

黄祖祺 杨光炯 等编著
于遵宏 张宗贤

化学工业出版社



石油化工管式炉的 模拟与计算机计算

石油化工管式炉的模拟 与计算机计算

黄祖祺 杨光炯 等编著
于遵宏 张宗贤
钱家麟 审

化学工业出版社

(京)新登字 039 号

内 容 简 介

本书是石油化工管式炉模拟与计算机计算方面的一本专著。针对管式炉的特点,介绍了辐射传热、湍流流动、湍流燃烧、相态变化和反应等基本理论和模型;阐述了炉膛内传热零维和多维模型及管内原油、馏分、烃类的加热、蒸发、压降及化学反应的模拟;最后还例举了原油常减压加热炉、乙烷裂解炉和烃类蒸汽转化炉的计算机计算及其结果。本书反映了管式炉模拟计算方面的最新研究成果,还提供了罗波-伊万斯计算方法的源程序。

本书主要供炼油、化工、化肥、轻工、冶金、热能等方面的炉子科技工作者、教师和研究生参考。也可供从事流体流动、传热传质、燃烧过程的研究、设计和教学人员参考。

石油化工管式炉的模拟与计算机计算

黄祖祺 杨光炯 等编著
于遵宏 张宗贤

钱家麟 审

责任编辑:郭乃铎 陈丽
封面设计:季玉芳

化学工业出版社出版发行
(北京市朝阳区惠新里3号)
北京通县京华印刷厂印刷
新华书店北京发行所经销

开本 850×1168 1/32 印张 18 字数 510 千字
1993 年 12 月第 1 版 1993 年 12 月北京第 1 次印刷

印 数 1—1,000

ISBN 7-5025-1132-6/TP·38

定 价 19.80 元

前 言

管式加热炉在炼油厂和石油化工厂有重要的地位。管式炉既是一种大量耗能的设备,也是一种工艺设备。通过炉膛内燃料的燃烧而加热炉管内的工艺物料,使之升温、蒸发(例如炼油厂常减压蒸馏的管式加热炉),甚至发生化学反应(诸如石化厂裂解制乙烯炉和氮肥厂烃类蒸汽转化炉等)。

随着炼油厂和石化厂的大型化,开发了大处理量的管式炉,因而也不断发展了管式炉的设计计算方法。特别是计算机和计算技术的迅速发展,以及辐射传热、湍流燃烧、流体流动、相态平衡和化学反应动力学等学科的进步及其与数值计算方面的结合,使得对于管式炉炉膛管内外的多种复杂计算方法及其求解成为可能。在国外早已被一些石油化工有限公司用于大型炉子的设计或基础设计。

本书的基础理论部分包括辐射传热和换热、流体力学和湍流流动、湍流燃烧、相态变化、随机抽样等,鉴于这方面内容有一定的难度,故在编写时力求阐述明确,并加以必要的推导,便于读者理解。

对于辐射室的常用计算方法,本书的应用部分既介绍了国内有关方面比较熟悉的罗波-伊万斯法和别洛康法,也介绍了巴赫希特和佐野司朗法,并从理论上对这些方法加以比较和评价。关于罗波-伊万斯法还提供了计算机计算的源程序。无论如何,这些方法基本上都假定炉膛内气体只有一个温度(称之为零维模型),这对于小型的炉子,尚可近似,但对于现代大型、高温的各种炉型,即使作一些改进,也较难适用。

有鉴于此,本书在应用部分化较多的篇幅介绍了几种多维模型,将炉膛和管排分成很多小区,各区有自己的温度和传热等参数,建立了多维模型,列出了微分和积分方程,进行数值求解,从而解决了炉膛内这些参数不均一的问题,以便应用于大型炉子的设计计算。本书在这方面着重叙述了区域法和蒙特卡罗法的管外辐射传热计算及管内工艺流体的加热、蒸发、压降和化学反应的计算方法,并作了炉管内外的传热等

