气预热温
 度的关系

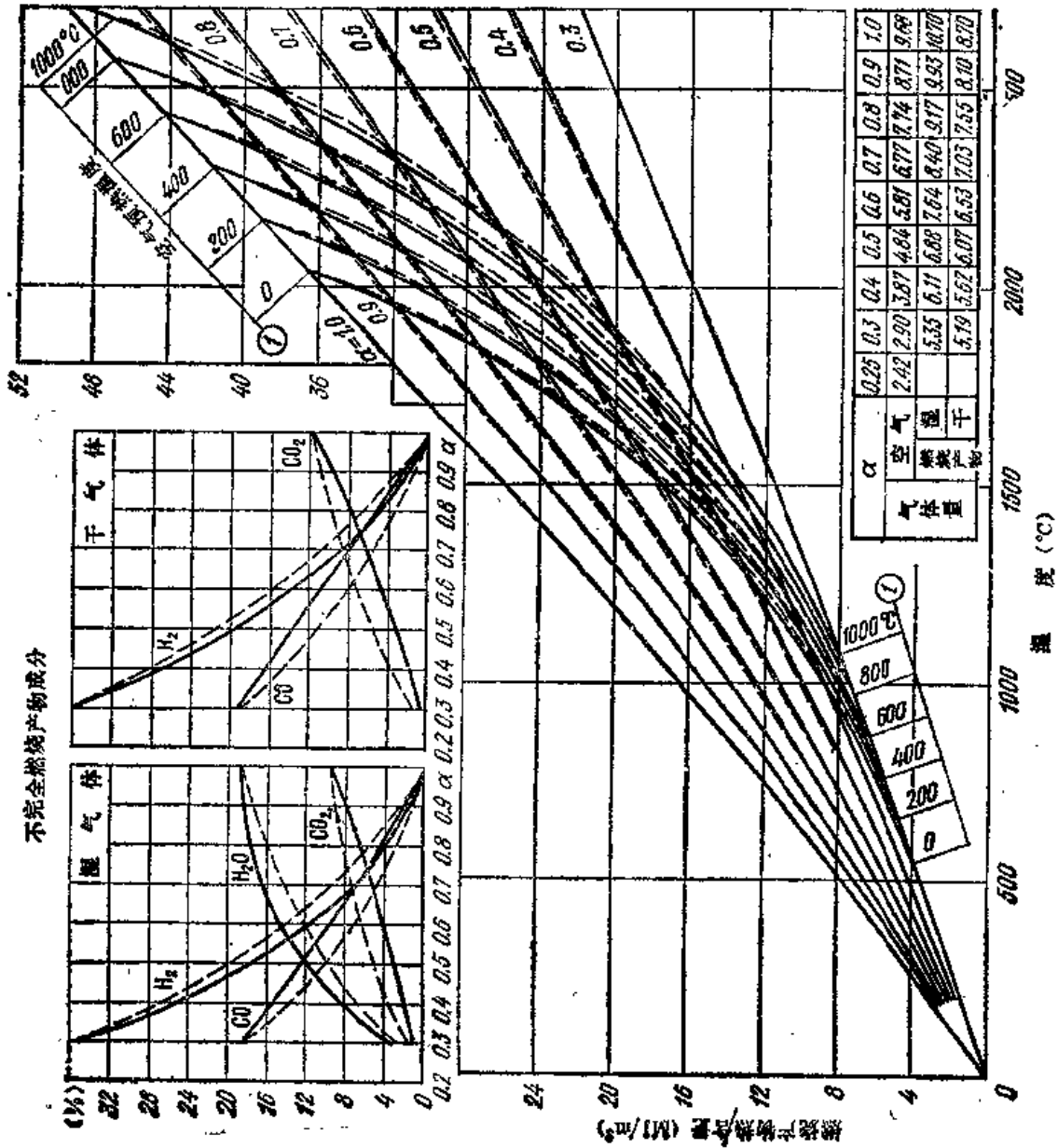


图 I-72 天然气 ($Q_f = 36.45 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

燃料发热量 Q_R (MJ/m ³)	
湿气体	37.20
干气体	37.57

燃料成分:
 CO_2 - 0.12%; CH_4 - 91.95%
 C_2H_6 - 3.87%; C_3H_8 - 1.29%
 C_4H_{10} - 0.4%; $i-C_5H_{12}$ - 0.11%
 N_2 - 1.46%; H_2O - 0.8%

密度 (kg/m ³)	
不同 α 值时的燃烧产物	
湿气	0.25 0.4 0.6 0.8 0.9 1.0
干气	0.78 0.94 1.08 1.17 1.21 1.24

—— $K = \frac{CO \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2} = 3.0$

--- $K = 1.0$

① 不完全燃烧产物热量
 与温度与空气预热度
 的关系

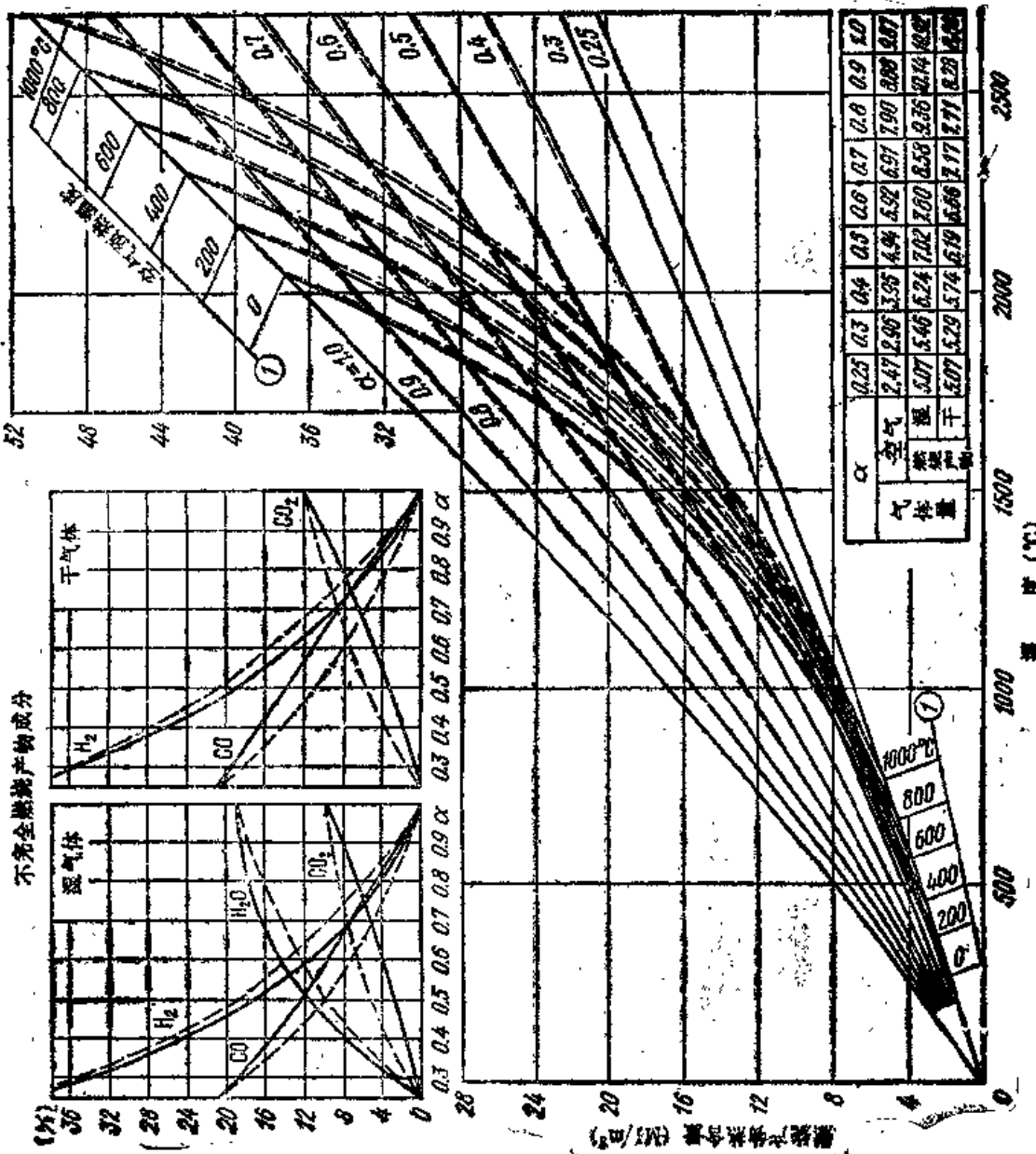


图 I-73 天然气 ($Q_R = 37.20 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

燃料发热量 (MJ/m³)	
湿气体	—
干气体	38.10

燃料成分：
 $CO_2 \sim 0.6\%$; $H_2 \sim 1.21\%$;
 $C_2H_6 \sim 5.0\%$; $CH_4 \sim 90.9\%$;
 $C_4H_{10} \sim 0.74\%$; $C_3H_8 \sim 1.5\%$;
 $C_5H_{12} \sim 0.05\%$;

密度 (kg/m³)					
煤气	不同 α 值时的燃烧产物				
0.3	0.4	0.6	0.8	1.0	
0.80	0.84	0.94	1.08	1.17	1.24

$$K = \frac{CO \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2} = 3.0$$

$$K = 1.0$$

① 不完全燃烧产物焓量
 与空气预热度
 的关系

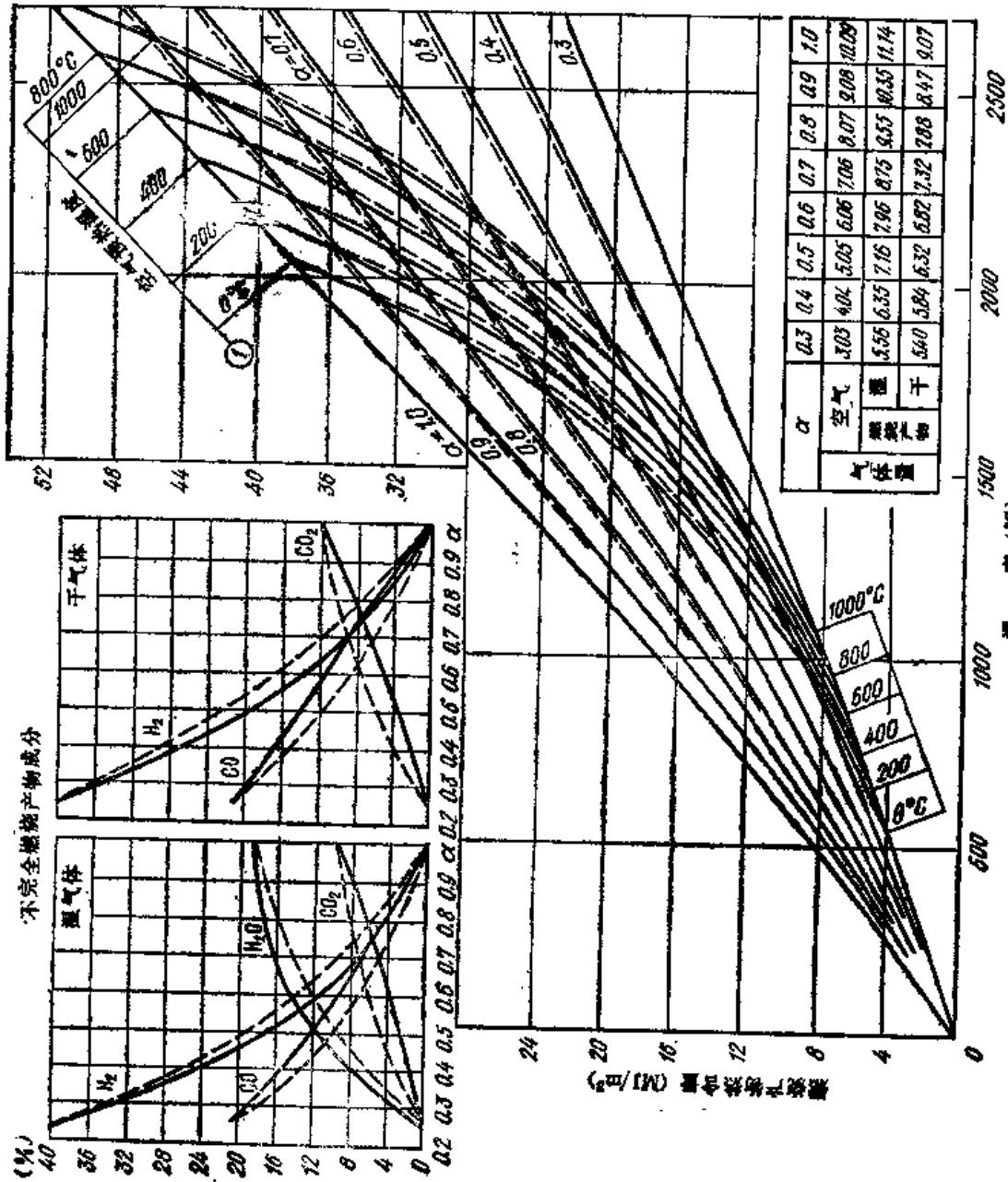


图 I-74 天然气 ($Q_{net}^0 = 38.10 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

燃料发热量 Q_{II}^0 (MJ/m ³)	
湿气体	—
干气体	42.50

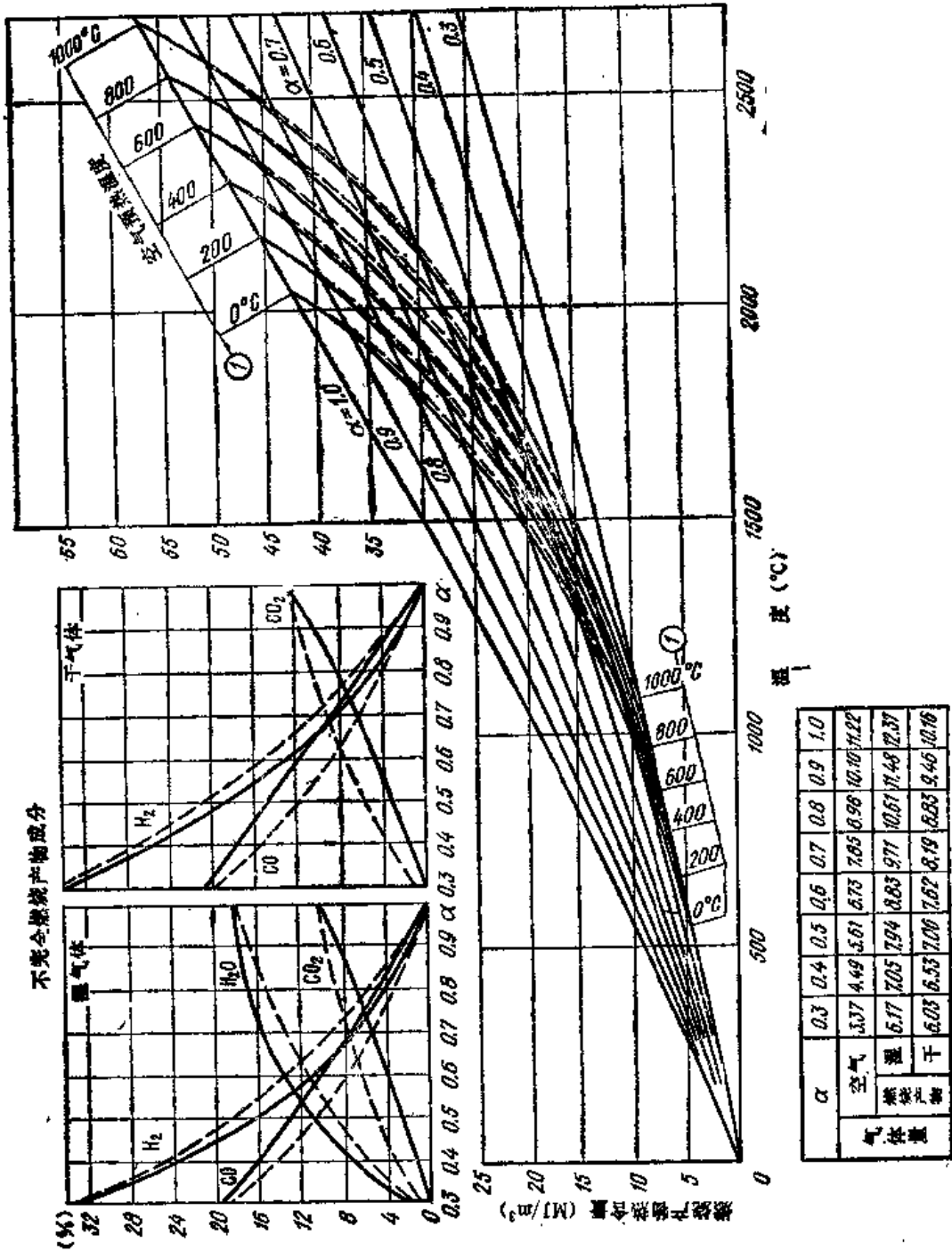
燃料成分:
 $CO_2 \sim 0.4\%$; $CH_4 \sim 79.5\%$;
 $C_2H_6 \sim 6.2\%$; $C_3H_8 \sim 5.4\%$;
 $C_4H_{10} \sim 3.7\%$; $C_5H_{12} \sim 0.5\%$;
 $N_2 \sim 4.3\%$;

密度 (kg/m ³)	
不同 α 值时的燃烧产物	
湿气体	0.3 0.4 0.5 0.6 0.7 0.8 0.9 1.0
干气体	0.84 0.85 0.85 1.08 1.08 1.18 1.21 1.24

$$K = \frac{CO \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2} = 3.0$$

$$K = 1.0$$

① 不完全燃烧产物热量
 与温度与空气预热的
 关系



α	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
空气	3.37	4.49	5.61	6.73	7.85	8.96	10.10	11.22
湿	5.17	7.05	7.94	8.83	9.71	10.57	11.48	12.37
干	6.03	6.53	7.00	7.62	8.19	8.83	9.46	10.10

图 I-75 含油天然气 ($Q_{II}^0 = 42.50 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

燃料发热量 Q_{R1} (MJ/m ³)	
湿气体	—
干气体	46.70

燃料成分：
 $CO_2 \sim 0.03\%$; $CH_4 \sim 73.35\%$;
 $C_2H_6 \sim 10\%$; $C_3H_8 \sim 80\%$;
 $C_4H_{10} \sim 4.0\%$; $O_2, H_2 \sim 1.6\%$;
 $N_2 \sim 4.0\%$;

密度 (kg/m ³)	
不同 α 值时的燃烧产物	
煤气	0.3 0.4 0.5 0.6 0.8 1.0
	1.02 1.06 1.09 1.18 1.25

— $K = \frac{CO + H_2O}{CO_2 + H_2} = 3.0$

- - - $K = 1.0$

① 不完全燃烧产物热量
 与温度与空气预热量
 的关系

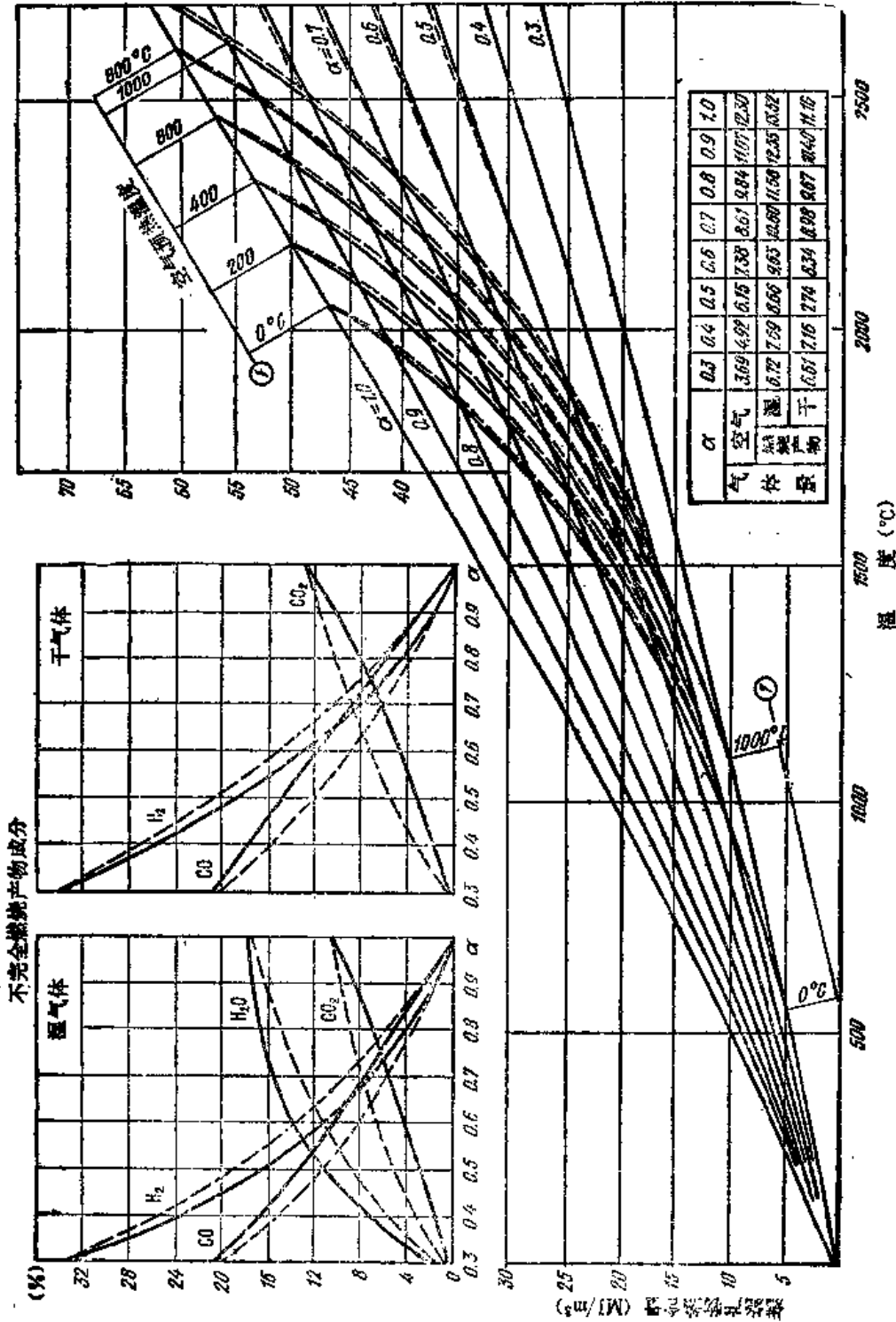


图 J-76 含油天然气 ($Q_{R1} = 46.70 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

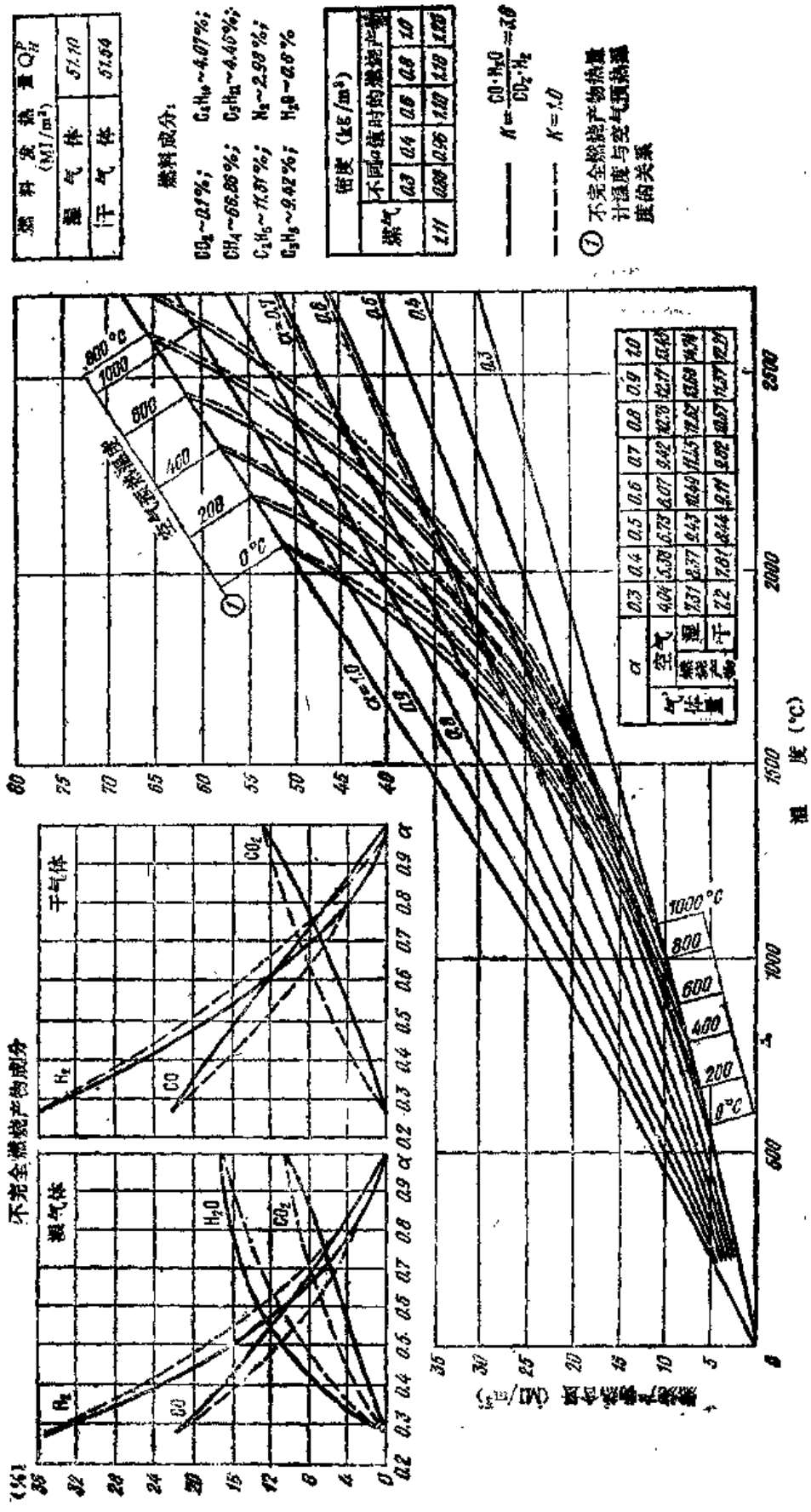


图 I-77 含油天然气 ($Q_H = 63.85 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

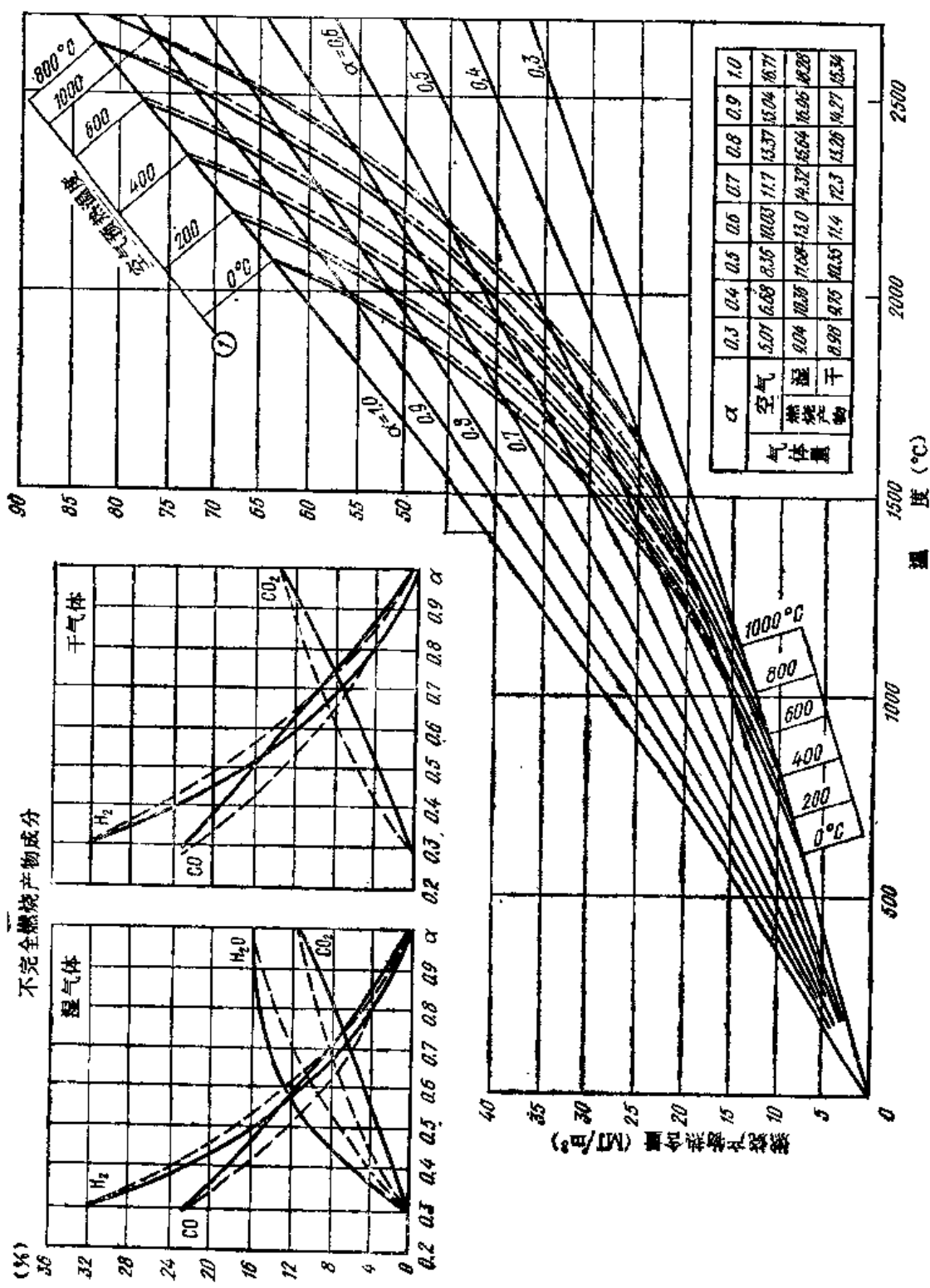
燃料发热量 Q_{H}^P (MJ/m ³)	
湿气体	—
干气体	63.85

燃料成分：
 $CO_2 \sim 1.0\%$; $CH_4 \sim 34.3\%$;
 $C_2H_6 \sim 19.0\%$; $C_3H_8 \sim 21.0\%$;
 $C_4H_{10} \sim 9.7\%$; $C_5H_{12} \sim 6.0\%$;
 $N_2 \sim 9.0\%$;

密度 (kg/m ³)	
不同 α 值时的燃烧产物	
煤气	0.3 0.4 0.6 0.8 1.0
	1.49 0.88 0.97 1.11 1.19 1.26

—— $K = \frac{CO + H_2O}{CO_2 + H_2} = 3.0$
 - - - $K = 1.0$

① 不完全燃烧产物热量
 与温度与空气预热度
 的关系



α	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
空气	5.07	6.68	8.36	10.03	11.7	13.37	15.04	16.77
湿	9.04	10.38	11.68	13.0	14.32	15.64	16.95	18.26
干	8.98	9.75	10.35	11.4	12.3	13.28	14.27	15.34

图 1-78 含油天然气 ($Q_{H}^P = 63.85 \text{ MJ/m}^3$) 不完全燃烧计算图

燃料发热量 Q_H (MJ/m ³)	
湿气体	—
干气体	91.20

燃料成分:
 $C_3H_8 \sim 100\%$

密度 (kg/m ³)	
不同 α 值时的燃烧产物	
煤气	0.3 0.4 0.5 0.7 0.9 1.0
	1.37 0.88 0.98 1.05 1.18 1.24 1.27

$$K = \frac{120 \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2} = 3.0$$

$$K = 1.0$$

① 不完全燃烧产物热量
计温度与空气预热器
度的关系

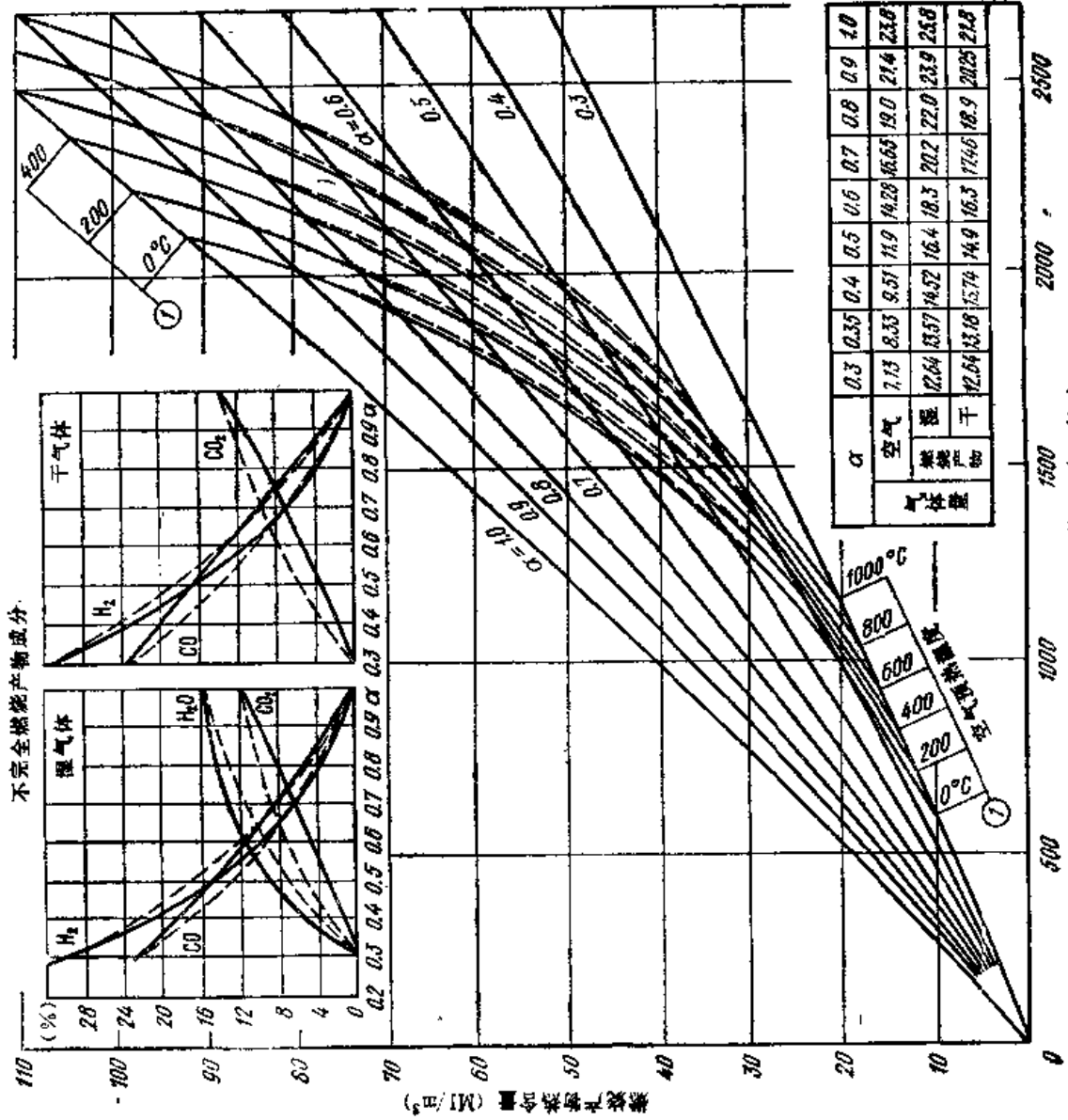


图 I-79 丙烷 (C₃H₈) 不完全燃烧计算图

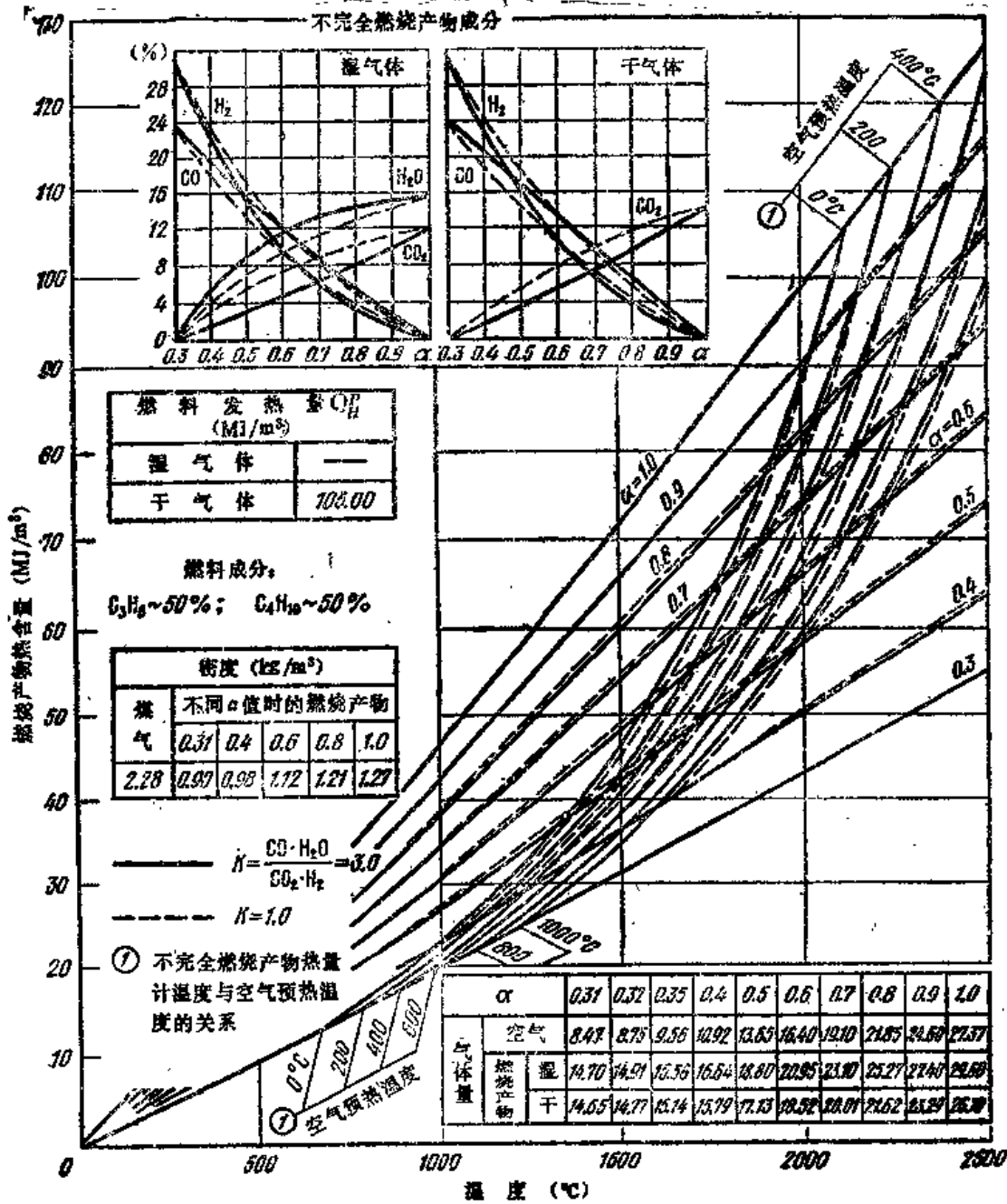


图 I-80 丙烷和丁烷混合气 (50% C_3H_8 和 50% C_4H_{10}) 不完全燃烧计算图

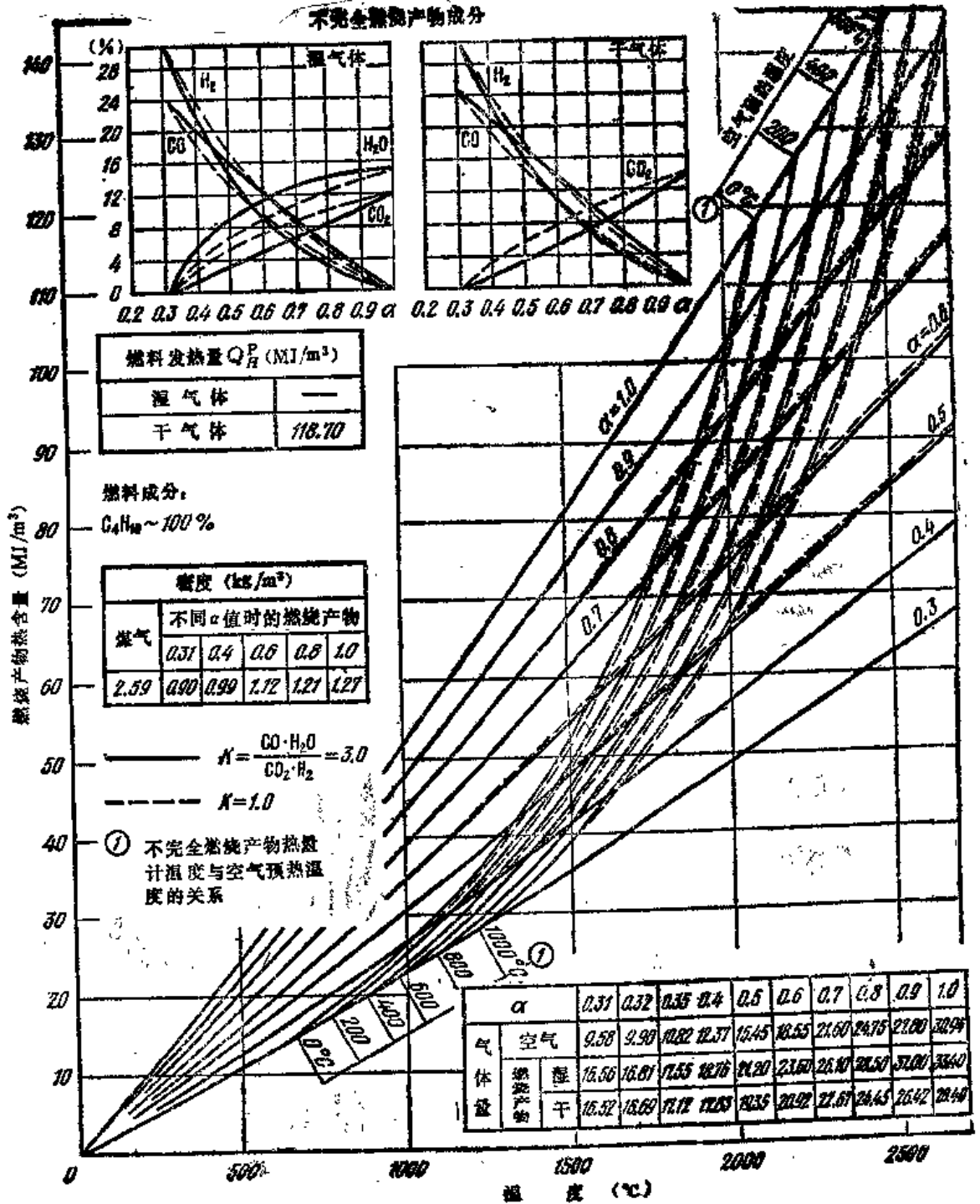


图 I-81 丁烷 (C₄H₁₀) 不完全燃烧计算图

附录 II 通过砌体的热损失

(表 III-1-表 III-6, 图 III-1-图 III-17)。

表 III-1 通过双层炉墙热流量计算图一览表

图 号	内层 δ_1	外层 δ_2	图 号	内层 δ_1	外层 δ_2
II-3a	硅 砖	轻质粘土砖 ШЛ-1.3	г	轻质滑石粘土砖 ШТЛ-0.6	Д-500
б	同 上	ШЛ-1.0	д	ШЛ-1.3	П-250
в	粘 上 砖	ШЛ-1.3	е	ШЛ-1.0	П-250
г	同 上	ШЛ-1.0	ж	轻质莫来石硅胶 砖МКРЛ-0.8	П-250
д	同 上	ШЛ-0.4	з	粘土纤维板 ШВЛ-350	矿渣棉毡
е	同 上	硅藻上砖 Д-500	II-6a	ШТЛ-0.6	ПД-350
ж	同 上	泡沫硅藻土砖 ПД-350	б	ШЛ-0.4	Д-500
з	莫来石硅砖	ШЛ-0.4	в	ШЛ-0.4	П-250
II-4a	同 上	Д-500	г	ШЛ-0.4	ПД-350
б	同 上	ПД-350	д	МКРЛ-0.8	Д-500
в	同 上	珍珠岩П-250	е	МКРЛ-0.8	ПД-350
г	轻质粘土砖 ШЛ-1.3	Д-500	ж	МКРЛ-0.8	П-250
д	天然刚玉	ШЛ-0.4	з	ШВЛ-350	矿渣棉毡
е	同 上	Д-500	II-7a	电熔刚玉 同 上	ШЛ-0.4 Д-500
ж	同 上	ПД-350	同 上	同 上	ПД-350
з	同 上	П-250	同 上	同 上	П-250
II-5a	ШЛ-1.3	ПД-350	б	莫来石纤维毡 МКРВ-200	矿渣棉毡
б	ШЛ-1.0	Д-500			
в	ШЛ-1.0	ПД-350			

表 III-2 双层炉墙各层厚度及对应于图 II-3~图 II-7上的各曲线代号

外层厚度 δ_2 (mm)	内 层 厚 度 δ_1 (mm)							
	60	80	100	232	300	348	464	580
40	24	27	30	—	—	—	—	—
50	25	28	31	20	33	21	32	23
80	26	29	32	—	—	—	—	—
100	—	—	—	8	34	9	10	11
116	—	—	—	1	35	2	3	4
150	—	—	—	12	36	13	14	15
200	—	—	—	16	37	17	18	19
232	—	—	—	5	38	6	7	—

表 I-3 通过三层炉墙的热流量及在图 I-8~图 I-12 上的曲线代号

δ_2 (mm)	$\delta_1 = 116\text{mm}$				$\delta_1 = 232\text{mm}$				$\delta_1 = 348\text{mm}$				$\delta_1 = 464\text{mm}$				$\delta_1 = 580\text{mm}$			
	δ_2 (mm)																			
	116	232	348	464	116	232	348	464	116	232	348	464	116	232	348	464	116	232	348	464
10	1	4	7	13	13	16	19	22	25	28	31	34	37	40	43	46	49	52	55	58
116	2	5	8	11	14	17	20	23	26	29	32	35	38	41	44	47	50	53	56	59
232	3	6	9	12	15	18	21	24	27	30	33	36	39	42	45	48	51	54	57	60

表 I-4 通过三层炉墙热流量计算图一览表

图 号	内 层 δ_1	中 层 δ_2	外 层 δ_3	说 明
I-8 a	硅 砖	粘 土 砖 ШЛ-1.3	玄武岩铸石板	
б	同 上	ШЛ-1.0	同 上	
в	粘 土 砖	ШЛ-1.3	同 上	
г	同 上	ШЛ-1.0	同 上	
д	同 上	ШЛ-0.4	同 上	
е	同 上	硅藻土砖 Д-500	同 上	
ж	同 上	泡沫硅藻土砖 ПД-350	同 上	
з	莫来石硅砖	ШЛ-0.4	同 上	
I-9 a	粘 土 砖	ШЛ-1.0	Д-500	
б	同 上	ШЛ-1.3	同 上	
в	同 上	ШЛ-0.9	同 上	
г	莫来石轻质砖	ПД-350	玄武岩铸石板	
д	同 上	Д-500	同 上	
е	天然刚玉	ШЛ-0.4	同 上	
ж	同 上	Д-500	同 上	
з	同 上	ПД-350	同 上	
I-10a	ШЛ-1.3	Д-500	同 上	
б	ШЛ-1.3	ПД-350	同 上	
в	ШЛ-1.0	Д-500	同 上	
г	ШЛ-1.0	Д-350	同 上	
д	轻质粘土砖 ШТЛ-0.6	Д-500	同 上	
е	轻质氧化铝砖 КЛ-1.3	ШЛ-0.4	同 上	
I-11a	ШЛ-0.4	Д-500	同 上	
б	ШЛ-0.4	ПД-350	同 上	
в	ШТЛ-0.6	ПД-350	同 上	
г	КЛ-1.3	Д-500	同 上	
д	КЛ-1.3	ПД-350	同 上	
е	莫来石轻质砖 МКРЛ-0.8	Д-500	同 上	
ж	ШЛ-1.3	ПД-350	同 上	
I-12a	方镁石砖	粘 土 砖	ШЛ-1.3	图 I-13a
б	同 上	同 上	ШЛ-1.0	图 I-13б
в	同 上	同 上	ШЛ-0.9	

