

东北大学

硕士学位论文

链篦机-回转窑系统回转窑传热过程的数值模拟

姓名：杨俊

申请学位级别：硕士

专业：热能工程

指导教师：杜涛

20070301

链篦机—回转窑系统回转窑传热过程的数值模拟

摘要

链篦机—回转窑系统是一种先进的球团矿焙烧设备，近几年来在我国取得了长足的发展。已投产的链篦机—回转窑生产线在实际运行中出现了各种问题，急需进行改进。但是链篦机—回转窑在国内属于新兴技术，相关的理论和机理研究很少，这就要求对回转窑的热工过程进行进一步的研究。

本文着眼于链篦机—回转窑的热工特性研究，通过对回转窑内传热过程的分析，建立了链篦机—回转窑一维传热数学模型；确定了定解条件，运用 MATLAB 语言手编程，进行了烟气、物料和窑壁的传热数值计算。用本文所建立的数学模型应用于鞍钢和首钢正常运行的链篦机—回转窑系统中的回转窑，结果表明：计算值与实测数据吻合较好，最大偏差在 15% 以内，说明所建立的数学模型合理，数值模拟方法正确，计算结果可信。

在回转窑传热数值计算的基础上，探讨回转窑内传热基本规律，结果表明：在回转窑低温段，球团受热主要来自于料床与被物料覆盖的回转壁面间的换热；在高温段烟气的辐射热量成为加热料床的主要热源。分析回转窑传热的影响因素，结果表明：入窑燃煤量是保证气固传热最基本的条件，燃料量少，则球团烧不透，反之则过烧；增大回转窑转速 ω 能强化料床与被物料覆盖的窑壁间的换热；回转窑长 L 决定了球团在窑内的停留时间， L 不足则不能保证球团足够的焙烧时间，会造成球团烧不透，反之则会造成球团过烧；减小回转窑直径 D 能强化烟气和料床以及窑壁的对流换热。

关键词：链篦机—回转窑；传热；热工行为；数学模型

Numerical simulation of heat transfer process in kiln of grate-kiln system

Abstract

Grate-kiln system is a kind of advanced advice for pellet calcination, and develops fast in China recently. There are many problems to be solved in grate kilns in commission. But it is a new technology in China presently. Coherent research in theory and mechanic is rare. So it is necessary to make further research about grate kiln system.

This paper focuses on the thermal engineering feathers of grate kiln. Through the analysis of heat transfer of grate kiln, a one-dimension heat transfer model of grate kiln system is built; After defining conditions and programming in MATLAB, heat transfer numerical calculation of raw bed, gas and wall is completed. Applied the mathematic model to grate kiln in Angang and Shougang, it shows: value from calculation watches that tested. Maximum deviation is less than 15%. So it can be concluded that the mathematic model is right, and value from calculation is reasonable.

On the basis of numerical calculation, the law of heat transfer in kiln is achieved: in the low-temperature section, the main resource of heat to pellet is heat transferred between pellet bed and covered wall of kiln; in the high-temperature section, the main resource of heat to pellet is radiation of gas. Analyze effecting factors of heat transfer in kiln, it can be concluded that: amount of coal to kiln is the basic condition to complete gas-solid heat transfer. Pellet could not achieve requirement of calcination. Increment of rotary speed of kin can enhance the heat transfer between stuff bed and covered wall; the length of kiln defines how long pellet can stay in kiln. So time could not be enough if L is small. The diameter of kiln D is another factor that can enhance convection among gas, stuff bed and wall if it decreases.

Key word: grate kiln; heat transfer; mathematic modeling; heat engineering
behavior

独创性声明

本人声明，所呈交的学位论文是在导师的指导下完成的。论文中取得的研究成果除加以标注和致谢的地方外，不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果，也不包括本人为获得其他学位而使用过的材料。与我一同工作的同志对本研究所做的任何贡献均已在论文中作了明确的说明并表示谢意。

学位论文作者签名：杨俊

日期：2007. 3. 4

学位论文版权使用授权书

本学位论文作者和指导教师完全了解东北大学有关保留、使用学位论文的规定：即学校有权保留并向国家有关部门或机构送交论文的复印件和磁盘，允许论文被查阅和借阅。本人同意东北大学可以将学位论文的全部或部分内容编入有关数据库进行检索、交流。

（如作者和导师不同意网上交流，请在下方签名；否则视为同意。）

学位论文作者签名：

导师签名：

签字日期：

签字日期：

第一章 绪论

1.1 问题的提出及意义

中国经济在20世纪90年代以后,进入了发展的快车道,作为提供经济发展基础原材料的钢铁工业也迎来了迅速增长的新阶段:继1996年钢产量达到1亿吨后;经过7年,于2003年突破了2亿吨大关;又仅用2年,于2005年登上了3亿吨台阶,达到3.49亿吨,连续10年成为世界第一产钢大国。下图为10年来我国的粗钢产量图^[1-4]。