应用举例。此外,也介绍了辐射传热模型中的热通量法。

本书还进一步从质量、动量、能量的基本方程出发,介绍了将炉膛内湍流流动、湍流燃烧和辐射传热及对流传热相结合的全面模拟过程,并给出了计算示例。

本书的内容,特别是多维模拟计算部分,包括对原油常减压蒸馏的管式加热炉、乙烷裂解炉和烃类蒸汽转化炉的模拟和计算机计算,凝聚了石油大学和华东化工学院两所大学管式炉科技研究师生十多年来的研究成果和教学实践。可以看出,本书例举的一些炉子的计算结果与实际考核所得的结果相比较,误差是不大的,这相当于国外公开发表的一些新计算方法所达到的水平。

本书共十章,分别由下列人员写成:第一章钱家麟,第二章于遵宏,第三、四章黄祖祺,第五章黄祖祺(第1~4节)、杨光炯(第5节),第六章杨光炯,第七章黄祖祺,第八章杨光炯(第1~4、6节)、黄祖祺(第5节),第九章张宗贤(第1、2节)、于遵宏(第3节),第十章张宗贤(第1、2节)、于遵宏(第3、4节)。附录由于遵宏、黄祖祺、杨光炯选编,其中罗波-伊万斯计算方法的源程序由杨光炯提供。本书作者除于遵宏属上海华东化工学院外,其余诸人皆属石油大学。全书在相互检查的基础上,最后由钱家麟审校。

本书在编写和出版过程中,得到了校内外同行们的鼓励和化工出版社的大力支持,谨致以深切感谢。石油大学已故讲师王珊同志曾对管式炉的模拟计算付出了大量的心血,今谨以此书告慰她的在天之灵。

由于作者和审校者水平所限,有关错误和不当之处敬请读者批评指出。

目 录

第一章 导论	1
第一节 管式炉在石油化工厂的作用和地位	1
第二节 管式炉计算方法的发展	2
参考文献	7
第二章 辐射传热的基本规律	9
第一节 热辐射的基本概念	9
第二节 黑体辐射的基本定律	13
第三节 工程材料表面的辐射与吸收	20
第四节 气体的热辐射	25
第五节 火焰的热辐射	39
符号表	40
参考文献	41
第三章 辐射换热	42
第一节 空腔的概念	42
第二节 角系数	43
第三节 空腔内的辐射换热	67
符号表	88
参考文献	89
第四章 管式炉辐射室传热计算的常用方法——零维模型	90
第一节 概述	90
第二节 罗波-伊万斯法	90
第三节 别洛康法	102
第四节 巴赫希特法	107
第五节 佐野司朗法	112
第六节 几种常用方法的比较与评价	122
第七节 计算实例	124
符号表	132

参考文献	133
第五章 区域法	135
第一节 概述	135
第二节 黑体空腔中充满等温灰气体的辐射换热	
——直接交换面积	136
第三节 灰体空腔中充满灰气体的辐射换热	
——总交换面积	140
第四节 灰体空腔中充满真实气体的辐射换热	
——定向流面积	148
第五节 矩形和圆筒形辐射室直接交换面积的计算	153
第六节 气体区和表面区的总热量平衡方程式	170
符号表	172
参考文献	173
第六章 蒙特卡罗法	174
第一节 概述	174
第二节 伪随机数的产生和检验	182
第三节 随机抽样方法	192
第四节 加速收敛原理与降低方差的抽样技巧	204
第五节 模拟辐射传热过程的随机抽样公式	220
第六节 矩形辐射室辐射传热的概率模型	229
第七节 圆筒形辐射室辐射传热的概率模型	236
第八节 蒙特卡罗方法的改进	241
符号表	246
参考文献	247
第七章 热通量法	249
第一节 概述	249
第二节 辐射能传递方程	249
第三节 双热通量法	257
第四节 净辐射热流	265
符号表	268
参考文献	269
第八章 辐射室内流场和温度场的数学模拟	271
第一节 引言	271