(续)

图 号	内 层 δ_1	中 层 δ_2	外 层 δ_3	说 明
r	铬方镁石砖	同 上	ШЛ-1,0	图 Ⅱ-13a
б	同 上	同 上	ШЛ-0,9	图 Ⅱ-13r
e	同 上	同 上	ШЛ-1,3	图 Ⅱ-12a
Ⅱ-13a	方镁石砖	同 上	ШЛ-1,3	图 Ⅱ-12б
б	同 上	同 上	ШЛ-1,0	图 Ⅱ-12r
в	铬方镁石砖	同 上	ШЛ-1,0	图 Ⅱ-12e
г	同 上	同 上	ШЛ-1,3	
д	电熔刚玉砖	同 上	ШЛ-1,3	
e	同 上	同 上	ШЛ-1,0	
Ⅱ-14a	方镁石砖	同 上	Д-500	
б	铬方镁石砖	同 上	Д-500	
в	电熔刚玉砖	同 上	Д-500	
Ⅱ-15a	莫来石纤维毡	莫来石纤维毡	矿渣棉毡	
	МКРБ-200	МКРП-340		
б	粘土红泥板	莫来石纤维毡	同 上	
	ШБШ-350	МКРБ-200		
в	同 上	МКРП-340	同 上	
г	同 上	莫来石纤维板МКРБ	同 上	

表 Ⅱ-5 通过三层炉墙的热流量及在图 Ⅱ-13和图 Ⅱ-14上的曲线代号

δ_3 (mm)	$\delta_1 = 116\text{mm}$					$\delta_1 = 180\text{mm}$					$\delta_1 = 200\text{mm}$					$\delta_1 = 250\text{mm}$				
	δ_2 (mm)																			
	134	200	268	335	400	134	200	268	335	400	134	200	268	335	400	134	200	268	335	400
116	61	64	67	70	73	76	79	82	85	88	91	94	97	100	103	106	109	112	115	118
134	62	65	68	71	74	77	80	83	86	89	92	95	98	101	104	107	110	113	116	119
200	63	66	69	72	75	78	81	84	87	90	93	96	99	102	105	108	111	114	117	120

表 I-6 通过三层炉墙的热流量及在图 I-15 上的曲线代号

t_2, mm	$\delta_1 = 40 \text{ mm}$				$\delta_1 = 80 \text{ mm}$				$\delta_1 = 100 \text{ mm}$			
	δ_2, mm											
	30	40	80	100	30	40	80	100	30	40	80	100
40	121	124	127	130	133	136	139	142	145	148	151	154
50	122	125	128	131	134	137	140	143	146	149	152	155
80	123	126	129	132	135	138	141	144	147	150	153	156

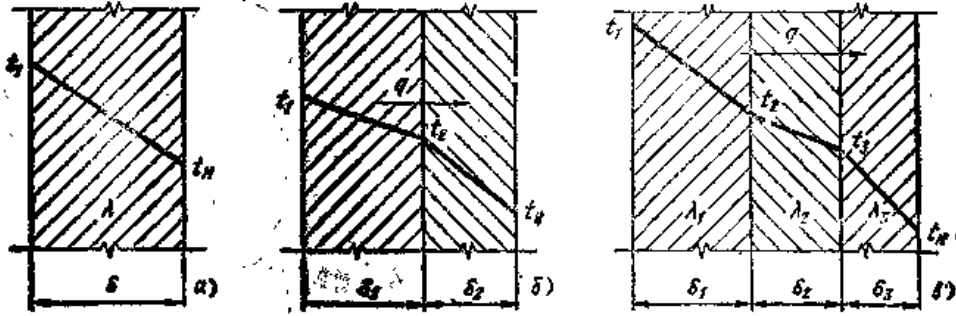


图 I-1 炉衬简图

a—单层炉墙 b—双层炉墙 B—三层炉墙

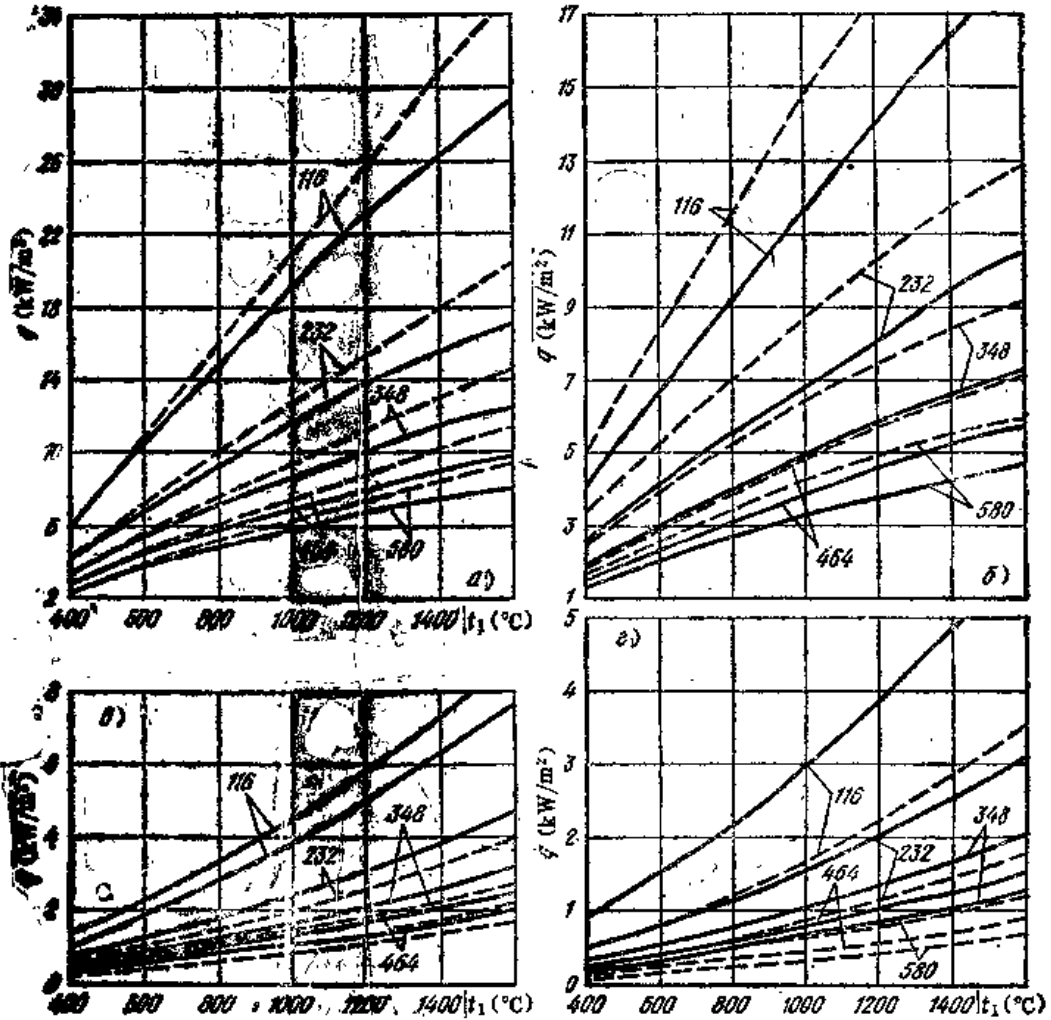


图 I-2 通过单层炉墙的热流 (曲线上的数字是炉墙厚度 mm)

а—方镁砖(实线)和焦油镁砂砖(虚线) б—轻方镁砖(实线)和方镁砖(虚线) в—轻质粘土砖 $\mu\lambda=0.9$ (实线) 和 $\mu\lambda=0.4$ (虚线) г—同上, $\mu\lambda=1.3$ (实线) 和 $\mu\lambda=1.0$ (虚线)

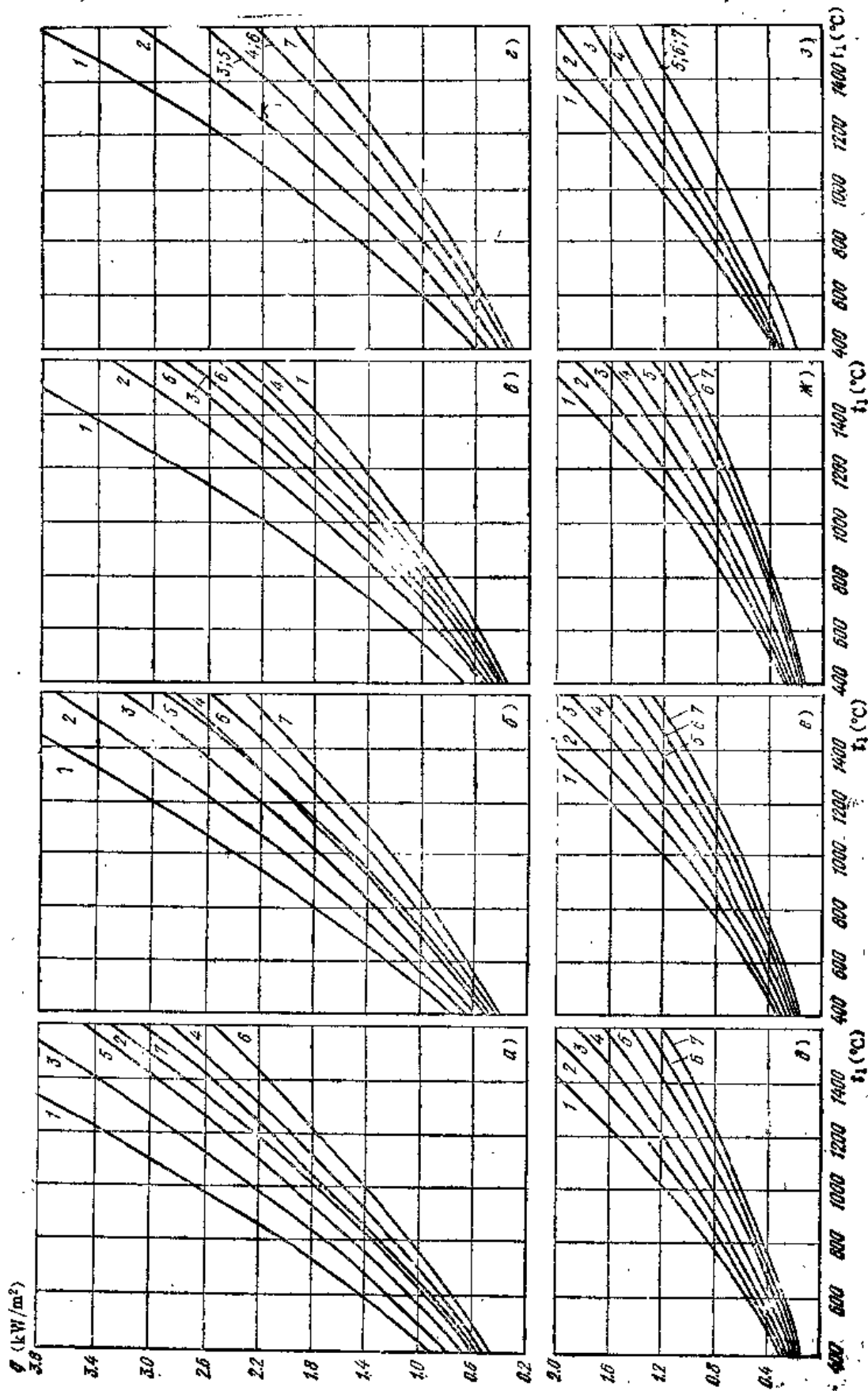


图 3 通过双层炉墙的热流

a~d—见表 1 1~7—见表 2

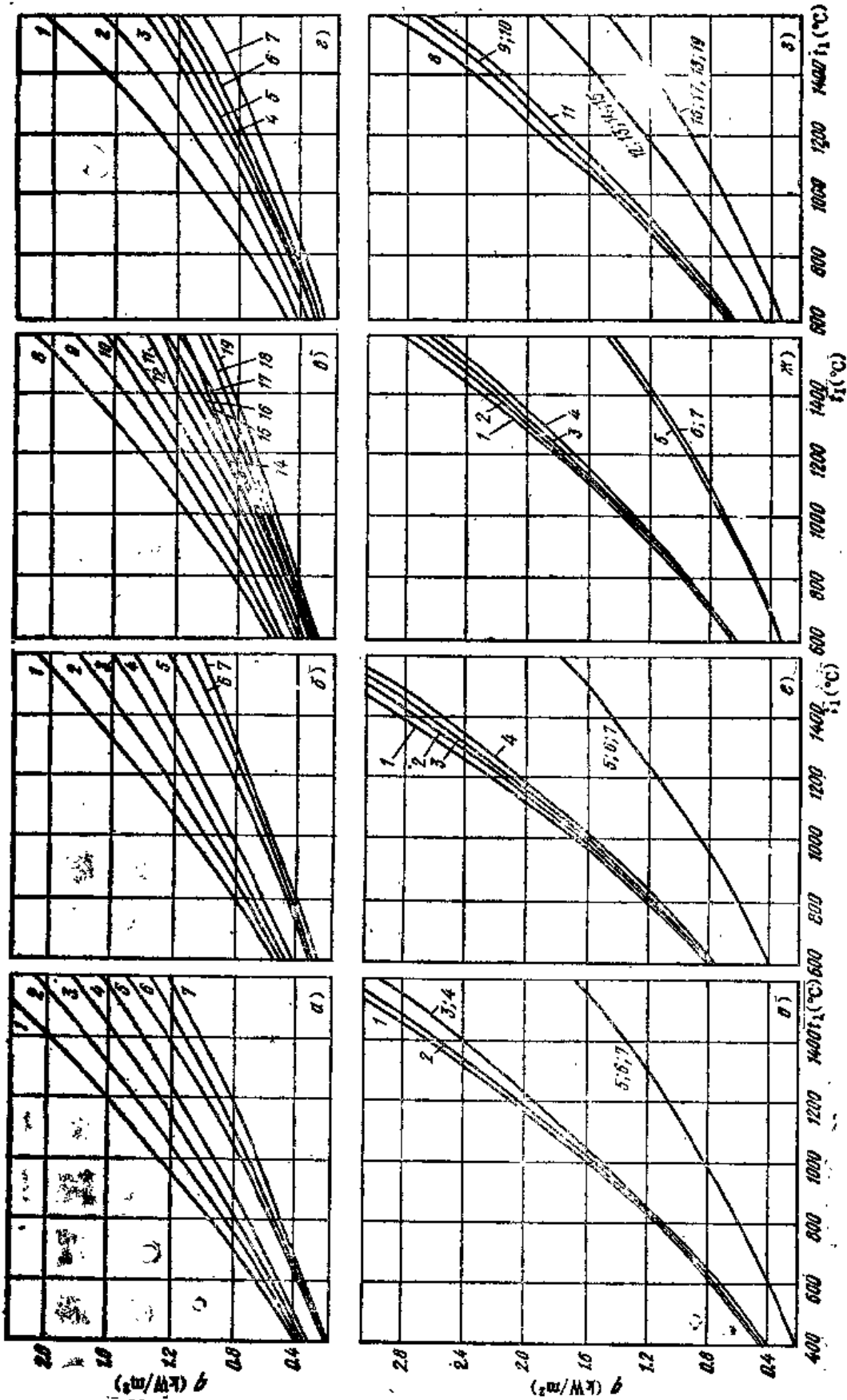


图 1-1 通过双层炉墙的热流
a~d—见表Ⅱ-1 1~19—见表Ⅱ-2

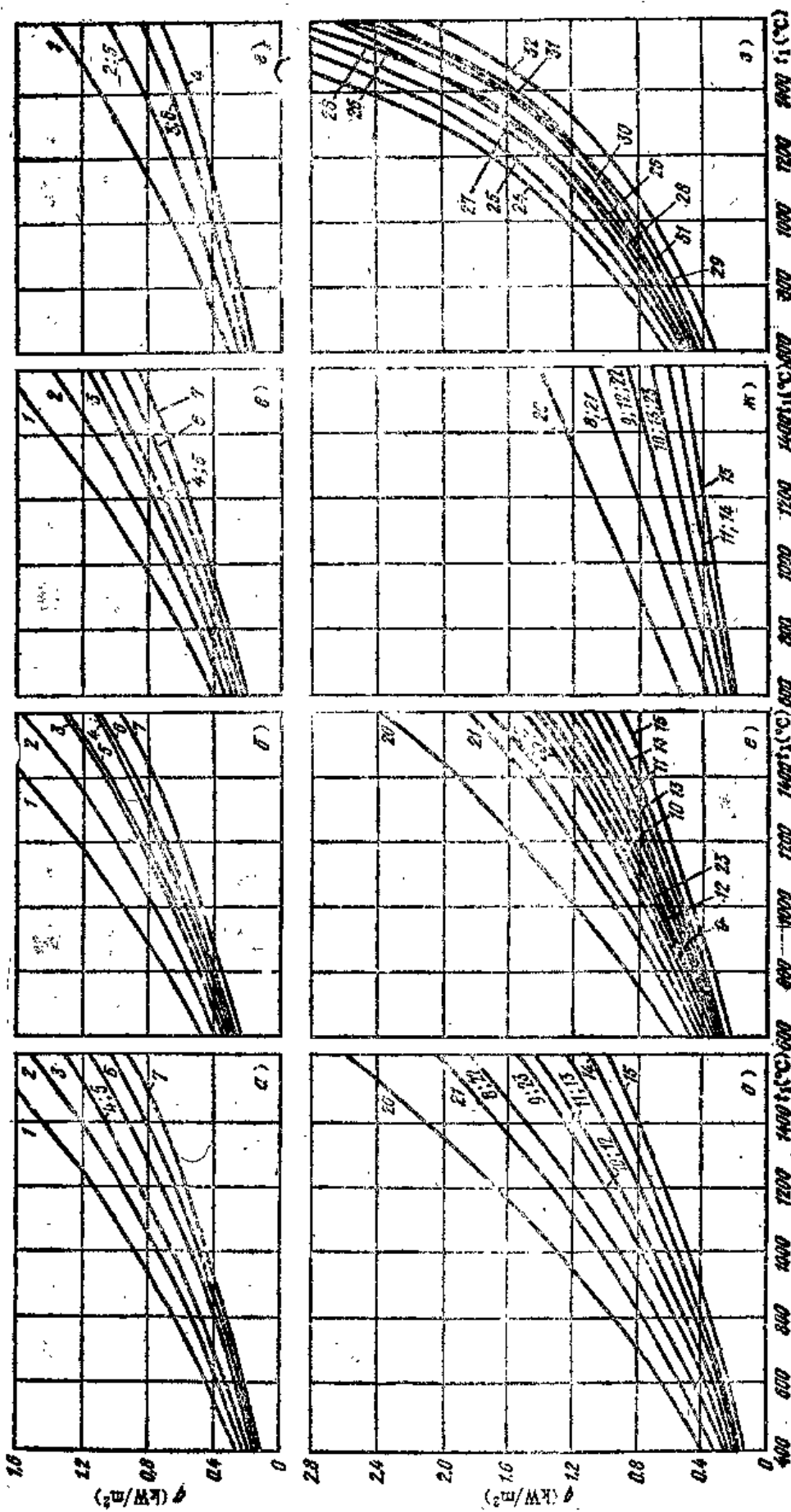
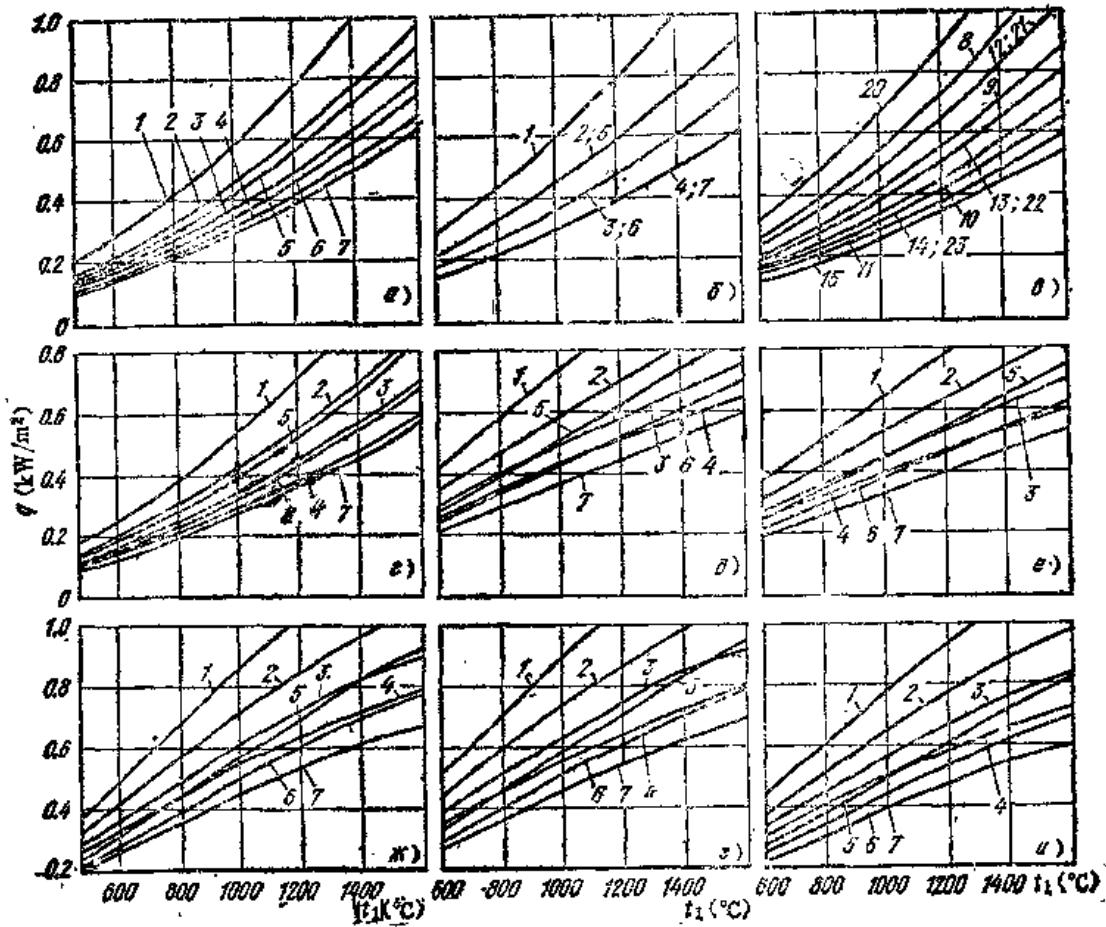


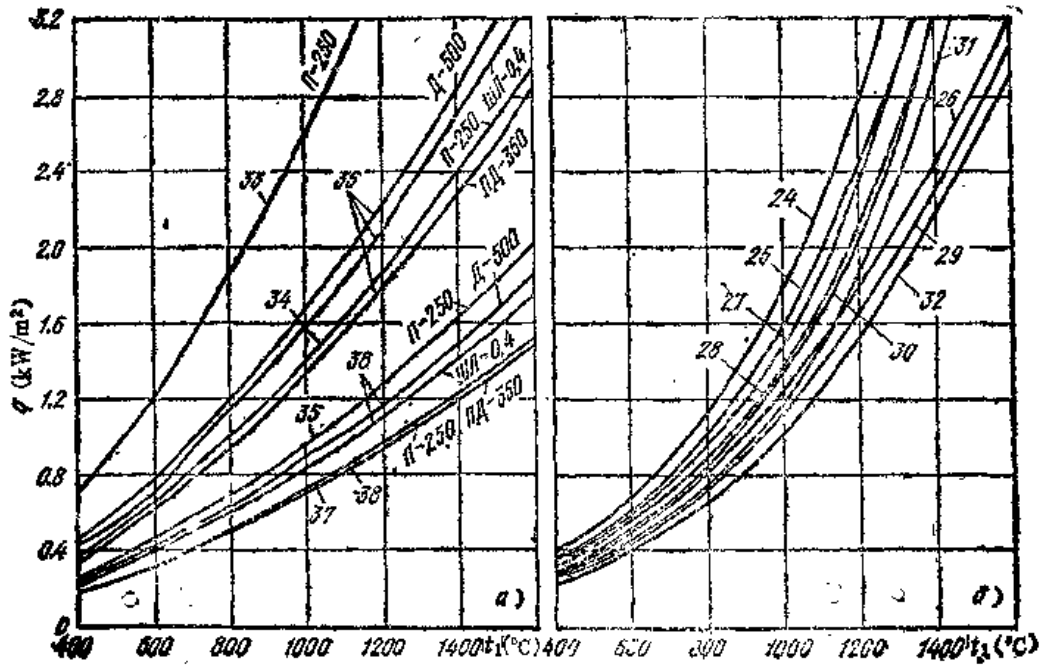
图 5 通过双层炉墙的热流

a~g—见表 1 1~32—见表 2



图Ⅲ-6 通过双层炉墙的热流

a~3—见表Ⅲ-1 1~15, 21~23—见表Ⅲ-2



图Ⅲ-7 通过双层炉墙的热流

a, b—见表Ⅲ-1 24~38—见表Ⅲ-2

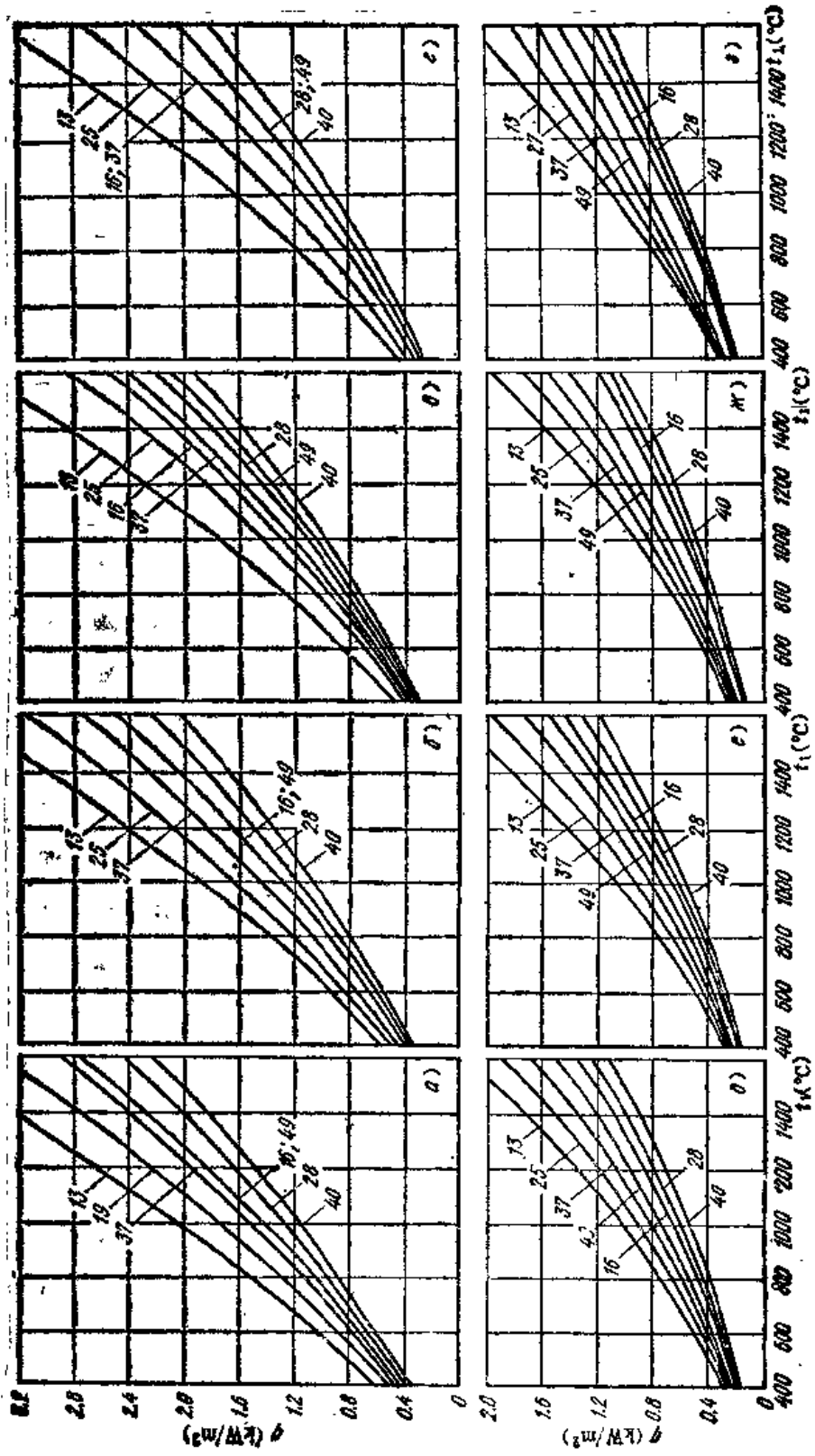


图 1-8 通过三层炉墙的热流
a~g—见表 1-3 曲线代号—见表 1-4

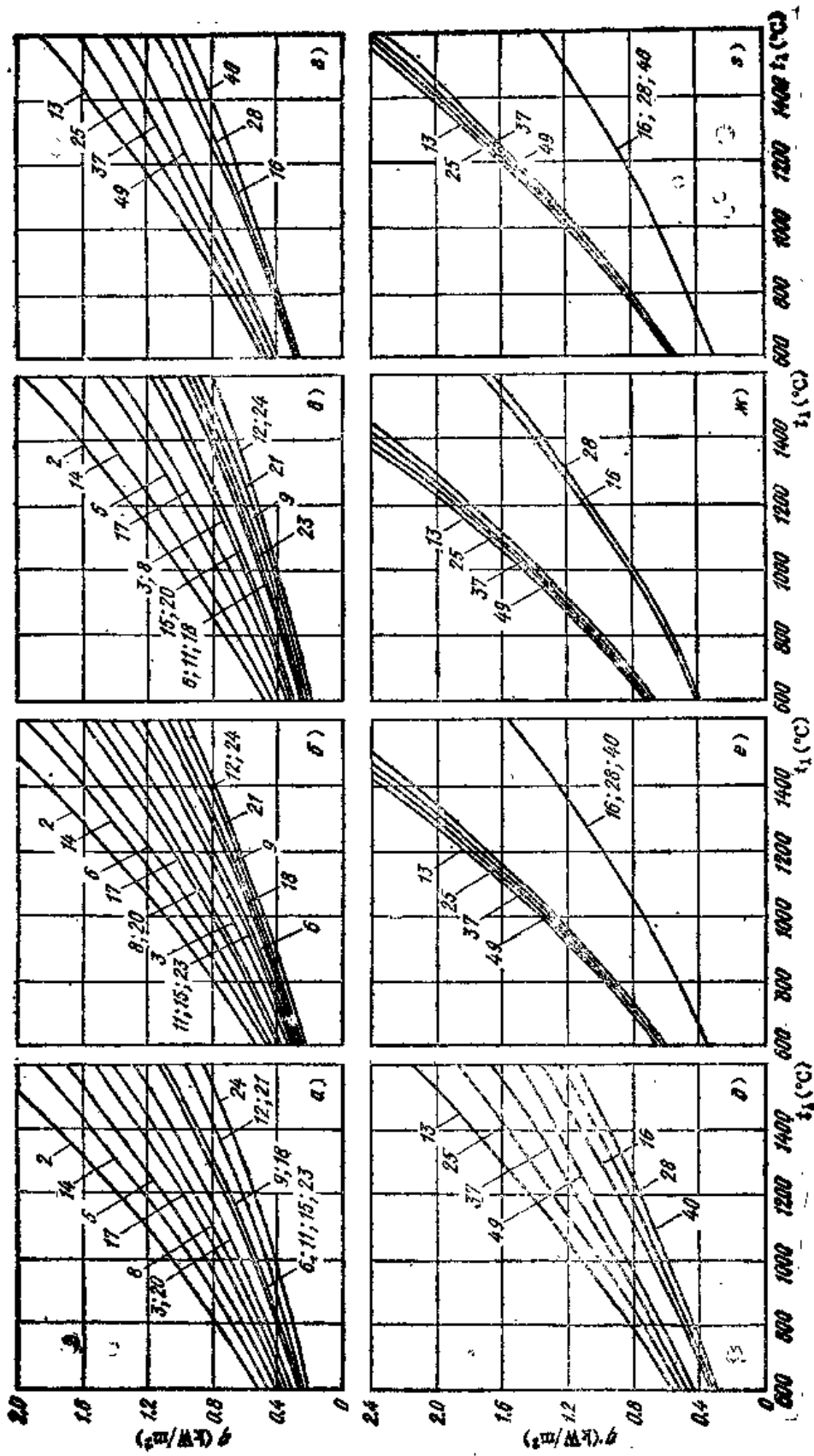


图 1-9 通过三层炉墙的热流
 a~g—见表 1-3 曲线代号—见表 1-4

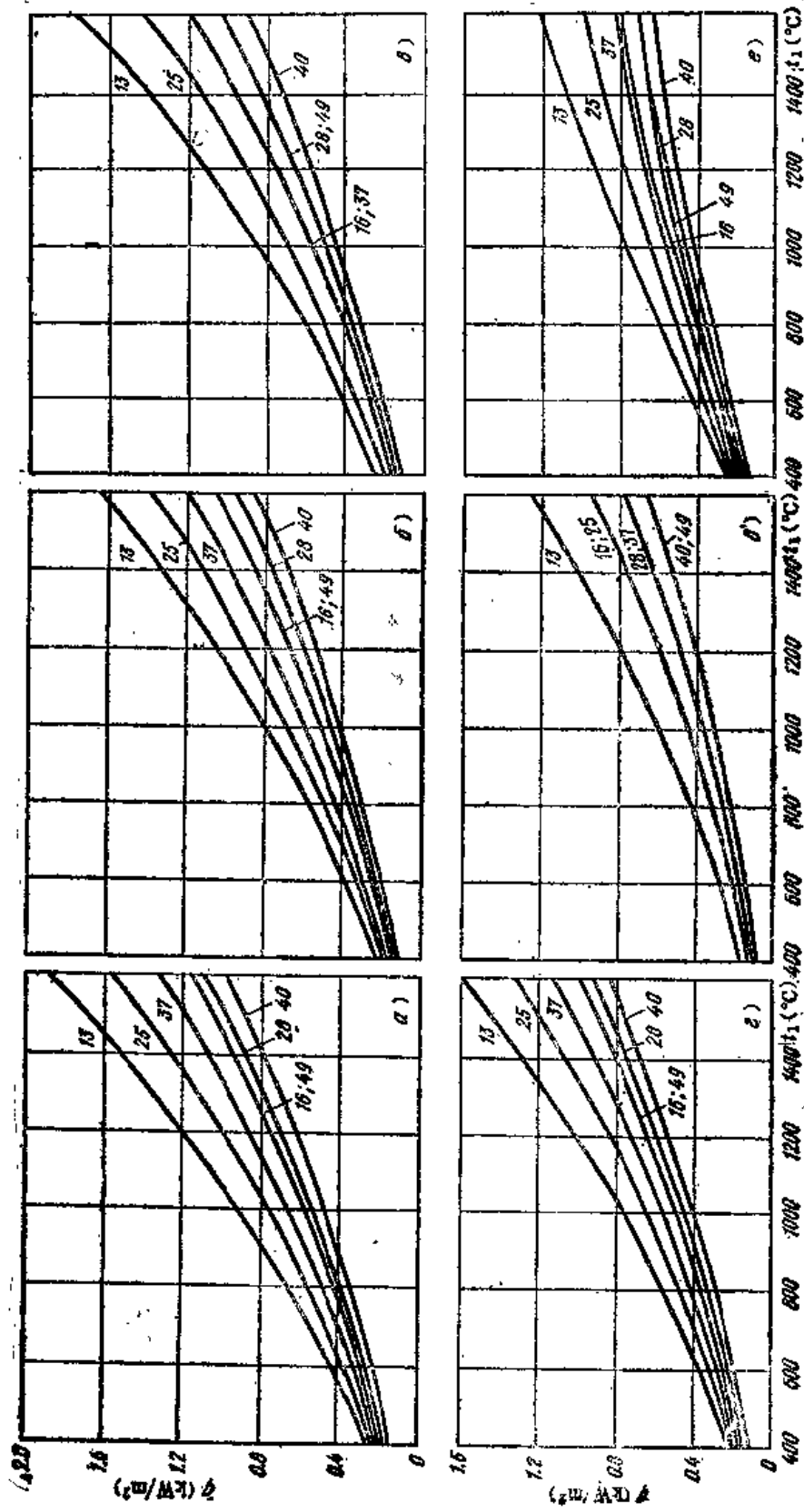


图 10 通过三层炉墙的热流

a~c—见表 1-3 曲线代号—见表 1-4

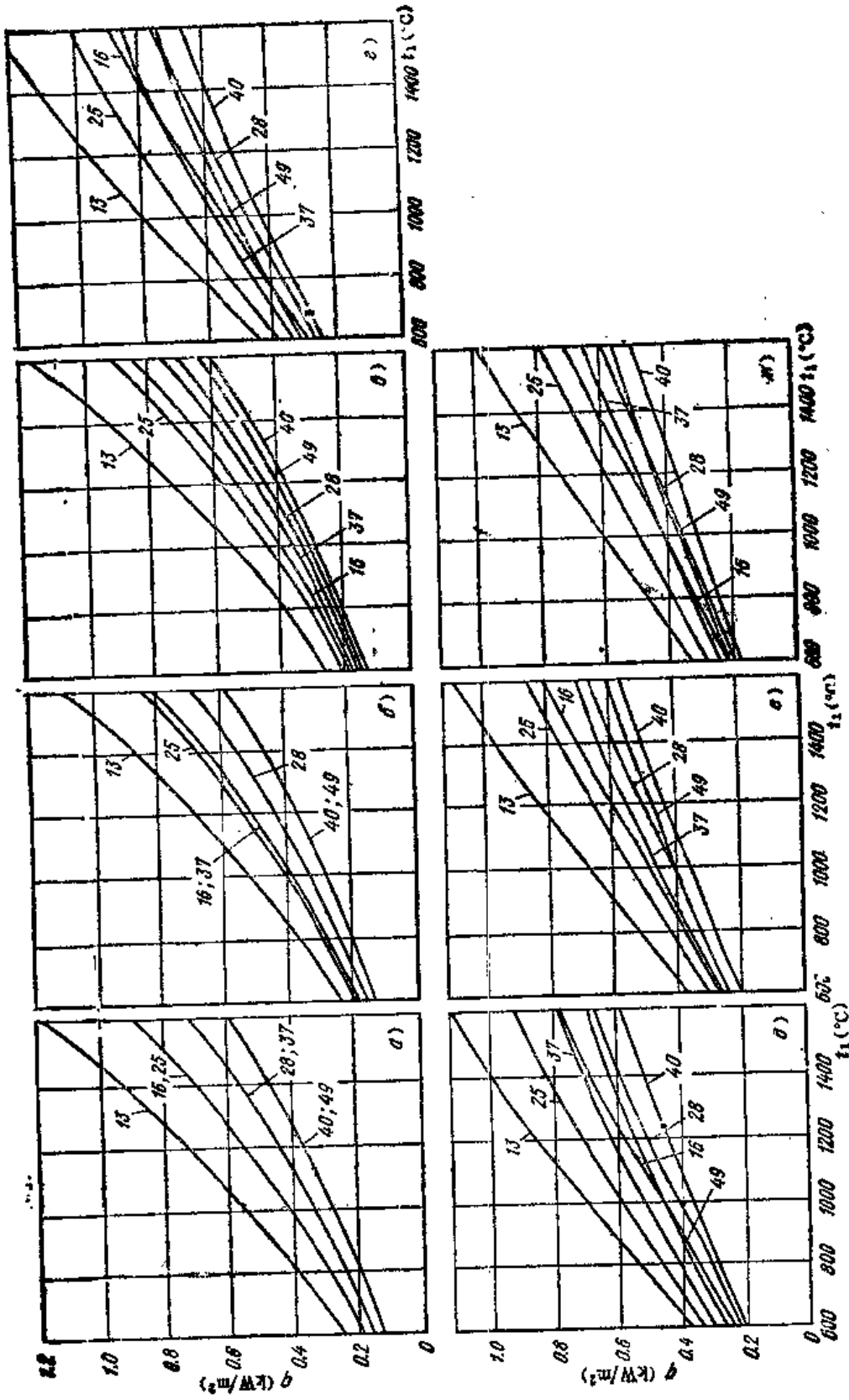
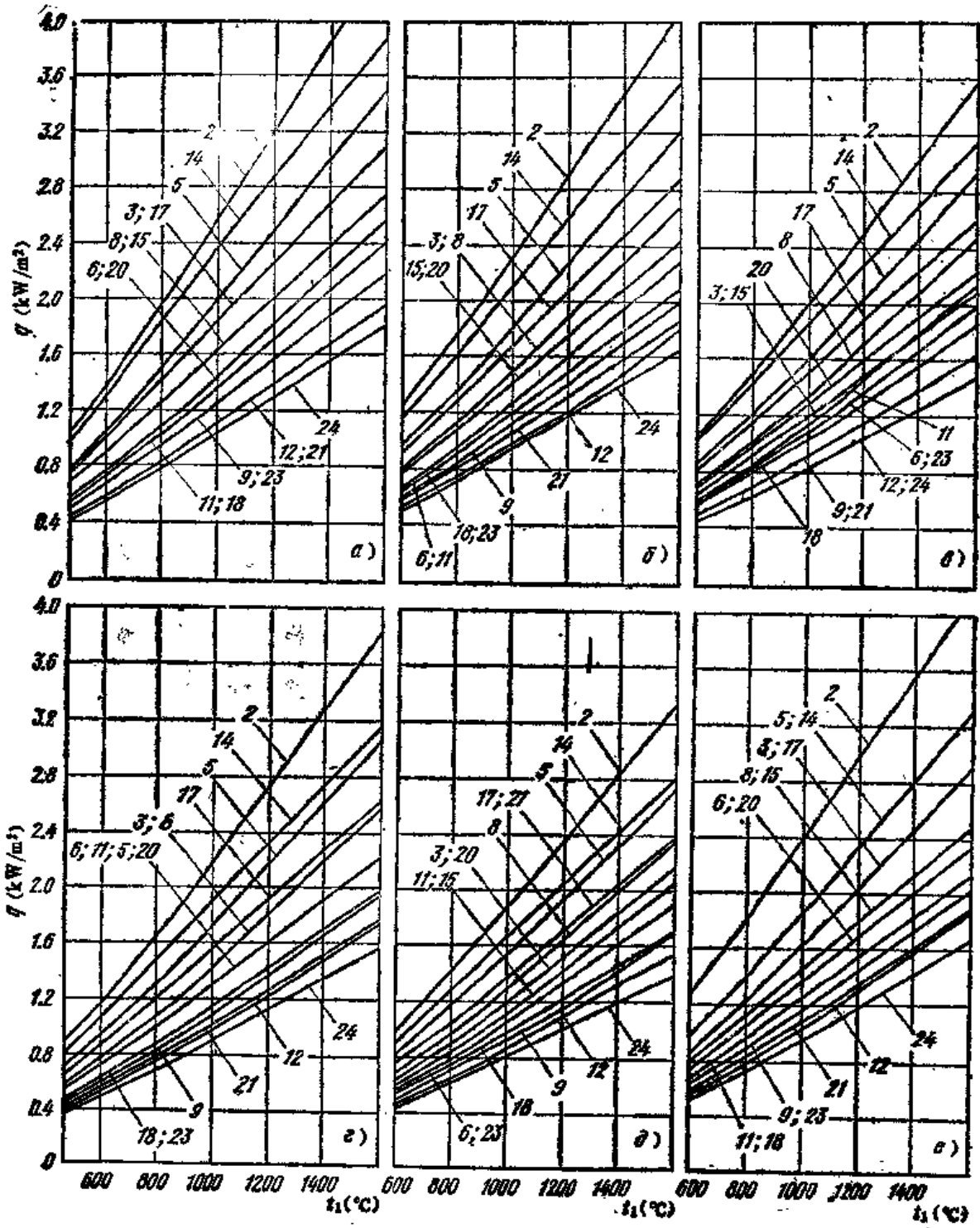