第二节	流体力学的基本微分方程	272
第三节	湍流流动模型	289
第四节	湍流燃烧模型	301
第五节	微分方程的离散化	340
第六节	差分方程组的求解方法	357
第七节	边界条件与壁面函数	374
第八节	影响收敛和精度的因素	378
第九节	计算实例	381
	符号表	397
	参考文献	399
第九章	管内流体流动与传热的数学模型	402
第一节	管内无相变化的数学模型	402
第二节	管内呈两相流动状态的数学模型	408
第三节	管内有化学变化的数学模型	423
	符号表	440
	参考文献	441
第十章	管内外综合传热的计算机求解实例	443
第一节	圆筒形原油常压加热炉	443
第二节	半圆形减压加热炉	469
第三节	乙烷裂解炉	486
第四节	烃类蒸汽转化炉	502
	符号表	533
	参考文献	534
附录	536
附录一	罗波-伊万斯法计算辐射室传热的源程序(FORTRAN 语言)	536
附录二	佐野司朗法中各种炉型总括吸收系数 Φ 的计算公式	543
附录三	$F(\chi)$, $\chi^2(n)$, $Q(\lambda)$ 分布数值表与 $p(b, k)$ 累积概率表	554
附录四	炉管内的结垢热阻	558
附录五	乙烷炉、转化炉物性计算	559

第一章 导 论

第一节 管式炉在石油化工厂 的作用和地位^[1,2]

管式加热炉广泛应用于石油化工、炼油、化肥和有机化学工业,是一种有燃烧的加热设备。液体燃料、气体燃料在炉膛内燃烧,所产生的高温火焰与烟气作为热源通过炉管管壁来加热在炉管中流动的原油、馏分油、渣油或气体烃类等工艺流体,使其达到所需的温度或发生蒸发,甚至发生热解、转化等化学反应。管式加热炉是连续运转,要求长周期操作。其主要特点在于加热温度高(火焰温度高达 1300~1600K),传热能力大(炉管传热强度可高达 $330000\text{kJ}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$)。大型石油化工厂内管式加热炉的热负荷和能耗都很大,例如大型原油蒸馏装置,年处理量 1000 万 t 原油的常压加热炉的热负荷高达 12 亿 kJ/h。又如年产 10 万 t 乙烯的单台裂解炉和 30 万 t 合成氨的转化炉,其热负荷都高达 2 亿 kJ/h。对于中等加工深度的炼油厂,其所拥有的管式炉的燃料消耗量约占其处理原油能力的 4~8%,所耗燃料费用约占操作费用的 60~70%。因此,炉子热效率的高低与燃料的节约亦即与生产成本的降低有密切的关系。管式炉的基建投资一般约占炼油厂装置总投资的 10~20%。在石油化工厂中,生产乙烯的管式裂解炉和生产合成氨的烃类蒸汽转化炉,其基建费则占装置总投资的 25%左右。这些都说明了管式炉在炼油、化工等工厂的重要地位。

在石化生产中,人们期望装置能长期安全运转。但对于管式炉来说,如果由于设计和操作不当而使炉温局部过高,就会发生炉管内流体结焦、炉管烧穿、炉衬烧塌等事故,从而迫使装置停工检修;反之,如果设计和操作不当而使炉温过低或局部过低,则管内流体达不到所需的温度或反应。此外,炉子即使能达到工艺要求,也会有个热效率提高的问题。因而管式炉特别是大型、高温、高传热强度的管式炉,其选型、设计、操作的好坏对于石油化工厂的正常生产、节约燃料和提高经济效益

显得十分重要。这方面,管式炉炉膛的传热计算是个关键因素。

第二节 管式炉计算方法的发展^[3,4]

管式炉的设计计算,特别是管式炉辐射室的设计计算,关系着炉子建成开工后的工况,从而也关系着整个工厂投产后的经济效益。

一、管式炉辐射室传热计算

管式炉辐射室传热计算的发展大体经历了经验方法阶段、半理论半经验阶段(零维模型阶段、多维模型阶段)和流动、燃烧、及传热相结合的全面模拟阶段^[4]。

1. 经验方法阶段

在管式炉发展的初期,人们对炉膛内的传热规律了解很少,因此在设计计算管式炉时,常常借助于已经积累的经验数据。根据所需加热的管内流体的性质和质量流速来选定辐射室炉管的平均表面热强度;由管内流体加热或反应所需的热量算得炉膛热负荷,将热负荷除以平均热强度即算出辐射室炉管的总表面积,从而可求得炉管所需长度(已选定炉管直径),作为排管的依据。经验方法的缺点是,当新设计的炉子的条件与以往的经验不一致时,新炉子开工后的工况往往与设计时的指标要求会有较大误差。此外经验法不能反映影响传热过程各个因素(如温度、传热强度等)之间的联系。当前人们常应用经验法来作一些极粗略的估算。

2. 零维模型

罗波-伊万斯(Lobo-Evans)于1939年提出了加热炉辐射室传热的计算方法^[5]。其基本假设是,烟气在辐射室内搅动混合良好,故只有一个温度,并使离开辐射室的烟气温度等于辐射室内的烟气温度。罗波-伊万斯认为,辐射室中高温火焰及烟气是以辐射方式传热给炉管的,包括直接辐射传给炉管的热量及火焰和烟气辐射传热给炉壁(反射墙),再由炉壁反射给炉管的间接传给炉管的热量。罗波-伊万斯用霍特爾(Hottel)对一个气体区(烟气)、一个反射面(炉壁)、一个受热面(炉管)的简化模型(称为零维模型)所推出的公式可用以计算火焰和高温烟气对受热面的传热速率,从而得到炉管面积等设计所需的参数。1974年

罗波提出了温度梯度炉的算法^[6],将炉膛沿轴向分为若干区域,每个区域都认为是符合搅动良好的条件,因此对每个区都可用罗波-伊万斯法计算,从而使零维模型演化为—维模型。罗波-伊万斯方法经过多年来的改进,至今仍是我国炼油化工管式炉的主要设计方法之一。对于基本符合上述简单模型假定的炉子,可以适用,但对很多新型炉子,特别是高径比较大的炉子,常常不相符合。

别洛康(Белокопъ)于1941年提出了一个计算方法^[7]。实际上也是一种零维模型。设想辐射室的辐射换热是由两个面积相等、相距很近、互相平行的绝对黑表面之间进行的,其中一个表面的温度等于炉管管壁的平均温度,另一个表面代表火焰、烟气的直接辐射和炉壁的反射作用。计算出两个平面间的辐射传热速率即等于烟气及炉壁对炉管的传热速率。别洛康法与罗波-伊万斯法基本上具有同样的优缺点,在国内也得到了较多的应用。

此外,还有巴赫希特法^[8]和佐野司朗法^[9]。它们较适用于有附墙火焰的炉墙或有赤热喷嘴孔墙的炉子,但仍都属于零维模型。这两种方法在国内应用不多。

3. 多维模型

(1) 区域法(Zone method)

1954年霍特尔提出了区域法的概念^[10],嗣后又进行了改进和完善^[11,12]。该法是把炉膛内的烟气、炉壁及炉管都分成很多小区,每一个小区内的温度及其它性质可看作是均一的。对于区与区之间的换热,可根据辐射传热基本理论求出区与区之间的直接交换面积、总交换面积及定向流面积。进一步求出区对区的传热速率,并对每个区作能量核算,联解所有描述管内外过程的方程,即可得出每个小区的温度、炉管表面热强度等参数。1958年鲁姆斯公司(Lummas Co.)的麦道克(Maddock)介绍了用二维区域法计算一台甲烷水蒸汽转化炉的情况^[13],与实测数据相比较,热效率相差只有0.5%(计算值49%,实测值49.5%),壁温也很相符,计算值与实测值的误差约20K。但热量分布范围却有相当大的差异,可能是由于简化了气体流动的状况。1980年上海华东化工学院报道了区域法用于烃类蒸汽转化侧烧炉的工艺计

算及其结果^[14]。区域法在理论上比较严格,但是如分区过多,计算机的计算工作量急剧增加,费时费工;如分区过少,计算结果不准确。

(2) 蒙特卡罗法(Monte Carlo method)