图 11 通过三层炉墙的热流

a~x—见表 1-3 曲线代号—见表 1-4



图Ⅱ-12 通过三层炉墙的热流
a~e—见表Ⅱ-3 曲线代号—见表Ⅱ-4

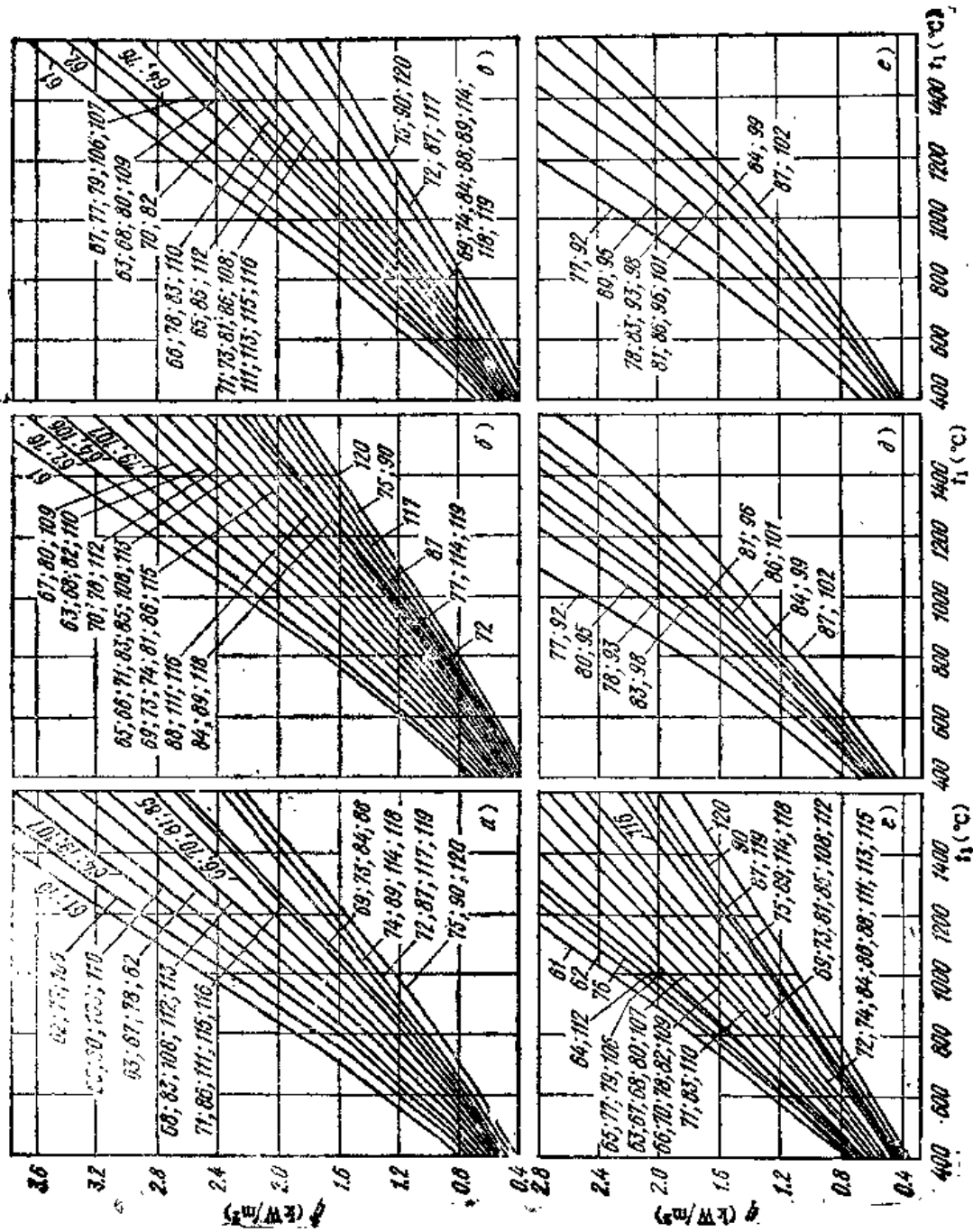


图 13 通过三层炉墙的热流

a-c—见表Ⅲ-3 曲线代号—见表Ⅲ-4

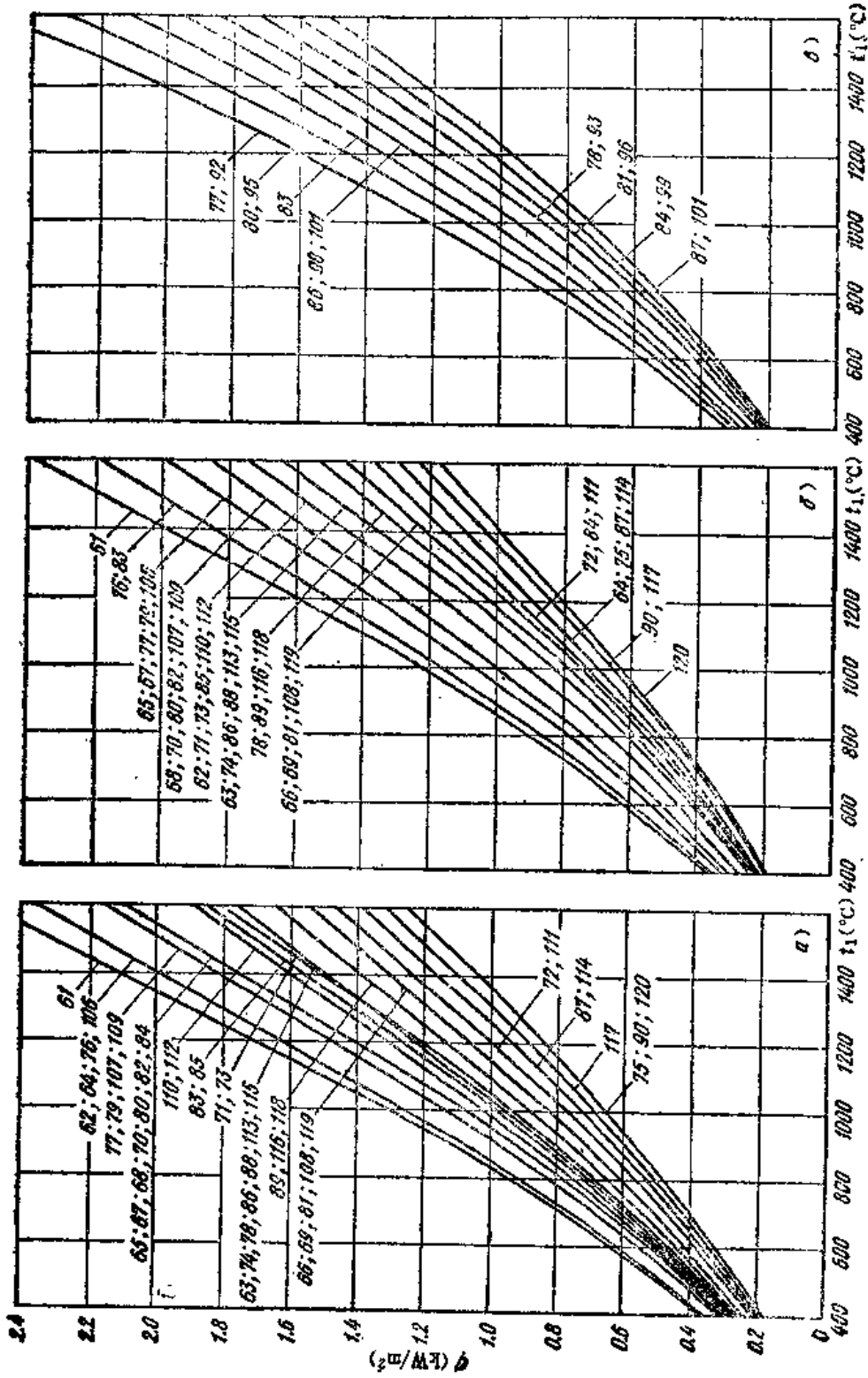


图 14 通过三层炉墙的热流
a~b—见表 1-3 曲线代号—见表 1-4

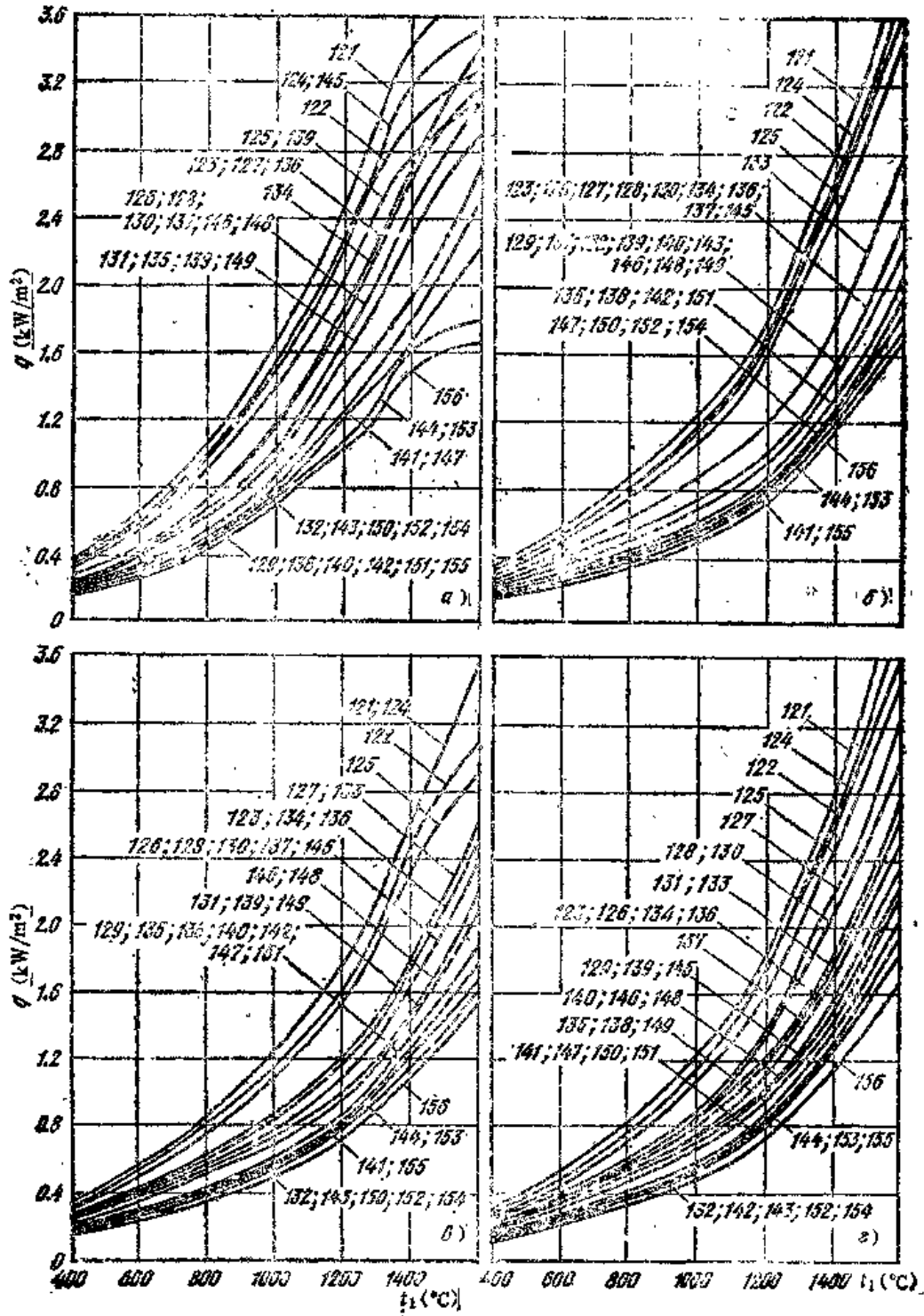


图 III-15 通过三层炉墙的热流

a~r—见表 III-3 曲线: c) 与—见表 III-4

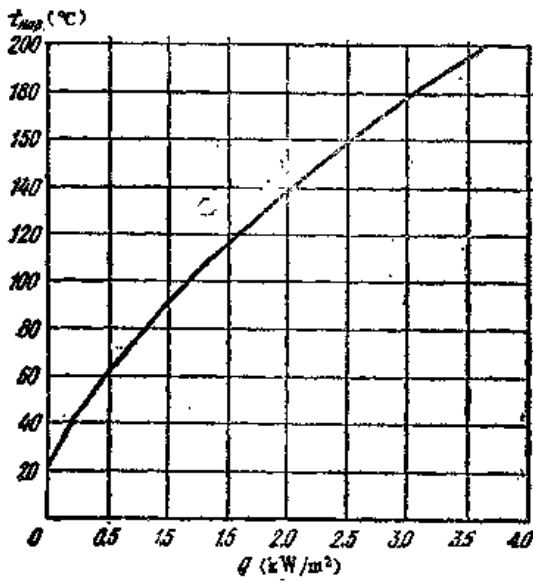


图 16 热流为4kW/m²时砌体外表面温度

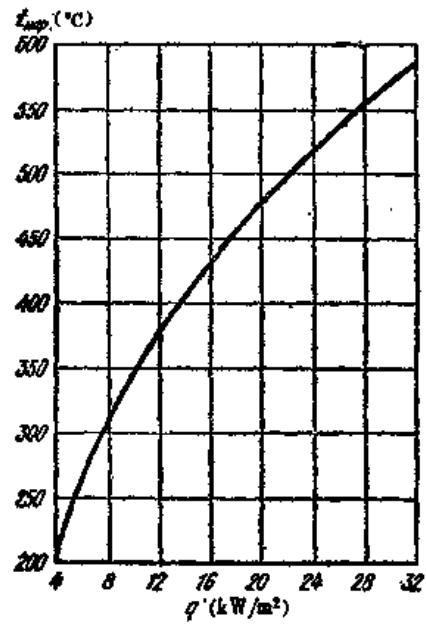


图 17 热流为4~32kW/m²时砌体外表面温度

附录IV 气体力学

局部阻力系数 (表 IV-1, 图 IV-1)

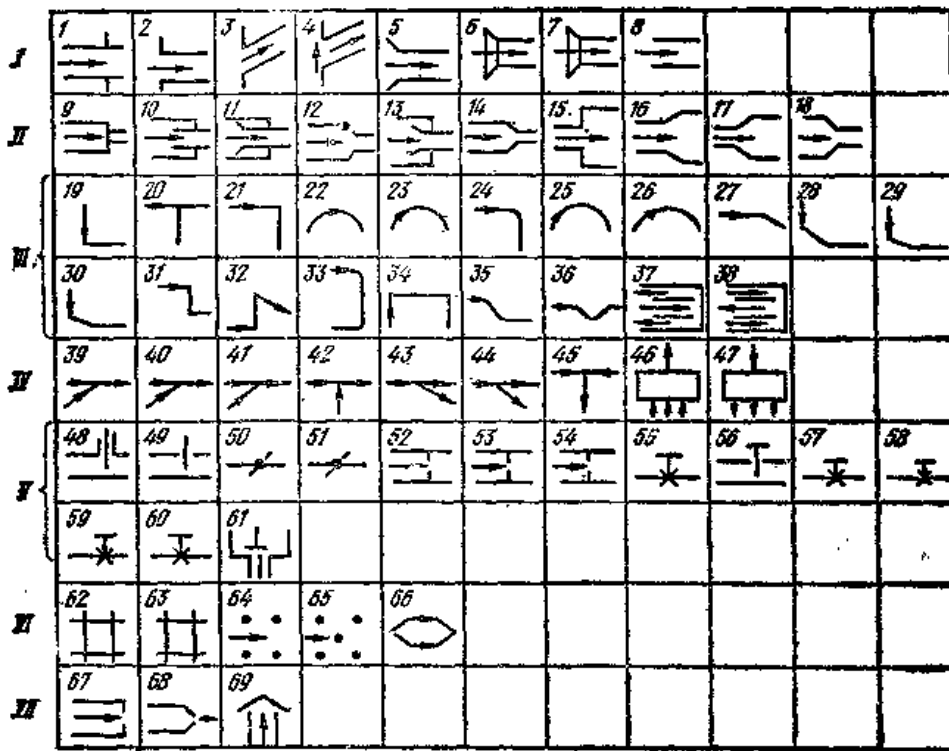
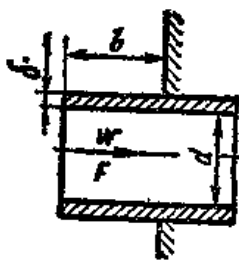
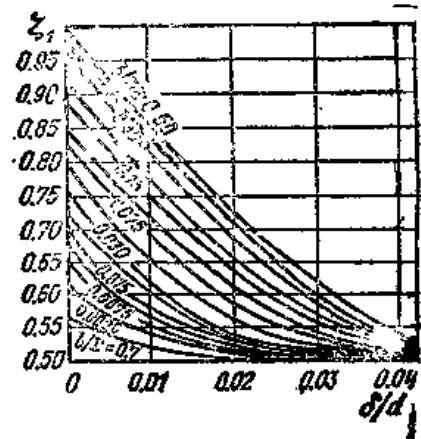
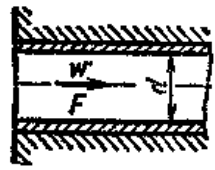
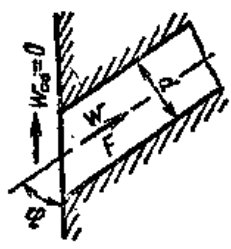
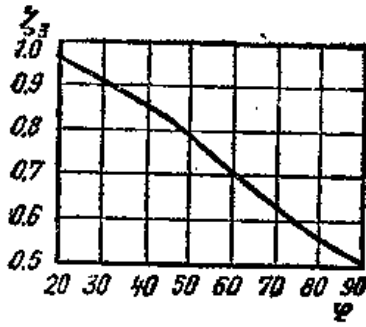
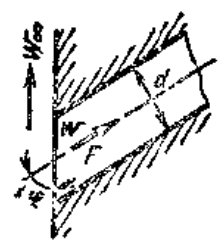
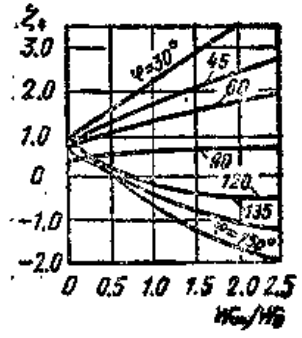


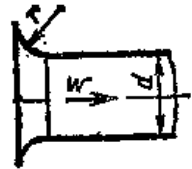
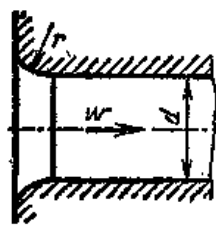
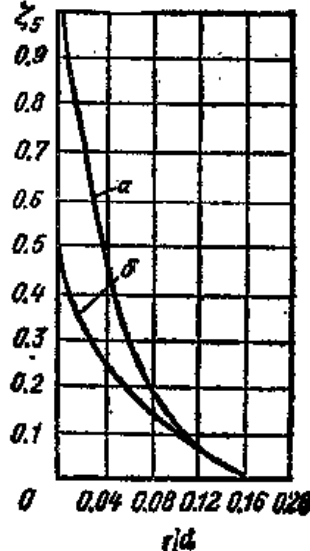
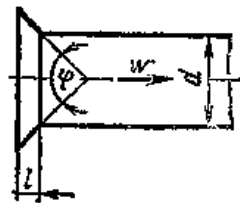
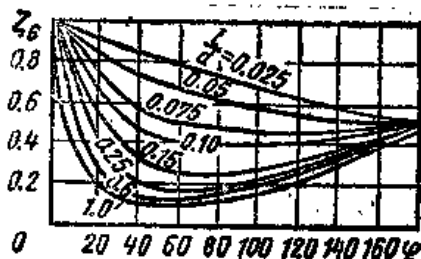
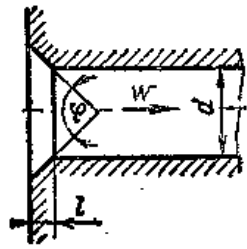
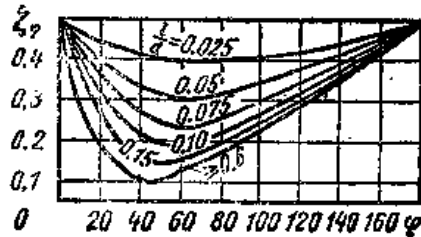
图 IV-1 编入表 IV-1 内的局部阻力简图及其图号

I—通道入口 II—通道截面改变 III—流动方向变化 IV—汇流和分流 V—流体在复杂管件内流动 (闸门、节流阀、挡板、活门、截止阀) VI—流体通过在通道截面上均布的 (格子、管群、平行管束) 障碍物 VII—通道出口

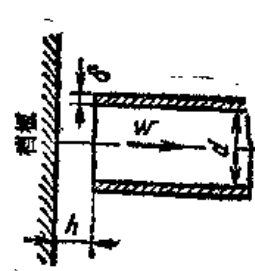
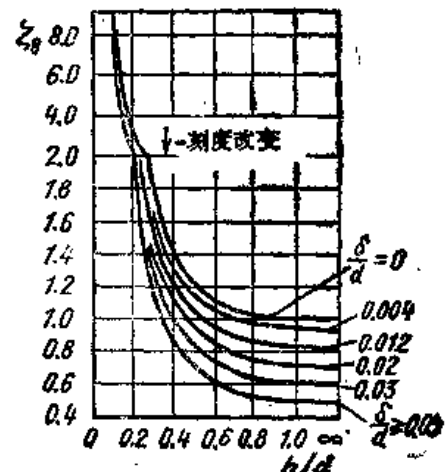
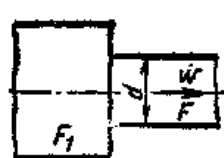
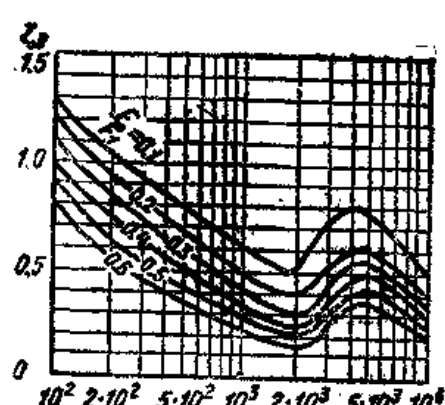
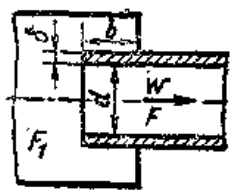
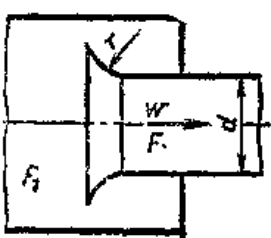
表 IV-1 局部阻力系数

序号	简图和名称	阻力系数 ζ
1	<p>I 通道入口</p> <p>装在壁上的管道入口</p> 	
2	<p>和壁面齐平的管道入口</p> 	<p>$\zeta_1 = 0.5$ (相当于 $\delta/d = 0$ 时的 ζ_1)</p>
3	<p>和壁面呈任意角度的管道入口</p> 	 <p>$Re > 10^4$</p>
4	<p>在有流体通过的情况下，与壁面呈任意角度的管道入口</p> 	 <p>$Re > 10^4$</p>

(续)

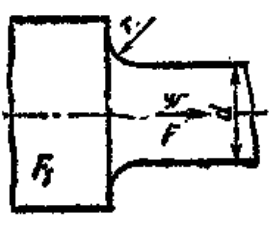
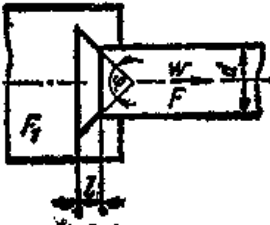
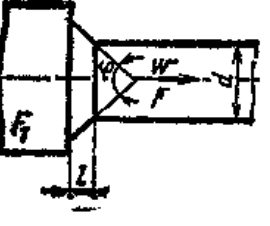
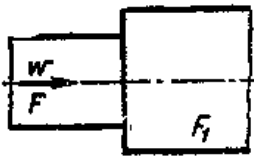
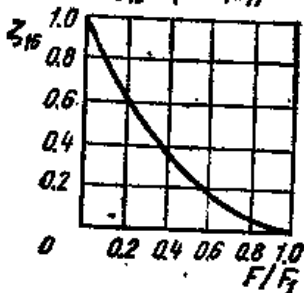
序号	简 图 和 名 称	阻 力 系 数 ζ
5	<p>管道入口:</p> <p>a) 无端墙</p>  <p>b) 有端墙</p> 	
6	<p>锥形管入口</p> 	
7	<p>砌入墙中的锥形管入口</p> 	

(续)

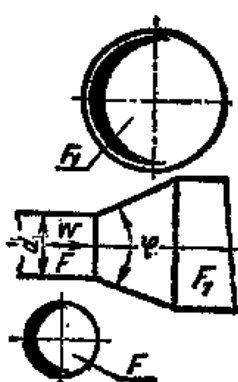
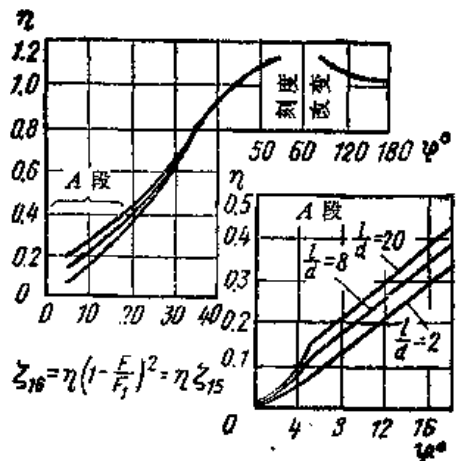
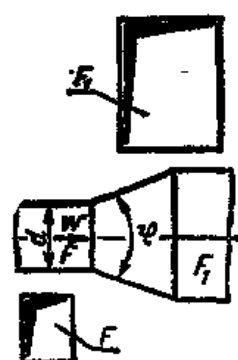
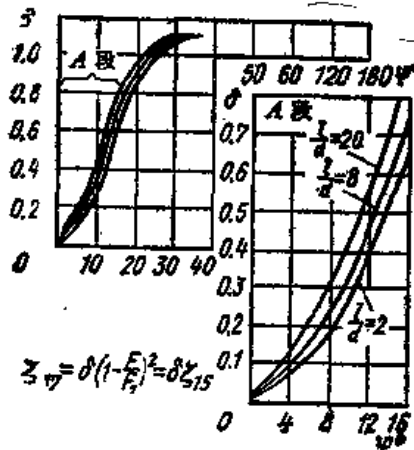
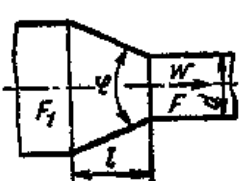
序号	简图和名称	阻力系数 ζ
8	<p>管入口处有挡板</p> 	
9	<p>I 通道截面变化</p> 	 <p>当 $Re > 10^4$ $\zeta_0 = 0.5 \left(1 - \frac{F}{F_1} \right)$</p> <p>$\zeta_{1.0} = \zeta_0 \left(1 - \frac{F}{F_1} \right)$</p>
10		<p>$\zeta_{1.0} = \zeta_0 \left(1 - \frac{F}{F_1} \right)$</p>
11		<p>$\zeta_{1.1} = \zeta_{1.0} \left(1 - \frac{F}{F_1} \right)$</p>

旧版户三十一

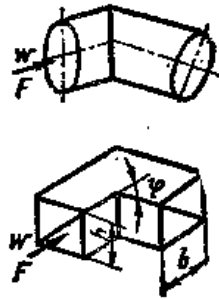
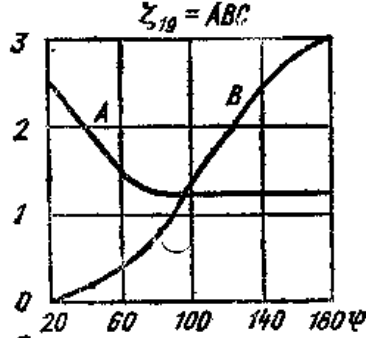
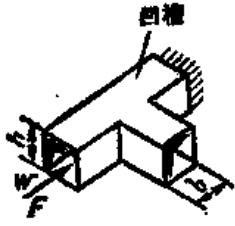

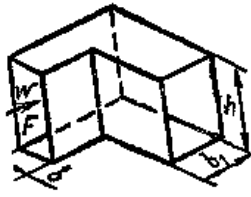
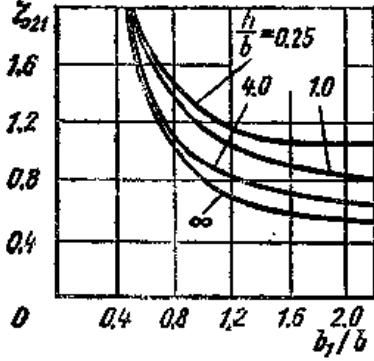
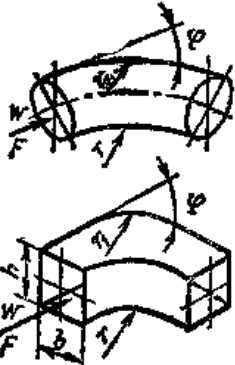
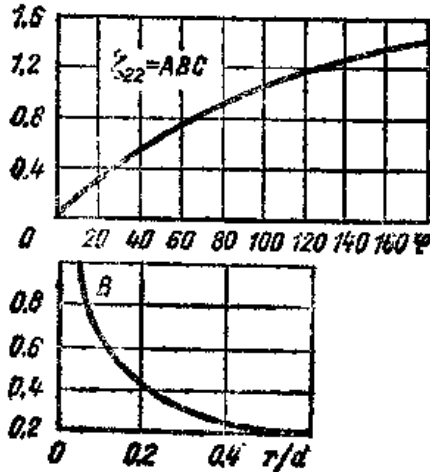
(续)

序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ
12		$\zeta_{12} = \zeta_{90} \left(1 - \frac{F}{F_1} \right)$
13		$\zeta_{13} = \zeta_6 \left(1 - \frac{F}{F_1} \right)$
14		$\zeta_{14} = \zeta_7 \left(1 - \frac{F}{F_1} \right)$
15	<p data-bbox="319 1590 478 1624">阶梯形扩张管</p> 	<div style="text-align: center;"> $\zeta_{15} = (1 - F/F_1)^2$  </div>

(续)

序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ
16	<p>圆锥形扩张管</p> 	 <p>$\zeta_{16} = \zeta \left(1 - \frac{F_1}{F_2}\right)^2 = \zeta \zeta_{15}$</p> <p>$l$—扩张管前直管长度</p>
17	<p>方形或矩形扩张管</p> 	 <p>$\zeta_{17} = \zeta \left(1 - \frac{F_1}{F_2}\right)^2 = \zeta \zeta_{15}$</p> <p>$l$—扩张管前直管长度</p>
18	<p>收缩管</p> 	<p>$\zeta_{18} = \zeta \left(1 - \frac{F_2}{F_1}\right)$</p>

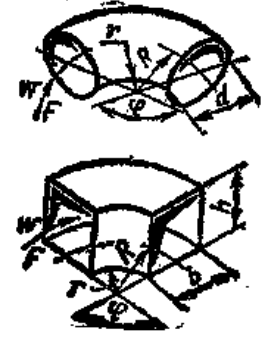
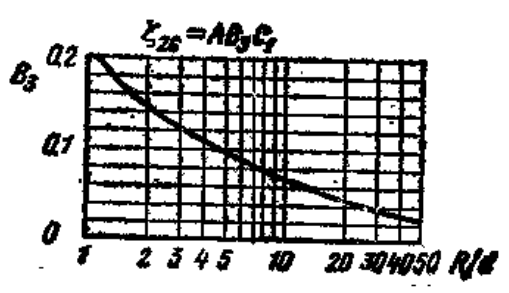

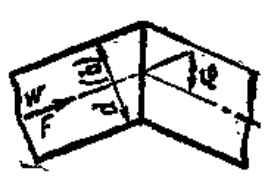
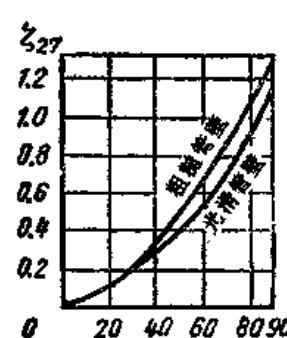
(续)

序号	简图和名称	阻力系数 ζ
19	有直角的弯管 I 通道方向改变 	
20	带凹槽的弯管 	 <p>$Re \geq 4 \cdot 10^4$; 方或矩形截面管道; $\epsilon = 1.0$; 光滑管壁; φ-通道弯角.</p> <p>$\zeta_{s0} = 1.2\zeta_{10}$</p>
21	扩大或缩小截面的90°弯管 	 <p>$Re \geq 0.2 \cdot 10^4$; 光滑管壁 $\epsilon = 0$</p>
22	$0 < \varphi < 180^\circ$ 转弯处带圆角的弯管 	

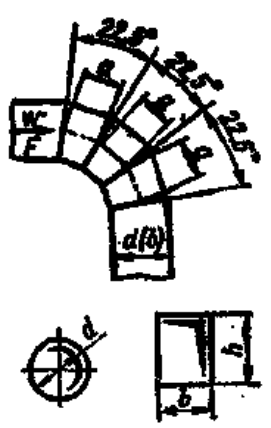
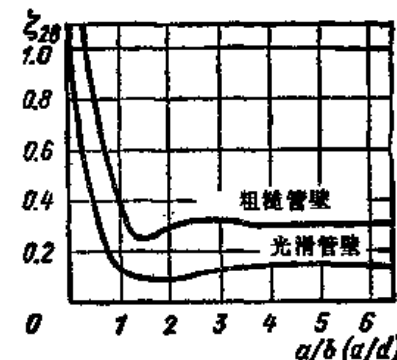

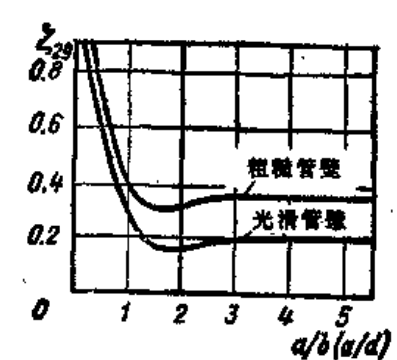
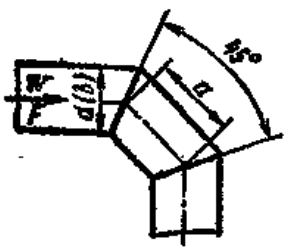
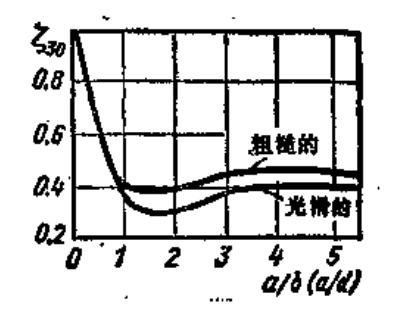
(续)

序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ
23	带扩大或缩小出口的有圆角弯管	<p>$Re > 2 \cdot 10^5$; 光滑管壁 $\epsilon = 0$</p>
24	在转弯处有圆角的90°方截面弯管	<p>$Re > 2 \cdot 10^5$; 光滑管壁 $\epsilon = 0$; 按 ζ_{23} 图确定 A 和 C</p>
25	急转弯管	<p>$Re > 0.2 \cdot 10^5$; $\epsilon \approx 0.0003$; 当 $h \neq b$ 时, $\zeta_{25} = \zeta_{23} C$; $C = f(h/b)$; 按 ζ_{23} 图确定 C</p> <p>$Re > 2 \cdot 10^5$; 按 ζ_{23} 图确定 A 和 C</p>

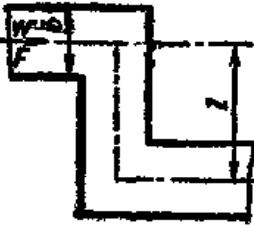
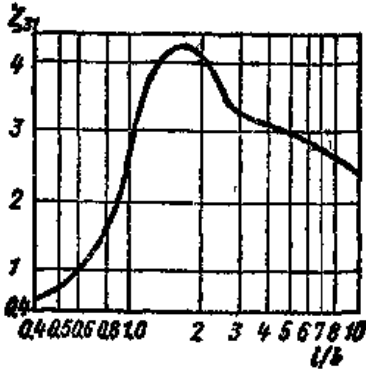
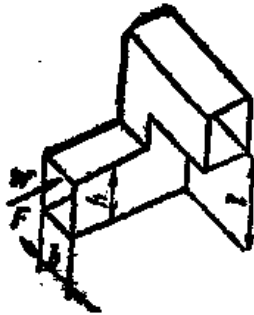
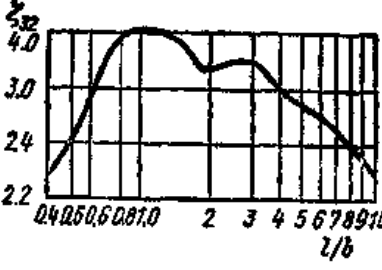
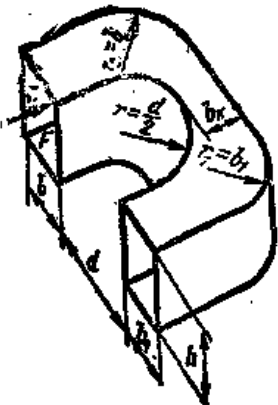
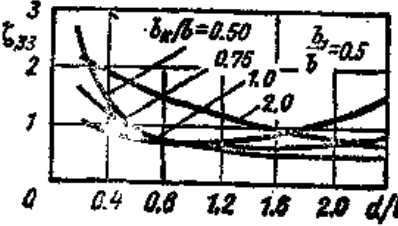
(续)

序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ												
26	<p>平滑弯管</p> 	  <p>$Re > 2 \cdot 10^5$; 光滑管壁; $(R/d) > 1.5$; $0 < \varphi < 180^\circ$; 按 ζ_{11} 图确定 A; 当为圆或方管时 $C_1 = 0$</p>												
27	<p>在转弯处有棱角的弯管</p> 	 <table border="1" data-bbox="1149 1523 1308 1814"> <thead> <tr> <th colspan="3">ζ_{27}</th> </tr> <tr> <th>φ</th> <th>粗糙的</th> <th>光滑的</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>45°</td> <td>0.47</td> <td>0.34</td> </tr> <tr> <td>90°</td> <td>1.3</td> <td>1.15</td> </tr> </tbody> </table> <p>矩形截面 ($h \approx b$) 时 $\zeta'_{17} = \zeta_{17} c$; $c = f(h/b)$ 按 ζ_{11} 图确定 c: 光滑管壁 $\epsilon = 0$, 粗糙管壁 $\epsilon \approx 0.006$</p>	ζ_{27}			φ	粗糙的	光滑的	45°	0.47	0.34	90°	1.3	1.15
ζ_{27}														
φ	粗糙的	光滑的												
45°	0.47	0.34												
90°	1.3	1.15												

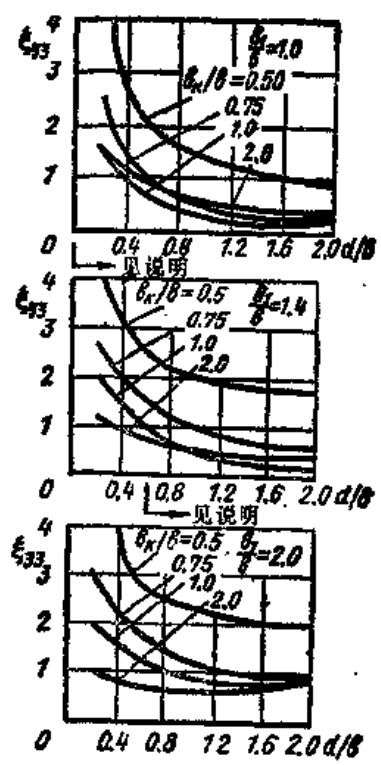

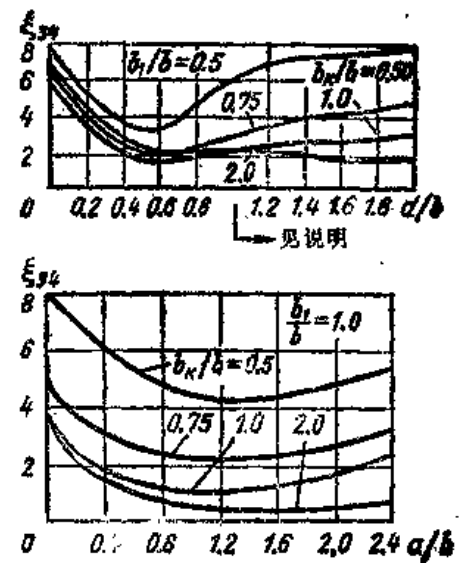
(续)

序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ
28	<p>由四节22.5°所组成的90°方形或圆形弯管</p> 	 <p>$Re > 0.2 \cdot 10^5$; 光滑管壁 $\epsilon \approx 0$; 粗糙管壁 $\epsilon \approx 0.006$; 当为矩形截面时 ($h \neq b$) $\zeta'_{28} = \zeta_{28} c$; $c = f(h/b)$; 按 ζ_{28} 图确定 c</p>
29	<p>由三节30°所组成的90°方形或圆形弯管</p> 	 <p>$Re > 0.2 \cdot 10^5$; 光滑管壁 $\epsilon \approx 0$; 粗糙管壁 $\epsilon \approx 0.006$; 当为矩形截面时 ($h \neq b$) $\zeta'_{29} = \zeta_{29} c$; 按 ζ_{29} 图确定 c</p>
30	<p>由两节45°组成的圆形或方形90°弯管</p> 	 <p>$Re > 0.2 \cdot 10^5$; 光滑管壁 $\epsilon \approx 0$; 粗糙管壁 $\epsilon \approx 0.006$; 当截面为矩形时 ($h \neq b$) $\zeta'_{30} = \zeta_{30} c$; $c = f(h/b)$; 按 ζ_{30} 图确定</p>

(续)

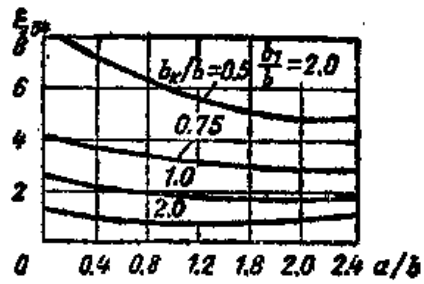
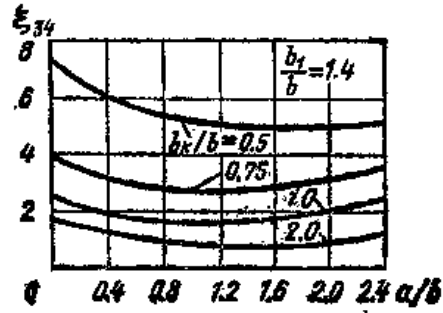
序号	简图和名称	阻力系数 ζ
31	<p>方截面Z形弯管</p> 	 <p>当截面为矩形时 ($h \neq b$) $\zeta'_{31} = \zeta_{31} \cdot c$; 按 ζ_{31} 图确定 c; 光滑管壁 $\epsilon \approx 0$</p>
32	<p>由两节90°组成且不在同一平面上的方形弯管</p> 	 <p>当截面为矩形时 ($h \neq b$) $\zeta'_{32} = \zeta_{32} \cdot c$; 按 ζ_{32} 图确定 c; 光滑管壁 $\epsilon \approx 0$</p>
33	<p>180°转向的圆滑方截面弯管</p> 	

(续)

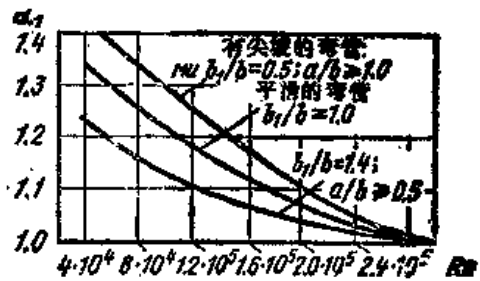
序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ
		 <p>曲线图为方截面 ($b_1=b$) 计算图, 当 $b_1 \neq b$ 时 $\zeta'_{33} = \zeta_{33} \cdot \alpha$, $\alpha = f(b_1/b)$, 按 ζ_{33} 图确定 ζ, 光滑管壁 $\epsilon \approx 0$, 适合各 Re 值。当 $(d/b) \geq 0.5$, $(b_1/b) = 1.4$, $(b_1/b) = 1.0$ 时, 按图查得的值必须乘以修正系数 $\alpha_1 = f(Re)$ (见序号34)</p>
34	<p>方截面L形弯管</p> 	

(续)

序号	简 图 和 名 称	阻 力 系 数 ζ
----	-----------	-----------------

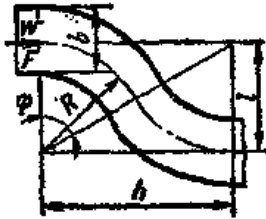

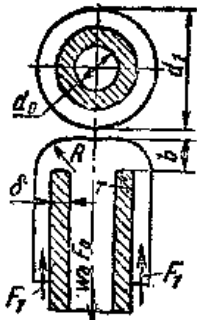
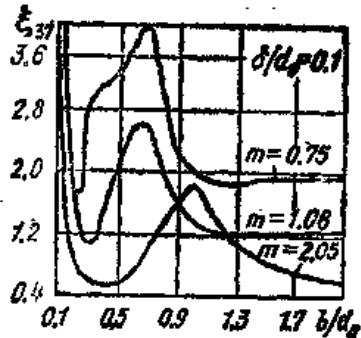


曲线图是按方形截面管而绘制的；当 $h \neq b$ 时 $\zeta_{34} = \zeta_{34} c_1$ ； $c_1 = f(h/b)$ ，按 ζ_{34} 曲线确定 c_1 ；光滑管壁 $\epsilon \approx 0$ ；各 Re 都适合。对于 $(b_1/b) = 0.5$ 和 $(a/b) \geq 1.0$ 时，按图求出的值应乘以修正系数 $a_1 = f(Re)$



序号33和34指出的决定于 Re 准数的修正系数值

(续)

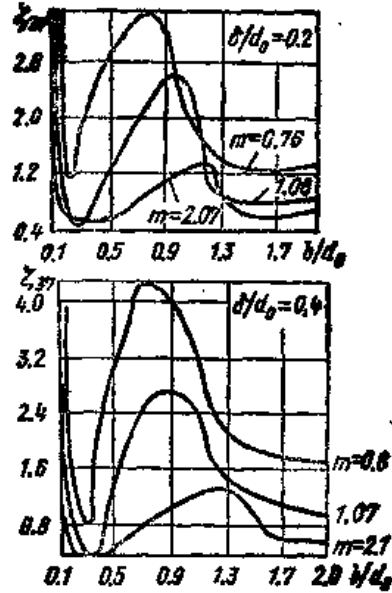
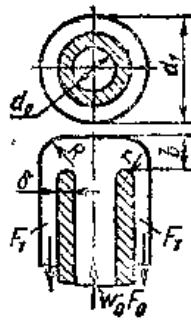
序号	简图 和 名称	阻力系数 ξ
35	<p>鸭颈管</p> 	$\xi_{2.5} = 2\xi_{2.05}$ $\frac{h}{l} = \operatorname{tg}\varphi, \quad R = \frac{h}{2\sin\varphi} = \frac{l}{2\cos\varphi}$
36	<p>弓形管</p> 	$\xi_{1.0} = 4\xi_{1.0}$ $\frac{h}{l} = \operatorname{tg}\varphi, \quad R = \frac{h}{4\sin\varphi} = \frac{l}{4\cos\varphi}$
37	<p>空间(端)转向180°(吸入)管</p> 	

(续)

序号	简图和名称	阻力系数 ζ
----	-------	--------------

38

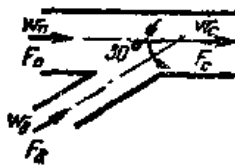
空间(端)转向180°(排出)管



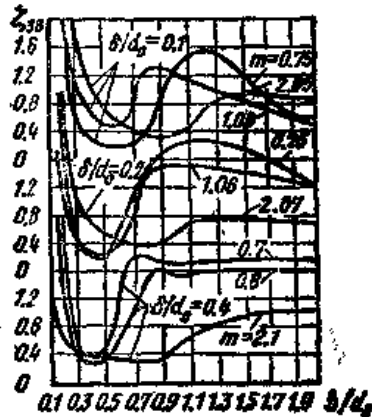
$Re \geq 4 \cdot 10^4$, 不包括拐弯处无圆角者; $r/d_0 = 0, m = F_1/F_2$, $R/d_1 = 0.2 \sim 0.5$

39

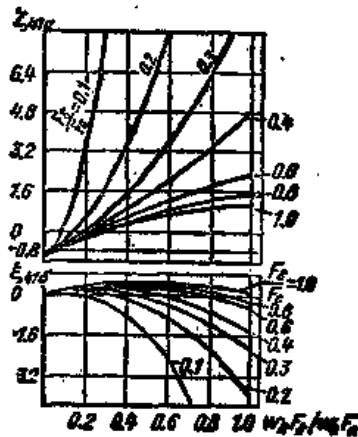
以30°角汇流



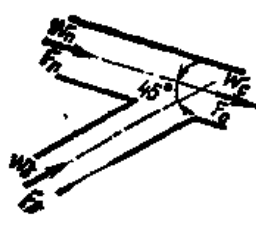
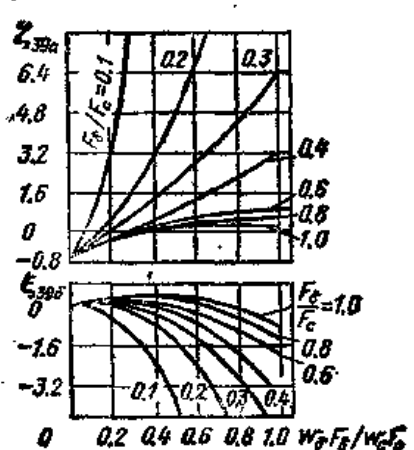