1968年霍威尔(Howell)将蒙特卡罗法应用于辐射传热方面^[15]。此后,相继有斯特瓦尔德(Steward)^[16]、谷口博^[17]等用蒙特卡罗法计算管式炉炉膛内的辐射传热过程。清华大学对锅炉炉膛传热用蒙特卡罗法进行了研究^[18],石油大学^[19]对圆筒形原油加热炉辐射室用蒙特卡罗法进行了计算。该法与区域法计算的要点基本相同,它是把炉膛内的烟气和表面分成很多小区,对每个区作能量衡算,联解描述管内外的数学方程得出温度和热流分布。它也属于三维模型。蒙特卡罗法与区域法的区别在于求解炉膛内辐射传热的方法不同。它是把单位时间内从各小区辐射的能量分成若干个能束,把辐射传热过程看作是能束的随机直线运动。用概率统计方法中的随机抽样法来决定每个区域各能束的发射方向、行程长度及能束到达表面时是被吸收还是被反射,从而知道能束落在那一个区域上并被吸收。当能束被某个气体区或表面区吸收时,则此能束的随机运动便告结束。然后再对第二个能束进行类似的模拟,直至所有区域的全部能束都发射完,就可用统计方法得出所有气体区及表面区对某指定表面区或气体区的辐射传热速率。应用蒙特卡罗法时,当分区数目增加时,其增加的计算工作量远比区域法为少,因此可以达到一定的计算精度。

(3) 热通量法(Flux method)

1967年英国皇家化学工业公司(Imperial Chemical Industrial Co.)罗也司勒(Roesler)将热通量法应用于管式炉的传热计算^[20],也是联解炉膛内的传热速率方程和热平衡方程得到了烟气及炉管表面温度分布和热强度分布。但是辐射传热速率方程是以天体物理中研究的在辐射-吸收-散射介质中的辐射能传递方程为基础的。此法的优点是将描述炉内辐射传热的过程以微分方程处理,便于和流动及化学反应方程联立求解。其主要缺点是把介质在球面空间复杂的辐射简化为辐射强度相同的两个半球辐射(双热通量法),因此会导致误差。自1962年以来,罗也司勒应用扩展的双热通量法设计计算了上百台顶烧式石

脑油蒸汽转化炉,取得了满意的结果^[20]。

4. 辐射传热模型的比较和评价

近年来一些文献对管式炉辐射室的辐射传热模型(包括零维、一维、多维模型)进行了比较和评价^[3,4,21,22]。对于石油化工方面的各种管式炉,李豪指出^[3]:罗波-伊万斯的方法适用于小型的箱式炉;对于烧嘴设在炉底、四周排有立式管排、在侧壁可能有辅助烧嘴的炉子,以及另一种将炉管排成几个正方形,每一个方形底部中央有一个火嘴的炉子,或炉管管排是双面加热燃烧的炉子,设计时重要的是保持炉管圆周截面上热强度的变化不太大,以避免管内结焦。在这种情况下,可应用罗波提出的温度梯度炉的一维模型算法^[6],将加热炉沿轴向分为约3m高的4个或4个以上的炉区,每一区看作是理想搅动和完全混合的。但这个方法忽视了区与区之间的辐射传热,因而产生误差。所以采用蒙特卡罗法更为合适。特别是当加热炉的处理量降到额定值的50~60%时,管内流体的质量流速太低,炉管周边传热强度不均匀,炉管内易发生焦化。在对这种情况加以数学模型时,应结合低热负荷时炉内烟气流动的形式进行分区。此时烟气很可能像一个夹带一些雾沫的扩张喷射流那样上升,而几乎没有再循环。蒙特卡罗法很容易适用于形状特殊的分区,以计算特定炉管的热强度分布。对于烃类裂解生产乙烯的管式炉,必须沿着管长控制热强度分布,以得到所需的产物。为了获得高的乙烯产率,一般要求管内流体有较高的出口温度和短停留时间,沿管长的热强度有所下降,而反应温度的梯度则沿管长有所增加。李豪认为,在这种情况下,采用有许多表面区(炉管分区)的区域法是合适的;某些用侧墙火嘴燃烧的裂解炉则采用双热通量法比较理想^[3]。对于烃类水蒸汽转化炉,根据工艺要求,其炉管热强度自炉顶入口端开始,热强度要求很快地提高,沿管长2~3m后,热强度上升至最大,然后较平缓地下降。其目的是要使工艺流体进入炉管后从管外炉膛吸收尽可能多的热量,以便发生反应,并使产物接近出口时仍保持尽可能高的温度(~1100K),还要在操作压力下不至于减弱炉管的强度。这种顶烧式多管程的管式炉,炉膛内除了在顶部2~3m处发生燃烧外,以下的空间部位没有更多的烟气混合,因此烟气可视为活塞流,其温度是匀称地变

化。所以李豪认为,双热通量法设计计算是比较合适的。

5. 流动、燃烧、传热相结合的全面模拟

由于现代化加热炉的出现和新型大功率烧嘴的应用,以及工艺、机械、投资等对炉子日益严格的要求,也由于功能强的电子计算机的发展和计算技术的进步,以及流体流动、传热、燃烧等规律的进一步研究,使得管式炉炉膛内的理论计算从偏重于传热方向跃进到全面模拟炉内流动、燃烧和传热等互相依赖、不可分割的过程。自1969年斯波尔丁(Spalding)和哥斯曼(Gosman)等发表文章以来,开始从传热、传质、动量等基本方程出发,采用炉膛内的湍流模型、燃烧模型和辐射传热模型相结合的诸方程式及其数值求解方法,来对管式炉进行全面的设计计算^[23~25]。这是迄今为止在理论上较为完备的计算方法,能提供更多的炉膛内的信息,诸如流速场、温度场、热流场、浓度场和压力场等。这对于设计大型的炉子,防止炉管结焦、破裂,节省能源,降低材料消耗,以及减少污染等都能提供有利的手段。当然,这种模型尚在发展中,特别是其中的液体燃料的燃烧模型和湍流模型还有待于完善。石油大学应用上述方法对一台小型圆筒形原油常压加热炉进行了模拟计算的初步尝试,在求解动量方程时采用了涡量流函数和直接求解速度场的方法,传热模型则采用蒙特卡罗法^[4]。

二、管式炉管内流体流动、传热、蒸发、化学反应的数学模型

应该指出,上面所讨论的主要局限于炉膛内的各种传热等模型,虽然这是至关重要的,但是作为一个完整的炉子计算,必须与描述炉管内工艺流体的流动、传热、蒸发或反应模型相结合,否则就不可能达到工艺要求。这方面包括炉管内无相变化的数学模型、管内呈两相流动状态的数学模型及管内有化学变化的数学模型。石油大学用改进的索阿福法(Soavemethod)相平衡计算等模型,将原油分成若干个虚拟的多元组分进行了原油管式加热炉炉管内两相传热及蒸发和压降计算^[26,27]。华东化工学院则采用化工动力学模型计算了乙烷裂解炉和烃类蒸汽转化炉炉管内沿管长的化学反应^[28,29]。这些计算显然必须和前述的管外(炉膛)的计算相结合,从而可以得出完整的加热炉辐射室结果。

参 考 文 献

- [1] 钱家麟、于遵宏、王兰田等著,《管式加热炉》,烃加工出版社,1987年。
- [2] 《化学工程手册》编委会,《化学工程手册》第8篇“传热设备及工业炉”,化学工业出版社,1987年。
- [3] Lihou D. A., Review of Furnaces Design Methods, Trans. I. ChemE, **55**, 225, (1977).
- [4] 黄祖祺,炼油化工管式炉辐射室传热计算方法的发展与展望,石油大学学报,13,4,1989年。
- [5] Lobo W. E., Evans J. E., Heat Transfer in the Radiant Section of Petroleum Heaters, Trans. I. A. Ch. E., **24**, 743, (1939).
- [6] Lobo W. E., Design of Furnaces With Flue Gas Temperature Gradients, Chemical Engineering Progress, **70**, No. 1, (1974).
- [7] Белокопын в. н., “Аналитические Основы Теплового Расчета Трубчатых Печей”, Нефтяная Промышленность, 1941.
- [8] 巴赫希特(苏)著,王兰田等译,《无焰板式喷嘴双辐射墙管式炉》,燃料化学工业出版社,1973年。
- [9] 佐野司朗,“管式加热炉设计”,化学工场(日),4,5, (1962).
- [10] McAdams W. H., “Heat Transmission”, 3rd ed., McGraw Hill Book Company, New York, 1954.
- [11] Hottel H. C., Cohen E. S., “Radiant Heat Exchange in a Gas Filled Enclosure”, AIChE, April 1958.
- [12] Hottel H. C., Sarofin A. F., “Radiative Transfer”, McGraw Hill Book Company, 1967.
- [13] Maddock M. J., Check Furnace Performance by Computer, Hydrocarbon Processing, **46**, No. 6, 161 (1967).
- [14] 于遵宏等,区域法在烃类蒸汽转化侧烧炉工艺计算上的应用,化工设计与开发,3, 1980年。
- [15] Howell R. J., Monte Carlo Application in Heat Transfer, Advance in Heat Transfer, 1968.
- [16] Steward F. R., Cannon P., International Journal of Heat and mass Transfer, **14**, 245, (1971).
- [17] 谷口博等,三次元火炉内温度分布,日本机械学会论文集, **36**, 284号, 610 (昭和45年)。
- [18] 徐旭常,火焰三元传热过程数学模型在电站锅炉中的应用,工程热物理学报, **3**, 2, 1982年。
- [19] 黄祖祺、杨光炯、钱家麟,圆筒型原油加热炉管内外传热及管内压力降的计算,化工学报,第2期,1986年。
- [20] Roesler F. C., Theory of Radiative Heat Transfer in Co-Current Tube Furnace, Chemical Engineering Science, **22**, 1325, (1967).
- [21] Scholand E., Modern Procedures for the calculation of Radiant Heat Transfer in Direct-Fired Tube Furnaces, International Chemical Engineering, **23**, No. 4, 600 (1983).
- [22] Detkov S. P., Development of the Radiative Heat Transfer in Furnaces and Combustion Chamber, Prom. Teplotekh. (Russian), **8**, No. 3, 101 (1986).
- [23] Gosman A. P., Pun W. M., Runchal A. K., Spalding D. B., “Heat and Mass Transfer