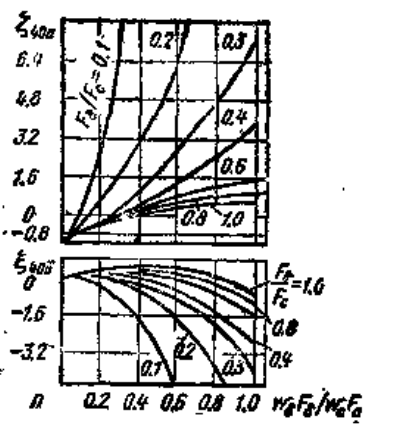

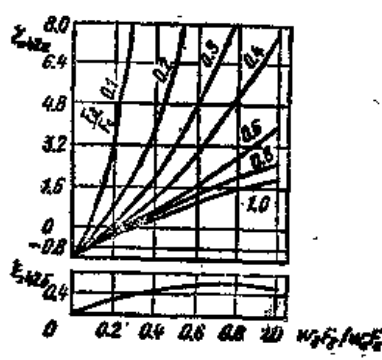
IV 汇流和分流



$Re \geq 4 \cdot 10^4$, 不包括拐弯处无圆角者; $r/d_0 = 0, m = F_1/F_2$, $R/d_1 = 0.2 \sim 0.5$



(续)

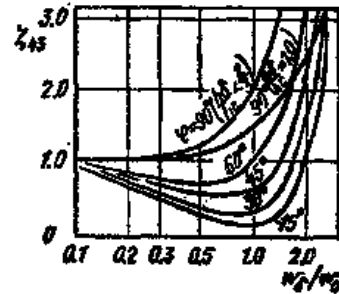
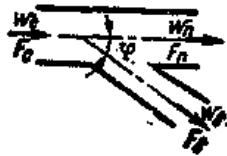
序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ
40	<p>以45°角汇流</p> 	<p>旁流系数$\zeta_{1,2}$和主流系数$\zeta_{0,0}$乘以汇流管道中的动压头,适用于$F_1 = F_2$.</p> 
41	<p>以60°角汇流</p> 	<p>旁流系数$\zeta_{1,2}$和主流系数$\zeta_{0,0}$乘以汇流管中的动压头,适用于$F_1 = F_2$.</p> 
42	<p>以90°角汇流</p> 	<p>旁流系数$\zeta_{1,2}$和主流系数$\zeta_{0,0}$乘以汇流管中的动压头,适用于$F_1 = F_2$.</p>  <p>旁流系数$\zeta_{1,2}$和主流系数$\zeta_{0,0}$乘以汇流管中的动压头,适用于$F_1 = F_2$.</p>

(续)

序号 简图 和 名称

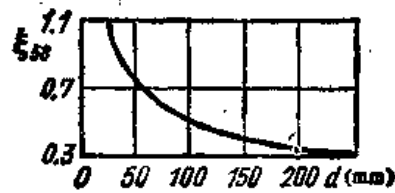
阻力系数 ζ

43 有15~90°旁支的分流管



旁流系数 ζ_{43} 乘以主流管路中的动压头，适用于 $F_b = F_c$ 。
 h_b —旁流管截面高度； h_c —总管截面高度

44 在主流管一侧有15~90°的分流管

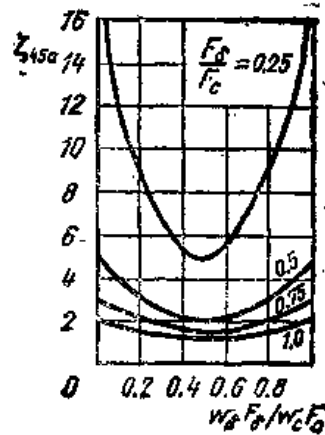


系数 ζ_{44} 乘以主流管中的动压头，适用于 $F_b + F_a > F_c$ 。

45 在对称 ($\phi = 90^\circ$) 三通管中的主流和支流

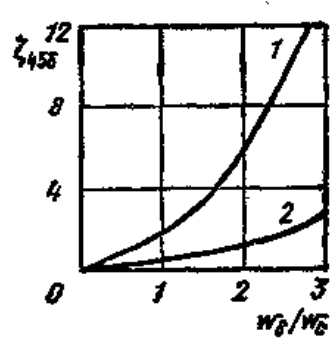

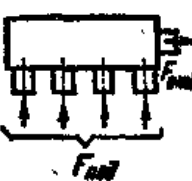
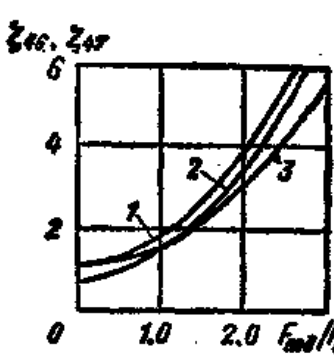
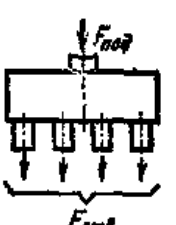
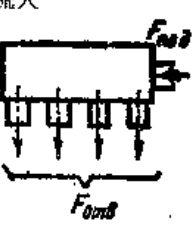


主流

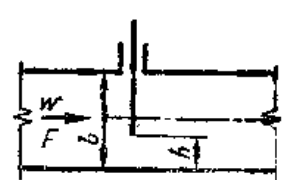
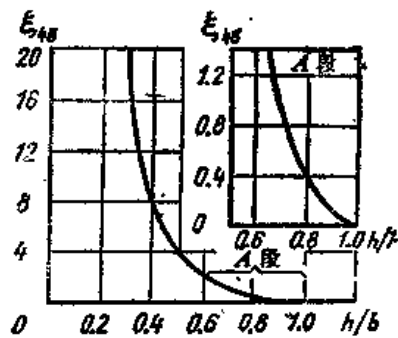
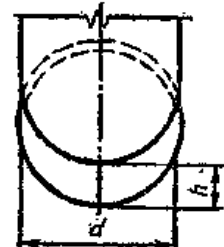
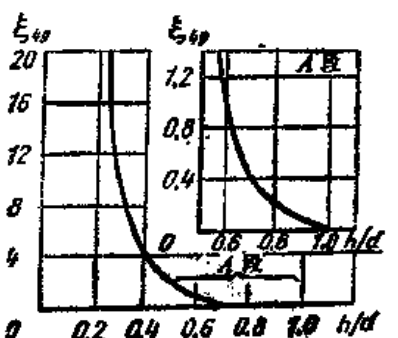
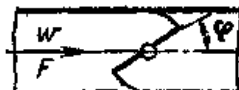
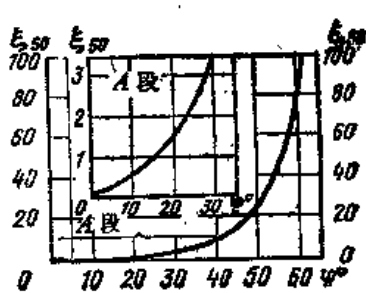
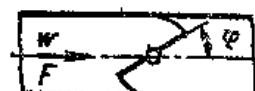
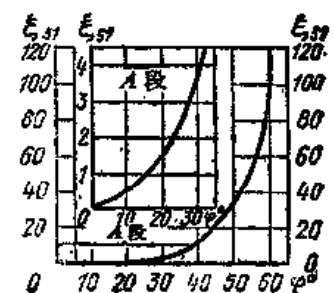


加热炉

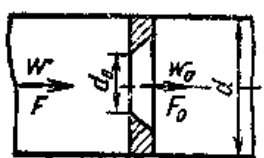
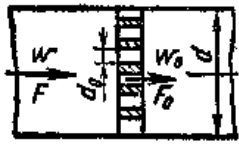
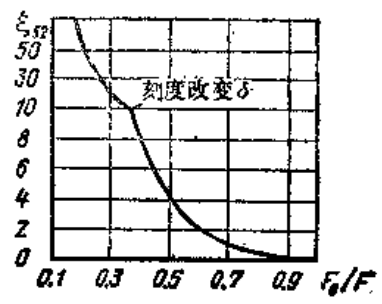
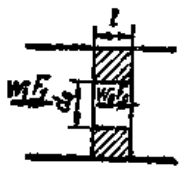
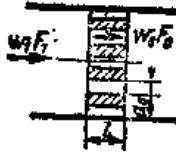
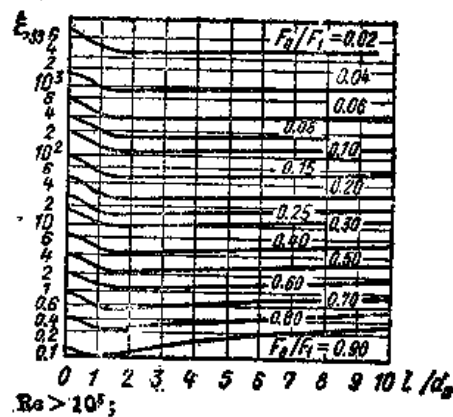
(续)

序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ
		<p style="text-align: center;">支 流</p>  <p>系数ζ_{158}乘以汇流管中的动压头; 1—用可锻铸铁并切削加工成的标准三通管 2—焊接三通管</p>
46	<p>汇流箱</p> <p>a) 由侧面流入</p>  <p>b) 由端面流出</p> 	 <p>1—由侧面流出(流入)的分流(汇流)箱; 2—由端面流入的分流箱; 3—由端面流出的汇流箱。</p> <p>系数ζ_{158}和ζ_{157}乘以流入通道的动压头;当$F_{m2} > 3F_{m1}$时能保证分流段是均匀流段,其中F_{m1}是汇流箱截面积。</p>
47	<p>分流箱</p> <p>a) 由侧面流入</p>  <p>b) 由端面流入</p> 	

(续)

序号	简图 和 名称	阻力系数 ζ
48	<p style="text-align: center;">V 流体沿复杂管件 (闸板, 节流阀, 流量孔板, 截止阀, 截止阀止阀) 流动</p> <p>方截面通道闸板</p> 	
49	<p>圆截面管道闸板</p> 	
50	<p>方管内的节流阀</p> 	
51	<p>圆管内的节流阀</p> 	

(续)

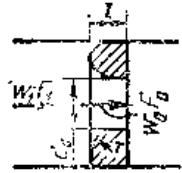
序号	简图和名称	阻力系数 ζ
52	<p>带棱角的流量孔板</p>  <p>或格栅板</p> 	 <p>阻力系数乘以管中的动压头:</p> $Re = \frac{w_0 d_0}{\gamma_0} \geq 2.5 \cdot 10^6$ <p>F_0—孔格(流量孔)面积;在近似计算流量孔板的压力损失时一取测量流量孔板压力降的50%</p>
53	<p>在直管中加入厚的流量孔板</p>  <p>或格栅板</p> 	 <p>$Re > 10^5$;</p> <p>$Re > 10^6$</p> <p>对非圆柱形孔 $a_0 = \frac{4f_{0.11}}{u}$</p>

(续)

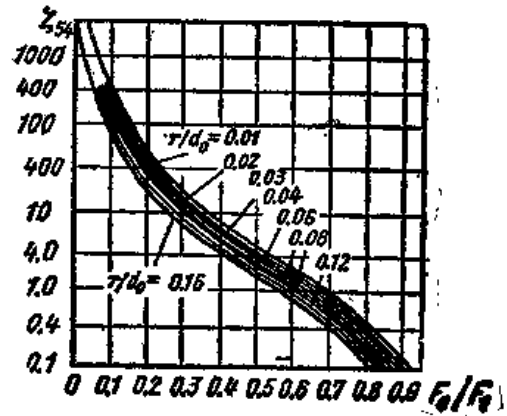
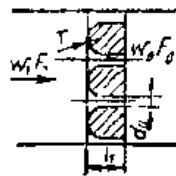
序号 筒图 和 名称

阻力系数 ζ

54 在直管内流向带圆角的泄流孔板



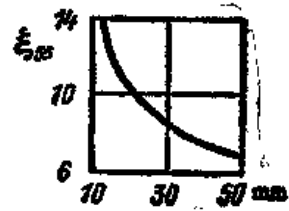
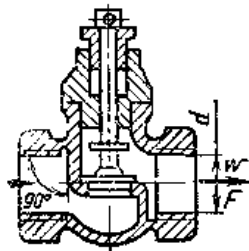
或格栅板



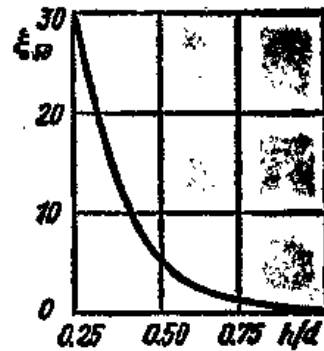
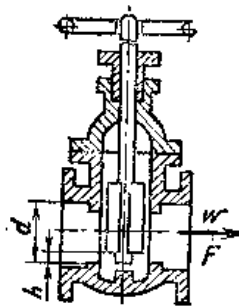
$Re > 10^4$

非圆柱形孔 $d_0 = \frac{4f_{012}}{\mu}$

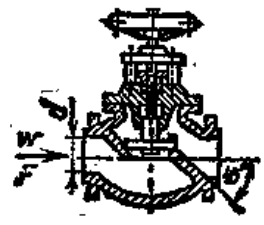
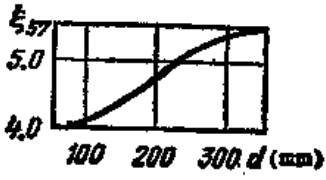
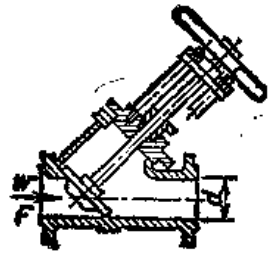
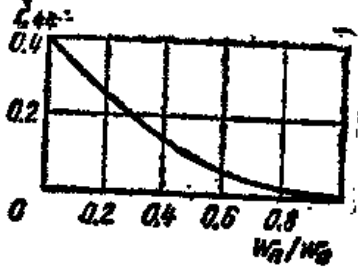
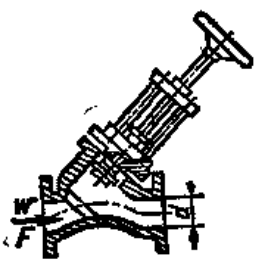
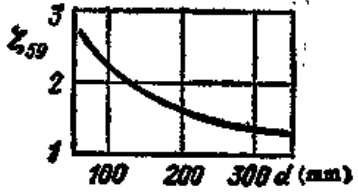
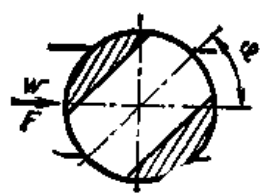
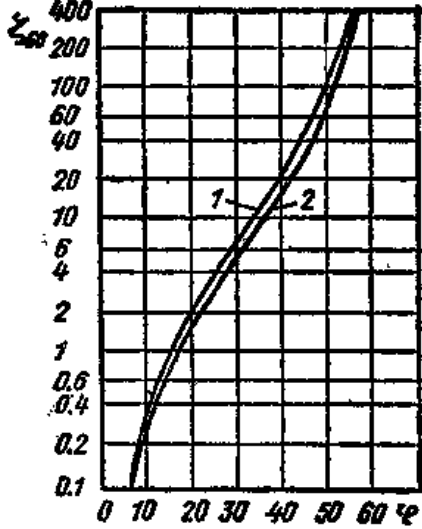
55 有90°隔板的截止阀



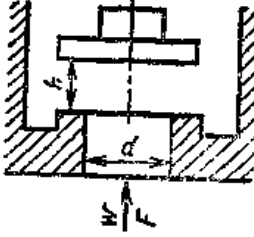
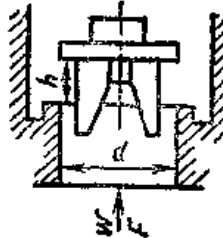
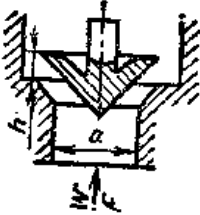
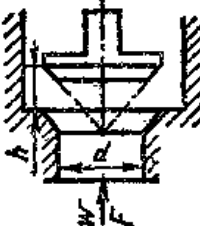
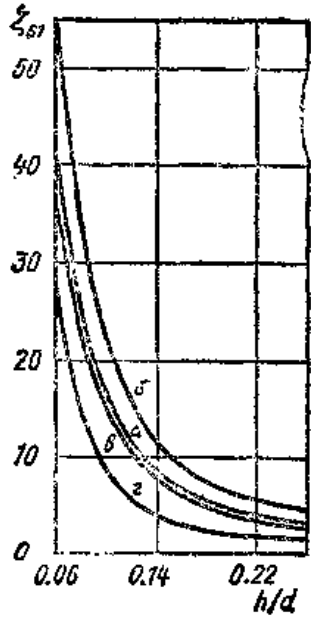
56 插板阀



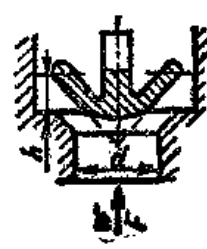
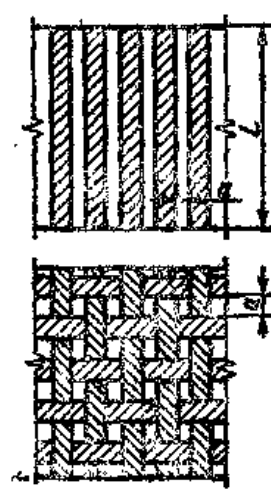
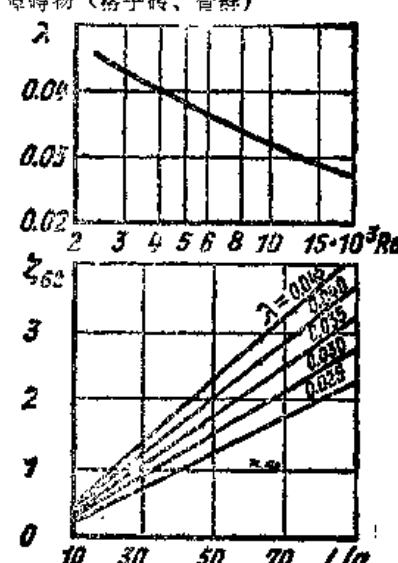
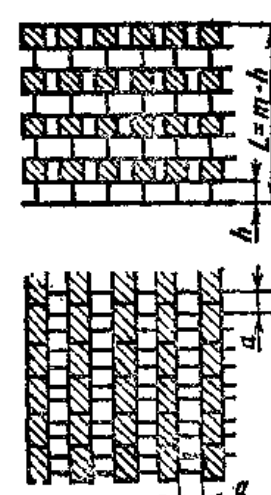
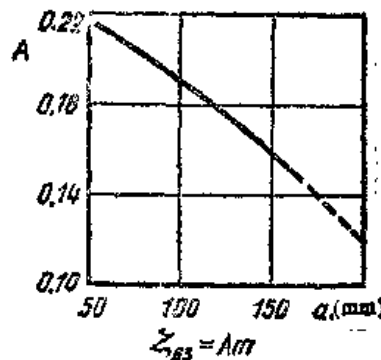
(续)

序号	简图和名称	阻力系数 ζ
57	<p>有45°隔板的截止阀</p> 	
58	<p>直通截止阀</p> 	
59	<p>比阀座率30%的截止阀</p> 	
60	<p>旋塞</p> 	 <p>1—圆管 2—方管</p>

(续)

序号	简 图 和 名 称	阻 力 系 数 ζ
61	<p>逆止阀，</p> <p>a) 阀板无下部导向体</p>  <p>b) 阀板下有导向体</p>  <p>b) 锥阀</p>  <p>r) 平底锥阀</p> 	

(续)

序号	简图 和 名 称	阻 力 系 数 ζ
	<p>a) 球面底锥阀</p> 	
<p>52</p>	<p>库佩拉换热格子砖</p> 	<p>VI 流体通过沿截面均匀分布的障碍物 (格子砖、管群)</p> 
<p>63</p>	<p>西门子换热格子砖</p> 	<p>阻力系数乘 L 格子内气体动压头</p>  <p>阻力系数乘以格子内气体动压头，m—格子排数</p>

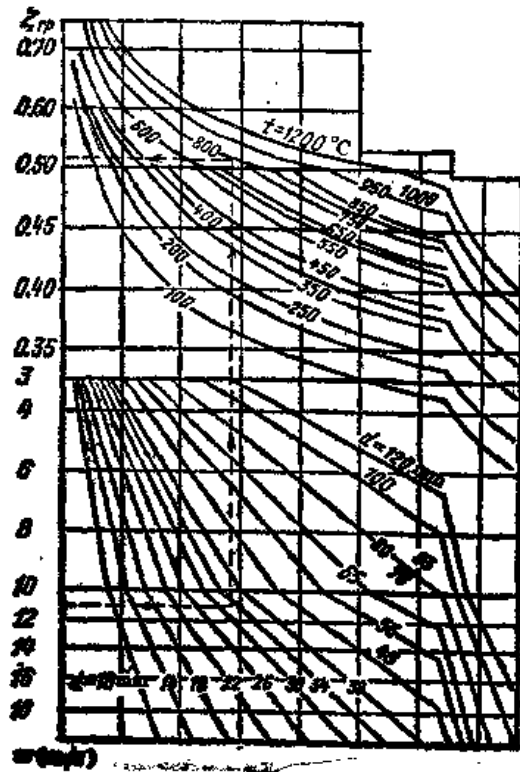
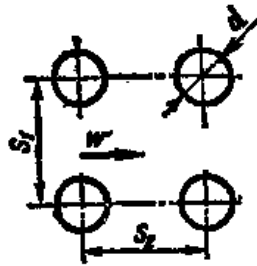
(续)

序号 名称和简图

阻力系数 ζ

64

横向通过顺列管群

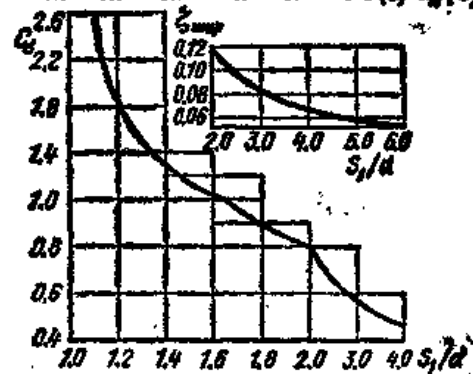
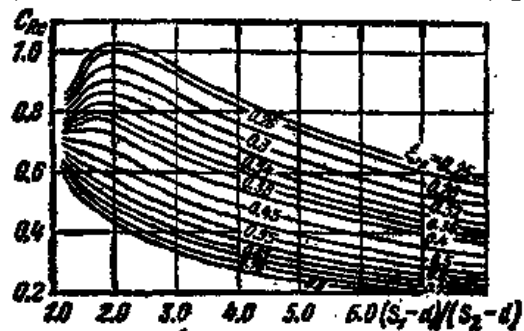


当 $\frac{s_1}{d} < \frac{s_2}{d} \zeta = C_0 \zeta_{r,s}$

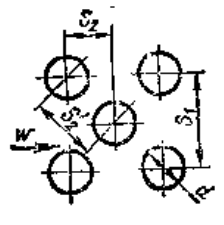
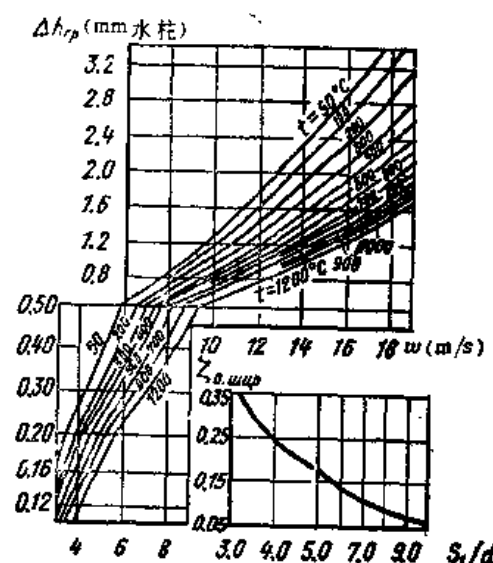
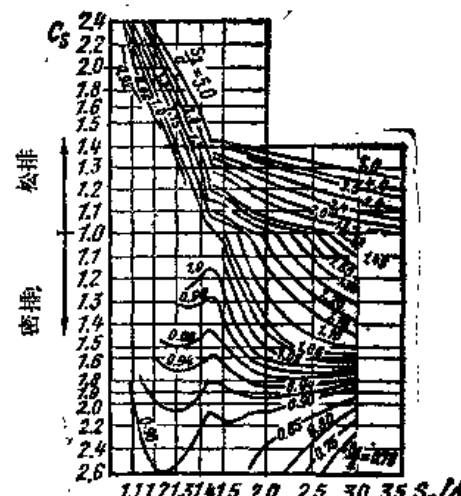

当 $\frac{s_1}{d} > \frac{s_2}{d} \cdot 1 < \frac{s_1-d}{s_2-d} < 8 \zeta = C_0 C_0 \zeta_{r,s}$

当 $\frac{s_1}{d} > \frac{s_2}{d} \cdot 8 < \frac{s_1-d}{s_2-d} < 16 \zeta = \zeta_{0,max}$

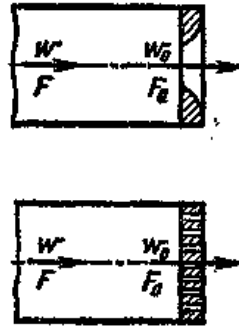
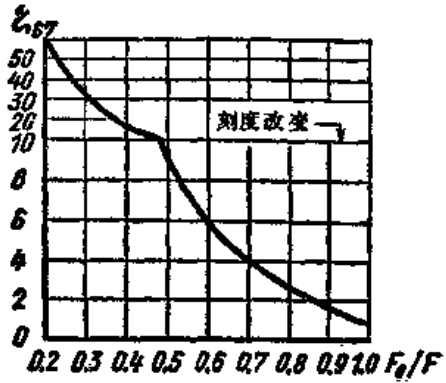

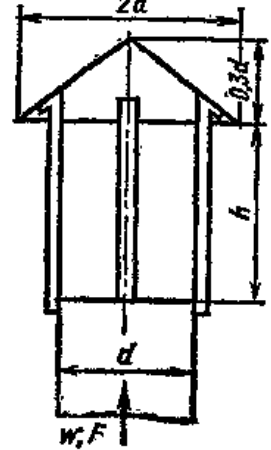
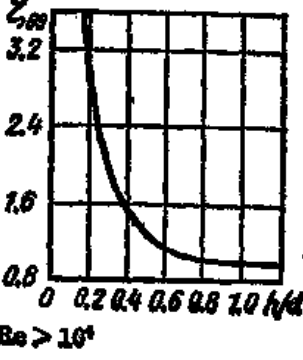
式中 s —沿管群纵深方向排数; w —气流实际流速



(续)

序号	简图和名称	阻力系数 ζ
65	<p>横向通过错列管群</p>  <p>The diagram shows a staggered arrangement of tubes in a bundle. The pitch between tubes in the same row is s_1, and the pitch between tubes in adjacent rows is s_2. The tube diameter is d. The flow velocity is w.</p>	<p>Δh_p (mm水柱)</p>  <p>This graph plots pressure drop Δh_p (mm water column) on the y-axis (0.8 to 3.2) against velocity w (m/s) on the x-axis (4 to 18). It includes curves for different temperatures $t = 30^\circ\text{C}$ and $t = 180^\circ\text{C}$, and a secondary graph for $\zeta_{0. \text{max}}$ vs s_1/d.</p> <p>当 $0.1 < \frac{s_1 - d}{s_2 - d} < 1.7$ 和 $\frac{s_1}{d} < 3.0$ 和 $1.7 < \frac{s_1 - d}{s_2 - d} < 6.5$</p> <p>$\Delta h = C_d C_d \Delta h_p (z + 1)$</p> <p>$\frac{s_1 - d}{s_2 - d} > 1.7$ 和 $3.0 < \frac{s_1}{d} < 10$</p> <p>$\Delta h = \zeta_{0. \text{max}} \frac{w^2 \rho}{2} (z + 1)$, $s'_2 = \sqrt{1/4(s_1^2 + s_2^2)}$</p> <p>式中 z—管群纵深方向的排数, w—气体实际流速,</p> <p>对密排管群: $1.7 < \frac{s_1 - d}{s_2 - d} < 6.5$,</p> <p>对错排管群: $0.1 < \frac{s_1 - d}{s_2 - d} < 1.7$</p>  <p>This graph plots the resistance coefficient C_s on the y-axis (0.7 to 2.6) against the pitch ratio s_1/d on the x-axis (1.1 to 3.5). It distinguishes between '松排' (staggered) and '密排' (compact) arrangements.</p>  <p>This graph plots the discharge coefficient C_d on the y-axis (0.7 to 1.2) against the tube diameter d (mm) on the x-axis (10 to 100).</p>

(续)

序号	简图和名称	阻力系数 ζ
66	并联管道	$\zeta_{\Sigma} = \left(\frac{F_1 + F_2 + \dots + F_n}{\frac{F_1}{\sqrt{\zeta_1}} + \frac{F_2}{\sqrt{\zeta_2}} + \dots + \frac{F_n}{\sqrt{\zeta_n}}} \right)^2$ <p>$\zeta_1, \zeta_2, \dots, \zeta_n$—相应管道局部阻力系数之和; F_1, F_2, \dots, F_n—与ζ_1, ζ_2, \dots相当的流速所对应的管道流通截面积; 阻力系数ζ_{Σ}乘以动压头的速度取</p> $w = \frac{V_{\text{容积}}}{F_1 + F_2 + \dots + F_n}$
67	流体经流量孔板或格子板由直管流出 Ⅱ 管道出口	  <p>阻力系数乘以管内流速动压头; F_0—流量孔板或格子板的实际面积; $Re = \frac{w_1 d_1}{\nu} \geq 0.25, d_1$—流量孔板或格子板的换算直径</p>
68	喷口	 <p>$\zeta_{\Sigma} = 1.05$; 当计算燃烧器时采用 $\zeta_{\Sigma} = 1.2$, 阻力系数乘以喷口出口处的动压头</p>
69	垂直, 带风帽的(排气)圆管	  <p>$Re > 10^4$</p>

符号: b —宽度(m); d —换算直径(m, $d = 4F/u$); F —面积(m^2); h —高度(m); k —粗糙管壁凸凹处的平均高度; l —长度(m); $Re = wd/\nu$ —雷诺准数; u —截面周长(m); w —流速(m/s); σ —壁厚(m); ϵ —粗糙度($\epsilon = h/d$); λ —摩擦阻力系数; ν —运动粘度(m^2/s); φ —角(度)

管道流量、流速和管径的换算 (图IV-2)。

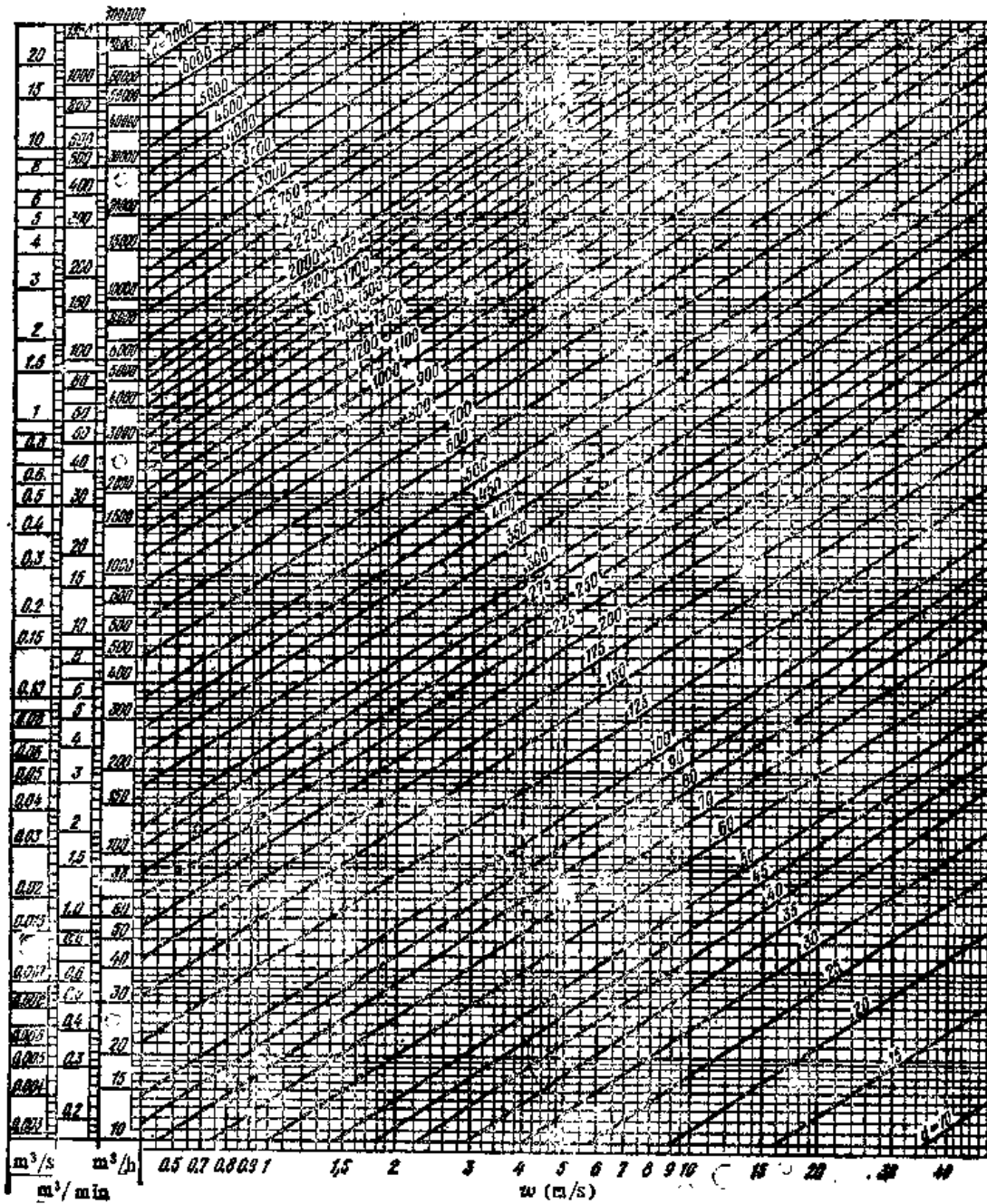


图 IV-2 管道流量、流速和管径之间的换算关系

表 N-2 系数A, II和D值①

P_1/P_c	煤气, 过热蒸汽			空 气		干饱和蒸汽	
	A	II	D	A	II	A	II
0.01	9.6747	2.896	1.5896	8.1161	3.737	13.890	1.699
0.02	5.9574	2.467	1.5149	5.1600	3.057	8.0733	1.568
0.03	4.5148	2.246	1.4634	3.9817	2.723	5.8935	1.497
0.04	3.7224	2.102	1.4225	3.3272	2.509	4.7282	1.448
0.05	3.2131	1.997	1.3880	2.8995	2.353	4.0008	1.411
0.06	2.8558	1.915	1.3578	2.5976	2.234	3.5950	1.382
0.07	2.5874	1.847	1.3306	2.3699	2.136	3.1238	1.358
0.08	2.3793	1.791	1.3059	2.1931	2.058	2.8387	1.337
0.09	2.2122	1.743	1.2829	2.0486	1.999	2.6092	1.319
0.10	2.0749	1.702	1.2615	1.9311	1.931	2.4242	1.303
0.11	1.9595	1.664	1.2413	1.8311	1.879	2.2706	1.288
0.12	1.8618	1.631	1.2220	1.7455	1.833	2.1392	1.276
0.13	1.7762	1.602	1.2041	1.6716	1.791	2.0271	1.265
0.14	1.7023	1.575	1.1866	1.6076	1.753	1.9320	1.254
0.15	1.6376	1.549	1.1699	1.5513	1.719	1.8467	1.244
0.16	1.5809	1.527	1.1538	1.5006	1.688	1.7699	1.235
0.17	1.5278	1.506	1.1387	1.4557	1.659	1.7022	1.224
0.18	1.4829	1.486	1.1231	1.4157	1.632	1.6436	1.218
0.19	1.4411	1.467	1.1085	1.3792	1.607	1.5893	1.211
0.20	1.4034	1.449	1.0943	1.3458	1.584	1.5403	1.203
0.21	1.3693	1.434	1.0804	1.3156	1.561	1.4960	1.197
0.22	1.3372	1.418	1.0699	1.2879	1.541	1.4564	1.190
0.23	1.3090	1.403	1.0636	1.2623	1.522	1.4191	1.184
0.24	1.2829	1.390	1.0405	1.2393	1.504	1.3846	1.178
0.25	1.2576	1.377	1.0283	1.2184	1.486	1.3544	1.173
0.26	1.2369	1.364	1.0155	1.1989	1.470	1.3243	1.167
0.27	1.2150	1.353	1.0033	1.1805	1.453	1.2983	1.163
0.28	1.1958	1.341	0.9913	1.1640	1.438	1.2738	1.158
0.29	1.1783	1.331	0.9793	1.1480	1.425	1.2517	1.152
0.30	1.1614	1.320	0.9678	1.1335	1.410	1.2305	1.148
0.31	1.1468	1.311	0.9560	1.1206	1.396	1.2101	1.144
0.32	1.1325	1.301	0.9446	1.1078	1.385	1.1989	1.140
0.33	1.1197	1.292	0.9332	1.0963	1.373	1.1741	1.136
0.34	1.1070	1.283	0.9222	1.0856	1.361	1.1589	1.133

(续)

P_0/P_V	煤气, 过热蒸气			空气		干饱和蒸气	
	A	II	D	A	II	A	II
0.35	1.0956	1.275	0.9114	1.0759	1.350	1.1443	1.129
0.36	1.0854	1.266	0.9004	1.0666	1.339	1.1308	1.125
0.37	1.0751	1.258	0.8898	1.0583	1.329	1.1175	1.121
0.38	1.0662	1.251	0.8789	1.0508	1.318	1.1065	1.118
0.39	1.0578	1.243	0.8686	1.0444	1.309	1.0946	1.114
0.40	1.0508	1.235	0.8576	1.0374	1.299	1.0840	1.111
0.41	1.0430	1.229	0.8475	1.0321	1.290	1.0748	1.108
0.42	1.0368	1.221	0.8369	1.0256	1.282	1.0659	1.105
0.43	1.0313	1.215	0.8265	1.0216	1.273	1.0581	1.102
0.44	1.0256	1.209	0.8163	1.0172	1.265	1.0497	1.099
0.45	1.0207	1.202	0.8063	1.0136	1.256	1.0425	1.096
0.46	1.0172	1.196	0.7956	1.0104	1.248	1.0361	1.093
0.47	1.0133	1.190	0.7854	1.0075	1.241	1.0307	1.091
0.48	1.0096	1.185	0.7756	1.0052	1.234	1.0244	1.088
0.49	1.0071	1.179	0.7654	1.0030	1.226	1.0207	1.86
0.50	1.0043	1.174	0.7556	1.0020	1.219	1.0167	1.083
0.51	1.0028	1.168	0.7454	1.0008	1.212	1.0133	1.080
0.52	1.0017	1.163	0.7352	1.0003	1.205	1.0087	1.078
0.53	1.0009	1.158	0.7251	1.0000	1.199	1.0075	1.075
0.54	1.0004	1.152	0.7153	1.0000	1.192	1.0045	1.073
0.55	1.0000	1.148	0.7048	1.0000	1.187	1.0029	1.071
0.56	1.0000	1.143	0.6945	1.0000	1.180	1.0014	1.069
0.57	1.0000	1.138	0.6839	1.0000	1.174	1.0007	1.067
0.58	1.0000	1.134	0.6738	1.0000	1.169	1.0000	1.065
0.59	1.0000	1.130	0.6625	1.0000	1.163	1.0000	1.063
0.60	1.0000	1.125	0.6506	1.0000	1.157	1.0000	1.060
0.61	1.0000	1.121	0.6394	1.0000	1.151	1.0000	1.058
0.62	1.0000	1.116	0.6264	1.0000	1.146	1.0000	1.057
0.63	1.0000	1.113	0.6140	1.0000	1.141	1.0000	1.055
0.64	1.0000	1.109	0.6013	1.0000	1.136	1.0000	1.053
0.65	1.0000	1.105	0.5893	1.0000	1.131	1.0000	1.051
0.66	1.0000	1.100	0.5767	1.0000	1.126	1.0000	1.049
0.67	1.0000	1.097	0.5617	1.0000	1.121	1.0000	1.047
0.68	1.0000	1.093	0.5495	1.0000	1.116	1.0000	1.045

(2)

P_1/P_c	煤气, 过热蒸汽			空 气		干饱和蒸汽	
	A	II	D	A	II	A	II
0.69	1.0000	1.090	0.5348	1.0000	1.112	1.0000	1.044
0.70	1.0000	1.086	0.5218	1.0000	1.107	1.0000	1.042
0.71	1.0000	1.082	0.5055	1.0000	1.103	1.0000	1.041
0.72	1.0000	1.079	0.4913	1.0000	1.099	1.0000	1.039
0.73	1.0000	1.075	0.4776	1.0000	1.094	1.0000	1.037
0.74	1.0000	1.072	0.4620	1.0000	1.090	1.0000	1.035
0.75	1.0000	1.069	0.4460	1.0000	1.086	1.0000	1.034
0.76	1.0000	1.065	0.4302	1.0000	1.081	1.0000	1.032
0.77	1.0000	1.063	0.4154	1.0000	1.078	1.0000	1.031
0.78	1.0000	1.059	0.3987	1.0000	1.073	1.0000	1.029
0.79	1.0000	1.056	0.3824	1.0000	1.070	1.0000	1.028
0.80	1.0000	1.053	0.3672	1.0000	1.066	1.0000	1.026
0.81	1.0000	1.049	0.3493	1.0000	1.062	1.0000	1.025
0.82	1.0000	1.047	0.3333	1.0000	1.058	1.0000	1.024
0.83	1.0000	1.044	0.3162	1.0000	1.055	1.0000	1.022
0.84	1.0000	1.041	0.2994	1.0000	1.051	1.0000	1.020
0.85	1.0000	1.038	0.2814	1.0000	1.047	1.0000	1.018
0.86	1.0000	1.035	0.2639	1.0000	1.044	1.0000	0.017
0.87	1.0000	1.033	0.2468	1.0000	1.041	1.0000	0.016
0.88	1.0000	1.030	0.2286	1.0000	1.037	1.0000	0.015
0.89	1.0000	1.028	0.2108	1.0000	1.034	1.0000	0.013
0.90	1.0000	1.025	0.1926	1.0000	1.031	1.0000	1.012
0.91	1.0000	1.022	0.1749	1.0000	1.028	1.0000	1.011
0.92	1.0000	1.019	0.1553	1.0000	1.024	1.0000	1.010
0.93	1.0000	1.017	0.1369	1.0000	1.020	1.0000	1.008
0.94	1.0000	1.014	0.1173	1.0000	1.018	1.0000	1.007
0.95	1.0000	1.012	0.0975	1.0000	1.015	1.0000	1.006
0.96	1.0000	1.009	0.0790	1.0000	1.012	1.0000	1.005
0.97	1.0000	1.007	0.0584	1.0000	1.009	1.0000	1.004
0.98	1.0000	1.005	0.0392	1.0000	1.006	1.0000	1.002
0.99	1.0000	1.002	0.0198	1.0000	1.003	1.0000	1.001
1.00	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

① 表 IV-2 原书中没有, 恐系原书编排时遗漏, 此表是译者根据原书提供的参考文献补编的。——译者

附录 V 物质的热物理性能

气体的热物理性质 (表V-1~表V-44, 图V-1~图V-3)

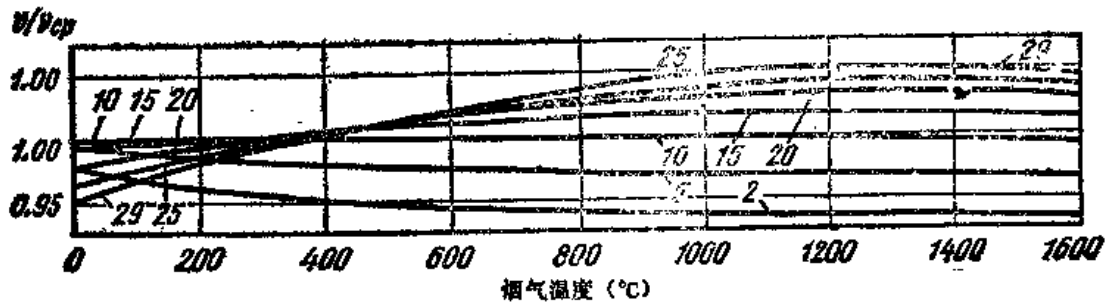


图 V-1 折算燃烧产物运动粘度的修正值 ν/ν_{cp}

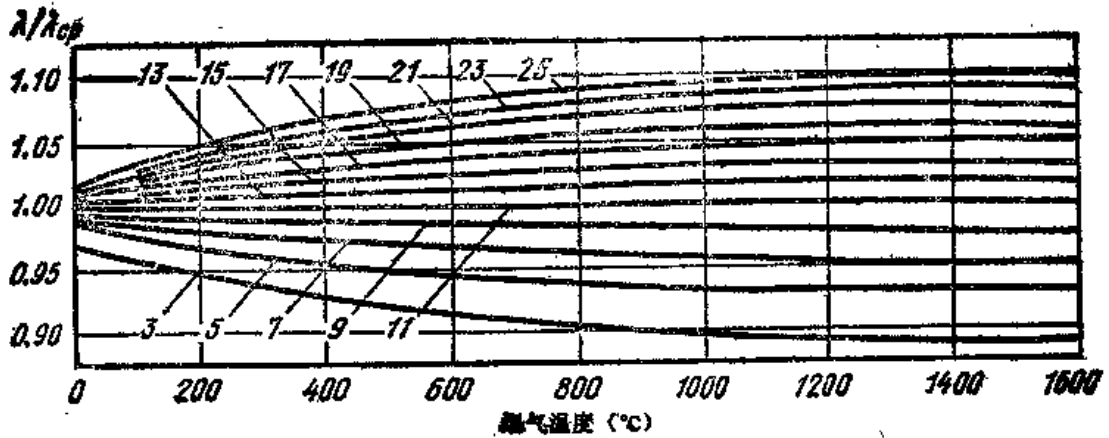


图 V-2 折算燃烧产物热导率的修正值 λ/λ_{cp}

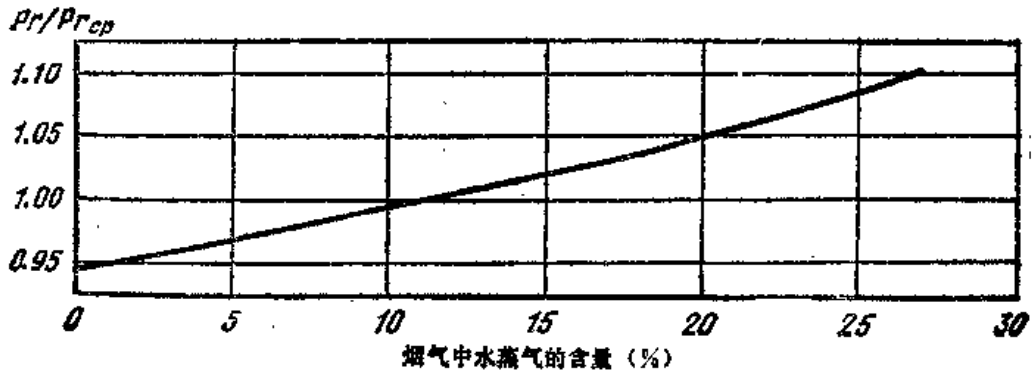


图 V-3 折算燃烧产物普朗特准数的修正值 Pr/Pr_{cp}

表 V-1 单一气体的密度 ρ (kg/m³)

t(°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂
0	1.43026	1.25158	0.089965	1.25150	1.97880
100	1.04576	0.91529	0.065845	0.91510	1.44130
200	0.82440	0.72161	0.051923	0.72146	1.13380
300	0.68044	0.59572	0.042861	0.59549	0.93614
400	0.57930	0.50711	0.036400	0.50699	0.79706
500	0.50436	0.44152	0.031700	0.44141	0.69383
600	0.44693	0.39125	0.028100	0.39116	0.61475
700	0.40094	0.35100	0.025200	0.35091	0.55143
800	0.36354	0.31825	0.022800	0.32054	0.50003
900	0.33252	0.29111	0.020900	0.29302	0.45719
1000	0.30639	0.26823	0.019200	0.26984	0.42405