in Recirculating Flows”, Academic Press, 1969.

- [24] S. V. 帕坦卡著, 张政译, 《传热与流体流动的数值计算》, 科学出版社, 1984。
- [25] E. E. 卡里尔著, 陈熙等译, 《燃烧室与工业炉的模拟》, 科学出版社, 1987。
- [26] 杨光炯、黄祖祺、钱家麟, 原油加热炉管内两相传热及压力降计算, 石油炼制, 9 期, 1983 年。
- [27] 杨光炯、张宗贤、钱家麟, 减压炉管内两相传热及压降计算, 石油炼制, 11 月, 1988 年。
- [28] 潘惠琴、孙杏元、于遵宏、沈才大、蔡国强, 华东化工学院学报, 4 期, 47, 1981 年。
- [29] 于遵宏、沈才大、潘惠琴、蔡国强、孙杏元, 化工学报, 2 期, 1980 年。

第二章 辐射传热的基本规律

在石油化工管式炉中,从总体看,燃料燃烧放出的热量是热源,管内介质是热汇。在传热过程中并存着辐射对流、传导三种传热方式,而辐射占主导地位。因工况而异,炼油加热炉辐射传热占总传热量的80~90%;乙烯裂解炉、烃类蒸汽转化炉辐射传热占总传热量的95%以上。从这些数据中不难理解如下两点:①辐射传热是描述管式炉热量传递的核心;②是否正确地把握辐射传热规律是管式炉数学模拟成败与否的关键。

本章从工程观点出发,有针对性地介绍辐射传热的基本规律,为管式炉辐射室传热计算打下基础。

辐射传热是由电磁波传递能量的一种现象,无需传热介质,从而构成了与对流、传导两种传热方式质的区别。描述这一基本特征的若干定律将揭示:辐射与物性和状态(物理的、几何的)的关系;物体对热辐射的行为。

作为一个工程问题,辐射传热的研究方法如下:第一步,先构造一个理想的、简单的物理模型,例如黑体、灰体,描述其热辐射规律。第二步,以理想模型为标准,将工程原型与之比较,以寻求解决工程问题的途径。例如,将工程材料近似地视为灰体,一旦黑体的辐射能力被描述,将其修正,即可得到工程材料的辐射能力。熟悉这一方法论,也就了解了为什么本章要介绍若干基本物理定律的原因。

第一节 热辐射的基本概念^[1,2]

这一节的内容集中在两个问题上。①热辐射的本质,目的在于了解热射线的发射起因及其传播的基本性质,诸如微粒性、波长、传播速度、直进等。②物体对辐射能的行为,引出吸收率、反射率、透过率三个基本物理量。

一、热辐射的本质

物理学上把物体发射辐射线及其传播过程称为辐射。辐射具有电