表 V-2 单一气体的动力粘度 $\mu \cdot 10^6$ (Pa·S)

t(°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	SO ₂
0	19.1	16.6	8.4	16.6	13.7	—	12.1
100	24.4	20.9	10.3	20.7	18.2	12.3	16.1
200	28.7	24.6	12.1	24.5	22.4	16.5	20.0
300	33.1	28.0	13.8	27.9	26.3	20.6	23.8
400	36.9	31.2	15.4	31.2	29.8	24.8	27.5
500	40.3	34.0	16.9	34.4	33.0	28.9	31.3
600	43.5	36.6	18.3	37.3	36.0	33.1	35.0
700	46.5	39.2	19.9	40.4	38.8	37.2	38.6
800	49.4	41.6	21.1	43.2	41.5	—	42.8
900	52.1	43.9	22.3	46.0	44.0	—	45.7
1000	54.7	46.0	23.7	48.7	46.4	—	49.2

表 V-3 单一气体的运动粘度 $\nu \cdot 10^6$ (m²/s)

t(°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	SO ₂
0	13.4	13.3	93.0	13.3	6.9	—	4.1
100	23.3	22.8	157.0	22.6	12.6	20.9	7.5
200	34.8	34.1	233.0	33.9	19.7	35.6	11.8
300	48.6	47.0	323.0	47.0	28.1	53.1	17.1
400	63.7	61.5	423.0	61.8	37.4	76.1	23.3
500	79.9	77.0	534.0	78.0	47.6	101.8	30.4
600	97.3	93.5	656.0	96.0	58.6	131.3	38.3
700	116.0	111.7	785.0	115.0	70.4	164.6	46.8
800	135.9	130.7	924.0	135.0	83.0	—	56.5
900	156.7	150.8	1070.0	157.0	96.2	—	66.8
1000	178.5	171.5	1230.0	180.0	109.4	—	78.3

表 V-4 单一气体的实际比热容 C (kJ/m³·K)

t(°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂ S	SO ₂
0	1.3059	1.2987	1.2766	1.2992	1.5998	1.4943	1.507	1.733
100	1.3331	1.3025	1.2998	1.3054	1.7036	1.5194	1.557	1.892
200	1.3750	1.3147	1.3046	1.3226	1.9489	1.5600	1.624	2.031
300	1.4202	1.3364	1.3071	1.3498	2.0754	1.6077	1.704	2.152
400	1.4239	1.3641	1.3113	1.3816	2.1796	1.6592	1.784	2.240
500	1.4968	1.3942	1.3188	1.4147	2.2672	1.7132	1.863	2.307
600	1.5257	1.4239	1.3293	1.4457	2.3400	1.7693	1.938	2.357
700	1.5499	1.4516	1.3427	1.4733	2.4015	1.8271	2.010	2.399
800	1.5705	1.4767	1.3595	1.4976	2.4526	1.8849	2.068	2.428
900	1.5876	1.4989	1.3770	1.5194	2.4962	1.9415	2.127	2.453
1000	1.6023	1.5185	1.3955	1.5378	2.5330	1.9954	2.177	2.474
1100	1.6157	1.5357	1.4151	1.5537	2.5640	2.0457	2.219	2.487
1200	1.6278	1.5508	1.4344	1.5675	2.5908	2.0930	2.223	2.499
1300	1.6395	1.5642	1.4541	1.5797	2.6138	2.1369	—	—
1400	1.6504	1.5759	1.4721	1.5901	2.6335	2.1771	—	—
1500	1.6613	1.5859	1.4897	1.5998	2.6507	2.2144	—	—
1600	1.6722	1.5948	1.5064	1.6077	2.6649	2.2487	—	—
1700	1.6827	1.6027	1.5219	1.6153	2.6779	2.2814	—	—
1800	1.6927	1.6102	1.5366	1.6215	2.6888	2.3103	—	—
1900	1.7032	1.6166	1.5508	1.6274	2.6980	2.3366	—	—
2000	1.7132	1.6224	1.5638	1.6328	2.7059	2.3614	—	—
2100	1.7237	1.6278	1.5763	1.6375	2.7126	2.3844	—	—
2200	1.7338	1.6324	1.5885	1.6416	2.7177	2.4062	—	—
2300	1.7434	1.6370	1.5994	1.6458	2.7218	2.4254	—	—
2400	1.7572	1.6412	1.6102	1.6496	2.7239	2.4438	—	—
2500	1.7623	1.6450	1.6203	1.6529	2.7252	2.4510	—	—
2600	1.7714	—	1.6299	—	—	2.4773	—	—

表 V-5 单一气体的平均比热容 C (kJ/m³·K)

t(°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂ S	SO ₂
0	1.3059	1.2987	1.2766	1.2992	1.5998	1.4943	1.507	1.733
100	1.3126	1.3004	1.2908	1.3017	1.7003	1.5052	1.532	1.813
200	1.3352	1.3038	1.2971	1.3071	1.7873	1.5223	1.562	1.888
300	1.3561	1.3109	1.2992	1.3167	1.8627	1.5424	1.595	1.955
400	1.3775	1.3205	1.3021	1.3289	1.9297	1.5654	1.633	2.018
500	1.3980	1.3322	1.3050	1.3427	1.9887	1.5897	1.671	2.068
600	1.4168	1.3452	1.3080	1.3574	2.0411	1.6148	1.708	2.114
700	1.4345	1.3586	1.3121	1.3720	2.0884	1.6412	1.746	2.152
800	1.4499	1.3717	1.3168	1.3862	2.1311	1.6680	1.784	2.181
900	1.4645	1.3846	1.3226	1.3996	2.1692	1.6956	1.817	2.215
1000	1.4775	1.3971	1.3289	1.4126	2.2035	1.7229	1.851	2.236
1100	1.4892	1.4089	1.3360	1.4248	2.2349	1.7501	1.884	2.261
1200	1.5066	1.4202	1.3431	1.4361	2.2639	1.7769	1.909	2.278
1300	1.5166	1.4306	1.3511	1.4465	2.2898	1.8028	—	—
1400	1.5262	1.4407	1.3590	1.4566	2.3136	1.8280	—	—

(续)

t(°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	H ₂ S	SO ₂
1500	1.5294	1.4499	1.3674	1.4638	2.3354	1.8527	—	—
1600	1.5378	1.4587	1.3754	1.4746	2.3555	1.8761	—	—
1700	1.5462	1.4671	1.3833	1.4835	2.3743	1.8996	—	—
1800	1.5541	1.4746	1.3917	1.4901	2.3915	1.9213	—	—
1900	1.5617	1.4821	1.3996	1.4972	2.4074	1.9423	—	—
2000	1.5692	1.4888	1.4076	1.5039	2.4221	1.9628	—	—
2100	1.5739	1.4955	1.4151	1.5102	2.4359	1.9824	—	—
2200	1.5830	1.5018	1.4227	1.5160	2.4484	2.0009	—	—
2360	1.5897	1.5072	1.4302	1.5215	2.4602	2.0189	—	—
2400	1.5964	1.5127	1.4373	1.5269	2.4710	2.0365	—	—
2500	1.6027	1.5177	1.4449	1.5320	2.4811	2.0528	—	—
2600	1.6091	—	1.4516	—	—	2.0691	—	—
2700	1.6153	—	1.4583	—	—	2.0846	—	—

表 V-6 单一气体的热导率 $\lambda \cdot 10^3$ (W/m·K)

t(°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	SO ₂
0	21.5	24.2	172	23.3	14.5	—	8.4
100	32.8	31.3	220	30.1	22.3	24.7	12.3
200	40.6	37.1	264	36.5	30.1	33.3	16.6
300	47.9	43.1	307	42.6	37.9	43.5	21.2
400	54.9	48.6	348	48.5	45.6	55.5	25.8
500	61.4	53.5	387	54.1	53.4	68.8	30.7
600	67.3	57.9	427	59.7	62.1	82.9	35.8
700	72.7	62.1	476	65.0	68.8	98.0	41.1
800	77.6	66.2	526	70.1	76.5	—	46.3
900	81.9	70.1	583	75.5	84.2	—	51.9
1000	85.7	73.9	636	81.6	91.9	—	57.6

表 V-7 单一气体的热扩散率 $\alpha \cdot 10^3$ (m²/h)

t(°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	SO ₂
0	6.80	6.80	48.6	6.16	3.23	—	1.70
100	12.1	11.6	83.4	11.3	6.09	6.66	3.14
200	18.4	18.3	126	17.9	9.57	3.3	4.48
300	25.4	25.5	178	23.8	13.7	20.9	7.29
400	33.3	33.3	236	31.1	18.4	30.0	10.0
500	42.0	41.1	300	38.9	25.2	40.5	13.2
600	50.8	49.1	370	47.4	31.4	52.3	17.0
700	60.0	57.0	455	56.6	36.6	65.5	21.5
800	70.0	65.4	552	66.7	42.3	—	26.4
900	79.7	73.1	655	76.8	47.9	—	32.0
1000	90.0	80.2	764	88.1	53.5	—	38.2

表 V-8 单一气体的普兰特准数 P_r

t (°C)	O ₂	N ₂	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	SO ₂
0	0.709	0.695	0.688	0.743	0.765	—	0.874
100	0.693	0.707	0.677	0.718	0.744	1.13	0.853
200	0.681	0.671	0.666	0.708	0.741	0.95	0.856
300	0.689	0.663	0.655	0.709	0.738	0.92	0.848
400	0.689	0.655	0.644	0.711	0.732	0.90	0.834
500	0.685	0.674	0.640	0.720	0.677	0.90	0.822
600	0.689	0.685	0.635	0.727	0.672	0.90	0.806
700	0.686	0.705	0.621	0.732	0.692	0.90	0.788
800	0.699	0.719	0.602	0.739	0.706	—	0.774
900	0.708	0.743	0.588	0.743	0.723	—	0.755
1000	0.714	0.770	0.583	0.744	0.735	—	0.740

表 V-9 碳氢气体的密度 ρ (kg/m³)

t (°C)	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
0	0.71680	1.34146	1.96723	2.59299	3.21875
100	0.52470	0.98183	1.44984	1.89784	2.35584
200	0.41359	0.77419	1.13533	1.49647	1.85761
300	0.34120	0.63995	0.93716	1.23526	1.53336
400	0.29102	0.54420	0.79806	1.05192	1.30578
500	0.25353	0.47389	0.69495	0.91009	1.13706
600	0.22436	0.41959	0.61546	0.81124	1.00701
700	0.20142	0.37647	0.55209	0.72771	0.90332
800	0.18207	0.34132	0.50054	0.65975	0.81897
900	0.16761	0.31220	0.46784	0.60347	0.74911
1000	0.15340	0.28770	0.42191	0.55612	0.69032

表 V-10 碳氢气体的动力粘度 $\mu \cdot 10^6$ (Pa·S) 和运动粘度 $\nu \cdot 10^6$ (m²/s)

t (°C)	CH ₄		C ₂ H ₆		C ₃ H ₈		C ₄ H ₁₀		C ₅ H ₁₂	
	μ	ν	μ	ν	μ	ν	μ	ν	μ	ν
0	10.28	14.30	8.55	6.37	7.50	3.81	6.82	2.63	6.23	—
100	13.32	25.40	11.50	11.70	10.06	6.94	9.47	4.99	8.50	3.61
200	16.04	38.80	14.13	18.29	12.48	11.00	11.85	7.92	10.79	5.81
300	18.50	54.20	16.40	25.70	14.75	15.70	14.20	11.50	12.95	8.45
400	20.80	71.50	19.00	34.90	17.15	21.50	16.50	15.70	15.10	11.56
500	22.68	89.60	21.40	45.10	19.40	27.90	18.80	20.50	17.25	15.20
600	24.65	109.60	23.80	56.70	21.80	35.40	21.00	25.90	19.30	19.20

表 V-11 碳氢气体的实际比热容 C (kJ/m³·K)

t (°C)	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂
0	1.5500	2.2099	3.0485	4.1284	5.1274	1.8268	2.6767
100	1.7527	2.7739	3.9676	5.2564	6.5175	2.2865	3.3793
200	2.0089	3.3404	4.8360	6.3689	7.8791	2.7236	4.0555

(续)

t(°C)	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆
300	2.2727	3.8499	5.5758	7.2953	9.0113	3.1039	4.6492
400	2.5264	4.3114	6.2185	8.1144	10.0032	3.4241	5.1689
500	2.7598	4.7204	6.7846	8.8279	10.8693	3.7021	5.6169
600	2.9723	5.0805	7.2741	9.4501	11.6236	3.9471	6.0075
700	3.1645	5.3958	7.7037	9.9860	12.2687	4.1619	6.3492
800	3.3349	5.6554	8.0508	10.4177	12.7825	4.3469	6.6464
900	3.4873	5.8878	8.3610	10.8024	13.2422	4.5111	6.9039
1000	3.6225	6.1013	8.6449	11.1575	13.6697	4.6568	7.1300
1100	3.7407	6.2956	8.9045	11.4841	14.0641	4.7820	7.3250
1200	3.8416	6.4710	9.1381	11.7814	14.4246	4.8921	7.4943

表 V-12 碳氢气体的平均比热容 C (kJ/m³·K)

t(°C)	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆
0	1.5500	2.2098	3.0484	4.1284	5.1274	1.8268	2.6766
100	1.6421	2.4949	3.5098	4.7054	5.8354	2.0620	3.0484
200	1.7588	2.7746	3.9653	5.2564	6.5154	2.2826	3.3792
300	1.8862	3.0442	4.3691	5.7722	7.1355	2.4953	3.7057
400	2.0155	3.3084	4.7596	6.2671	7.7409	2.6858	4.0047
500	2.1403	3.5525	5.0937	6.8891	8.2563	2.8633	4.2831
600	2.2609	3.7778	5.4322	7.1149	8.7831	3.0258	4.5389
700	2.3768	3.9863	5.7236	7.4851	9.2315	3.1698	4.7765
800	2.4941	4.1809	5.9887	7.8983	9.6255	3.3080	4.9913
900	2.6025	4.3620	6.2315	8.1144	9.9918	3.4315	5.1910
1000	2.6992	4.5293	6.4614	8.4041	10.3448	3.5471	5.3723
1100	2.7863	4.6838	6.6778	8.6788	10.6794	3.6555	5.5402
1200	2.8529	4.8255	6.8817	8.9384	10.9967	3.7526	5.6972

表 V-13 焦炉煤气和碳氢气体的热扩散率 $\alpha \cdot 10^2$ (m²/h)

t(°C)	CH ₄		C ₂ H ₆		C ₃ H ₈		C ₄ H ₁₀		C ₅ H ₁₂	
	λ	α	λ	α	λ	α	λ	α	λ	α
0	30.0	6.96	18.0	2.93	14.7	1.73	13.0	1.14	11.9	—
100	44.7	12.5	32.3	5.72	27.7	3.42	24.5	2.28	22.2	1.68
200	62.1	19.2	49.4	9.5	43.1	5.53	38.3	3.75	34.8	2.74
300	81.9	26.8	67.2	13.2	59.9	8.14	53.1	5.48	48.5	4.07
400	102.3	35.9	84.7	17.3	76.4	10.9	68.6	7.49	62.9	5.58
500	122.1	45.1	107.9	23.3	95.6	14.4	90.2	10.4	84.7	7.96
600	144.2	55.8	132.6	30.1	118.6	18.8	113.0	13.7	106.1	10.5

表 V-14 碳氢气体的普兰特准数 Pr

t(°C)	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	t(°C)	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
0	0.739	0.782	0.793	0.830	—	400	0.717	0.726	0.710	0.754	0.746
100	0.731	0.736	0.739	0.788	0.774	500	0.715	0.698	0.697	0.710	0.688
200	0.726	0.712	0.717	0.760	0.763	600	0.710	0.679	0.677	0.680	0.657
300	0.729	0.700	0.694	0.755	0.747						

表 V-15 空气的物理性能

t(°C)	$\rho(\text{kg/m}^3)$	比热容 C(kJ/m ³ ·K)		$\lambda \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^2$ (m ² /h)	$\mu \cdot 10^6$ (Pa·S)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
		实际	平均					
0	1.2933	1.2971	1.2971	2.43	6.75	1.71	13.23	0.705
20	1.2045	1.2987	1.2979	2.59	7.72	1.81	15.03	0.701
40	1.1267	1.3004	1.2983	2.78	8.76	1.91	16.9	0.696
60	1.0595	1.3021	1.2991	2.91	9.81	2.01	18.97	0.696
80	0.9998	1.3042	1.2996	3.06	10.91	2.11	21.1	0.696
100	0.9458	1.3059	1.3004	3.19	12.0	2.19	23.15	0.694
150	0.8342	1.3147	1.3038	3.56	15.1	2.41	28.89	0.689
200	0.7457	1.3239	1.3071	3.87	18.2	2.60	34.85	0.689
250	0.6745	1.3364	1.3117	4.19	21.6	2.79	41.36	0.688
300	0.6157	1.3502	1.3172	4.48	25.1	2.97	48.24	0.692
350	0.5682	1.3653	1.3226	4.78	28.8	3.14	55.46	0.693
400	0.5242	1.3808	1.3289	5.05	32.5	3.30	62.95	0.697
450	0.4873	1.3963	1.3352	5.34	36.5	3.46	70.97	0.699
500	0.4564	1.4118	1.3427	5.62	40.6	3.62	79.32	0.703
600	0.4041	1.4411	1.3565	6.15	49.2	3.91	96.75	0.708
700	0.3625	1.4689	1.3708	6.66	58.3	4.17	115.0	0.710
800	0.3287	1.4918	1.3842	7.20	68.3	4.43	135.5	0.714
900	0.3010	1.5128	1.3976	7.61	77.7	4.66	154.8	0.717
1000	0.2773	1.5312	1.4098	8.04	88.2	4.90	176.7	0.721
1100	0.2571	1.5471	1.4215	8.48	99.2	5.12	199.1	0.722
1200	0.2377	1.5618	1.4328	8.90	111.6	5.34	224.6	0.724
1400	0.2110	1.5800	1.4329	—	—	5.76	—	—
1600	0.1885	1.6053	1.4709	—	—	6.16	—	—
1800	0.1703	1.6216	1.4868	—	—	6.55	—	—

注: ρ —密度; λ —热导率; α —热扩散率; μ 和 ν —动力粘度和运动粘度; Pr—普兰特准数。

表 V-16 1kg干空气的湿体积 ν (m³)和含水量

t(°C)	含水量 (g/kg)	饱和度 φ (%)							
		100	90	80	70	60	50	40	30
-15	1.04	0.747	0.747	0.747	0.747	0.747	0.747	0.746	0.746
-10	1.63	0.762	0.762	0.762	0.762	0.762	0.761	0.761	0.761
-5	2.52	0.778	0.778	0.777	0.777	0.777	0.776	0.776	0.776
0	3.85	0.794	0.794	0.793	0.793	0.792	0.792	0.791	0.791
5	5.51	0.811	0.810	0.809	0.809	0.808	0.807	0.806	0.806
10	7.78	0.828	0.827	0.826	0.825	0.824	0.823	0.822	0.821
15	10.86	0.847	0.846	0.844	0.843	0.841	0.840	0.838	0.837
20	15.00	0.867	0.865	0.863	0.861	0.859	0.857	0.855	0.853
30	27.78	0.915	0.911	0.907	0.903	0.899	0.895	0.891	0.887
40	49.98	0.977	0.970	0.962	0.954	0.947	0.940	0.933	0.925
50	88.42	1.07	1.05	1.04	1.02	1.01	0.996	0.983	0.979
60	156.6	1.20	1.17	1.15	1.12	1.09	1.07	1.05	1.02
70	286.0	1.44	1.38	1.32	1.27	1.22	1.17	1.13	1.09
80	571.3	1.95	1.79	1.65	1.53	1.43	1.34	1.26	1.19
90	1509.0	3.57	2.88	2.42	2.08	1.83	1.63	1.47	1.33
100	—	—	10.9	5.45	3.63	2.72	2.17	1.81	1.55
120	—	—	11.5	5.73	3.82	2.86	2.28	1.90	1.63
140	—	—	12.0	6.01	4.01	3.00	2.40	2.00	1.71
160	—	—	12.6	6.30	4.19	3.14	2.51	2.09	1.79
180	—	—	13.2	6.58	4.38	3.29	2.63	2.19	1.87
200	—	—	13.7	6.86	4.57	3.43	2.74	2.28	1.96

表 V-17 高炉煤气(I), 发生炉煤气(Γ)和水煤气(B)的密度ρ(kg/m³)

气 体	发热量 Q _н ^p (MJ/m³)	图 号	温 度 (°C)											
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	
И	3.35	И-1	1.0431	0.9814	0.7734	0.6384	0.5435	0.4732	0.4193	0.3754	0.3417	0.3124	0.2832	
И	3.72	И-2	1.3694	0.9368	0.7540	0.6225	0.5299	0.4614	0.4088	0.3670	0.3332	0.3047	0.2810	
И	4.10	И-3	1.2957	0.9408	0.7486	0.6180	0.5251	0.4580	0.4059	0.3644	0.3308	0.3025	0.2790	
Γ	4.77	—	1.1452	0.8371	0.6598	0.5447	0.4657	0.4037	0.3577	0.3212	0.2916	0.2767	0.2458	
Γ	5.44	—	1.1532	0.8210	0.6472	0.5342	0.4548	0.3967	0.3509	0.3150	0.2859	0.2611	0.2411	
Γ	5.70	—	1.1369	0.8310	0.6550	0.5407	0.4608	0.4008	0.3551	0.3188	0.2894	0.2647	0.2440	
Γ	5.80	И-40	1.1111	0.8203	0.6466	0.5338	0.4544	0.3956	0.3500	0.3148	0.2858	0.2614	0.2402	
Γ	6.10	И-41	1.004	0.8042	0.6338	0.5232	0.4454	0.3878	0.3436	0.3085	0.2800	0.2561	0.2362	
В	10.20	—	0.7245	0.5295	0.4173	0.3444	0.2932	0.2553	0.2262	0.2032	0.1848	0.1690	0.1558	

表 V-18 高炉煤气(И), 发生炉煤气(Γ)和水煤气(B)的动力粘度μ·10⁶(Pa·S)

气 体	发热量 Q _н ^p (MJ/m³)	图 号	温 度 (°C)											
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	
И	3.35	И-1	16.08	20.21	24.06	27.57	30.76	33.73	36.53	39.19	41.71	44.08	46.29	
И	3.72	И-2	16.14	20.24	24.07	27.58	30.75	33.73	36.51	39.17	41.59	44.06	46.37	
И	4.10	И-3	16.22	20.31	24.13	27.68	30.79	33.78	36.56	39.23	41.77	44.15	46.47	
Γ	4.77	—	16.29	20.33	24.11	27.57	30.70	33.66	36.41	39.07	41.56	43.91	46.21	
Γ	5.44	—	16.18	20.20	23.96	27.39	30.51	33.43	36.16	38.79	41.26	43.59	45.87	
Γ	5.70	—	16.14	20.17	23.94	27.38	30.51	33.44	36.18	38.82	41.30	43.64	45.92	
Γ	5.80	И-40	16.27	20.28	24.03	27.47	30.58	33.52	36.27	38.92	41.42	43.77	46.03	
Γ	6.10	И-41	15.98	20.02	23.79	27.25	30.38	33.32	36.06	38.72	41.19	43.54	45.83	
В	10.20	—	15.59	19.55	23.18	26.60	29.79	32.60	35.33	38.12	40.91	43.36	45.85	

表 V-19 高炉煤气(Ⅱ)、发生炉煤气(Γ)和水煤气(B)的运动粘度 $\nu \cdot 10^6 (\text{m}^2/\text{s})$

气体	发热量 $Q_p^0 (\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温度 (°C)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
Ⅱ	3.35	Ⅱ-1	11.97	20.59	31.10	43.19	56.59	71.32	87.12	104.1	121.1	141.0	160.9
Ⅱ	3.72	Ⅱ-2	12.32	21.16	31.92	44.30	58.02	73.11	89.30	106.7	125.1	144.6	165.0
Ⅱ	4.10	Ⅱ-3	12.48	21.38	32.23	44.71	58.53	73.76	90.09	107.7	126.2	145.9	166.5
Γ	4.77	—	14.22	24.28	36.54	50.62	66.22	83.37	101.6	121.6	142.5	164.7	187.9
Γ	5.44	—	14.41	24.60	37.02	51.27	67.08	84.49	103.1	123.2	144.3	166.9	190.3
Γ	5.70	—	14.20	24.27	36.54	50.64	66.27	83.44	101.9	121.8	142.7	164.9	188.2
Γ	5.80	Ⅱ-40	14.50	24.72	37.16	51.46	67.30	84.73	103.4	123.7	144.9	167.4	191.2
Γ	6.10	Ⅱ-41	14.52	24.90	37.59	52.07	68.20	85.90	104.9	125.5	147.1	170.0	194.1
B	10.20	—	21.52	36.93	55.54	77.23	101.3	128.1	166.9	188.5	221.3	258.7	294.3

表 V-20 高炉煤气(Ⅱ)、发生炉煤气(Γ)和水煤气(B)的实际比热容 $C (\text{kJ}/\text{m}^3 \cdot \text{K})$

气体	发热量 $Q_p^0 (\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温度 (°C)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
Ⅱ	3.35	Ⅱ-1	1.3415	1.3729	1.4068	1.4449	1.4842	1.5232	1.5596	1.5918	1.6237	1.6458	1.6672
Ⅱ	3.72	Ⅱ-2	1.3352	1.3636	1.3946	1.4306	1.4687	1.5068	1.5420	1.5738	1.6023	1.6266	1.6488
Ⅱ	4.10	Ⅱ-3	1.3293	1.3540	1.3821	1.4160	1.4524	1.4892	1.5236	1.5541	1.5818	1.6074	1.6314
Γ	4.77	—	1.3163	1.3360	1.3590	1.3875	1.4189	1.4516	1.4830	1.5114	1.5378	1.5614	1.5822
Γ	5.44	—	1.3133	1.3423	1.3687	1.4013	1.4369	1.4729	1.5072	1.5391	1.5680	1.5939	1.6169
Γ	5.70	—	1.3226	1.3473	1.3758	1.4097	1.4465	1.4838	1.5180	1.5512	1.5805	1.6069	1.6303
Γ	5.80	Ⅱ-40	1.3142	1.3335	1.3574	1.3879	1.4218	1.4566	1.4891	1.5203	1.5487	1.5709	1.5960
Γ	6.10	Ⅱ-41	1.3281	1.3586	1.3909	1.4277	1.4666	1.5052	1.5416	1.5761	1.6056	1.6333	1.6575
B	10.20	—	1.3080	1.3348	1.3557	1.3783	1.4022	1.4273	1.4520	1.4761	1.4997	1.5215	1.5424

表 V-21 高炉煤气(Ⅱ)、发生炉煤气(Ⅰ)和水煤气(B)的平均比热容 C (kJ/m³·K)

气体	发热量 Q_p^0 (MJ/m ³)	图号	温度 (°C)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
Ⅱ	3.35	Ⅱ-1	1.3415	1.3574	1.3733	1.3909	1.4093	1.4281	1.4470	1.4654	1.4830	1.4997	1.5155
Ⅱ	3.72	Ⅱ-2	1.3352	1.3494	1.3641	1.3800	1.3976	1.4156	1.4343	1.4516	1.4687	1.4851	1.5001
Ⅱ	4.10	Ⅱ-3	1.3293	1.3419	1.3544	1.3691	1.3854	1.4026	1.4202	1.4369	1.4532	1.4691	1.4838
Ⅰ	4.77	—	1.3163	1.3264	1.3364	1.3486	1.3624	1.3770	1.3921	1.4072	1.4218	1.4361	1.4495
Ⅰ	5.44	—	1.3193	1.3306	1.3427	1.3565	1.3720	1.3888	1.4055	1.4227	1.4390	1.4549	1.4700
Ⅰ	5.70	—	1.3226	1.3352	1.3481	1.3628	1.3791	1.3963	1.4139	1.4315	1.4482	1.4645	1.4800
Ⅰ	5.80	Ⅰ-40	1.3142	1.3239	1.3343	1.3469	1.3615	1.3770	1.3934	1.4093	1.4252	1.4403	1.4549
Ⅰ	6.10	Ⅰ-41	1.3281	1.3435	1.3590	1.3754	1.3934	1.4118	1.4306	1.4491	1.4671	1.4842	1.5001
B	10.20	—	1.3080	1.3226	1.3339	1.3444	1.3561	1.3678	1.3800	1.3921	1.4038	1.4160	1.4278

表 V-22 高炉煤气(Ⅱ)、发生炉煤气(Ⅰ)和水煤气(B)的热导率 $\lambda \cdot 10^3$ (W/m·K)

气体	发热量 Q_p^0 (MJ/m ³)	图号	温度 (°C)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
Ⅱ	3.35	Ⅱ-1	22.97	30.38	37.09	43.41	49.52	55.23	60.63	65.87	71.00	76.12	81.01
Ⅱ	3.72	Ⅱ-2	24.20	31.89	38.84	45.40	51.69	57.64	63.26	68.74	74.19	79.65	84.83
Ⅱ	4.10	Ⅱ-3	24.24	31.83	38.70	45.17	51.37	57.22	62.74	68.13	73.44	78.77	83.85
Ⅰ	4.77	—	32.61	42.39	51.29	59.71	67.44	75.28	82.53	90.00	97.83	105.75	113.17
Ⅰ	5.44	—	33.32	43.38	52.64	61.44	69.58	77.79	85.48	93.46	101.84	110.39	118.06
Ⅰ	5.70	—	32.69	42.65	51.80	60.53	68.63	76.77	84.41	92.32	100.62	109.08	117.03
Ⅰ	5.80	Ⅰ-40	32.99	42.88	51.94	60.57	68.54	76.57	84.10	91.88	100.04	108.37	116.17
Ⅰ	6.10	Ⅰ-41	35.54	46.45	56.56	66.23	75.13	84.26	92.83	101.84	111.41	121.21	130.40
B	10.20	—	67.74	87.42	105.61	123.24	138.39	155.97	172.07	180.31	210.53	231.31	250.91

表 V-23 高炉煤气(Ⅱ)、发生炉煤气(Ⅰ)和水煤气(B)的热扩散率 $\alpha \cdot 10^3 (\text{m}^2/\text{h})$

气 体	发热量 $Q_p^0 (\text{MJ}/\text{m}^3)$	图 号	温 度 (°C)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
Ⅱ	3.35	Ⅱ-1	6.65	11.77	17.80	24.56	32.03	39.99	48.40	57.88	67.00	77.26	88.02
Ⅱ	3.72	Ⅱ-2	7.04	12.45	18.81	25.97	33.80	42.18	51.11	60.55	70.67	81.72	93.24
Ⅱ	4.10	Ⅱ-3	7.09	12.51	18.90	26.09	33.98	42.42	51.31	60.77	70.85	81.94	93.35
Ⅰ	4.77	—	9.62	16.87	25.49	35.18	45.67	57.17	69.26	82.58	97.13	113.15	129.56
Ⅰ	5.44	—	9.82	17.19	25.93	35.84	46.53	58.27	70.56	84.13	99.11	115.74	132.73
Ⅰ	5.70	—	9.61	16.83	25.39	35.13	45.53	57.11	69.19	82.55	97.27	113.26	130.03
Ⅰ	5.80	Ⅰ-40	9.76	17.11	25.82	35.63	46.23	57.99	70.20	83.70	98.60	114.77	131.83
Ⅰ	6.10	Ⅰ-41	10.41	18.18	27.50	37.94	49.20	61.72	74.92	89.64	105.91	123.87	142.60
B	10.20	—	20.12	34.80	52.61	73.16	94.72	120.71	156.85	178.56	214.13	253.15	294.30

表 V-24 高炉煤气(Ⅱ)、发生炉煤气(Ⅰ)和水煤气(B)的普兰特准数 P_r

气 体	发热量 $Q_p^0 (\text{MJ}/\text{m}^3)$	图 号	温 度 (°C)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
Ⅱ	3.35	Ⅱ-1	0.648	0.680	0.629	0.633	0.636	0.642	0.648	0.653	0.656	0.657	0.658
Ⅱ	3.72	Ⅱ-2	0.630	0.612	0.611	0.614	0.618	0.624	0.629	0.634	0.637	0.637	0.637
Ⅱ	4.10	Ⅱ-3	0.634	0.615	0.614	0.617	0.620	0.626	0.632	0.638	0.641	0.641	0.642
Ⅰ	4.77	—	0.532	0.518	0.516	0.518	0.522	0.525	0.529	0.530	0.528	0.524	0.522
Ⅰ	5.44	—	0.528	0.515	0.514	0.515	0.519	0.522	0.526	0.527	0.524	0.519	0.516
Ⅰ	5.70	—	0.532	0.519	0.518	0.519	0.524	0.526	0.530	0.531	0.528	0.524	0.521
Ⅰ	5.80	Ⅰ-40	0.535	0.520	0.518	0.520	0.524	0.526	0.530	0.532	0.529	0.525	0.522
Ⅰ	6.10	Ⅰ-41	0.502	0.493	0.492	0.494	0.499	0.501	0.504	0.504	0.500	0.494	0.490
B	10.20	—	0.385	0.382	0.380	0.380	0.385	0.392	0.393	0.388	0.372	0.365	0.360

表 V-25 焦炉煤气(K), 高炉、焦炉混合煤气(ДК), 天然气和焦炉煤气混合煤气(ДКК), 高炉煤气和天然气混合煤气(ДП)的密度 ρ (kg/m³)

气体	发热量 Q_p (MJ/m ³)	图号	温度 (°C)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
ДК	5.05	И-11	1.2279	0.8974	0.7172	0.5833	0.4370	0.4327	0.3834	0.3442	0.3124	0.2858	0.2636
ДК	5.85	И-12	1.1767	0.8599	0.7177	0.5554	0.4763	0.4146	0.3674	0.3298	0.2994	0.2736	0.2525
ДК	6.65	И-13	1.1256	0.8226	0.6431	0.5352	0.4556	0.3997	0.3515	0.3155	0.2854	0.2620	0.2416
ДК	7.55	И-14	1.0738	0.7848	0.6133	0.5106	0.4347	0.3784	0.3353	0.3010	0.2732	0.2493	0.2304
ДП	7.55	И-22	1.2394	0.9058	0.7138	0.5893	0.5017	0.4368	0.3870	0.3474	0.3153	0.2881	0.2610
ДК	8.40	И-15	1.0270	0.7513	0.5918	0.5355	0.4159	0.3621	0.3209	0.2880	0.2614	0.2391	0.2205
ДК	9.20	И-16	0.9691	0.7083	0.5582	0.4538	0.3923	0.3415	0.3026	0.2717	0.2466	0.2235	0.2079
ДК	10.10	И-17	0.9175	0.6706	0.5285	0.4353	0.3714	0.3233	0.2865	0.2572	0.2334	0.2135	0.1968
ДК	10.90	И-18	0.8643	0.6313	0.4979	0.4113	0.3533	0.3046	0.2703	0.2423	0.2199	0.2012	0.1854
ДК	11.75	И-19	0.8127	0.5941	0.4682	0.3855	0.3291	0.2884	0.2539	0.2279	0.2068	0.1892	0.1744
ДК	12.55	И-20	0.7609	0.5558	0.4383	0.3616	0.3079	0.2683	0.2375	0.2132	0.1934	0.1770	0.1631
ДК	14.65	И-21	0.6305	0.4610	0.3633	0.2999	0.2554	0.2223	0.1970	0.1768	0.1604	0.1468	0.1352
ДК	17.10	И-4	0.4845	0.3515	0.2771	0.2286	0.1948	0.1695	0.1502	0.1348	0.1222	0.1119	0.1030
ДК	26.85	И-30	0.5162	0.4509	0.3354	0.2932	0.2499	0.2174	0.1927	0.1730	0.1566	0.1435	0.1320
ДК	30.20	И-31	0.6782	0.4963	0.3412	0.3228	0.2752	0.2393	0.2122	0.1905	0.1723	0.1580	0.1452

表 V-26 焦炉煤气(K), 高炉、焦炉混合煤气(ДК), 天然气和焦炉煤气混合煤气(ДКК), 高炉煤气和天然气混合煤气(ДП)的动力粘度 $\mu \cdot 10^6$ (Pa·S)

气体	发热量 Q_p (MJ/m ³)	图号	温度 (°C)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
ДК	5.05	И-11	16.00	20.08	23.88	27.36	30.51	33.46	36.22	38.87	41.37	43.77	46.02
ДК	5.85	И-12	15.90	19.96	23.74	27.21	30.34	33.27	36.02	38.66	41.14	43.48	45.77
ДК	6.65	И-13	15.76	19.83	23.58	27.02	30.15	33.06	35.80	38.43	40.89	43.22	45.75
ДК	7.55	И-14	15.66	19.67	23.40	26.82	29.93	32.81	35.53	38.15	40.59	42.90	45.17
ДП	7.55	И-22	15.55	19.56	23.29	26.70	29.79	32.66	35.36	37.94	40.38	42.68	44.91
ДК	8.40	И-15	15.48	19.48	23.19	26.59	29.68	32.55	35.25	37.82	40.29	42.59	44.85
ДК	9.20	И-16	15.37	19.32	22.99	26.45	29.41	32.24	34.92	37.51	39.93	42.18	44.41
ДК	10.10	И-17	15.19	19.12	22.75	26.07	29.11	31.91	34.56	37.14	39.50	41.75	43.97
ДК	10.90	И-18	15.00	18.89	22.47	25.76	28.76	31.53	34.15	36.71	39.04	41.27	43.47
ДК	11.75	И-19	14.79	18.63	22.17	25.41	28.38	31.11	33.70	36.24	38.53	40.73	42.91
ДК	12.55	И-20	14.55	18.33	21.82	25.02	27.95	30.63	33.19	35.70	37.95	40.12	42.27
ДК	14.65	И-21	13.82	17.44	20.77	23.82	26.63	29.16	31.61	34.04	36.17	38.24	40.31
ДК	17.10	И-4	10.63	15.93	19.05	21.86	24.46	26.78	29.01	31.33	33.26	35.17	37.10
ДК	26.85	И-30	11.09	14.29	17.16	19.78	22.27	24.38	26.54	28.61	30.48	32.27	34.04
ДК	30.20	И-31	10.98	14.14	16.98	19.56	21.97	23.97	26.03	28.01	29.77	31.47	33.10

表 V-27 焦炉煤气(K), 高炉、焦炉混合煤气(ДК), 天然气和 焦炉煤气混合煤气(ДК), 高炉煤气和天然气混合煤气(ДП)的运动粘度 $\nu \cdot 10^6 (m^2/s)$

气 体	发热量 $Q_p (MJ/m^3)$	图 号	温 度 (°C)											
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	
ДК	5.05	И-11	13.93	22.37	33.76	46.80	61.38	77.54	94.18	112.9	132.4	153.0	174.6	
ДК	5.85	И-12	13.31	23.21	35.93	48.61	63.69	81.24	98.13	117.2	137.4	158.8	181.2	
ДК	6.65	И-13	14.73	24.74	36.38	50.50	66.17	83.36	101.8	121.8	142.6	165.0	188.3	
ДК	7.55	И-14	14.98	26.06	37.84	52.53	68.84	87.71	106.0	126.7	148.0	171.7	196.0	
ДП	7.55	И-22	12.54	21.60	32.62	45.39	59.37	74.77	91.36	109.2	128.1	148.0	168.8	
ДК	8.40	И-15	15.07	25.94	39.18	54.42	71.35	89.90	109.9	131.5	154.1	178.1	203.4	
ДК	9.20	И-16	13.86	27.28	41.19	57.18	74.96	94.43	115.4	138.1	161.8	187.0	213.6	
ДК	10.10	И-17	14.53	28.50	43.04	59.78	78.36	98.68	120.6	144.4	169.3	195.5	223.4	
ДК	10.90	И-18	17.36	29.89	45.14	62.68	82.20	103.5	126.5	151.5	177.9	205.2	234.4	
ДК	11.75	И-19	18.20	31.35	47.35	65.78	86.26	108.6	132.8	159.0	183.4	215.3	246.1	
ДК	12.55	И-20	19.14	32.89	49.82	69.20	90.79	114.3	139.7	167.4	195.2	226.7	259.2	
ДК	14.65	И-21	21.91	37.83	57.16	79.42	104.3	131.2	160.5	192.5	225.0	263.6	298.2	
К	17.10	И-4	26.28	45.49	68.75	95.60	125.3	158.0	193.3	232.3	272.2	314.3	360.2	
ДК	26.85	И-30	18.00	31.69	48.30	67.46	89.08	112.2	137.7	165.4	194.6	223.9	261.9	
ДК	30.20	И-31	26.19	28.49	43.42	60.61	79.83	100.2	122.6	147.0	172.8	199.2	228.1	

表 V-28 焦炉煤气(K), 高炉、焦炉混合煤气(ДК), 天然气和 焦炉煤气混合煤气(ДК), 高炉煤气和天然气混合煤气(ДП)的实际比热容 $C (kJ/m^3 \cdot K)$

气 体	发热量 $Q_p (MJ/m^3)$	图 号	温 度 (°C)											
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	
ДК	5.05	И-11	1.3377	1.3699	1.4059	1.4461	1.4889	1.5284	1.5669	1.6047	1.6423	1.6798	1.7164	
ДК	5.85	И-12	1.3389	1.3741	1.4126	1.4533	1.4997	1.5433	1.5839	1.6227	1.6606	1.6977	1.7342	
ДК	6.65	И-13	1.3406	1.3783	1.4197	1.4630	1.5114	1.5571	1.6019	1.6458	1.6888	1.7317	1.7745	
ДК	7.55	И-14	1.3423	1.3829	1.4273	1.4754	1.5242	1.5721	1.6199	1.6672	1.7145	1.7617	1.8089	
ДП	7.55	И-22	1.3603	1.4089	1.4662	1.5290	1.5922	1.6529	1.7091	1.7597	1.8043	1.8443	1.8795	
ДК	8.40	И-15	1.3465	1.3921	1.4403	1.4922	1.5445	1.5956	1.6439	1.6884	1.7258	1.7614	1.7932	
ДК	9.20	И-16	1.3452	1.3913	1.4411	1.4943	1.5483	1.6006	1.6498	1.6948	1.7358	1.7727	1.8062	
ДК	10.10	И-17	1.3469	1.3959	1.4488	1.5047	1.5613	1.6157	1.6672	1.7145	1.7576	1.7966	1.8317	
ДК	10.90	И-18	1.3481	1.3992	1.4549	1.5135	1.5721	1.6287	1.6818	1.7312	1.7763	1.8171	1.8539	
ДК	11.75	И-19	1.3498	1.4038	1.4624	1.5240	1.5851	1.6422	1.6944	1.7419	1.7859	1.8255	1.8610	
ДК	12.55	И-20	1.3511	1.4080	1.4696	1.5332	1.5968	1.6589	1.7153	1.7685	1.8175	1.8619	1.9025	
ДК	14.65	И-21	1.3548	1.4185	1.4887	1.5571	1.6266	1.6931	1.7555	1.8137	1.8677	1.9167	1.9615	
К	17.10	И-4	1.3585	1.4310	1.5072	1.5855	1.6622	1.7350	1.8037	1.8682	1.9276	1.9820	2.0323	
ДК	26.85	И-30	1.4859	1.6375	1.8129	1.9696	2.1579	2.3136	2.4566	2.5686	2.7005	2.8039	2.8973	
ДК	30.20	И-31	1.4959	1.6905	1.8653	2.0758	2.2793	2.4569	2.6385	2.7938	2.9324	3.0568	3.1677	

表 V-29 焦炉煤气(K), 高炉、焦炉混合煤气(ЛК), 天然气和焦炉煤气混合煤气(ПК), 高炉煤气和天然气混合煤气(ДП)的平均比热容C(kJ/m³·K)

气 体	发热量 Q _g ^p (MJ/m³)	图 号	温 度 (°C)											
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	
ЛК	5.05	И-11	1.3377	1.3540	1.3708	1.3888	1.4084	1.4285	1.4486	1.4683	1.4872	1.5052	1.5223	
ЛК	5.85	И-12	1.3399	1.3555	1.3745	1.3942	1.4151	1.4365	1.4578	1.4784	1.4985	1.5177	1.5357	
ЛК	6.65	И-13	1.3406	1.3595	1.3817	1.3996	1.4218	1.4444	1.4666	1.4888	1.5102	1.5303	1.5520	
ЛК	7.55	И-14	1.3423	1.3623	1.3833	1.4059	1.4294	1.4532	1.4767	1.5001	1.5227	1.5441	1.5642	
ДП	7.55	И-22	1.3603	1.3833	1.4097	1.4393	1.4696	1.5001	1.5303	1.5596	1.5885	1.6153	1.6404	
ЛК	8.40	И-15	1.3465	1.3691	1.3925	1.4168	1.4424	1.4679	1.4930	1.5177	1.5420	1.5650	1.5864	
ЛК	9.20	И-16	1.3452	1.3678	1.3917	1.4168	1.4432	1.4691	1.4951	1.5206	1.5458	1.5696	1.5918	
ЛК	10.10	И-17	1.3469	1.3708	1.3963	1.4227	1.4503	1.4779	1.5052	1.5320	1.5583	1.5834	1.6069	
ЛК	10.90	И-18	1.3481	1.3732	1.4001	1.4277	1.4566	1.4855	1.5135	1.5416	1.5692	1.5952	1.6195	
ЛК	11.75	И-19	1.3498	1.3766	1.4047	1.4336	1.4631	1.4933	1.5236	1.5529	1.5818	1.6090	1.6345	
ЛК	12.55	И-20	1.3511	1.3791	1.4089	1.4399	1.4708	1.5022	1.5329	1.5629	1.5931	1.6215	1.6479	
ЛК	14.65	И-21	1.3548	1.3858	1.4198	1.4528	1.4869	1.5223	1.5558	1.5889	1.6220	1.6534	1.6823	
К	17.10	И-4	1.3595	1.3942	1.4319	1.4691	1.5085	1.5466	1.5834	1.6199	1.6553	1.6915	1.7233	
ЛК	26.85	И-30	1.4859	1.5375	1.6404	1.7266	1.8146	1.8988	1.9795	2.0570	2.1348	2.2073	2.2768	
ЛК	30.20	И-31	1.4959	1.5713	1.6655	1.7668	1.8702	1.9703	2.0880	2.2118	2.3246	2.4211	2.4204	

表 V-30 焦炉煤气(K), 高炉、焦炉混合煤气(ЛК), 天然气和焦炉煤气混合煤气(ПК), 高炉煤气和天然气混合煤气(ДП)的热导率λ·10³(W/M·K)

气 体	发热量 Q _g ^p (MJ/m³)	图 号	温 度 (°C)											
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	
ЛК	5.05	И-11	28.13	37.04	45.24	53.09	60.51	67.76	74.64	81.63	88.81	96.12	103.04	
ЛК	5.85	И-12	30.75	40.46	49.50	58.18	66.36	74.45	82.18	90.17	98.49	107.03	115.09	
ЛК	6.65	И-13	33.47	44.03	53.93	63.49	72.44	81.43	90.04	98.06	108.58	118.39	127.64	
ЛК	7.55	И-14	36.31	47.76	58.56	69.06	78.94	88.77	98.30	108.43	119.21	130.37	140.87	
ДП	7.55	И-22	24.91	33.39	41.55	49.62	57.65	65.07	72.55	80.19	87.93	96.09	103.87	
ЛК	8.40	И-15	39.18	51.60	63.38	74.80	85.57	96.54	107.09	118.42	130.56	143.19	155.09	
ЛК	9.20	И-16	42.45	55.99	68.91	81.95	93.47	104.77	116.26	128.73	142.18	156.20	169.39	
ЛК	10.10	И-17	45.71	60.08	73.85	87.39	101.04	112.88	125.45	139.20	154.06	169.64	184.28	
ЛК	10.90	И-18	49.17	64.62	79.50	94.16	107.64	121.75	135.42	150.49	166.86	184.02	200.18	
ЛК	11.75	И-19	52.71	69.31	85.29	101.10	115.60	130.64	145.71	162.17	179.83	198.90	216.65	
ЛК	12.55	И-20	56.51	74.57	92.02	108.97	125.56	140.97	156.97	174.85	194.87	214.95	234.91	
ЛК	14.65	И-21	66.69	88.02	108.74	128.95	148.76	167.11	186.37	208.18	236.06	257.34	281.19	
К	17.10	И-4	80.18	105.48	130.09	154.73	177.17	201.23	224.89	252.40	281.68	313.20	343.06	
ЛК	26.85	И-30	51.97	71.95	93.02	114.79	137.50	157.92	180.86	206.49	234.04	264.06	292.37	
ЛК	30.20	И-31	39.17	55.64	74.05	94.19	115.32	134.36	156.02	180.98	205.51	234.00	261.19	

表 V-31 焦炉煤气(K), 高炉焦炉混合煤气(ДК), 天然气和焦炉煤气混合煤气(ПК), 高炉煤气和天然气混合煤气(ДП)的热扩散率 $\alpha \cdot 10^3 (\text{m}^2/\text{h})$

气体	发热量 $Q_n^p (\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
ДК	5.05	I-11	8.2	14.4	21.7	30.0	39.0	48.8	59.2	70.6	83.0	96.6	110.6
ДК	5.85	I-12	8.9	15.7	23.7	32.7	42.5	53.2	64.6	77.1	90.9	106.2	121.9
ДК	6.65	I-13	9.7	17.0	25.6	35.4	46.1	57.7	70.1	83.8	99.2	116.0	133.4
ДК	7.55	I-14	10.5	19.1	27.7	38.3	49.7	62.3	75.7	90.6	107.4	126.1	145.1
ДП	7.55	I-22	7.1	12.6	19.1	26.6	34.7	43.5	52.9	63.2	74.5	87.0	100.1
ДК	8.40	I-15	11.3	19.7	29.7	41.1	53.2	66.7	81.2	97.4	115.6	135.8	156.8
ДК	9.20	I-16	12.3	21.3	32.1	44.4	57.4	72.0	87.6	105.1	125.0	147.0	169.7
ДК	10.10	I-17	13.2	22.9	34.4	47.5	61.5	77.1	93.6	112.5	133.9	157.8	182.3
ДК	10.90	I-18	14.2	24.6	36.9	50.8	65.8	82.4	100.3	120.6	143.7	169.0	195.8
ДК	11.75	I-19	15.2	26.2	39.4	54.3	70.1	87.8	106.7	128.3	153.2	180.6	208.9
ДК	12.55	I-20	16.2	28.1	42.0	57.8	74.6	93.5	113.5	136.9	163.1	192.5	223.2
ДК	14.65	I-21	19.1	32.9	49.9	67.4	86.7	108.6	131.9	158.9	189.8	223.9	259.3
К	17.10	I-4	28.0	39.3	58.2	79.7	102.5	127.8	155.0	187.1	223.7	263.7	306.5
ПК	26.85	I-30	12.6	21.6	32.0	43.7	56.6	69.6	84.7	102.5	122.7	146.7	169.7
ПК	30.20	I-31	16.5	17.8	26.8	37.0	48.5	60.0	73.4	89.2	107.2	127.8	145.7

表 V-32 焦炉煤气(K), 高炉焦炉混合煤气(ДК), 天然气和焦炉煤气混合煤气(ПК), 高炉煤气和天然气混合煤气(ДП)的普兰特准数 P_r

气体	发热量 $Q_n^p (\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)										
			0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
ДК	5.05	I-11	0.574	0.560	0.559	0.562	0.566	0.570	0.574	0.576	0.574	0.570	0.568
ДК	5.85	I-12	0.554	0.533	0.533	0.535	0.540	0.543	0.546	0.547	0.544	0.538	0.535
ДК	6.65	I-13	0.520	0.511	0.511	0.513	0.517	0.520	0.523	0.523	0.518	0.512	0.508
ДК	7.55	I-14	0.499	0.491	0.492	0.494	0.499	0.502	0.504	0.503	0.498	0.490	0.486
ДП	7.55	I-22	0.634	0.616	0.614	0.614	0.615	0.619	0.622	0.622	0.619	0.612	0.607
ДК	8.40	I-15	0.479	0.474	0.475	0.477	0.483	0.485	0.487	0.486	0.480	0.472	0.467
ДК	9.20	I-16	0.465	0.460	0.462	0.464	0.470	0.472	0.474	0.473	0.466	0.458	0.453
ДК	10.10	I-17	0.452	0.448	0.450	0.453	0.459	0.461	0.464	0.462	0.455	0.446	0.441
ДК	10.90	I-18	0.441	0.438	0.440	0.444	0.450	0.452	0.454	0.452	0.445	0.437	0.431
ДК	11.75	I-19	0.432	0.430	0.433	0.436	0.443	0.445	0.448	0.446	0.438	0.429	0.424
ДК	12.55	I-20	0.424	0.423	0.427	0.431	0.438	0.440	0.443	0.440	0.433	0.424	0.418
ДК	14.65	I-21	0.412	0.414	0.420	0.424	0.433	0.435	0.438	0.436	0.428	0.419	0.414
К	17.10	I-4	0.412	0.417	0.425	0.432	0.442	0.445	0.449	0.447	0.438	0.429	0.423
ПК	26.85	I-30	0.514	0.528	0.543	0.556	0.556	0.580	0.585	0.581	0.571	0.552	0.547
ПК	30.20	I-31	0.572	0.576	0.584	0.589	0.593	0.601	0.601	0.593	0.580	0.561	0.548

表 V-33 天然气(II), 石油气(H)和丙、丁烷气(IIБ)的密度 ρ (kg/m³)

气 体	发 热 量 Q_p^0 (MJ/m ³)	图 号	温 度 (°C)				
			0	100	200	300	400
II	34.00	I-5	0.8204	0.8393	0.4731	0.3904	0.3328
II	35.00	I-6	0.7778	0.7957	0.4459	0.3679	0.3137
II	35.60	I-7	0.8360	0.8517	0.4820	0.3977	0.3391
II	36.50	I-8	0.7771	0.7929	0.4281	0.3700	0.3155
II	37.20	I-9	0.7319	0.7473	0.4506	0.3718	0.3170
II	38.10	I-10	0.7900	0.8057	0.4592	0.3789	0.3231
H	42.50	I-35	0.9330	0.9484	0.5883	0.4442	0.3786
H	46.70	I-36	1.0164	0.7447	0.5865	0.4840	0.4125
H	51.10	I-37	1.1147	0.8158	0.6432	0.5308	0.4523
H	54.85	—	1.2803	0.9373	0.7387	0.6097	0.5194
H	59.20	—	1.3817	1.0130	0.7873	0.6581	0.5605
H	63.85	I-38	1.4309	1.0932	0.8003	0.7100	0.6043
IIБ	94.0	I-39	2.0298	1.4946	1.1714	0.9670	0.8234
IIБ	96.75	I-39	2.0924	1.5394	1.1976	0.9968	0.8488
IIБ	99.50	I-39	2.1550	1.5842	1.2437	1.0266	0.8742
IIБ	102.20	I-39	2.2175	1.6290	1.2798	1.0564	0.8996
IIБ	105.00	I-39	2.2801	1.6738	1.3159	1.0862	0.9250
IIБ	107.70	I-39	2.3427	1.7186	1.3520	1.1160	0.9504
IIБ	110.45	I-39	2.4052	1.7634	1.3881	1.1458	0.9758
IIБ	113.20	I-39	2.4678	1.8082	1.4242	1.1756	1.0011
IIБ	115.90	I-39	2.5304	1.8530	1.4604	1.2054	1.0265

气 体	发 热 量 Q_p^0 (MJ/m ³)	图 号	温 度 (°C)					
			500	600	700	800	900	1000
II	34.00	I-5	0.2393	0.2566	0.2303	0.2084	0.1910	0.1756
II	35.00	I-6	0.2728	0.2419	0.2171	0.1963	0.1800	0.1654
II	35.60	I-7	0.2949	0.2614	0.2347	0.2123	0.1946	0.1790
II	36.50	I-8	0.2773	0.2432	0.2183	0.1974	0.1810	0.1664
II	37.20	I-9	0.2757	0.2444	0.2194	0.1984	0.1819	0.1672
II	38.10	I-10	0.2810	0.2491	0.2236	0.2022	0.1854	0.1704
H	42.50	I-35	0.3294	0.2920	0.2620	0.2371	0.2173	0.1993
H	46.70	I-36	0.3589	0.3180	0.2834	0.2584	0.2367	0.2177
H	51.10	I-37	0.3936	0.3488	0.3130	0.2834	0.2595	0.2388
H	54.85	—	0.4521	0.4006	0.3594	0.3255	0.2980	0.2744
H	59.20	—	0.4880	0.4323	0.3878	0.3514	0.3216	0.2962
H	63.85	I-38	0.5265	0.4664	0.4184	0.3792	0.3470	0.3196
IIБ	94.0	I-39	0.7170	0.6350	0.5696	0.5165	0.4724	0.4353
IIБ	96.75	I-39	0.7392	0.6546	0.5872	0.5324	0.4870	0.4488
IIБ	99.50	I-39	0.7613	0.6742	0.6048	0.5483	0.5015	0.4628
IIБ	102.20	I-39	0.7834	0.6938	0.6223	0.5642	0.5161	0.4758
IIБ	105.00	I-39	0.8055	0.7134	0.6399	0.5801	0.5308	0.4890
IIБ	107.70	I-39	0.8276	0.7329	0.6535	0.5961	0.5452	0.5024

(续)

气体	发热量 Q_n^p (MJ/m ³)	图号	温度 (°C)					
			500	600	700	800	900	1000
ПВ	110.45	I-39	0.8497	0.7525	0.6750	0.6120	0.5598	0.5150
ПВ	113.20	I-39	0.8718	0.7721	0.6928	0.6279	0.5743	0.5293
ПВ	115.90	I-39	0.8939	0.7917	0.7101	0.6432	0.5889	0.5427

表 V-34 天然气(П), 石油气(Н)和丙、丁烷气(ПВ)的动力粘度 $\mu \cdot 10^6$ (Pa·S)

气体	发热量 Q_n^p (MJ/m ³)	图号	温度 (°C)						
			0	100	200	300	400	500	600
П	34.0	I-5	10.84	14.00	16.85	19.42	21.87	23.90	26.01
П	35.00	I-6	10.59	13.70	16.49	19.02	21.40	23.36	25.40
П	35.60	I-7	10.54	13.72	16.57	19.15	21.60	23.64	25.75
П	35.50	I-8	10.36	13.44	16.20	18.70	21.07	23.02	25.06
П	37.20	I-9	10.26	13.33	16.03	18.56	20.93	22.88	24.93
П	38.10	I-10	10.17	13.23	15.98	18.46	20.84	22.81	24.86
Н	42.50	I-35	9.91	12.74	15.73	18.25	20.68	22.77	24.92
Н	46.70	I-36	9.59	12.51	15.34	18.83	20.28	22.42	24.60
Н	51.10	I-37	9.29	12.26	14.96	17.46	19.91	22.08	24.30
Н	54.85	—	9.19	12.17	14.91	17.45	19.90	22.17	24.42
Н	59.20	—	8.96	11.90	14.60	17.02	19.60	21.90	24.22
Н	63.85	I-38	8.72	11.62	14.30	16.66	19.28	21.60	23.94
ПВ	94.00	I-39	7.42	10.00	12.41	14.70	17.08	19.34	21.72
ПВ	96.75	I-39	7.35	9.93	12.35	14.64	17.02	19.23	21.64
ПВ	99.50	I-39	7.27	9.87	12.28	14.58	16.95	19.22	21.56
ПВ	102.20	I-39	7.20	9.81	12.22	14.52	16.89	19.16	21.48
ПВ	105.00	I-39	7.13	9.75	12.15	14.47	16.82	19.10	21.40
ПВ	107.70	I-39	7.07	9.69	12.09	14.42	16.76	19.04	21.32
ПВ	110.45	I-39	7.00	9.64	12.03	14.36	16.69	18.98	21.24
ПВ	113.20	I-39	6.94	9.58	11.97	14.31	16.63	18.92	21.16
ПВ	115.90	I-39	6.88	9.52	11.91	14.25	16.56	18.86	21.08

表 V-35 天然气(П), 石油气(H)和丙、丁烷气(ПБ)的运动粘度 $\nu \cdot 10^6 (\text{m}^2/\text{s})$

气体	发热量 $Q_{\text{H}}^{\text{D}} (\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)						
			0	100	200	300	400	500	600
П	34.00	I-5	13.21	23.32	35.62	49.76	65.71	82.58	101.34
П	35.00	I-6	13.71	24.22	36.99	51.70	68.22	85.62	105.00
П	35.60	I-7	12.61	22.42	34.38	48.16	63.71	80.17	98.49
П	36.50	I-8	13.31	23.62	36.13	50.55	66.79	83.93	103.04
П	37.20	I-9	13.14	23.31	35.67	49.92	66.02	83.01	101.98
П	38.10	I-10	12.78	22.71	34.79	48.73	64.50	81.18	99.82
Н	42.50	I-35	10.62	18.98	29.22	41.08	54.63	69.13	85.35
Н	46.70	I-36	9.44	16.93	26.15	36.84	49.14	62.46	77.35
Н	51.10	I-37	8.34	15.02	23.28	32.89	44.03	56.11	69.66
Н	54.85	—	7.18	12.97	20.19	28.62	38.36	49.04	60.96
Н	59.20	—	6.48	11.75	18.31	25.96	34.96	44.88	56.04
Н	63.85	I-38	5.85	10.63	16.62	23.62	31.88	41.02	51.32
ПБ	94.00	I-39	3.66	6.69	10.60	15.20	20.75	28.98	34.20
ПБ	96.75	I-39	3.51	6.45	10.22	14.69	20.05	26.09	33.00
ПБ	99.50	I-39	3.38	6.23	9.88	14.21	19.39	25.25	31.96
ПБ	102.20	I-39	3.25	6.02	9.55	13.75	18.77	24.46	30.98
ПБ	105.00	I-39	3.13	5.83	9.24	13.32	18.19	23.72	30.06
ПБ	107.70	I-39	3.02	5.64	8.94	12.92	17.63	23.01	29.09
ПБ	110.45	I-39	2.91	5.46	8.67	12.54	17.11	22.34	28.22
ПБ	113.20	I-39	2.81	5.30	8.40	12.17	16.61	21.70	27.40
ПБ	115.90	I-39	2.72	5.14	8.16	11.82	16.14	21.10	26.63

表 V-36 天然气(П), 石油气(H)和丙、丁烷气(ПБ)的实际比热容 $C (\text{kJ}/\text{m}^3 \cdot \text{K})$

气 体	发 热 量 $Q_{\text{H}}^{\text{D}} (\text{MJ}/\text{m}^3)$	图 号	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)				
			0	100	200	300	400
П	34.00	I-5	1.5759	1.7827	2.0348	2.2898	2.5334
П	35.00	I-6	1.5675	2.7719	2.0256	2.2843	2.5326
П	35.60	I-7	1.6077	1.8317	2.1013	2.3714	2.6285
П	36.50	I-8	1.5918	1.8108	2.0792	2.3505	2.6101
П	37.20	I-9	1.6035	1.8296	2.1051	2.3823	2.6469
П	38.10	I-10	1.6236	1.8598	2.1441	2.4292	2.6996
Н	42.50	I-35	1.7744	2.0699	2.4045	2.7273	3.0291
Н	46.70	I-36	1.8862	2.2303	2.6084	2.9659	3.2967
Н	51.10	I-37	2.0205	2.4149	2.8386	3.2314	3.5927
Н	54.85	—	2.2056	2.6486	3.1162	3.5399	3.9264
Н	59.20	—	2.2919	2.8018	3.3222	3.7878	4.6264
Н	63.85	I-38	2.4325	2.9973	3.5672	4.0712	4.5234
ПБ	94.00	I-39	3.1566	4.0964	4.9890	5.7480	6.4079
ПБ	96.75	I-39	3.2644	4.2253	5.1422	5.9197	6.5976
ПБ	99.50	I-39	3.3725	4.3539	5.2955	6.0918	6.7868
ПБ	102.20	I-39	3.4805	4.4828	5.4487	6.2639	6.9765
ПБ	105.00	I-39	3.5881	4.6118	5.6019	6.4355	7.1661
ПБ	107.70	I-39	3.6962	4.7407	5.7548	6.6076	7.3558

(续)

气 体	发 热 量 $Q_{\text{H}}^{\text{P}}(\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)					
			0	100	200	300	400	
ПБ	110.45	I-39	3.8041	4.3692	5.9080	6.7797	7.5454	
ПБ	113.20	I-39	3.9121	4.9982	6.0612	6.9518	7.7347	
ПБ	115.90	I-39	4.0202	5.1272	6.2145	7.1238	7.9244	
气 体	发 热 量 $Q_{\text{H}}^{\text{P}}(\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)					
			500	600	700	800	900	1000
П	34.00	I-5	2.7570	2.9605	3.1434	3.3046	3.4466	3.5772
П	35.00	I-6	2.7608	2.9684	3.1556	3.3210	3.4692	3.6006
П	35.60	I-7	2.8634	3.0765	3.2682	3.4369	3.5873	3.7216
П	36.50	I-8	2.8474	3.0635	3.2582	3.4294	3.5831	3.7191
П	37.20	I-9	2.8889	3.1091	3.3087	3.4809	3.6366	3.7757
П	38.10	I-10	2.9475	3.1719	3.3737	3.5508	3.7095	3.8506
Н	42.50	I-35	3.3030	3.5491	3.7690	3.9590	4.1290	4.2814
Н	46.70	I-36	3.5952	3.8623	4.1001	4.3036	4.4857	4.6494
Н	51.10	I-37	3.9172	4.2061	4.4623	4.6800	4.8743	5.0501
Н	54.85	—	4.2718	4.6787	4.8492	5.0765	5.2796	5.4638
П	59.20	—	4.5816	4.9115	5.2021	5.4433	5.6593	5.8557
Н	63.85	I-38	4.9245	5.2775	5.5877	5.8435	6.0725	6.2815
ПБ	94.00	I-39	6.9886	7.4914	7.9315	8.2869	8.6047	8.8957
ПБ	96.75	I-39	7.1929	7.7087	8.1597	8.5201	8.8488	9.1469
ПБ	99.50	I-39	7.3972	7.9264	8.3878	8.7605	9.0929	9.3981
ПБ	102.20	I-39	7.6015	8.1442	8.6160	8.9970	9.3370	9.6493
ПБ	105.00	I-39	7.8059	8.3615	8.8442	9.2336	9.5811	9.9005
ПБ	107.70	I-39	8.0102	8.5792	9.0728	9.4750	9.8256	10.1521
ПБ	110.45	I-39	8.2145	8.7969	9.3008	9.7071	10.0697	10.4034
ПБ	113.20	I-39	8.4188	9.0142	9.5292	9.9436	10.3138	10.6546
ПБ	115.90	I-39	8.6231	9.2319	9.7573	10.1836	10.5578	10.9058

表 V-37 天然气(П), 石油气(H)和丙、丁烷气(ПБ)的平均比热容 $C(\text{kJ}/\text{m}^3 \cdot \text{K})$

气 体	发 热 量 $Q_{\text{H}}^{\text{P}}(\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温 度 ($^{\circ}\text{C}$)				
			0	100	200	300	400
П	34.00	I-5	1.5759	1.6718	1.7886	1.9125	2.0385
П	35.00	I-6	1.5675	1.6613	1.7781	1.9033	2.0306
П	35.60	I-7	1.6077	1.7129	1.8376	1.9699	2.1034
П	36.50	I-8	1.5918	1.6931	1.8171	1.9489	2.0833
П	37.20	I-9	1.6035	1.7082	1.8363	1.9711	2.1085
П	38.10	I-10	1.6236	1.7338	1.8661	2.0055	2.1466

(续)

气 体	发 热 量 Q_R^P (MJ/m ³)	图号	温 度 (°C)				
			0	100	200	300	400
H	42.50	I-35	1.7744	1.9155	2.0750	2.2374	2.3995
H	46.70	I-36	1.8862	2.0528	2.2349	2.4170	2.5983
H	51.10	I-37	2.0205	2.2131	2.4191	2.6213	2.8223
H	54.85	—	2.2056	2.4242	2.6523	2.8738	3.0924
H	59.20	—	2.2919	2.5456	2.8043	3.0501	3.2912
H	63.85	I-38	2.4325	2.7147	2.9994	3.2674	3.5299
ПБ	94.00	I-39	3.1548	3.6291	4.0943	4.5092	4.9103
ПБ	96.75	I-39	3.2644	3.7489	4.2236	4.6494	5.0610
ПБ	99.50	I-39	3.3725	3.8686	4.3526	4.7897	5.2117
ПБ	102.20	I-39	3.4805	3.9879	4.4815	4.9300	5.3624
ПБ	105.00	I-39	3.5881	4.1072	4.6105	5.0702	5.5132
ПБ	107.70	I-39	3.6928	4.2270	4.7399	5.2109	5.6649
ПБ	110.45	I-39	3.8041	4.3467	4.8688	5.3511	5.8146
ПБ	113.20	I-39	3.9121	4.4661	4.9978	5.4914	5.9658
ПБ	115.90	I-39	4.0202	4.5854	5.1271	5.6317	6.1161

气 体	发 热 量 Q_R^P (MJ/m ³)	图号	温 度 (°C)					
			500	600	700	800	900	1000
П	34.00	I-5	2.1591	2.2755	2.3873	2.4987	2.6017	2.6942
П	35.00	I-6	2.1528	2.2718	2.3852	2.4991	2.6047	2.6992
П	35.60	I-7	2.2311	2.3547	2.4719	2.5891	2.6971	2.7947
П	36.50	I-8	2.2115	2.3354	2.4371	2.5724	2.6825	2.7809
П	37.20	I-9	2.2395	2.3660	2.4870	2.6075	2.7197	2.8197
П	38.10	I-10	2.2814	2.4112	2.5347	2.6578	2.7721	2.8748
H	42.50	I-35	2.5510	2.6980	2.8357	2.9701	3.0945	3.2071
H	46.70	I-36	2.7650	2.9278	3.0785	3.2238	3.3586	3.4813
П	51.10	I-37	3.0053	3.1849	3.3490	3.5056	3.6509	3.7840
H	54.85	—	3.2887	3.4830	3.6588	3.8234	3.9766	4.1181
H	59.20	—	3.5073	3.7191	3.9100	4.0871	4.2521	4.4049
H	63.85	I-38	3.7627	3.9925	4.1977	4.3869	4.5628	4.7269
ПБ	94.00	I-39	5.2532	5.6003	5.8998	6.1705	6.4196	6.6553
ПБ	96.75	I-39	5.4127	5.7686	6.0755	6.3522	6.6076	6.8490
ПБ	99.50	I-39	5.5722	5.9369	6.2517	6.5343	6.7960	7.0439
ПБ	102.20	I-39	5.7317	6.1052	6.4280	6.7160	6.9844	7.2381
ПБ	105.00	I-39	5.8912	6.2731	6.6038	6.8982	7.1724	7.4324
ПБ	107.70	I-39	6.0508	6.4414	6.7801	7.0799	7.3608	7.6267
ПБ	110.45	I-39	6.2103	6.6097	6.9564	7.2620	7.5492	7.8209
ПБ	113.20	I-39	6.3698	6.7780	7.1326	7.4441	7.7372	8.0152
ПБ	115.90	I-39	6.5293	6.9463	7.3085	7.6258	7.9256	8.2095

表 V-38 天然气(П)石油气(Н)和丙、丁烷气(ПБ)的热导率 $\lambda \cdot 10^3$ (W/m·K)

气体	发热量 Q_n^p (MJ/m ³)	图号	温 度 (°C)						
			0	100	200	300	400	500	600
П	34.00	I-5	28.41	42.09	58.15	76.16	95.90	113.28	133.56
П	35.00	I-6	29.18	43.29	59.98	78.78	99.37	117.24	138.30
П	35.60	I-7	27.98	41.88	58.32	76.86	97.17	115.08	136.05
П	36.50	I-8	28.89	43.12	60.01	79.10	100.01	118.33	139.98
П	37.20	I-9	28.73	49.98	59.94	79.11	100.17	118.70	140.49
П	38.10	I-10	28.38	42.61	59.57	78.51	99.84	118.53	140.48
Н	42.50	I-35	26.09	39.63	55.79	74.04	94.20	112.74	134.22
Н	46.70	I-36	24.71	37.99	53.89	71.87	91.88	110.73	132.43
Н	51.10	I-37	23.43	36.39	51.87	69.61	89.33	108.29	129.98
Н	54.85	—	21.86	34.09	48.76	65.34	83.86	102.02	122.61
Н	59.20	—	20.31	32.31	46.75	63.15	81.50	100.37	121.45
Н	63.85	I-38	19.28	31.04	45.25	61.41	79.61	98.59	119.80
ПБ	94.00	I-39	15.00	25.96	39.72	55.68	74.21	94.98	117.37
ПБ	96.75	I-39	14.78	25.86	39.31	55.21	73.65	94.39	117.35
ПБ	99.50	I-39	14.56	25.35	38.93	54.75	73.12	93.81	116.73
ПБ	102.20	I-39	14.36	25.06	38.55	54.30	72.59	93.25	116.15
ПБ	105.00	I-39	14.16	24.78	38.19	53.87	72.09	92.71	115.58
ПБ	107.70	I-39	13.97	24.50	37.83	53.45	71.59	92.19	115.06
ПБ	110.45	I-39	13.78	24.25	37.49	53.03	71.64	91.88	114.59
ПБ	113.20	I-39	13.60	23.98	37.16	52.64	70.66	91.19	114.09
ПБ	115.90	I-35	13.42	23.74	36.83	52.24	70.21	90.71	113.52

表 V-39 天然气(П), 石油气(Н)和丙、丁烷气(ПБ)的热扩散率 $\alpha \cdot 10^2$ (m²/h)

气体	发热量 Q_n^p (MJ/m ³)	图号	温 度 (°C)						
			0	100	200	300	400	500	600
П	34.00	I-5	6.49	11.61	17.83	25.20	33.60	41.87	51.89
П	35.00	I-6	6.70	12.07	18.47	26.06	34.78	43.31	53.62
П	35.60	I-7	6.26	11.24	17.33	24.52	32.81	41.00	50.87
П	36.50	I-8	6.52	11.78	18.01	25.45	33.96	42.38	52.55
П	37.20	I-9	6.44	11.58	17.73	25.10	33.57	41.91	52.00
П	38.10	I-10	6.28	11.26	17.34	24.53	32.80	41.00	50.97
Н	42.50	I-35	5.23	9.41	14.47	20.54	27.58	35.00	38.42
Н	46.70	I-36	4.69	8.37	12.90	18.32	24.72	31.58	39.49
Н	51.10	I-37	4.18	7.41	11.42	16.29	22.08	28.38	35.57
Н	54.85	—	3.57	6.33	9.77	14.00	18.94	24.53	30.82
Н	59.20	—	3.18	5.66	8.78	12.59	17.19	22.32	28.45
Н	63.85	I-38	2.86	5.08	7.91	11.40	15.61	20.40	26.15
ПБ	94.00	I-39	1.71	3.10	4.97	7.32	10.27	13.86	18.11
ПБ	96.75	I-39	1.63	2.97	4.76	7.05	9.90	13.38	17.52
ПБ	99.50	I-39	1.56	2.85	4.59	6.79	9.56	12.91	16.96
ПБ	102.20	I-39	1.49	2.74	4.41	6.55	9.23	12.58	16.42
ПБ	105.00	I-39	1.42	2.64	4.25	6.33	8.94	12.18	15.90
ПБ	107.70	I-39	1.36	2.54	4.10	6.11	8.63	11.72	15.42

(续)

气体	发热量 $Q_{\text{H}}^{\text{P}}(\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温 度 (°C)						
			0	100	200	300	400	500	600
ПБ	110.45	I-39	1.30	2.44	3.96	5.92	8.37	11.44	14.98
ПБ	113.20	I-39	1.20	2.36	3.82	5.72	8.10	11.03	14.55
ПБ	115.90	I-39	1.20	2.28	3.70	5.54	7.86	10.72	14.08

表 V-40 天然气(П), 石油气(Н)和丙、丁烷气(ПБ)的普兰特准数 P_r

气体	发热量 $Q_{\text{H}}^{\text{P}}(\text{MJ}/\text{m}^3)$	图号	温 度 (°C)						
			0	100	200	300	400	500	600
П	34.00	I-5	0.733	0.723	0.719	0.712	0.704	0.710	0.703
П	35.00	I-6	0.736	0.722	0.721	0.714	0.706	0.712	0.705
П	35.60	I-7	0.725	0.718	0.714	0.707	0.699	0.704	0.697
П	36.50	I-8	0.735	0.722	0.722	0.715	0.708	0.713	0.706
П	37.20	I-9	0.734	0.726	0.722	0.716	0.708	0.713	0.708
П	38.10	I-10	0.731	0.726	0.722	0.715	0.708	0.713	0.705
Н	42.50	I-35	0.723	0.726	0.727	0.720	0.713	0.711	0.706
Н	46.70	I-36	0.724	0.728	0.730	0.724	0.716	0.712	0.706
Н	51.10	I-37	0.719	0.730	0.734	0.727	0.718	0.713	0.705
Н	54.85	—	0.724	0.738	0.744	0.738	0.729	0.721	0.712
Н	59.20	—	0.732	0.747	0.751	0.742	0.732	0.724	0.709
Н	63.85	I-38	0.727	0.753	0.756	0.746	0.735	0.724	0.707
ПБ	94.00	I-39	0.769	0.777	0.768	0.747	0.727	0.701	0.680
ПБ	96.75	I-39	0.775	0.782	0.772	0.750	0.729	0.702	0.679
ПБ	99.50	I-39	0.781	0.787	0.775	0.753	0.730	0.704	0.679
ПБ	102.20	I-39	0.787	0.791	0.779	0.756	0.732	0.700	0.679
ПБ	105.00	I-39	0.793	0.796	0.782	0.758	0.733	0.701	0.679
ПБ	107.70	I-39	0.798	0.800	0.785	0.761	0.735	0.706	0.679
ПБ	110.45	I-39	0.804	0.805	0.788	0.763	0.736	0.703	0.678
ПБ	113.20	I-39	0.809	0.809	0.791	0.766	0.738	0.708	0.678
ПБ	115.90	I-39	0.814	0.813	0.794	0.768	0.739	0.708	0.678

表 V-41 在饱和温度下 1m^3 干气体和湿气体中的含水量和水蒸汽压力

饱和(露点)温度 (°C)	水蒸汽压力 (Pa)	在 1m^3 煤气(空气)中的含水量			
		重量G(g/m ³)		体积V(体积%)	
		干气体	湿气体	干气体	湿气体
-55	2.0	0.016	0.016	0.0020	0.0020
-50	3.9	0.031	0.031	0.0038	0.0038
-45	6.9	0.055	0.055	0.0068	0.0068
-40	12.4	0.098	0.098	0.0122	0.0122
-35	22.3	0.177	0.177	0.0220	0.0220

(续)

饱和(露点)温度 ($^{\circ}\text{C}$)	水蒸汽压力 (Pa)	在 1m^3 煤气(空气)中的含水量			
		重量 $G(\text{g}/\text{m}^3)$		体积 $V(\text{体积}\%)$	
		干气体	湿气体	干气体	湿气体
-30	37.3	0.297	0.296	0.0369	0.0368
-25	62.8	0.499	0.498	0.0621	0.0620
-20	102.9	0.82	0.81	0.102	0.101
-15	165.0	1.32	1.31	0.164	0.163
-10	250.4	2.07	2.06	0.257	0.256
-8	309.4	2.46	2.45	0.306	0.305
-6	368.0	2.85	2.84	0.364	0.363
-5	401.0	3.19	3.18	0.397	0.395
-4	436.7	3.48	3.46	0.432	0.430
-3	473.3	3.79	3.77	0.471	0.469
-2	517.1	4.12	4.10	0.512	0.510
-1	562.0	4.49	4.46	0.568	0.555
0	610.4	4.87	4.84	0.605	0.602
1	658.4	5.24	5.21	0.652	0.648
2	705.7	5.64	5.60	0.701	0.697
3	757.1	6.05	6.01	0.753	0.748
4	808.7	6.51	6.46	0.810	0.804
5	871.3	6.97	6.91	0.868	0.860
6	934.4	7.48	7.42	0.930	0.922
7	1001.1	8.02	7.94	0.998	0.988
8	1071.9	8.59	8.52	1.07	1.06
9	1147.0	9.17	9.10	1.14	1.13
10	1226.8	9.81	9.73	1.22	1.21
11	1311.5	10.5	10.4	1.31	1.29
12	1401.1	11.2	11.1	1.40	1.38
13	1496.3	12.1	11.9	1.50	1.48
14	1597.1	12.9	12.7	1.60	1.58
15	1703.7	13.7	13.5	1.71	1.68
16	1810.5	14.6	14.4	1.82	1.79
17	1935.9	15.7	15.5	1.95	1.93
18	2061.9	16.7	16.4	2.08	2.04
19	2195.3	17.8	17.4	2.22	2.17
20	2336.5	19.0	18.5	2.36	2.30
22	2641.3	21.5	21.0	2.68	2.61
24	2981.7	24.4	23.6	3.04	2.94
26	3359.0	27.6	26.7	3.43	3.32
28	3777.7	31.2	30.0	3.88	3.73
30	4240.5	35.1	33.7	4.37	4.19
32	4752.3	39.6	37.7	4.93	4.69
34	5317.2	44.5	42.2	5.54	5.25
36	5932.6	50.1	47.1	6.23	5.86
38	6623.1	56.3	52.7	7.00	6.55
40	7373.1	63.1	58.6	7.85	7.27
45	9580.1	84.0	76.0	10.43	9.46
50	1233.2	111.3	97.9	13.85	12.18

(续)

饱和(露点)温度 ($^{\circ}\text{C}$)	水蒸汽压力 (Pa)	在 1m^3 煤气(空气)中的含水量			
		重量 $G(\text{g}/\text{m}^3)$		体积 $V(\text{体积}\%)$	
		干气体	湿气体	干气体	湿气体
55	1573.7	148	125	18.4	15.5
60	1991.4	197	168	24.5	19.7
65	2500.2	264	198	32.8	24.7
70	3115.0	356	247	44.4	30.7
75	3854.2	494	306	61.4	38.0
80	4734.7	705	376	87.7	46.7
85	5779.0	1061	458	133.0	57.0
90	7009.4	1610	555	225.0	69.1
95	8450.7	2404	670	302.0	83.4
100	10130.8	—	804	—	100

注: 1. 表中所列从0到 -55° 之间水蒸汽压力是指在冰面上的蒸汽压力。

2. 含水量重量和体积的关系公式 $G = 8.04V$ 。

表 V-42 水蒸汽在饱和线上的物理性质

t ($^{\circ}\text{C}$)	P (kPa)	γ^* (kg/m^3)	i^* (kJ/kg)	r (kJ/kg)	C_p (kJ/kg·K)	$\lambda \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^3$ (m^2/h)	$\mu \cdot 10^6$ (Pa·S)	$\nu \cdot 10^6$ (kg/s)	P_r
100	101.0	0.598	2675.9	2256.8	2.135	2.37	66.9	5.11	20.02	1.08
110	143.2	0.828	2691.4	2230.0	2.177	2.49	49.8	12.48	15.07	1.09
120	198.2	1.121	2706.5	2202.8	2.206	2.59	37.8	12.85	11.46	1.09
130	269.8	1.496	2720.7	2174.3	2.257	2.69	28.7	13.24	8.85	1.11
140	362.0	1.966	2734.1	2145.0	2.315	2.79	22.1	13.54	6.89	1.12
150	475.8	2.547	2746.7	2114.4	2.395	2.88	17.0	13.93	5.47	1.16
160	618.0	3.258	2758.0	2082.6	2.479	3.01	13.4	14.32	4.39	1.18
170	792.6	4.122	2768.9	2049.5	2.583	3.13	10.6	14.72	3.57	1.21
180	1003.6	5.157	2778.5	2015.2	2.709	3.27	8.42	15.11	2.93	1.25
190	1255.7	6.394	2786.4	1978.8	2.855	3.42	6.74	15.60	2.44	1.30
200	1555.9	7.862	2793.1	1940.7	3.023	3.55	5.37	16.00	2.03	1.36
210	1909.0	9.588	2798.2	1900.5	3.199	3.72	4.37	16.38	1.71	1.41
220	2321.0	11.62	2801.5	1857.8	3.408	3.90	3.54	16.87	1.46	1.47
230	2790.8	13.99	2803.2	1813.0	3.634	4.09	2.90	17.36	1.24	1.54
240	3343.1	16.76	2803.2	1765.6	3.881	4.29	2.37	17.76	1.06	1.61
250	3978.0	19.98	2801.1	1715.8	4.158	4.51	1.96	18.25	0.913	1.68
260	4696.0	23.72	2796.5	1661.4	4.467	4.80	1.63	18.83	0.794	1.75
270	5507.3	28.09	2789.8	1604.4	4.81	5.11	1.36	19.32	0.688	1.82
280	6421.6	33.19	2779.7	1542.9	5.23	5.49	1.14	19.91	0.600	1.90
290	7447.7	39.15	2766.4	1476.3	5.69	5.83	0.941	20.60	0.526	2.01
300	8594.5	46.21	2749.2	1404.3	6.28	6.27	0.778	21.29	0.461	2.13
310	9872.8	54.58	2727.4	1325.2	7.12	6.84	0.634	21.97	0.403	2.29
320	11293.3	64.72	2700.2	1238.1	8.21	7.51	0.509	22.86	0.353	2.50
330	12868.7	77.10	2665.9	1139.7	9.88	8.26	0.390	23.94	0.310	2.86
340	14613.0	92.76	2621.9	1027.1	12.35	9.30	0.292	25.21	0.272	3.35
350	16542.6	113.6	2564.5	892.1	16.2	10.70	0.209	26.59	0.234	4.03

(续)

t (°C)	P (kPa)	γ^s (kg/m ³)	i^s (kJ/kg)	r (kJ/kg)	C_p (kJ/kg·K)	$\lambda \cdot 10^2$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^3$ (m ² /s)	$\mu \cdot 10^4$ (Pa·s)	$\nu \cdot 10^6$ (kg/s)	Pr
360	18680.2	144.0	2481.2	719.7	23.0	12.79	0.139	29.14	0.202	5.23
370	21060.1	203.0	2330.9	438.4	56.5	17.10	0.054	33.75	0.166	11.10

注: P —水蒸气压力 γ^s —饱和气的密度 i^s —饱和气体的热含量 r —潜热 C_p —给定温度下的比热容 λ —热导率 α —热扩散率 μ 和 ν —动力粘度和运动粘度 Pr —普兰特准数。

表 V-43 燃烧产物的物理性质

t (°C)	λ (W/(m·K))	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr	t (°C)	λ (W/(m·K))	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
0	0.0228	12.2	0.72	900	0.100	152	0.59
100	0.0313	21.5	0.69	1000	0.109	174	0.58
200	0.0401	32.8	0.67	1100	0.118	197	0.57
300	0.0484	45.8	0.65	1200	0.126	221	0.56
400	0.0570	60.4	0.64	1300	0.135	245	0.55
500	0.0656	76.3	0.63	1400	0.144	272	0.54
600	0.0742	93.6	0.62	1500	0.154	297	0.53
700	0.0827	112	0.61	1600	0.163	323	0.52
800	0.0915	132	0.60				

注: λ —热导率 ν —运动粘度 Pr —普兰特准数。

表 V-44 燃烧反应的热效应

反 应	物质原始状态	分子 量	燃烧反应热效应(MJ)			
			物质原始状态为		1m ³ 燃 烧产物	
			1kg	1m ³		
$C + O_2 = CO_2$	固体	12 + 32 = 44	34.04	—	18.25	
$C + 0.5O_2 = CO$	固体	12 + 16 = 28	10.46	—	5.60	
$CO + 0.5O_2 = CO_2$	气	28 + 16 = 44	10.10	12.63	12.63	
$S + O_2 = SO_2$	固体	32 + 32 = 64	9.26	—	13.26	
$H_2 + 0.5O_2 = H_2O(ж)$	气	2 + 16 = 18	141.76	12.76	—	
$H_2 + 0.5O_2 = H_2O(п)$	气		119.91	10.79	10.79	
$H_2O(п) \rightarrow H_2O(ж)$	气	18	2.45	1.97	—	
$H_2S + 1.5O_2 = SO_2 + H_2O(ж)$	气	34 + 48 = 64 + 18	16.53	25.14	—	
$H_2S + 1.5O_2 = SO_2 + H_2O(п)$	气		15.23	23.17	11.59	
$CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O(ж)$	气	16 + 64 = 44 + 36	55.56	39.79	—	
$CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O(п)$	气		50.06	35.83	11.95	
$C_2H_6 + 3.5O_2 = 2CO_2 + 3H_2O(ж)$	气	30 + 112 = 88 + 54	51.93	69.69	—	
$C_2H_6 + 3.5O_2 = 2CO_2 + 3H_2O(п)$	气		47.53	63.79	12.76	
$C_2H_2 + 5O_2 = 8CO_2 + 4H_2O(ж)$	气	44 + 160 = 132 + 72	50.40	99.10	—	
$C_2H_2 + 5O_2 = 8CO_2 + 4H_2O(п)$	气		46.40	91.28	13.06	

(续)

反 应	物质原始状态	分子 量	燃烧反应热效应(MJ)			
			物质原始状态为		1m ³ 燃 烧产物	
			1kg	1m ³		
$C_2H_6 + 6.5O_2 = 4CO_2 + 5H_2O(ж)$	气	58 + 208 = 176 + 90	49.56	128.51	—	
$C_2H_6 + 6.5O_2 = 4CO_2 + 5H_2O(п)$			45.77	118.67	13.19	
$C_2H_2 + 8O_2 = 5CO_2 + 6H_2O(ж)$	气	78 + 256 = 220 + 108	49.06	157.91	—	
$C_2H_2 + 8O_2 = 5CO_2 + 6H_2O(п)$			45.40	1461.19	13.29	
$C_2H_4 + 3O_2 = 2CO_2 + 2H_2O(ж)$	气	28 + 96 = 88 + 36	50.35	62.98	—	
$C_2H_4 + 3O_2 = 2CO_2 + 2H_2O(п)$			47.20	59.06	14.76	
$C_3H_8 + 4.5O_2 = 3CO_2 + 4H_2O(ж)$	气	42 + 144 = 132 + 54	48.96	91.90	—	
$C_3H_8 + 4.5O_2 = 3CO_2 + 4H_2O(п)$			45.82	86.01	14.34	
$Fe + 0.5O_2 = FeO$	固体	56 + 16 = 72	4.83	—	—	
$2Fe + 1.5O_2 = Fe_2O_3$	固体	112 + 48 = 160	7.38	—	—	
$3Fe + 2O_2 = Fe_3O_4$	固体	168 + 64 = 232	6.66	—	—	
$FeS_2 + 2.5O_2 = FeO + 2SO_2$	固体	120 + 80 = 72 + 128	5.76	—	—	

注: 1. 体积按0℃和101.3kPa条件折算。

2. 符号: ж—液态; п—蒸气。

水的物理性质 (表 V-45)。

表 V-45 水在饱和限上的物理性质

t (°C)	P (kPa)	γ' (kg/m ³)	i' (kJ/kg)	c_p (kJ/kg·K)	$\lambda \cdot 10^2$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^4$ (m ² /h)	$\mu \cdot 10^6$ (Pa·s)	$\nu \cdot 10^6$ (kg/s)	$\beta \cdot 10^4$ K ⁻¹	P_r
0	101.0	999.9	0	4.212	55.1	4.71	1788.4	1.789	-0.63	13.67
10	101.0	999.7	42.04	4.191	57.4	4.94	1305.7	1.806	+0.70	9.52
20	101.0	998.2	83.91	4.183	59.9	5.16	1004.5	1.006	1.82	7.02
30	101.0	995.7	125.69	4.174	61.7	5.35	801.4	0.805	3.21	5.42
40	101.0	992.2	167.52	4.174	63.4	5.51	653.4	0.659	3.87	4.31
50	101.0	988.1	209.31	4.174	64.8	5.65	549.4	0.556	4.49	3.54
60	101.0	983.2	251.14	4.179	65.9	5.78	469.9	0.478	5.11	2.98
70	101.0	977.8	293.00	4.187	66.8	5.87	406.1	0.415	5.70	2.55
80	101.0	971.8	334.96	4.195	67.4	5.96	354.1	0.365	6.32	2.21
90	101.0	965.3	376.99	4.208	68.0	6.03	314.9	0.325	6.95	1.95
100	101.0	958.4	419.12	4.221	68.3	6.08	282.5	0.295	7.52	1.75
110	143.2	951.0	461.36	4.233	68.5	6.13	259.0	0.272	8.08	1.60
120	199.1	943.1	503.70	4.250	68.6	6.16	237.4	0.252	8.64	1.47
130	269.8	934.8	546.40	4.266	68.6	6.19	217.3	0.233	9.19	1.36
140	362.0	926.1	589.11	4.287	68.5	6.21	201.1	0.217	9.72	1.26
150	475.8	917.0	632.20	4.313	68.4	6.22	186.4	0.203	10.3	1.17
160	618.0	907.4	675.40	4.346	68.3	6.23	173.6	0.191	10.7	1.10
170	792.6	897.3	718.30	4.379	67.9	6.22	162.8	0.181	11.3	1.05
180	1003.6	886.9	761.30	4.417	67.4	6.20	153.0	0.173	11.9	1.00
190	1255.7	876.0	804.67	4.459	67.0	6.17	144.2	0.165	12.6	0.96
200	1653.9	863.8	847.47	4.505	66.3	6.14	136.4	0.158	13.3	0.93
210	2209.6	850.8	890.69	4.555	65.5	6.07	129.5	0.153	14.1	0.91
220	2921.0	837.3	933.75	4.611	64.5	5.99	124.6	0.148	14.8	0.89

(续)

t (°C)	P (kPa)	γ' (kg/m ³)	i' (kJ/kg)	c_p (kJ/kg·K)	$\lambda \cdot 10^2$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^4$ (m ² /h)	$\mu \cdot 10^6$ (Pa·s)	$\nu \cdot 10^6$ (kg/s)	$\beta \cdot 10^4$ K ⁻¹	Pr
230	2798.8	827.3	990.22	4.681	63.7	5.92	119.7	0.145	15.9	0.88
240	3349.1	813.6	1037.53	4.756	62.8	5.84	114.8	0.141	16.8	0.87
250	3978.9	799.0	1085.69	4.844	61.7	5.74	108.9	0.137	18.1	0.86
260	4696.0	784.0	1135.09	4.949	60.5	5.61	105.9	0.135	19.7	0.87
270	5507.3	767.9	1185.34	5.070	59.0	5.45	102.0	0.133	21.6	0.88
280	6423.6	750.7	1236.84	5.229	57.4	5.27	98.1	0.131	23.7	0.90
290	7447.7	732.3	1291.01	5.485	55.8	5.00	94.2	0.129	26.2	0.93
300	8594.5	712.5	1344.86	5.736	54.0	4.75	91.2	0.128	29.2	0.97
310	9872.8	691.1	1402.23	6.071	52.3	4.49	88.3	0.128	32.9	1.03
320	11293.3	667.1	1462.10	6.573	50.6	4.15	85.4	0.128	38.2	1.11
330	12867.7	640.2	1526.16	7.24	48.4	3.76	81.2	0.127	43.3	1.22
340	14613.0	610.1	1594.83	8.16	45.7	3.30	77.5	0.127	53.4	1.39
350	16542.6	574.4	1671.45	9.50	43.0	2.84	72.6	0.126	66.8	1.60
360	18680.2	528.0	1757.47	13.98	39.5	1.93	66.7	0.126	109	2.35
370	21060.1	450.5	1892.52	40.32	33.7	0.668	56.9	0.126	264	6.79

注： P —蒸气压力； γ' —水的密度； i' —比焓； c_p —给定温度下的比热容； λ —热导率； α —热扩散率； μ 、 ν —动力粘度和运动粘度； β —体积膨胀系数； Pr —普兰特准数。

钢、合金和有色金属的热物理性能 (表 V-46~表 V-52)。

表 V-46 碳钢的热物理性能

性 能	温 度 (°C)					
	100	200	300	400	500	600
从0°至 t °的平均比热容 C (kJ/kg·K)	0.486	0.507	0.523	0.540	0.561	0.590
热含量 i (kJ/kg).....	48.6	101	157	216	280	354
钢的热导率 λ (W/m·K):						
低碳钢.....	55.6	52.7	48.5	45.0	40.8	37.1
中碳钢.....	49.2	48.1	45.6	42.4	39.1	35.7
高碳钢.....	46.5	44.0	40.8	37.7	35.0	32.3
钢的热扩散率 $\alpha \cdot 10^2$ (m ² /h):						
低碳钢.....	5.2	4.6	4.2	3.5	2.9	2.3
中碳钢.....	4.7	4.2	3.8	3.3	2.8	2.3
高碳钢.....	4.3	3.8	3.4	2.9	2.5	2.2

性 能	温 度 (°C)						
	700	800	900	1000	1100	1200	1300
从0°至 t °的平均比热容 C (kJ/kg·K)	0.620	0.695	0.695	0.691	0.687	0.682	0.682
热含量 i (kJ/kg).....	435	569	624	691	754	821	888
钢的热导率 λ (W/m·K):							
低碳钢.....	34.2	30.1	27.3	27.7	26.5	29.8	—
中碳钢.....	32.4	26.2	26.0	26.9	28.0	29.5	—
高碳钢.....	29.2	24.1	25.2	26.5	27.9	29.4	—
钢的热扩散率 $\alpha \cdot 10^2$ (m ² /h):							
低碳钢.....	1.7	1.6	2.0	2.0	2.1	—	—
中碳钢.....	1.8	1.8	2.0	2.0	2.0	—	—
高碳钢.....	1.3	2.0	2.0	2.0	2.1	—	—

注：加热(冷却)范围由 t_1 到 t_2 的平均比热容可用从0到 t_1 的 C_1 和从0到 t_2 的 C_2 ，借用算式 $\frac{C_2 t_2 - C_1 t_1}{t_2 - t_1}$ (kJ/kg·K)

加以计算。如果所取温度范围小于100°C仍采用100°C范围。

表 V-47 合金钢的物理性能

性 能	温 度 (°C)											
	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
从0到t的平均比热容C(kJ/kg·K)	0.486	0.502	0.519	0.536	0.548	0.586	0.645	0.695	0.687	0.674	0.670	0.670
热含量, (kJ/kg).....	48.6	100	156	214	274	352	452	557	620	674	737	804
钢的热导率λ(W/m·K),												
铬 钢.....	44.8	42.2	39.3	36.4	—	32.6	—	26.7	—	—	—	—
锰 钢.....	41.5	40.0	38.8	37.0	35.2	34.3	30.9	26.4	—	—	—	—
铬硅钢.....	—	38.7	—	35.9	32.5	32.6	—	26.7	—	—	—	—
铬锰钢.....	41.5	41.5	39.4	39.0	36.3	34.9	33.7	32.6	—	—	—	—
铬钼钢.....	43.8	41.9	41.3	39.4	36.5	32.3	29.8	29.1	28.5	—	—	—
铬钨钢.....	52.3	48.7	—	45.4	41.9	—	—	—	—	—	—	—
铬镍钢.....	38.4	37.9	36.8	36.8	34.5	32.4	28.0	27.2	26.4	27.7	28.8	—
钢的热扩散率·10 ³ (m ² /h)												
铬 钢.....	4.1	3.7	3.2	2.7	—	1.9	—	2.1	—	—	—	—
锰 钢.....	3.8	3.5	3.2	2.8	2.3	2.0	1.2	2.1	—	—	—	—
铬硅钢.....	—	3.4	—	2.7	2.2	1.9	—	2.1	—	—	—	—
铬锰钢.....	3.8	3.6	3.2	2.9	2.4	2.1	1.3	2.6	—	—	—	—
铬钼钢.....	4.0	3.6	3.4	2.9	2.4	1.9	1.2	2.3	2.2	—	—	—
铬钨钢.....	4.8	4.2	—	3.4	—	2.8	—	—	—	—	—	—
铬镍钢.....	3.5	3.3	3.0	2.7	2.3	1.9	1.1	2.1	2.0	2.1	—	—

表 V-48 电机钢和变压器钢(含碳0.06~0.09%, 含锰0.1~0.35%)的物理性能

t	C	1%Si		1.23%Si		1.8%Si		2.2%Si		2.78%Si		3.94%Si		4.28%Si		4.38%Si	
		λ	α·10 ³	λ	α·10 ³	λ	α·10 ³	λ	α·10 ³	λ	α·10 ³	λ	α·10 ³	λ	α·10 ³	λ	α·10 ³
100	0.494	49.4	4.17	34.4	3.19	32.7	3.05	28.8	2.70	24.9	2.34	20.7	1.95	21.6	2.04	23.5	2.22
200	0.507	101	3.88	34.0	3.02	31.7	2.78	30.5	2.71	27.2	2.43	21.7	1.94	22.2	1.98	24.9	2.23
300	0.522	156	3.64	33.3	2.83	30.9	2.64	31.1	2.62	29.3	2.50	23.5	1.99	23.8	2.02	26.6	2.25
400	0.536	216	3.24	32.9	2.59	30.1	2.39	31.1	2.44	31.1	2.44	26.2	1.87	25.4	2.02	27.9	2.18
500	0.557	279	2.73	32.2	2.33	29.3	2.10	30.5	2.15	30.6	2.16	29.3	2.04	27.4	1.91	28.5	1.98

表 V-50 有色金属的物理性能

性 能	温 度 ^① (°C)											
	0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	
从0°到t°C的平均比热容 (kJ/(m·K)):												
铝.....	0.896	0.913	0.938	0.955	0.980	0.996	1.022	—	—	—	—	
铜.....	0.389	0.394	0.398	—	0.406	—	0.414	—	0.423	—	0.431	
镍.....	0.427	0.448	0.473	—	0.511	—	0.519	—	0.523	—	0.528	
钛.....	0.532	0.540	0.553	—	0.574	—	0.595	—	0.620	0.628	—	
比热i(kJ/kg):												
铝.....	—	91.3	187.6	286.4	391.0	489.2	813.0	—	—	—	—	
铜.....	—	59.4	79.6	—	162.5	—	248.7	—	338.3	—	431.3	
镍.....	—	44.8	94.6	—	204.5	—	311.5	—	418.7	—	527.6	
钛.....	—	54.0	110.5	—	229.4	—	356.7	—	495.7	565.2	—	
热导率λ[W/(m·K)]:												
铝.....	204	205	—	250	249	267	280	—	—	—	—	
铜.....	393	385	378	371	365	359	354	348	333	333	320	
镍.....	61.6	57.0	54.7	—	46.8	—	52.5	—	58.2	—	—	
钛.....	15.1	15.7	—	16.9	—	18.0	—	—	—	—	—	
热扩散率α·10 ³ (m ² /h):												
铝.....	31.3	30.6	30.4	30.2	29.8	29.6	29.4	—	—	—	—	
铜.....	40.5	39.6	38.2	37.0	36.0	34.8	33.9	—	31.8	—	29.2	
镍.....	6.4	5.3	4.6	—	4.2	—	4.5	—	5.1	—	—	
钛.....	2.27	2.33	2.37	—	2.46	—	2.55	—	—	—	—	

① 热加工温度(°C): 铝—510~260; 铜—1050~750; 镍—1250~800; 钛—1000~700。

表 V-51 有色合金物理性能

合 金	加工温度 (°C)	20°C时的 比热容C (kJ/kg·K)	20°C时的热 扩散率α·10 ³ (m ² /h)	温 度 (°C)							
				0	100	200	300	400	500	600	
黄 铜											
Л96	850~700	0.389	25.5	244	—	247	—	952	—	—	
Л90	850~700	0.389	12.0	114	128	142	157	174	188	204	
Л89	850~750	0.389	11.9	112	125	137	122	128	135	144	
Л68	850~750	0.389	11.4	108	109	110	114	116	120	121	
Л63	850~750	0.385	11.7	106	120	137	152	169	186	200	
ЛАН59-3-2	800~700	—	—	84	97	109	122	135	143	152	
ЛМц58-2	750~650	—	—	70	81	91	100	109	117	122	
ЛС59-1	780~640	0.385	11.5	105	116	128	141	156	170	183	
ЛС59-1В	780~640	0.385	11.4	104	115	126	136	148	157	—	
青 铜											
Бр.А5	850~750	—	—	105	114	124	133	141	148	153	
Бр.А7	850~750	—	—	97	105	114	122	129	135	140	
БрА9Мц2Л	850~750	—	—	71	83	93	101	—	—	—	
БрА10Ж3Мц2	850~750	0.41	6.7	59	64	71	77	81	84	—	
БрА10Ж4Н4Л	900~800	—	—	75	87	97	—	—	—	—	
БрА11Ж6Н6	900~800	—	—	64	71	77	82	87	94	—	

(续)

合 金	加工温度 (°C)	20°C时的比 热容C (kJ/kg·K)	20°C时的热 扩散率a·10 ² (m ² /h)	温 度 (°C)						
				0	100	200	300	400	500	600
БрКМц3-1	850~750	—	—	42	50	55	—	54	—	—
БрМц5	850~750	—	—	94	103	112	122	127	—	—
БрОц4-3	800~700	—	9.3	84	93	101	108	114	120	124

表 V-52 制造加热器用钢及合金的密度和电阻系数

合 金	20°C时的密度 (kg/m ³)	下列温度时的电阻系数(μkΩ·m)														
		20	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400
X12IO3	7300	1.26	1.27	1.28	1.29	1.31	1.34	1.37	1.40	1.42	1.43	1.44	—	—	—	—
X15IO5	—	1.29	1.30	1.31	1.32	1.34	1.37	1.41	1.44	1.45	1.46	1.47	—	—	—	—
X21IO5	7270	1.35	1.35	1.36	1.37	1.38	1.40	1.42	1.43	1.44	1.45	1.45	1.46	1.46	1.46	1.47
X22IO5T	7270	1.40	1.40	1.41	1.42	1.43	1.45	1.48	1.49	1.49	1.50	1.50	1.51	1.51	1.52	1.52
X27IO5T	7190	1.42	1.42	1.43	1.43	1.44	1.46	1.46	1.47	1.47	1.47	1.48	1.48	1.48	1.48	—
X25H20	7880	0.90	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
X15H60	8200	1.11	1.12	1.14	1.16	1.18	1.19	1.20	1.20	1.21	1.22	1.23	1.24	—	—	—
X15H60-H	8200	1.12	1.13	1.15	1.17	1.19	1.20	1.21	1.21	1.22	1.23	1.24	1.25	—	—	—
X20H80	8400	1.10	1.11	1.12	1.13	1.13	1.14	1.13	1.12	1.12	1.12	1.13	1.14	—	—	—
X20H80-II	8400	1.11	1.12	1.13	1.13	1.14	1.15	1.14	1.13	1.13	1.13	1.14	1.15	1.16	—	—
XH70IO	7900	1.30	1.31	—	—	—	1.37	1.37	1.35	1.32	1.32	1.32	1.33	1.34	—	—

耐火制品的比热容和热导性 (表 V-53~表 V-56)。

表 V-53 耐火制品的比热容C[kJ/(kg·K)]

图 V-4上的 曲线号	材 料	温 度 (°C)				
		0	100	200	300	400
1	硅 砂	0.699	0.779	0.846	0.85	—
2	方 镁 石	0.871	0.963	1.047	1.097	—
3	方 镁 石 铬 砖	0.791	0.858	0.921	0.971	—
4	铬 镁 砖	0.712	0.749	0.791	0.829	—
5	方 镁 尖 晶 石	0.829	0.858	0.921	0.971	—
6	莫 来 石 硅 砖	0.796	0.863	0.917	0.971	1.005
7	粘 土 砖	—	—	—	—	—

表 V-54 计算耐火材料热导率的公式

图 V-5上的 曲线号	材 料	λ(W/(m·K))
1	硅粘土砖	1.58 + 0.00038t
2	粘土砖	0.7 + 0.00064t
3	莫来石硅砖	1.77 - 0.00023t
4	刚玉砖	12.18 - 0.00081t
5	电熔刚玉砖	15.66 - 0.00035t

(续)

图 V-5 上的 曲线号	材 料	λ [W/(m·K)]
6	镁尖晶石砖	$8.15 - 0.0027t$
7	铬 镁 砖	$2.78 - 0.00087t$
8	方镁尖晶石砖	$4.1 - 0.0017t$
9	轻质硅 砖	$0.55 + 0.0003t$
10	轻质粘土砖 IIIЛ-1.3	$0.47 + 0.00035t$
11	轻质粘土砖 IIIЛ-1.0	$0.35 + 0.00035t$
12	轻质粘土砖 IIIЛ-0.9	$0.29 + 0.00023t$
13	轻质粘土砖 IIIЛ-0.4	$0.1 + 0.00021t$
14	粘土-滑石轻质砖 IIIТЛ-0.6	$0.13 + 0.00023t$
15	莫来石轻质砖 МКЛ-0.8	$0.43 - 0.00015t$
16	刚玉轻质砖 КЛ-1.3	$0.84 - 0.00035t$
17	硅藻土砖 II-600, II-500	$0.1 + 0.00023t$
18	泡沫硅藻土砖 IIЛ-350	$0.08 + 0.00019t$
19	珍珠岩 II-250	$0.076 + 0.00016t$
20	红矾土	$0.46 + 0.00051t$
21	玄武岩板	$0.016 + 0.00026t$
22	石棉板	$0.12 + 0.00024t$

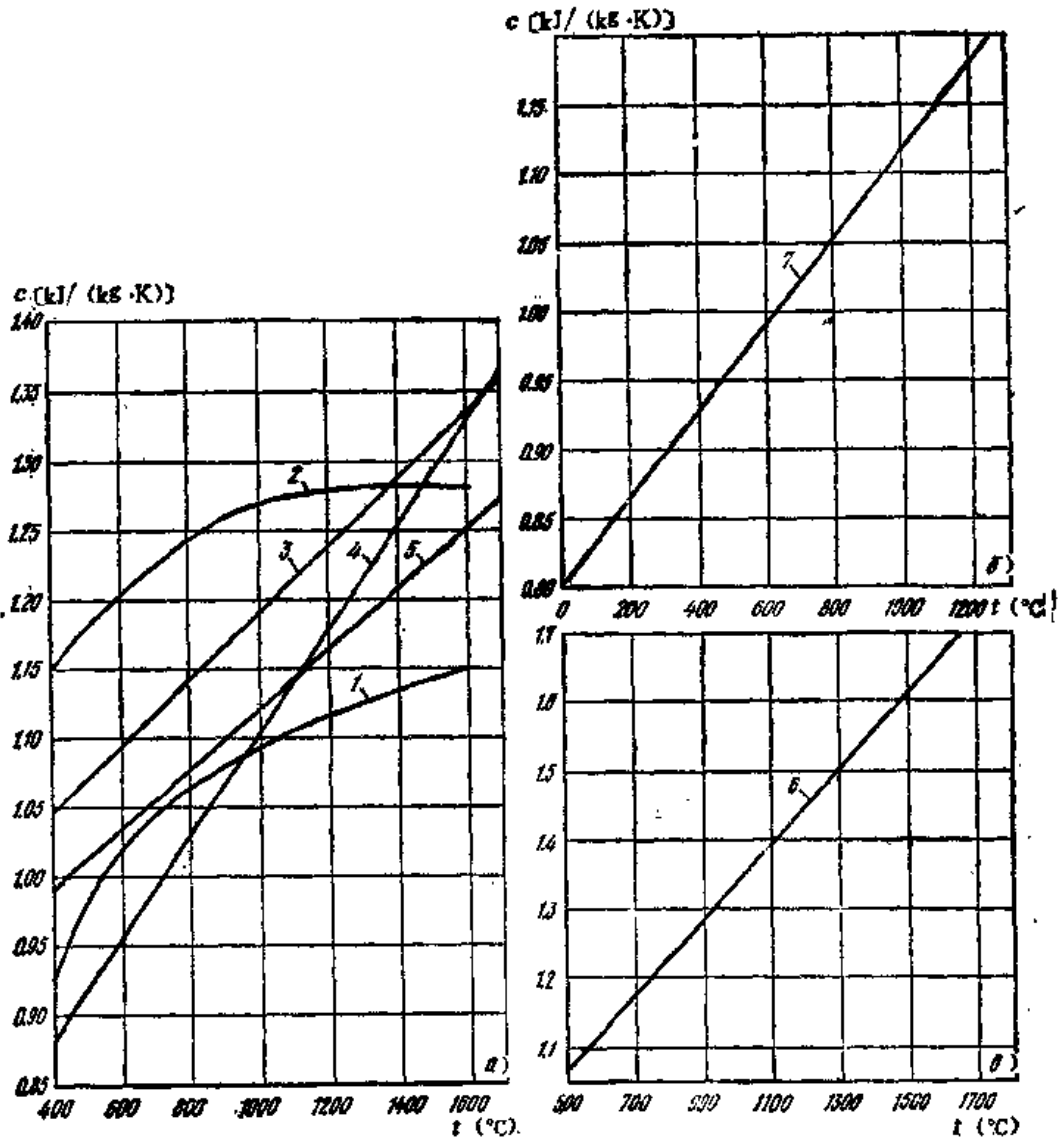


图 V-4 耐火制品的比热容 (a~b)

1-7 见表 V-53

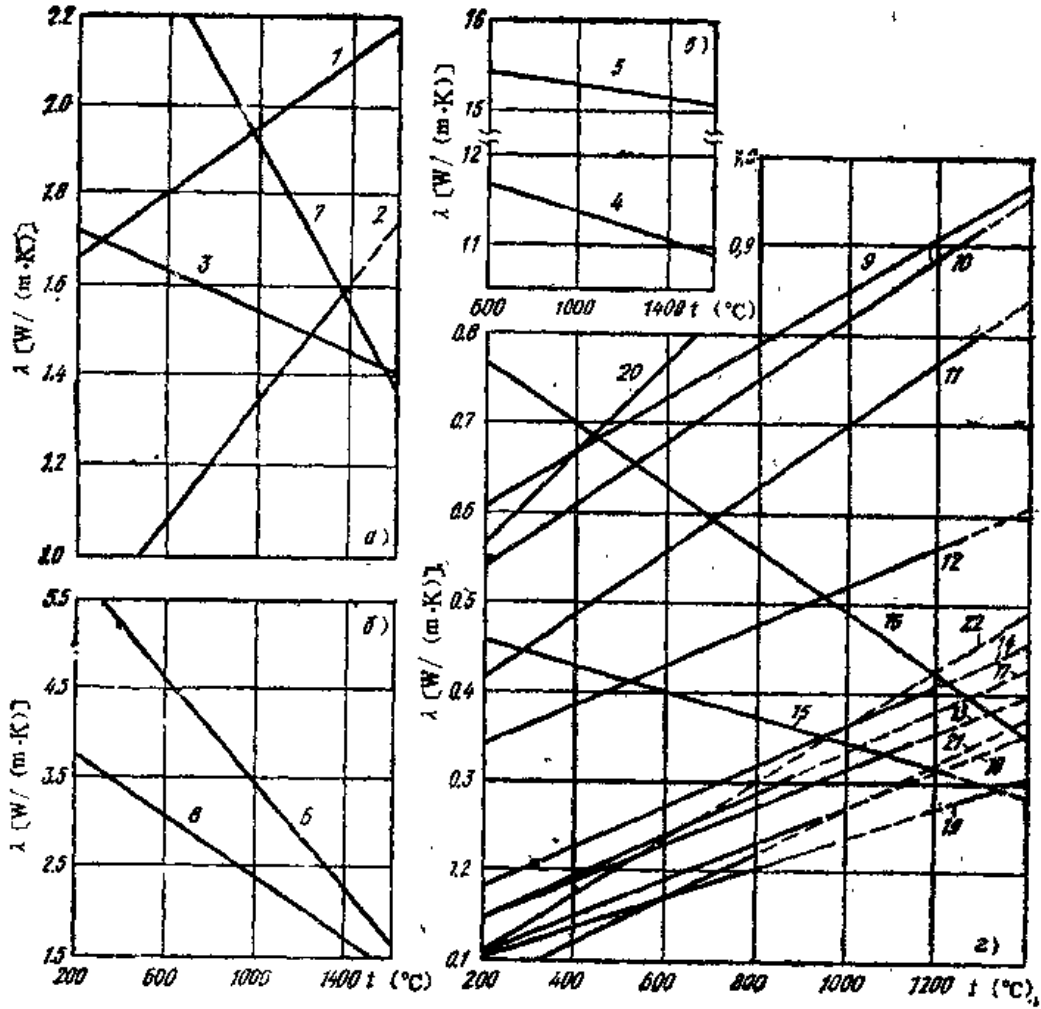


图 V-5 耐火制品的热导率 (a~d)
1~22—见表V-54

表 V-55 纤维材料的热导率λ[W/(cm·K)]

在图V-6 上的曲 线号	材 料	温 度 (°C)								
		100	200	300	400	500	600	1000	1150	1200
1	莫来石纤维毡 MKPB-200	—	0.13	—	—	0.17	0.29	0.47	0.70	—
2	莫来石纤维板 MKPΠ-340	—	0.13	—	—	0.17	0.24	0.37	0.42	—
3	粘土质-纤维板 ΠIBΠ-350	—	0.134	—	—	0.144	0.165	0.198	0.290	0.330
4	矿渣棉毡	0.077	0.093	0.110	0.130	—	—	—	—	—

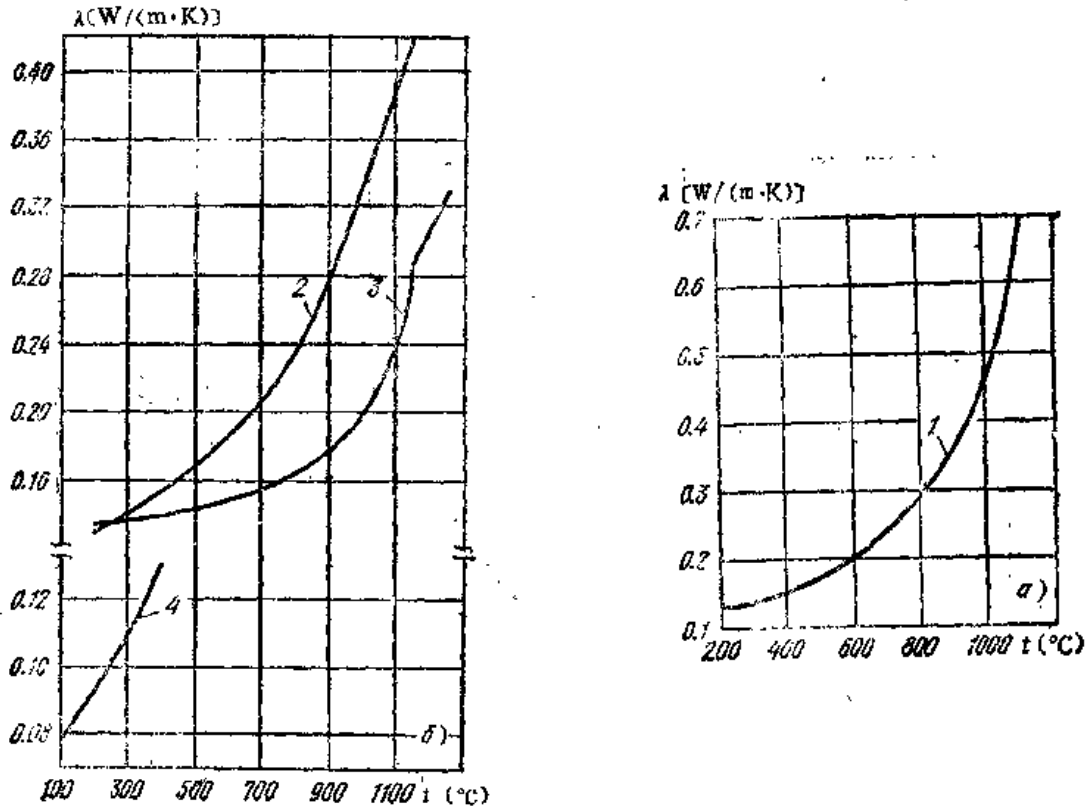


图 V-6 纤维材料的热导率 (a~b)
1~4—见表V-56

表 V-56 耐火和绝热材料的最高使用温度

材 料	t (°C)	材 料	t (°C)
硅质粘土砖	1650	粘土-滑石轻质砖III TJI-0.6	1150
粘土砖	1400	莫来石轻质砖MHPJI-0.8	1250
莫来石硅砖	1500	刚玉轻质砖KJI-1.3	1550
刚玉砖	1800	硅藻土砖II-500	900
电熔刚玉砖	1850	泡沫硅藻土砖IIII-350	900
铁尖晶石砖	1700	珍珠岩II-250	800
铬镁砖	1700	玄武岩板	800
方镁尖晶石砖	1700	石棉板	500
轻质硅砖	1550	粘土质纤维板HIBII-350	1200
轻质粘土砖IIIJI-1.3	1300	莫来石纤维棉毡MKPB-200	1150
轻质粘土砖IIIJI-1.0	1300	莫来石纤维板MKPII-340	1150
轻质粘土砖IIIJI-0.9	1270	矿渣棉毡	400
轻质粘土砖IIIJI-0.4	1150		

表 V-57 耐火和绝热材料的物理-化学和机械性能

(采用如下耐火性能指标: 使用温度(°C)—材料在炉衬中未被烧坏的最高工作温度; 热稳定性—耐火制品在温度剧烈波动时在热交换中表现出来的不变形、不破坏的特性; 在水中(300°C在水中冷却)和在空气中(800°C在空气中冷却); 耐压强度极限, MPa—常温下不因压力而破坏的构筑材料的特性值; 视在比重, g/cm³—制件在干燥状态下的质量与包括空隙在内的总容积之比; 真孔隙率%—外观容积加空隙所占据的容积与总容积之比; 视在孔隙率—外观孔隙与总容积之比)

名称	氧化物含量(%)	视在比重 (g/cm ³)	抗压强度 极限 (MPa)	工作温度 (°C)	说明
1	2	3	4	5	6
氧化硅耐火材料					
粘土耐火制品(方晶石); ДМС	≥94.5SiO ₂	2.37	25	1650	不推荐用于700~800°C以下温度有波动的场合用于炼钢电炉
ДМ	≥94.5SiO ₂	2.38	22.5	1650	
ДН	≥93.5SiO ₂	2.40	17.5	1640	
Д2	≥94.0SiO ₂	2.45	18	1650	
粘土耐火制品(方晶石)	≥96.0SiO ₂ ; <2.0CaO, <1.5Al ₂ O ₃	2.34	25	1650	
粘土耐火制品(方晶石) ДСУ	≥95.5SiO ₂ ; <2.5CaO <0.5Al ₂ O ₃	2.37	30	1650	用于玻璃熔炉
ДСО	≥95SiO ₂ ; <2.5CaO <0.6Al ₂ O ₃	2.38	20	1530	
ДС	≥93.5SiO ₂ ; <3.0CaO <1.7Al ₂ O ₃	2.38	17.5	1530	
硅石混凝土(块、板)制品 ДБК	≥92SiO ₂	1.8	12.5	1500	
ДБ	≥90SiO ₂	1.8	12.5	1500	
未经焙烧的石英耐火制品 КВКБ	<1.2Na ₂ O + K ₂ O ≥95SiO ₂	2.12	12	1640	用作浇注砖
粘土质耐火材料					
常用的粘土耐火制品; ША	≥28Al ₂ O ₃	2.0~2.1	20	1300	用于罩式炉的加热罩
ШБ	≥28Al ₂ O ₃	1.9~2.0	20	1250	
ШУС	≥28Al ₂ O ₃	2.0	12.5	1200	
吊装拱顶粘土耐火制品 ША-38	≥38Al ₂ O ₃	2.0	23	1300	
作拼装预制件的粘土耐火制品 ША	≥28Al ₂ O ₃	2.0	15	1300	
ШБ		1.9	12.5	1250	
粘土耐火捣制炉衬块 КШУ-32	≥32Al ₂ O ₃	2.1	27	用作浇注砖工作温度可达1650°C	
КШУ-27	≥27Al ₂ O ₃	2.1	30		
КШУ-37	≥37Al ₂ O ₃	2.1	40		
КШУ-39	≥39Al ₂ O ₃	2.1	30		
КШУ-39	≥39Al ₂ O ₃	2.1	40		

(续)

名 称	氧化物含量(%)	视在比重 (g/cm ³)	抗压强度 极限 (MPa)	工作温度 (℃)	说 明	
1	2	3	4	5	6	
流钢耐火砖	≥28Al ₂ O ₃	2.0			直接应用于温度达1650℃ 的情况	
耐火粘土制品						
КШУ-42	≥42Al ₂ O ₃ , <2.8Fe ₂ O ₃	2.1	40	1500		
ШН-42	≥42Al ₂ O ₃ , <2.8Fe ₂ O ₃	2.1	30	1500		
ШГ-42	≥42Al ₂ O ₃ , <2.8Fe ₂ O ₃	2.0	25	1500		
耐火粘土混凝土制品(块)						
ШБВЦ-42	≥42Al ₂ O ₃ , <3.0Fe ₂ O ₃	1.9	20	1350		
ШБВЦ-40	≥40Al ₂ O ₃ , <3.0Fe ₂ O ₃	—	20	1300		
ШБГЦ-38	≥38Al ₂ O ₃ , <3.0Fe ₂ O ₃	—	17	1250		
ШБГЦ-36	≥36Al ₂ O ₃ , <3.0Fe ₂ O ₃	—	15	1200		
耐火粘土水玻璃混凝土制 品(块)						在氧化介质和摩擦负荷条 件下工作
ШБЖ-34	<34Al ₂ O ₃ , <2.5Fe ₂ O ₃	—	16	1250		
ШБЖ-30	<30Al ₂ O ₃ , <3.5Fe ₂ O ₃	—	14	1200		
以高岭土为主的耐火粘土 制品ШАК-33	≥33Al ₂ O ₃	2.1	20	1350		
一般用途的耐火粘土制品	≥28Al ₂ O ₃	2.0	20	1250		
莫来石硅, 莫来石, 莫来石刚玉和刚玉耐火制品						
莫来石硅, 莫来石, 莫来 石刚玉和刚玉制品						
КС-95	≥95Al ₂ O ₃ , 0.6Fe ₂ O ₃	3.2	40	1800		
КС-90	≥90Al ₂ O ₃ , 0.8Fe ₂ O ₃	3.0	50	1750		
МКС-80-22	≥80Al ₂ O ₃ , 1.4Fe ₂ O ₃	2.8	35	1650		
МКС-80-23	≥80Al ₂ O ₃ , 1.4Fe ₂ O ₃	2.8	30	1650		
МКС-72-22	≥72Al ₂ O ₃ , 1.3Fe ₂ O ₃	2.5	40	1600		
МКС-72	≥72Al ₂ O ₃ , 1.5Fe ₂ O ₃	2.5	30	1600		
МКП-72	≥72Al ₂ O ₃ , 1.5Fe ₂ O ₃	2.7	80	1600		
МЛС-70-22	≥70Al ₂ O ₃ , 1.5Fe ₂ O ₃	2.5	40	1600		
МЛС-70-24	≥70Al ₂ O ₃ , 1.5Fe ₂ O ₃	2.5	50	1600		
МЛС-62	≥62Al ₂ O ₃ , 1.5Fe ₂ O ₃	2.4	25	1500		
МЛУ-62	≥62Al ₂ O ₃ , 1.5Fe ₂ O ₃	2.6	60	1500		
МКРС-60-22	≥60Al ₂ O ₃ , 1.8Fe ₂ O ₃	2.3	40	1500		
МКРС-60-24	≥60Al ₂ O ₃ , 1.5Fe ₂ O ₃	2.3	25	1500		
МКРС-45	≥45Al ₂ O ₃ , 1.8Fe ₂ O ₃	2.2	20	1400		
МКРУ-45	≥45Al ₂ O ₃ , 1.8Fe ₂ O ₃	2.3	40	1400		
一般用途的高矾土制品						
МКРАУ-45	≥45Al ₂ O ₃ , <2.8Fe ₂ O ₃	2.2	35	1400		
МКРАП-45	≥45Al ₂ O ₃ , <2.8Fe ₂ O ₃	2.2	40	1400		
以磷酸盐为结合剂的高级 莫来石硅耐火制品					用于热处理炉和加热特殊 零件的加热炉	
МЛФ-67	≥67Al ₂ O ₃ , <1.5Fe ₂ O ₃	2.5	27	1550		
МЛФ-62	≥62Al ₂ O ₃ , <1.5Fe ₂ O ₃	2.5	20	1500		
一般刚玉耐火制品, К耐 高温的优质刚玉耐火制品 КП	≥97Al ₂ O ₃	3.2	73	1850		
	≥90Al ₂ O ₃ , <8.8SiO ₂	3.1	100	1650		

(续)

名称	氧化物含量(%)	视在比重 (g/cm ³)	抗压强度 极限 (MPa)	工作温度 限 (℃)	说明	
1	2	3	4	5	6	
以磷酸盐为结合剂的刚玉制品, КПФ	≥95Al ₂ O ₃	3.1	100	1750	用于保护热电偶	
电熔刚玉制品, КЭЛ-2,8	≥93Al ₂ O ₃	2.8	100	1700		
КЭЛ-3,0	≥93Al ₂ O ₃	3.0	100	1700		
莫来石石英刚玉管, МКР	≥52Al ₂ O ₃ , 0.7Fe ₂ O ₃	2.55	—	1350		
К	≥95Al ₂ O ₃ , 0.6Fe ₂ O ₃	3.20	70	1600		
含镁耐火材料						
镁砂制品: МО-91, М-3	≥91MgO	2.7	50	1750	用于高温炉底	
МУ-89, М-4	≥89MgO	3.0	50	1750		
М-6	≥87MgO	3.0	45	1750		
М-7	≥87MgO	2.7	40	1750		
М-8	≥86MgO	2.7	40	1700		
М-9	≥85MgO	2.7	35	1700		
高耐火度的镁砂制品, МУ-92	≥92MgO	3.0	60	1750		
以尖晶石为结合剂的高耐火度镁砂制品, МГ	≤6.5Al ₂ O ₃ , ≥83MgO	2.9	25	1700		用于炼钢炉炉底
高级铬镁耐火制品: ПХСП	≥78MgO, 7~15Cr ₂ O ₃	3.12	3.75	1650		
ПХСУТ	≥70MgO, 7~15Cr ₂ O ₃	3.12	35	1650		
ПХСУ	≥65MgO, 7~15Cr ₂ O ₃	3.04	32.5	1700		
ПХСОТ	≥65MgO, 7~18Cr ₂ O ₃	3.0	25	1700		
铬方镁石耐火制品: МХВ	65MgO, 12~18Cr ₂ O ₃ , 2.5CaO, 3.0SiO ₂	3.1	25	1700	用于超真空炉设备	
ХМВ	55MgO, 18~24Cr ₂ O ₃ , 2.5CaO, 3.0SiO ₂	3.1	25	1700		
高耐火度镁铬(铬方镁石)和铬镁(铬方镁石)未经烧结的制品: ВМХ	≥65MgO, 7~18Cr ₂ O ₃	2.9	30	1700	用于高温炉底	
ВМХК	≥65MgO, 5~13Cr ₂ O ₃	2.9	30	1700		
ВХМ	≥42MgO, 20~32Cr ₂ O ₃	3.0	2.75	1700		
ВМХК	≥42MgO, 15~25Cr ₂ O ₃	3.0	2.75	1700		
高耐火度的铬镁(铬方镁石)制品: ХМ I组	15~25Cr ₂ O ₃	2.95	25	1700		
ХМ II组	24~34Cr ₂ O ₃	2.9	20	1700		

(续)

名 称	氧化物含量(%)	视在比重 (g/cm ³)	抗压强度 极限 (MPa)	工作温度 ℃	说 明	
1	2	3	4	5	6	
高耐火度的方镁石制品:						
ПХСОФОРТ	7~15Cr ₂ O ₃ , ≥65MgO	3.2	25	1700	用于有冷却装置的拱顶砌体	
ПХСОФУ	7~15Cr ₂ O ₃ , ≤65MgO	3.2	30	1700		
不经烧结的方镁石(混有土)块 ФБФ 镁橄榄石制品	52MgO·35SiO ₂	2.5	20	1700		
Ф	54MgO, 22~33SiO ₂	2.9	28	1650		
ФД	50MgO, 22~33SiO ₂	2.9	28	1650		
ФБ	54MgO, 22~33SiO ₂	2.9	35	1650		
ФХ	8~12Cr ₂ O ₃ , 46MgO, 16~30SiO ₂	2.9	25	1650		
方镁石制品:						由熔化的方镁石制成
ПХППП	70MgO, 8~15Cr ₂ O ₃ , 2.6SiO ₂ , 2.5CaO	3.2	30	1750		
ПХПВ	70MgO, 8~18Cr ₂ O ₃ , 2.5SiO ₂ , 2.5CaO	3.2	20	1750		
ПХПС	70MgO, 8~12Cr ₂ O ₃ , 2.5SiO ₂ , 2.5CaO	3.2	20	1750		
轻质耐火纤维制品和绝热制品						
轻质绝热高级耐火制品:					产量不多时	
ДЛ-1,2	≥91SiO ₂	1.2	4.4	1550	ШЛ-0.4	
ШЛ-1,3	≥36Al ₂ O ₃	1.3	3.4	1300	ШТЛ-0.6	
ШКЛ-1,3	—	1.3	3.4	1400	МКРЛ-0.3	
ШЛ-1,0	—	1.0	2.9	1300	МЛЛ-1,3, 耐火制品	
ШЛ-0,9	—	0.9	2.5	1270		
ШТЛ-0,6	≤1.6Fe ₂ O ₃	0.6	2.5	1150		
ШЛ-0,4	—	0.4	1.0	1150		
МКРЛ-0,8	≥50Al ₂ O ₃ , ≤1.0Fe ₂ O ₃	0.8	2.9	1250		
МЛЛ-1,3	≥63Al ₂ O ₃ , ≤1.4Fe ₂ O ₃	1.3	2.9	1550		
КЛ-1,3	≥95Al ₂ O ₃ , ≤0.3Fe ₂ O ₃	1.3	3.4	1550		
莫来石轻质耐火制品					生产数量有限	
МЛЛ-1,25	≥65Al ₂ O ₃ , ≤1.3Fe ₂ O ₃	1.25	3.0	1550		
泡沫硅藻土和硅藻土绝热制品:						
ПД-350		0.35	0.6	900		
Д-500		0.50	0.6	900		
玻璃纤维耐火材料和绝热制品:					当温度达1250℃时可短期工作	
МКРВ	≥50Al ₂ O ₃ 97(Al ₂ O ₃ + SiO ₂)	0.12	—	1150		
МКРР-130	≥51Al ₂ O ₃ 97(Al ₂ O ₃ + SiO ₂)	0.13	—	1150		

(续)

名称	氧化物含量(%)	视在比重 (g/cm ³)	抗压强度 (MPa)	工作温度 (°C)	说明
1	2	3	4	5	6
МКРРХ-150	2~4Cr ₂ O ₃ , >48Al ₂ O ₃ , 93(Al ₂ O ₃ + SiO ₂)	0.15	—	1300	
МКРВ-200	≥50Al ₂ O ₃ , 97(Al ₂ O ₃ + SiO ₂)	0.20	—	1150	
МКРВХ-250	2~4Cr ₂ O ₃ , >48Al ₂ O ₃ , 93(Al ₂ O ₃ + SiO ₂)	0.25	—	1300	
МКРП-340	≥50Al ₂ O ₃ , 97(Al ₂ O ₃ + SiO ₂)	0.34	—	1150	
МКРП-450	≥45Al ₂ O ₃ , 90(Al ₂ O ₃ + SiO ₂)	0.45	—	1150	
石棉白云石绝热材料和制品:					
350号		0.35	0.2	500	
400号		0.40	0.2	500	
石棉板:			剪断力		较少使用
КАОН-1		1.0~1.4	1.2	500	
КАОН-2		1.0~1.4	1.5	500	
КАП		0.9~1.2	2.5	500	
贵橄榄石棉		2.4~2.6		500	
用矿渣棉压成的板		2.4~2.6	—	500	用合成粘结剂
		0.05	—	400	
		0.075	—	400	
		0.1	—	400	
		0.125	—	400	
		0.15	—	400	
以莫来石矿棉加粘土压成的板ШВЛ-650		0.35	0.5~0.6	1150	
石灰石—硅石制品 МКН-600		0.23	0.7	600	
含碳化硅的耐火制品					
高耐火度方解石制品:					
КК-1,2	83SiC, 1.2Al ₂ O ₃	2.4	25	1600	对于高导热性的腐蚀介质 有较高的稳定性能
КА-3	82SiC, 3.0Al ₂ O ₃	2.4	40	1600	
КА-5	70SiC, 5.0Al ₂ O ₃	2.4	40	1600	
КН(以氧化物结合)	70SiC	2.4	100	1600	
粘土和碳化硅制品:					用于热交换器
ШКР	≥33SiC	2.3	40	1500	
ШАР	—	2.2	—	1400	
ШБР	—	2.1	—	1400	

参 阅 文 献

- Абрамович Г. Н.* Прикладная газовая динамика. 4-е изд. М.: Наука, 1976. 888 с.
- Абрамович Г. Н.* Турбулентные свободные струи жидкостей и газов. 2-е изд. М.—Л.: Госэнергоиздат, 1948. 288 с.
- Аксельруд Л. Г.* Современные конструкции нагревательных колодцев. — *Сталь*, 1955, № 3, с. 268—273.
- Аксельруд Л. Г., Сухов И. И., Тымчак В. М.* Нагревательные колодцы. М.: Metallurgizdat, 1962, 236 с.
- Альтшуль А. Д.* Закон сопротивления трубопроводов. — Доклады АН СССР, 1951, т. 76, № 6, с. 809—812.
- Аптерман В. Н.* Аналитическое решение задачи нагрева термически «тонкого» тела при противоточном теплообмене. — *Сталь*, 1964, № 6, с. 563—565.
- Аптерман В. Н., Двейрин Е. Г., Тымчак В. М.* Колпаковые печи. М.: Metallurgiya, 1965. 235 с.
- Аптерман В. Н., Лифшиц А. Е., Панфилов В. С.* и др. — Основные положения принудительной циркуляции газов в печах: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgiya, 1966, вып. 6, с. 57—64.
- Аптерман В. Н.* — Расчет радиационно-конвективного нагрева и охлаждения тонких тел в среде с постоянной температурой. Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgiya, 1966, вып. 6, с. 39—45.
- Аптерман В. Н., Тымчак В. М.* Протяжные печи. М.: Metallurgiya, 1969, 320 с.
- Аптерман В. Н., Ефремова Ю. С.* — Конечное охлаждение рудонеров холоднокатанной листовой стали и жести после светлого отжига в колпаковых печах: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgiya, 1970, вып. 8, с. 67—77.
- Аэродинамический расчет котельных агрегатов (нормативный метод). 3-е изд./Под ред. *Мачана С. И. Л.*: Энергия, 1977, 255 с.
- Баум В. А., Грум-Гржимайло Ю. В., Иванцов Г. П.* и др. Вопросы движения газов в печах. Работы лаборатории теплового отдела Стальпроект/Под ред. *Иванцова Г. П. М.* — Л.: ОНТИ НКТП, 1936, 100 с.
- Баум В. А., Волога М. К., Брдак П. М.* — Теплообмен при поперечном обтекании плоских поверхностей. — ИФЖ, 1961, т. IV, № 6, с. 13—20.
- Блах А. Г.* Основы теплообмена излучением. М.—Л.: Госэнергоиздат, 1962, 331 с.
- Бретинайдер С.* Свойства газов и жидкостей. Инженерные методы расчета: Пер. с польск. М.—Л.: Химия, 1966, 535 с.
- Бурдун Д. В.* Расчет лучистого теплообмена. — Теплообмен и вопросы экономии топлива в металлургических печах: Труды/УПИ Свердловск—Москва: Metallurgizdat, 1951, с. 13—37. ✽
- Бурдун Г. Д.* Справочник по Международной системе единиц. 3-е изд., доп. М.: Стандарты, 1980. 232 с.
- Варгафтик Н. Б.* Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Наука, 1972. 720 с.
- Василькова С. Б., Генкина М. М., Лифшиц А. Е. и др.* — Эквивалентная теплопроводность пакетов прутков. — Проектирование металлургических печей: Тематич. отрасл. сб. М.: Metallurgiya, 1978, № 6, с. 75—80.
- Василькова С. Б., Генкина М. М., Гусовский В. Л. и др.* — Аккумуляция тепла кладкой пещей периодического действия. — Экономия топлива в металлургических печах: Тематич. отрасл. сб. М.: Metallurgiya, 1981, с. 51—59.
- Ващенко А. И., Лифшиц А. Е.* — О расчете состава продуктов неполного горения при равновесных условиях. — Вопросы металлургии и металловедения: Сб. трудов/МВМИ. М.: Metallurgizdat, 1962, вып. IV, с. 14—29.
- Ващенко А. И., Розенфельд Э. И.* — Теплообмен в печах с радиантными трубами: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgiya, 1966, вып. 6, с. 46—56.
- Ващенко А. И., Зеньковский А. Г., Лифшиц А. Е., Шульц Л. А.* Окисление и обезуглероживание стали/Под ред. *Ващенко А. И.* М.: Metallurgiya, 1973. 336 с.
- Вукалович М. П., Кириллин В. А., Ремизов С. А. и др.* — Термодинамические свойства газов. М.: Машиз, 1953. 376 с.
- Гармаш Л. И., Лифшиц А. Е.* Международная система единиц в печной теплотехнике/Под ред. *Тымчака В. М. М.*: Стальпроект, 1963. 72 с.
- Гельд П. Е., Кипровский Б. В., Серебрянников Н. Н.* Температуропроводность сталей при высоких температурах. — Теплоэнергетика, 1956, № 6, с. 45—51.
- Генкина М. М., Гусовский В. Л., Лифшиц А. Е.* Расчет циркуляции продуктов сгорания в низкотемпературных термических печах. — Проектирование металлургических печей: Тематич. отрасл. сб. М.: Metallurgiya, 1977, № 5, с. 67—76.
- Генкина М. М., Гусовский В. Л., Клецов А. Г. и др.* Аэродинамические параметры устройства для транспортирования металла на газовой подушке. — Проектирование металлургических печей: Тематич. отрасл. сб. М.: Metallurgiya, 1979, № 7, с. 64—75.
- Генкина М. М., Гусовский В. Л., Лифшиц А. Е.* Конвективная теплоотдача при струйном нагреве и охлаждении металла в печах. — Проектирование металлургических печей: Тематич. отрасл. сб. М.: Metallurgiya, 1979, № 7, с. 75—89.
- Генкина М. М., Маслович В. Г.* Сравнительный анализ различных методов расчета теплообмена излучением в нагревательных и термических печах. — Проектирование металлургических печей: Тематич. отрасл. сб. М.: Metallurgiya, 1981, № 8, с. 44—51.
- Глинков М. А.* Современное состояние и перспективы развития методов расчета печей, в частности нагревательных. — Расчеты, проектирование и эксплуатация нагревательных печей: Труды/НТО ЧМ. М.: Metallurgizdat, 1980, т. XXV, ч. I, с. 5—16.
- Глинков М. А.* Основы общей теории печей. 2-е изд., доп. М.: Metallurgizdat, 1962. 576 с.
- Голосман К. М.* Агрегаты для светлой термической обработки холодного проката и перспективы их развития. — *Сталь*, 1964, № 6, с. 566—572.
- Голубев И. Ф.* Вязкость газов и газовых смесей (справочное руководство). М.: Физматгиз, 1959. 375 с.
- Гольдфарб Э. М., Крайца А. Ф., Раиченко И. И. и др.* Расчеты нагревательных печей/

- Под ред. Тайца Н. Ю. Киев: Гостехиздат УССР, 1958. 422 с.
- Гребер Г., Эрк С., Григуль У. Основы учения о теплообмене. М.: ИЛ, 1958. 568 с.
- Грисорьев В. Н. Кольцевые печи для нагрева металла. М.: Metallurgizdat, 1958. 292 с.
- Грум-Гржимайло В. Е. Пламенные печи. 2-е изд. Л.—М., Госмашметиздат, 1932. 472 с.
- Грум-Гржимайло Ю. В. Нагревательные колоды для блюмингов. Работы Стальпроекта, вып. 1. М.—Л.: ОНТИ, 1936. 63 с.
- Губинский В. И., Минаев А. Н., Гончаров Ю. В. Уменьшение окалинообразования при производстве проката. Киев: Техника, 1981. 135 с.
- Гусовский В. Л., Лифшиц А. Е. Расчет инжекционных устройств. Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgizdat, 1962, вып. 2, с. 95—104.
- Гусовский В. Л., Лифшиц А. Е. Зависимость характеристики инжекционных горелок от давления в печи: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgizdat, 1963, вып. 4, с. 59—67.
- Гусовский В. Л. Методика расчета нагрева металла в методических печах на основе развития теории нагрева и охлаждения массивных тел: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgizdat, 1966, вып. 6, с. 17—38.
- Гусовский В. Л., Лифшиц А. Е., Тымчак В. М. Методика расчета распределения температур в печи вблизи высокотемпературных теплопроводов: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgizdat, 1966, вып. 7, с. 65—72.
- Гусовский В. Л., Лифшиц А. Е., Тымчак В. М. Газогорелочные устройства и системы отопления нагревательных и термических печей. М.: Metallurgizdat, 1967. 262 с.
- Гусовский В. Л., Тымчак В. М. — Транспортирование листового металла на газовой подушке: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgizdat, 1968, вып. 7, с. 76—79.
- Гусовский В. Л. — Нагрев металла на подовых трубах: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Metallurgizdat, 1968, вып. 7, с. 64—73.
- Гусовский В. Л., Оркин Л. Г., Тымчак В. М. Методические печи. М.: Metallurgizdat, 1970. 430 с.
- Гусовский В. Л., Лифшиц А. Е., Тымчак В. М. Сожигательные устройства нагревательных и термических печей: Справочник. М.: Metallurgizdat, 1981. 272 с.
- Давырин Е. Г. Нагрев рулонов стальной ленты в колпаковых печах. — Расчеты, проектирование и эксплуатация нагревательных печей: Труды/НТО ЧМ, М.: Metallurgizdat, 1960, т. XXV, ч. 1, с. 241—254.
- Давырин Е. Г. Опыт применения электронной цифровой машины для расчетов печей. — Расчеты, проектирование и эксплуатация нагревательных печей: Труды/НТО ЧМ, М.: Metallurgizdat, 1960, т. XXV, ч. 1, с. 107—122.
- Давырин Е. Г. — Метод расчета нагрева рулонов стальной ленты в колпаковых печах: Сб. трудов/Стальпроект, М.: ЦБТИ Министрострой РСФСР, 1961, вып. 1, с. 93—107.
- Давырин Е. Г. — Метод расчета охлаждения рулонов стальной ленты при отжиге в колпаковых печах: Сб. трудов/Стальпроект, М.: Metallurgizdat, 1963, вып. 3, с. 78—87.
- Жукаускас А. А. Конвективный перенос в теплообменниках. М.: Наука, 1982. 472 с.
- Зобнин Б. Ф. Нагревательные печи (теория и расчет). М.: Машиностроение, 1964. 311 с.
- Зобнин Б. Ф., Казяев М. Д., Кигаев Б. И. Термотехнические расчеты металлургических печей. 2-е изд. М.: Metallurgizdat, 1982. 360 с.
- Иванова Н. И., Перимов А. А., Тымчак В. М. Механизмы печей прокатного производства. М.: Машиностроение, 1972. 224 с.
- Иванцов Г. П. Нагрев металла (теория и методы расчета)/Под ред. и с доп. Будрина Д. В. Москва — Свердловск: Metallurgizdat, 1948. 191 с.
- Идельчик И. Е. Гидравлические сопротивления (физико-механические основы). М.—Л.: Госэнергоиздат, 1954. 316 с.
- Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Машиностроение, 1975. 559 с.
- Именитов Б. Р. Методическая печь для нагрева металлов без кантования — Сталь, 1951, № 11, с. 1031—1037.
- Именитов Б. Р. Методические печи, отапливаемые низкокалорийным газом. — Сталь, 1955, № 3, с. 274—278.
- Именитов Б. Р. Подовые трубы нагревательных методических печей. М.: НТО ЧМ, 1960. 50 с.
- Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомея А. С. Теплопередача. 4-е изд. М.: Энергоиздат, 1981. 416 с.
- Иссерлих А. С. Основы сжигания газового топлива: Справочное руководство. Л.: Недра, 1980. 271 с.
- Кавадеров А. В. Тепловая работа пламенных печей. Свердловск. Metallurgizdat, 1956. 367 с.
- Кавадеров А. В., Самойлович Ю. А. Нагрев тонких тел одновременно излучением и конвекцией. — ИФЖ, 1959, № 7, с. 110—114.
- Казанцев Е. И. Промышленные печи: Справочное руководство для расчетов и проектирования. 2-е изд. М.: Metallurgizdat, 1975. 367 с.
- Карабин А. И., Раленская Б. С., Энцо Н. К. Сжигание жидкого топлива в промышленных установках. 2-е изд., испр. и доп. М.: Metallurgizdat, 1966. 371 с.
- Ключников А. Д., Иванцов Г. П. Теплопередача излучением в огне-технических установках. М.: Энергия, 1970. 400 с.
- Копытов В. Ф. Нагрев стали в печах. М.: Metallurgizdat, 1955. 264 с.
- Коротяев М. М. Общие вопросы использования тепла продуктов сгорания, отходящих из нагревательных печей. — Расчеты, проектирование и эксплуатация нагревательных печей: Труды/НТО ЧМ, М.: Metallurgizdat, 1960, т. XXV, ч. 1, с. 426—436.
- Кочо В. С., Барышников В. С. Термические печи с роликовым подом. Киев: Техника, 1969. 161 с.
- Кривандин В. А. Керамические рекуператоры. М.: Metallurgizdat, 1960. 172 с.
- Кривандин В. А., Марков Б. Л. Металлургические печи. М.: Metallurgizdat, 1967. 672 с.
- Кривошеин А. Д. Нагревательные колоды обжимных станков Советского Союза. — Сталь, 1964, № 6, с. 553—558.
- Крылов Б. С., Шишилов В. М. Экспериментальное исследование теплообмена плоских струй с поверхностью. — Труды протеплоэнергетического факультета. Сб. № 2. Иваново: Ивановский энергетический ин-т, 1973, с. 8—13.
- Кутателадзе С. С., Боршанский В. М. Справочник по теплопередаче. Л.—М.: Госэнергоиздат, 1959. 414 с.
- Кутателадзе С. С., Винников А. А. Графики для расчета теплопроводности в пластине, цилиндре и шаре при температуре внешней сре-

- ды, изменяющейся линейно во времени. — Изв. вузов. Энергетика, 1960, № 8, с. 85—97.
- Кутателадзе С. С.* Основы теории теплообмена. 5-е изд. М.: Атомиздат, 1979, 415 с.
- Леонидова М. Н., Лифшиц А. Е.* Газовый режим печей с контролируемой атмосферой. — Проектирование металлургических печей: Тематич. отрасл. сб. М.: Металлургия, 1976, № 3, с. 99—105.
- Линчевский В. П.* Топливо и его сжигание. 3-е изд., испр. и доп. М.: Металлургия, 1959, 400 с.
- Лисиенко В. Г.* Интенсификация теплообмена в пламенных печах. М.: Металлургия, 1979, 224 с.
- Лифшиц А. Е., Струченевский В. Б., Шульц Л. А.* — Особенности расчета печей безокислительного нагрева металла открытым пламенем: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Металлургия, 1963, вып. 4, с. 40—49.
- Лифшиц А. Е.* — Расчеты неполного сгорания газообразного топлива в обогащенном кислородом воздухе: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Металлургия, 1966, вып. 6, с. 86—89.
- Лифшиц А. Е., Маергойз И. И., Ионов З. Н.* Расчет состава и теплотехнических характеристик контролируемых атмосфер. — Исследования в области промышленного электронагрева: Труды/ВНИИЭТО. М.: Энергия, 1969, вып. 3, с. 240—258.
- Лыков А. В.* Теория теплопроводности. М.: Высшая школа, 1967, 600 с.
- Маергойз И. И., Петрук А. П.* Контролируемые атмосферы в электрических печах. М.: Энергия, 1971, 108 с.
- Мак-Адамс В. Х.* Теплопередача: Пер. с англ. М.: Металлургия, 1961, 636 с.
- Мастрюков Б. С.* Теория, конструкция и расчеты металлургических печей/Под ред. Кривандина В. А. М.: Металлургия, 1978, 271 с.
- Металлургические печи/Под ред. Глинкова М. А. М.: Металлургия, 1951, 976 с.*
- Михеев М. А.* Основы теплопередачи. 3-е изд., перераб. М.—Л.: Госэнергоиздат, 1956, 392 с.
- Невский А. С.* Лучистый теплообмен в печах и толках. М.: Металлургия, 1971, 440 с.
- Общепромышленные электропечи непрерывного действия/Арндарчук А. В., Казель Н. М., Лылов В. Я. и др. — М.: Энергия, 1977, 247 с.*
- Петрук А. П.* Взрывобезопасность электротермического оборудования с контролируемой атмосферой. М.: Энергия, 1979, 110 с.
- Пехович А. И., Жидких В. М.* Расчеты теплового режима твердых тел. 2-е изд. Л.: Энергия, 1976, 351 с.
- Полжк Г. Л.* Алгебра однородных потоков. — Известия Энергетического института им. Г. М. Кржижановского АН СССР, 1935, т. III, вып. 1—2, с. 53—75.
- Попларин Л. С.* Математическое моделирование и оптимизация теплоэнергетических установок. М.: Энергия, 1978, 415 с.
- Радиационный теплообмен в промышленных печах/Под ред. Кривандина В. А. Науч. тр./МИСиС. М.: Металлургия, 1975, № 84, 166 с.*
- Расчет и проектирование нагревателей электропечей сопротивления/Фельдман И. А., Гутман М. Б., Рубин Г. К., Шадрин Н. Н. М.: Энергия, 1965, 101 с.*
- Рафалович И. М.* Тепловые расчеты пламенных печей — нагревательных и плавильных. М.: Металлургия, 1949, 224 с.
- Ростковский С. Е.* Передача тепла излучением при противотоке (к теории методических нагревательных печей). — Теплотехника слитка и печей: Сб. трудов/ЦНИИЧМ. М.: Металлургия, 1953, вып. 2(5), с. 274—288.
- Ростковский С. Е.* Расчет рекуператоров, основанный на гидродинамической теории теплообмена. — Теплотехника слитка и печей: Сб. трудов/ЦНИИЧМ. М.: Металлургия, 1953, вып. 2(5), с. 289—330.
- Сивак Э. И., Тымчик В. М.* — Показатели работы нагревательных колосцев: Сб. трудов/Стальпроект. М.: Металлургия, 1970, вып. 8, с. 21—28.
- Сивак Э. И., Малков Ю. В.* Длительность нагрева металла в печах проходного типа листовых и сортовых станов. — Металлург, 1981, № 4, с. 30—32.
- Справочник конструктора печей. 2-е изд./Под ред. Грум-Гржимайло Ю. В. М.—Л.: ОНТИ НКТП, 1935, 625 с.*
- Справочник конструктора печей прокатного производства. Т. 1 и 2/Под ред. Тымчика В. М. М.: Металлургия, 1970, 991 с.*
- Струченевский В. Б., Лифшиц А. Е., Шульц Л. А.* Некоторые вопросы расчета и конструирования методических печей безокислительного нагрева. — Расчеты, конструирование и эксплуатация нагревательных печей: Труды/НТО ЧА. М.: Металлургия, 1960, т. XXV, ч. 1, с. 155—166.
- Тевеньков Б. П.* Рекуператоры для промышленных печей. 4-е изд., испр. и доп. М.: Металлургия, 1975, 294 с.
- Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод). 2-е изд./Под ред. Кузнецова Н. В. и др. М.: Энергия, 1973, 295 с.*
- Тепло- и массообмен. Теплотехнический эксперимент: Справочник/Под ред. Григорьева В. А. и Зорина В. М. М.: Энергоиздат, 1982, 512 с.*
- Термическая обработка в машиностроении: Справочник/Под ред. Лактина Ю. М. и Рахштадта А. Г. М.: Машиностроение, 1980, 783 с.*
- Тайц Н. Ю.* Технология нагрева стали. 2-е изд., испр. и доп. М.: Металлургия, 1962, 567 с.
- Тайц Н. Ю., Розенгайт Ю. И.* Методические нагревательные печи. М.: Металлургия, 1964, 408 с.
- Уонг Х.* Основные формулы и данные по теплообмену для инженеров: Справочник. Пер. с англ. М.: Атомиздат, 1979, 216 с.
- Физические свойства сталей и сплавов, применяемых в энергетике: Справочник/Под ред. Неймарка Б. Е. М.—Л.: Энергия, 1967, 240 с.*
- Чиркин В. С.* Теплофизические свойства материалов (Справочное руководство). М.: Физматгиз, 1959, 356 с.
- Шак А.* Промышленная теплопередача: Пер. с нем. М.: Металлургия, 1961, 524 с.
- Шмыков А. А., Мальшеев Б. В.* Контролируемые атмосферы при термической обработке стали. М.: Машгиз, 1953, 372 с.
- Шорин С. Н.* Теплопередача. 2-е изд. М.: Высшая школа, 1952, 490 с.
- Электротермическое оборудование. 2-е изд.: Справочник/Под ред. Альбгазена А. П. М.: Энергия, 1980, 416 с.*
- Юдаев Б. Н.* Теплопередача. М.: Высшая школа, 1981, 319 с.
- Юдин Р. А., Крейнин Е. В., Ангерман В. И.* Расчеты внешнего радиационного теплообмена в печах с ролликовым подом и радиационными трубами. — Проектирование металлургических печей: Тематич. отрасл. сб. М.: Металлургия, 1981, № 8, с. 51—87.
- Somers R. P., Pallone G. T., Patula E. J.* A Heat Transfer Model for Predicting Strip Temperature. Iron and Steel Engineer, 1959, № 9, pp. 116—119.

国家黑色冶金铸钢与轧钢设备设计院
加热炉与热处理炉计算的标准资料索引

烟道:

- Борова дымовые нагревательных и термических печей—СТП Н6-72, 1972
 Выбор проходных сечений регулирующих дымовых клапанов—СТП МГ11-74, 1974
 График для определения периметра сечения борова—МГ3-61, 1961
 ————— проходного сечения борова—МГ2-61, 1961
 Потеря напора на трение в боровах и трубах—Нормаль 2173, 1957
 Расчет высоты вытяжной шахты приточно-вытяжной вентиляции борова—Т5-69, 1969

气体:

- График для определения бинорма расширения газов—МГ4-61, 1961
 Излучение газов—ПИ2-62, 1962
 Определение калорийности сухого смешанного газа и коэффициента избытка воздуха по анализу на CO_2 и O_2 сухих продуктов полного сгорания—Нормаль 2201, 1957—расхода и давления транспортирующего газа в печах с газовой подушкой—СТП Т8-78, 1978
 Расходные характеристики газов—СТП А17-77, 1977
 Свойства газов—ФС6-71, 1971

燃烧器:

- Горелки ДШ. Конструкция и размеры—СТП Р36-75, 1975
 —инжекционные типа В. Конструкции и размеры—СТП Р4-72, 1972
 ————— ВП. Конструкция и размеры—СТП Р24-72, 1972
 ————— П. Конструкция и размеры—СТП 14-288-11-81, 1981
 Дутьевые двухпроводные горелки типа труба в трубе—СТП Р23-73, 1973
 Инжекционно-атмосферные горелки типа ИА. Конструкция и размеры—СТП Р40-76, 1976
 Инжекционные горелки типа Н. Конструкция и размеры—СТП Р5-79, 1979
 Радиационные горелки типа ГР. Конструкция и размеры—СТП Р35-75, 1975
 Расчет инжекционных горелок. Р11-62, 1962
 —устройств—Р10-61, 1961

燃烧:

- Тепловые эффекты реакции горения—ФС3-62, 1962
 Форма расчета горения газообразного топлива—ТС39-63, 1963

燃烧计算:

- топлива—ТС1-62, 1963
 доменного газа, $Q_H^0 = 800$ ккал/м³—ТС2-62, 1963

- $Q_H^p = 890 \text{ ккал/м}^3$ —ТС3-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 977 \text{ ккал/м}^3$ —ТС4-62, 1963
 коксовального газа—ТС17-62, 1963
 природного газа, $Q_H^p = 8120 \text{ ккал/м}^3$ —ТС20-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 8350 \text{ ккал/м}^3$ —ТС21-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 8500 \text{ ккал/м}^3$ —ТС40-64, 1964
 ———— $Q_H^p = 8710 \text{ ккал/м}^3$ —ТС22-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 8890 \text{ ккал/м}^3$ —ТС23-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 9100 \text{ ккал/м}^3$ —ТС24-62, 1963
 смешанного (доменного, коксового) газа, $Q_H^p = 1200 \text{ ккал/м}^3$ —ТС5-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 1400 \text{ ккал/м}^3$ —ТС6-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 1600 \text{ ккал/м}^3$ —ТС7-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 1800 \text{ ккал/м}^3$ —ТС8-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 2000 \text{ ккал/м}^3$ —ТС9-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 2200 \text{ ккал/м}^3$ —ТС10-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 2400 \text{ ккал/м}^3$ —ТС11-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 2600 \text{ ккал/м}^3$ —ТС12-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 2800 \text{ ккал/м}^3$ —ТС13-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 3000 \text{ ккал/м}^3$ —ТС14-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 3500 \text{ ккал/м}^3$ —ТС15-62, 1963
 —природно-доменного газа, $Q_H^p = 1800 \text{ ккал/м}^3$ —ТС16-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 3000 \text{ ккал/м}^3$ —ТС45-77, 1977
 ———— $Q_H^p = 3500 \text{ ккал/м}^3$ —ТС46-77, 1977
 ———— $Q_H^p = 4000 \text{ ккал/м}^3$ —ТС47-77, 1977
 ———— $Q_H^p = 4500 \text{ ккал/м}^3$ —ТС41-71, 1971
 ———— $Q_H^p = 5000 \text{ ккал/м}^3$ —ТС48-77, 1977
 ———— $Q_H^p = 6000 \text{ ккал/м}^3$ —ТС49-77, 1977
 ———— $Q_H^p = 7000 \text{ ккал/м}^3$ —ТС50-77, 1977
 —природно-коковского газа, $Q_H^p = 6415 \text{ ккал/м}^3$ —ТС18-62, 1963
 ———— $Q_H^p = 7200 \text{ ккал/м}^3$ —ТС19-62, 1963
 — (природного, коксового, доменного) газа, $Q_H^p = 2820 \text{ ккал/м}^3$ —ТС 42-73,
 1974
 —————
 $Q_H^p = 3260 \text{ ккал/м}^3$ —ТС 44-76,
 1976
 мазута (марки 80). Распыливание воздухом—ТС38-62, 1963
 генераторного газа из торфа—ТС32-62, 1963
 ————подмосковного угля—ТС33-62, 1963
 ————донецкого антрацита (марки АМ) —ТС31-62, 1963
 ————челябинского угля—ТС35-62, 1963

- донецкого газового угля (марки Г)—ТС36-62, 1963
- водяного газа изантрацита (марки АК)—ТС37-62, 1963
- полутного нефтяного газа $Q_H^I = 10150$ ккал/м³—ТС25-62, 1963
- $Q_P^I = 11150$ ккал/м³—ТС26-62, 1963
- $Q_P^I = 12210$ ккал/м³—ТС27-62, 1963
- $Q_P^I = 13100$ ккал/м³—ТС28-62, 1963
- $Q_P^I = 14150$ ккал/м³—ТС29-62, 1963
- $Q_P^I = 15250$ ккал/м³—ТС30-62, 1963
- пропан-бутанового газа—ТС31-62, 1963
- природного газа в обогащенном кислородом воздухе—Нормаль 2119, 1959
- смешанного коксо-доменного газа в обогащенном кислородом воздухе—
Норманц 2155-2172, 1955

对流传热:

- при поперечном обтекании гладкотрубных пучков—ПК5-62, 1962
- плоских поверхностей—ПК6-64, 1964
- продольном омывании поверхности—ПК4-62, 1963
- свободном движении—ПК3-62, 1962
- струйной обдувке плоских поверхностей—СТП ПК7-77, 1977

数值和系数:

- Длина дуги, стрелки и хорды при $R = 1$ —А10-65, 1966
- Значения $\theta = ((t + 273)/100)^4 = (T/100)^4$ —ПИ4-62, 1963
- Коэффициент теплопередачи излучением между твердыми телами—ПИ5-62, 1962
- местных сопротивлений—СТП МГ12-80, 1980
- сопротивления пучков труб при поперечном обтекании—МГ7-62, 1962
- Определение числа Рейнольдса—МГ8-62, 1962
- Перевод английских и американских единиц измерения в метрические—Б7-60 1960
- Плотности и объемные массы материалов—А7-67, 1967
- Таблицы веса материалов—А9-61, 1961
- значений Gauges в дюймах и миллиметрах—Б4-61, 1961
- Угловые коэффициенты излучения—СТП ПИ10-78, 1978
- Упругость водяного пара и содержание влаги в 1м³ сухого и влажного газа при температуре насыщения—ФС4-62, 1962
- Физические свойства воды и водяного пара—ФС5-62, 1962

加热和冷却:

- Нагрев металла на половых трубах и монолитной подине—СТП Н03-79, 1979
- Охлаждение металла на воздухе—СТП Н04-72, 1972
- тонких стальных изделия на воздухе—СТП Н05-76, 1976

Расчет нагрева и охлаждения массивных тел—*Н02-63, 1965*

——массивных тел при некоторых начальных и граничных условиях—*Дополнение к Н02-63, 1981*

——плотнотканых рулонов в колпаковой печи—*СТП Н07-77, 1978*

——тонких тел —*Н01-63, 1965*

耐火材料:

Материалы огнеупорные и теплоизоляционные для печей с контролируемыми атмосферами—*СТП Н11-78, 1978*

Огнеупорные изделия для печей сталеплавильного и прокатного производства физико-химические свойства—*СТП Н20-79, 1979*

Определение теплопоглощения кладки периодически работающих печей—*ТЗ-64, 1964*

Размеры кладки нагревательных и термических печей—*Н1-64, 1964*

Свойства жаростойких бетонов—*ФС11-64, 1964*

Теплопроводность огнеупорных и теплоизоляционных материалов—*ПТ 1-68, 1968, Дополнение к ПТ1-68, 1974.*

炉子:

Указания по составлению экономической характеристики объекта—*РМП 21-78 1978*

立式炉:

Цифровая модель (ЕС ЭВМ) работы башенной печи для светлого отжига жести—*1978*

罩式炉:

Цифровая модель (ЕС ЭВМ) нагрева рулонов в одностопной колпаковой печи—*1977*

牵引式炉:

Указания по заполнению технической характеристики протяжных термических печей—*РМП 25-79, 1979*

隧道式炉:

Значение терминов для характеристики размеров пода в нагревательных печах проходного типа—*СТП А21-76, 1976*

Методика составления расчетов тепловых балансов нагревательных и термических печей проходного типа—*СТП Т7-78, 1978*

Расчет теплообмена в проходных печах с радиантными трубами—*ПИ1-60, 1961*

Указания по выбору тепловой мощности печей проходного типа—*РМП 20-78 1978*

——удельного времени нагрева в печах проходного типа сортовых станов—*РМП 28-80, 1980*

-----нагрева металла в печах проходного типа листовых станов—РМП 27-80, 1980

—заполнению технической характеристики нагревательных печей проходного типа—РМП 18-77, 1977

—определению основных размеров пода нагревательных печей проходного типа—РМП 19-78, 1978

步进式炉:

Программа расчета на ЕС ЭВМ температурных режимов нагревательной печи с шагающим подом—1976

燃烧产物:

Гидравлический расчет дымо-газо-воздухопроводов—МГ10-64, 1964

Графики для определения гидростатического и скоростного напоров— МГ1-60 1960

Программа расчета на ЕС ЭВМ равновесного состава продуктов сгорания природного газа—1978

Расчет разбавления продуктов сгорания воздухом—СТП ТС43-75, 1975

Физические свойства дымовых газов—ФС7-62, 1962

换热器:

Тепловой расчет металлических трубчатых рекуператоров—П2-62, 1962

— рекуператоров—П1-62, 1962

滚底式炉:

Программа для теплового расчета на ЕС ЭВМ печных роликов—1978

Тепловой расчет печных роликов—Т2-70, 1970

— роликов с водоохлаждающей напфой—СТП Т6-73, 1973

钢与合金:

Свойства сталей и сплавов, работающих при высоких температурах—РМП 9-78, 1978

— и чугунов, работающих при высоких температурах—ФС2-69 1970.

Дополнение к ФС2-69, 1972

Физические свойства сталей и чугунов—ФС8-68, 1969

Экеномнолегированные стали. Свойства и применение—СМП 45-79, 1979

黑度:

продуктов сгорания газообразного топлива—ПИ3-62, 1962

— различных материалов—ПИ7-63, 1964

热交换:

Потеря тепла излучением через отверстия—ПИ6-62, 1963

Программы решения на ЕС ЭВМ соответственно одномерного, двумерного и трехмерного уравнения теплопроводности с краевыми условиями III-го рода, XAGREV 1, XAGREV 2, XAGREV3—1976

Теплообмен излучением при наличии экранов—ПИ-69, 1970

管道:

График зависимости расхода, скорости и диаметра трубопроводов—МГ5-61, 1961

Средственные температур в конструкциях подземных сооружений и в почве—ПТ4-64, 1965

Передача тепла через стенки изолированных труб—ПТ3-61, 1961

Принудительное воздушное охлаждение труб—СТП Н06-76, 1976

Расчет на прочность подземных труб методических мечей—Т1-70, 1970

— сдвинных трасс—Т4-68, 1968

Тепловая изоляция трубопроводов—СТП Н10-77, 1977, Дополнение к СТП Н10-77, 1979

Трубы радиационные тупиковые, Конструкция и размеры—СТП Р39-76, 1976

Форсунки:

Корбки форсуночные, Конструкция и размеры—СТП Р2-79, 1979

Расчет форсунок высокого давления с двойным распыливанием—СТП Р3-79, 1979

Форсунки высокого давления с двойным распыливанием, Конструкция и размеры—СТП Р1-79, 1979

— низкого давления системы Стальпроекта, СТМ1-69, 1969

附表

本书引用的苏

钢号	化 学						
	C	Si	Mn	P	S	Cr	Ni
08ГC	≤0.10	0.60~0.85	1.40~1.70	≤0.03	≤0.025	≤0.20	≤0.25
09Г2	≤0.02	0.17~0.37	1.40~1.80	≤0.035	≤0.040	≤0.30	≤0.30
09Г2Д	≤0.02	0.17~0.37	1.40~1.80	≤0.035	≤0.040	≤0.30	≤0.30
10Г2	≤0.12	≤0.03	1.50~1.90	≤0.030	≤0.030	≤0.20	≤0.30
14Г2	0.12~0.18	0.17~0.37	1.20~1.60	≤0.035	≤0.040	≤0.30	≤0.30
15Г	0.12~0.19	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	≤0.30	≤0.30
30Г	0.27~0.35	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	≤0.30	≤0.30
35Г	0.32~0.40	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	≤0.30	≤0.30
50Г	0.48~0.56	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	≤0.30	≤0.30
30Г?	0.26~0.35	0.17~0.37	1.40~1.80	≤0.035	≤0.035	≤0.30	≤0.30
50Г?	0.46~0.55	0.17~0.37	1.40~1.80	≤0.035	≤0.035	≤0.30	≤0.30
18ХГ	0.15~0.21	0.17~0.37	0.90~1.20	≤0.035	≤0.035	0.75~1.05	≤0.30
20ХГР	0.25~0.31	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	0.70~1.00	≤0.30
35ХГ2	0.32~0.40	0.17~0.37	1.60~1.90	≤0.035	≤0.035	0.40~0.70	≤0.30
50ХГ	0.46~0.54	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	0.90~1.20	≤0.25
60ХГА	0.47~0.52	0.17~0.37	0.80~1.00	≤0.025	≤0.025	0.95~1.20	≤0.25
06X18H	≤0.08	≤0.80	≤2.00	≤0.030	≤0.035	17.0~19.0	9.00~11.00
08X18H10	≤0.08	≤0.80	≤2.00	≤0.035	≤0.020	17.0~19.0	9.00~11.00
14X17H2	0.11~0.17	≤0.8	≤0.8	≤0.030	≤0.025	16.0~18.0	1.50~2.50
17X18H9	0.13~0.21	≤0.8	≤2.0	≤0.035	≤0.020	17.0~19.0	8.00~10.00
12X18H9	≤0.12	≤0.8	≤2.0	≤0.035	≤0.020	17.0~19.0	8.00~10.00
12XH4A	0.09~0.15	0.17~0.37	0.30~0.60	≤0.025	≤0.025	1.25~1.65	3.25~3.65
12XH3	0.09~0.16	0.17~0.37	0.30~0.60	≤0.025	≤0.025	0.60~0.90	2.75~3.15
20XH	0.17~0.23	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.035	≤0.035	0.45~0.75	1.00~1.40
12XH3A	0.09~0.16	0.17~0.37	0.30~0.60	≤0.025	≤0.025	0.60~0.90	2.75~3.15
50XH	0.46~0.54	0.17~0.37	0.50~0.80	≤0.035	≤0.035	0.40~0.75	1.00~1.40
20X23H18	≤0.20	≤1.00	≤2.00	≤0.035	≤0.020	22.00~25.00	17.00~20.00
20XH4ΦA	0.17~0.24	0.17~0.37	0.25~0.55	≤0.025	≤0.025	0.70~1.10	3.75~4.15
38X2MЮA	0.35~0.42	0.20~0.45	0.30~0.60	≤0.025	≤0.025	1.35~1.65	≤0.30
20XГНТР	0.18~0.24	0.17~0.37	0.80~1.10	≤0.035	≤0.035	0.40~0.70	≤0.30
20XГСА	0.17~0.23	0.90~1.20	0.80~1.10	≤0.025	≤0.025	0.80~1.10	≤0.30
25XГСА	0.22~0.28	0.90~1.20	0.80~1.10	≤0.025	≤0.025	0.80~1.10	≤0.30
35XГСА	0.32~0.39	1.10~1.40	0.80~1.10	≤0.025	≤0.025	1.10~1.40	≤0.30
4XC	0.35~0.45	1.20~1.60	0.15~0.40	≤0.030	≤0.030	1.30~1.60	
33XC	0.29~0.37	1.00~1.40	0.30~0.60	≤0.035	≤0.035	1.30~1.60	≤0.30
38XC	0.34~0.42	1.00~1.40	0.30~0.60	≤0.035	≤0.035	1.30~1.60	≤0.30
40XC	0.37~0.45	1.20~1.60	0.30~0.60	≤0.035	≤0.035	1.30~1.60	≤0.30
15XГН2ТА	0.13~0.18	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.025	≤0.025	0.70~1.00	1.40~1.80
20X13H4Г9	0.15~0.30	≤0.80	8.00~10.00	≤0.050	≤0.025	12.00~14.00	3.70~4.70
08X13	≤0.08	≤0.80	≤0.80	≤0.030	≤0.025	12.00~14.00	
12X13	0.09~0.14	0.30~0.70	0.30~0.70	≤0.030	≤0.025	12.00~14.00	≤0.60
8X1	0.80~0.95	0.25~0.45	0.15~0.40	≤0.030	≤0.030	1.40~1.70	
15X	0.12~0.18	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.030	≤0.030	0.70~1.00	≤0.60
15XA	0.12~0.17	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.025	≤0.025	0.70~1.00	≤0.60
20X13	0.16~0.25	≤0.80	≤0.80	≤0.030	≤0.025	12.00~14.00	
30X13	0.26~0.35	≤0.80	≤0.80	≤0.030	≤0.025	12.00~14.00	

注：本表由作者编制，仅供参考。

联钢号化学成分

成 分 (%)							
Cu	Mo	W	V	Ti	B	Al	其 他
	≤0.15						
≤0.30							
0.15~0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30					0.001~0.005		
≤0.30							
≤0.20							
≤0.20							
≤0.30	≤0.30	≤0.20		≤0.50			
≤0.30							
≤0.030							
≤0.030							
≤0.03							
≤0.03							
≤0.03				≤0.20			
≤0.03			0.10~0.18				
≤0.30	0.15~0.25					0.70~1.10	
≤0.30				0.03~0.09	0.001~0.005		
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30				≤0.02			
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30				≤0.20			
≤0.30				≤0.20			

钢 号	化 学						
	C	Si	Mn	P	S	Cr	Ni
40X13	0.36~0.45	≤0.80	≤0.80	≤0.030	≤0.025	12.00~14.00	
38XA	0.35~0.42	≤0.20	0.50~0.80	≤0.025	≤0.025	0.80~1.10	≤0.25
45X	0.41~0.49	0.17~0.37	0.50~0.80	≤0.025	≤0.035	0.80~1.10	≤0.30
50X	0.46~0.54	0.17~0.37	0.50~0.80	≤0.025	≤0.035	0.80~1.10	≤0.30
12MX	0.09~0.16	0.15~0.37	0.40~0.70	≤0.030	≤0.025	0.40~0.60	0.40~0.60
08X18H10T	≤0.08	≤0.80	≤2.0	≤0.035	≤0.020	17.00~19.00	9.00~11.00
12X18H9T	≤0.12	≤0.80	≤2.0	≤0.035	≤0.020	17.00~19.00	8.00~9.00
12X18H10T	≤0.12	≤0.80	≤2.0	≤0.035	≤0.020	17.00~19.00	9.00~11.00
12X18H12T	≤0.12	≤0.80	≤2.0	≤0.025	≤0.020	17.00~19.00	11.00~13.00
10X17H13M3T	≤0.10	≤0.80	≤2.0	≤0.035	≤0.020	16.00~18.00	12.00~14.00
10X17H13M2T	≤0.10	≤0.80	≤2.0	≤0.035	≤0.020	16.00~18.00	12.00~14.00
18XГТ	0.17~0.23	0.17~0.37	0.80~1.00	≤0.025	≤0.035	1.00~1.30	≤0.30
30XГТ	0.24~0.32	0.17~0.37	0.80~1.10	≤0.035	≤0.035	1.00~1.30	≤0.30
У7	0.65~0.74	0.15~0.35	0.20~0.40	≤0.035	≤0.035	≤0.20	≤0.25
20XГР	0.18~0.24	0.17~0.37	0.70~1.10	≤0.025	≤0.035	0.75~1.05	≤0.30
27XГР	0.25~0.31	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	0.70~1.00	≤0.30
38XГН	0.35~0.43	0.17~0.37	0.80~1.10	≤0.035	≤0.035	0.50~0.80	0.70~1.00
25X1MΦ	0.22~0.29	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.030	≤0.025	1.50~1.80	≤0.030
25X2MΦA	0.22~0.29	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.030	≤0.025	2.10~2.60	≤0.03
20X3MBΦ	0.16~0.24	0.17~0.37	0.25~0.50	≤0.030	≤0.025	0.30~0.50	2.80~3.30
35X2Ю	0.35~0.43	0.20~0.40	0.20~0.50	≤0.035	≤0.035	1.50~1.80	≤0.30
X6BΦ	1.05~1.15	0.15~0.35	0.15~0.40	≤0.03	≤0.03	5.50~6.50	
12X2HBΦA	0.09~0.16	0.17~0.37	0.20~0.70	≤0.025	≤0.025	1.90~2.40	0.80~1.20
18XГТ	0.15~0.21	0.17~0.37	0.90~1.20	≤0.035	≤0.035	0.90~1.20	≤0.30
30XГТ	0.24~0.32	0.17~0.37	0.80~1.10	≤0.035	≤0.035	1.00~1.30	≤0.30
5XГМ	0.50~0.60	0.25~0.60	1.20~1.60	≤0.030	≤0.030	0.60~0.90	
25XГМ	0.23~0.29	0.17~0.37	0.90~1.20	≤0.035	≤0.035	0.90~1.20	≤0.30
27CT	0.23~0.30	1.10~1.40	1.10~1.40			≤0.25	
5XHM	0.50~0.60	0.15~0.35	0.50~0.80	≤0.030	≤0.030	0.50~0.80	1.40~1.80
09X16H15M3B	≤0.08	≤0.80	≤0.80	≤0.035	≤0.020	15.00~17.00	14.00~16.00
14X2H3MA	0.12~0.17	0.17~0.37	0.30~0.60	≤0.025	≤0.025	1.50~1.75	2.75~3.15
18X2H4MA	0.14~0.20	0.17~0.37	0.25~0.55	≤0.025	≤0.025	1.35~1.65	4.00~4.40
38X2H2MA	0.33~0.40	0.17~0.37	0.25~0.50	≤0.025	≤0.025	1.30~1.70	1.30~1.70
38XH3MA	0.33~0.40	0.17~0.37	0.25~0.50	≤0.025	≤0.025	0.80~1.20	2.75~3.20
40XH2MA	0.37~0.44	0.17~0.37	0.50~0.80	≤0.025	≤0.025	0.60~0.90	1.25~1.65
15H2M	0.10~0.18	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.035	≤0.035	≤0.30	1.50~1.90
20H2M	0.17~0.25	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.035	≤0.035	≤0.30	1.50~1.90
12X1MΦ	0.08~0.15	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.030	≤0.025	0.90~1.20	≤0.25
15XM	0.11~0.18	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.030	≤0.025	0.80~1.10	≤0.30
25X2M1Φ	0.22~0.29	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.030	≤0.025	2.10~2.60	≤0.25
15X5M	≤0.15	≤0.50	≤0.50	≤0.030	≤0.025	4.50~6.00	≤0.60
30XMA	0.26~0.33	0.17~0.37	0.40~0.70	≤0.025	≤0.025	0.80~1.10	≤0.30
38XM	0.33~0.42	0.17~0.37	0.35~0.65	≤0.035	≤0.035	0.90~1.30	≤0.30
XГC	0.95~1.05	0.40~0.70	0.80~1.25	≤0.030	≤0.030	1.30~1.65	
08X18H12B	≤0.08	≤0.80	≤2.00	≤0.035	≤0.020	17.00~19.00	11.00~13.00
30X13H17C2	0.25~0.34	2.00~3.00	≤0.80	≤0.030	≤0.025	12.00~14.00	6.00~7.50

(续)

成 分 (%)							
Cu	Mo	W	V	Ti	B	Al	其 他
≤0.30				≤0.20			
≤0.20							
≤0.30							
≤0.30							
≤0.30	≤0.30	≤0.20					
				0.60~0.80			
				0.60~0.70			
				0.60~0.70			
				0.50~0.70			
				0.50~0.70			
≤0.30				0.03~0.09			
≤0.25							
≤0.30					0.001~0.005		
≤0.30					0.001~0.005		
≤0.30							
≤0.30	0.60~1.80	≤0.02	0.15~0.30				
≤0.30		0.30~0.50	0.30~0.50				
≤0.30		0.30~0.50	0.60~0.80			0.50~0.80	
≤0.30							
≤0.25		1.00~1.40	0.50~0.80				
≤0.30			0.18~0.28				
≤0.30				0.03~0.09			
≤0.30				0.03~0.09			
	0.150~0.30						
≤0.30	0.20~0.30						
	0.15~0.30						
	2.50~3.00						
≤0.30	0.20~0.30						
≤0.30	0.30~0.40						
≤0.30	0.20~0.30						
≤0.30	0.20~0.30						
≤0.30	0.15~0.25						
≤0.30	0.20~0.30						
≤0.30	0.20~0.30						
≤0.20	0.25~0.35		0.15~0.30				
≤0.30	0.40~0.55						
≤0.20	0.90~1.10		0.30~0.50				
	0.45~0.60						
≤0.30	0.15~0.25						
≤0.30	0.20~0.30						
≤0.30							Nb0.80~1.10
≤0.30				≤0.20			

钢号	化 学						
	C	Si	Mn	P	S	Cr	Ni
30XH2MΦA	0.27~0.34	0.17~0.37	0.30~0.60	≤0.025	≤0.025	0.60~0.90	2.00~2.40
45XH2MΦ2	0.42~0.50	0.17~0.37	0.50~0.80	≤0.025	≤0.025	0.80~1.10	1.30~1.80
7XΦ	0.63~0.73	0.15~0.35	0.30~0.60	≤0.030	≤0.030	0.40~0.70	≤0.35
8XΦ	0.70~0.80	0.15~0.35	0.15~0.40	≤0.030	≤0.030	0.40~0.70	≤0.35
9XΦ	0.80~0.90	0.15~0.35	0.30~0.60	≤0.035	≤0.030	0.40~0.70	≤0.35
15XΦ	0.12~0.18	≤0.20	0.40~0.70	≤0.035	≤0.035	0.80~1.10	≤0.25
8XC	0.60~0.70	0.60~1.00	0.15~0.40	≤0.030	≤0.030	1.00~1.30	
9XC	0.85~0.95	1.20~1.60	0.30~0.60			0.95~1.20	
10XCHД	≤0.12	0.80~1.10	0.50~0.80	≤0.035	≤0.040	0.60~0.90	0.50~0.80
15XCHД	0.12~0.18	0.40~0.70	0.40~0.70	≤0.035	≤0.040	0.60~0.90	0.30~0.60
08X18H10T	≤0.08	≤0.80	≤2.00	≤0.035	≤0.020	17.00~19.00	9.00~11.00
12X18H9T	≤0.12	≤0.80	≤2.00	≤0.035	≤0.020	17.00~19.00	8.00~9.50
12X18H12T	≤0.12	≤0.80	≤2.00	≤0.035	≤0.020	17.00~19.00	11.00~13.00
15X25T	0.10~0.20	0.50~1.20	0.50~0.80	≤0.035	≤0.030	23.00~27.00	≤0.50
13X14H3B2ΦP	0.10~0.16	≤0.60	≤0.60	≤0.030	≤0.025	13.00~15.00	2.80~3.40
40XГTP	0.38~0.45	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	0.80~1.10	≤0.30
30XPA	0.27~0.33	0.17~0.37	0.50~0.80	≤0.035	≤0.035	1.00~1.30	0.80~1.10
20XГHP	0.16~0.23	0.17~0.37	0.70~1.00	≤0.035	≤0.035	0.70~1.10	2.00~2.40
30XH2MΦA	0.27~0.34	0.17~0.37	0.30~0.60	≤0.035	≤0.035	0.60~0.90	4.00~4.40
36X2H2MΦA	0.33~0.40	0.17~0.37	0.25~0.50	≤0.025	≤0.025	1.35~1.65	1.35~1.65
38XЮ	0.35~0.43	0.20~0.40	0.20~0.50	≤0.035	≤0.035	1.50~1.80	≤0.30
60C2XΦA	0.56~0.64	1.40~1.80	0.40~0.70	≤0.025	≤0.025	0.90~1.20	≤0.25
5XHB	0.50~0.60	0.15~0.35	0.50~0.80	≤0.030	≤0.030	0.50~0.80	1.40~1.80
20XГ2Ц	0.19~0.26	0.40~0.70	1.50~1.90	≤0.040	≤0.045	0.90~1.20	≤0.30
50XГΦA	0.48~0.55	0.17~0.37	0.80~1.00	≤0.025	≤0.025	0.95~1.20	≤0.25
08Г2C	0.05~0.11	0.70~0.95	1.80~2.10	≤0.025	≤0.025	≤0.20	≤0.025
55ГC	0.52~0.60	0.90~0.80	0.60~0.90	≤0.035	≤0.035	≤0.30	≤0.25
65ГC	0.62~0.70	0.17~0.37	0.90~1.20	≤0.035	≤0.035	≤0.25	≤0.25
У8ГА	0.80~0.90	0.15~0.35	0.35~0.60	≤0.03	≤0.02	≤0.15	≤0.20
У9А	0.85~0.94	0.15~0.35	0.15~0.30	≤0.03	≤0.02	≤0.15	≤0.20
У10А	0.95~1.04	0.15~0.35	0.15~0.30	≤0.03	≤0.02	≤0.15	≤0.20
У12А	1.15~1.24	0.15~0.35	0.15~0.30	≤0.03	≤0.02	≤0.15	≤0.20
У13А	1.25~1.35	0.15~0.35	0.15~0.30	≤0.03	≤0.02	≤0.15	≤0.20
ШX4	0.95~1.05	0.15~0.30	≤0.020	≤0.027	0.35~0.50	≤0.03	≤0.25
ШX15	0.95~1.05	0.17~0.37	≤0.027	≤0.020	1.30~1.65	≤0.03	≤0.25
ШX15Г	0.95~1.05	0.40~0.65	≤0.027	≤0.020	1.30~1.65	≤0.03	≤0.25
65C2BA	0.61~0.69	1.50~2.00	≤0.025	≤0.025	≤0.30	≤0.25	

(续)

成 分 (%)							
Cu	Mo	W	V	Ti	B	Al	其 他
≤0.30	0.20~0.30		0.10~0.18				
≤0.30	0.20~0.30		0.10~0.18				
	≤0.15	≤0.20	0.15~0.30				
		≤0.20	0.15~0.30				
		≤0.20	0.15~0.30				
≤0.20			0.10~0.20				
0.40~0.60				0.60~0.70			
0.20~0.40				0.40~0.70			
				0.60~0.80			
≤0.30				0.40~0.80			
≤0.030		1.00~2.20	0.18~0.28	≤0.05	0.0010		
				0.03~0.09	0.0020~0.005		
≤0.30					0.15~0.30		
≤0.30		0.50~0.80					
≤0.30		0.80~1.20					
≤0.30						0.50~0.80	
≤0.20			0.10~0.20				
		0.40~0.70					
≤0.20							Zr 0.05~0.14
≤0.20	≤0.15		0.15~0.25				
≤0.20							
≤0.20							
≤0.20							
≤0.20							
≤0.20							
≤0.20							
≤0.20							
≤0.20							
		0.80~1.20					