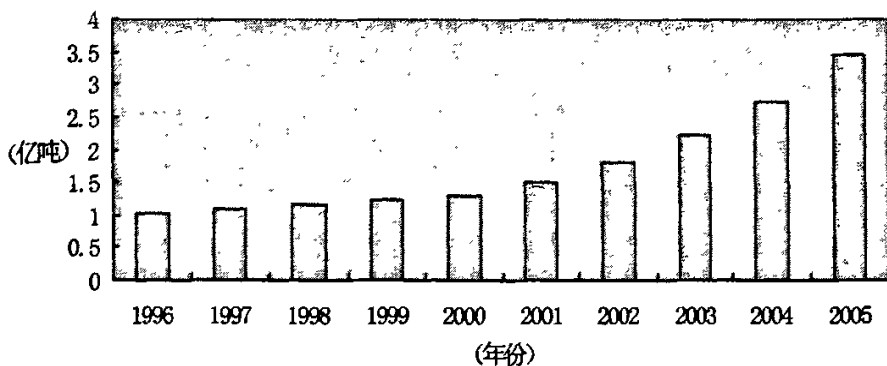


图 1.1 中国 10 年钢产量

Fig1.1 Ten-year outcome of iron and steel in China

随着钢铁产量的逐年增长,炼铁高炉对球团矿的需求量剧增。根据现代高炉的合理炉料结构要求,我国高炉炉料中酸性球团矿的合理比例应该在25%-30%^[5,6],而国内许多大中型企业,其高炉炉料中球团矿的比例还不到15%。目前,国内球团矿生产能力仅占需求量的50%左右,每年需进口球团矿约1600万吨^[7,8]。因此,提高球团的生产能力是我国钢铁界的当务之急。

生产球团的常用方法有链篦机—回转窑法、带式焙烧机法和球团竖炉法等三种方法^[8]。多年来,竖炉法在球团的生产中以成本低、操作简单等优点一直占有统治地位。随着我国钢铁的快速发展,对球团的需求量越来越大,竖炉因其单炉产量低而难以适应当前的钢铁工业发展趋势。为此,我国大型钢铁企业相继引进了链篦机—回转窑。有人预测,以竖炉球团矿为主的格局,将变为以链篦机—回转窑球团矿和竖炉球团矿各占一半的格局^[7,9]。同竖炉相比,链篦机—回转窑有单机产量大、球团生产质量好等优点,

引起了国内各大钢铁企业的重视，纷纷投资兴建，到2006年为止，已建成、在建和拟建三十多条链篦机—回转窑生产线。

国内已投产的链篦机—回转窑生产线在实际运行中出现了各种问题，急需进行改进；但是链篦机—回转窑在国内属于新兴技术，相关的理论和机理性研究却很少。因此对回转窑的热工过程进行进一步的探讨，发掘回转窑运行机理的内在规律，对回转窑设计以及生产实践都具有非常大的现实意义。

链篦机—回转窑三类变量之间的关系如下：

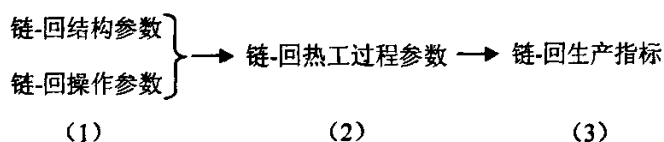


图 1.2 链篦机-回转窑三类变量的关系

Fig1.2 Relationship among 3 types of variables for skating rotary kiln

链篦机—回转窑热工的研究对象是在考虑球团焙烧工艺的前提下，研究三类变量间的相互关系：链篦机—回转窑结构和热工操作参数的变动，会影响到炉内的热工过程（包括炉内气体与球团的传热传质、炉内气体流动和球团运动等过程）；而热工过程的变动又会影响炉子的生产指标（包括链篦机-回转窑单炉产量、成品球团质量、工序能耗和环境负荷等）。人们的目的是提高链篦机—回转窑的生产指标，但人们所能操纵的因素是结构和操作参数，所以，重要的是在研究（1）与（2）及（2）与（3）两类变量关系的基础上，弄清（1）与（3）两类变量的关系，以通过调整结构和操作参数来控制链篦机—回转窑的热工过程，从而提高它的生产指标。可见弄清（1）和（2）之间的关系是其中重要的一个环节，本论文将着眼于研究回转窑内（1）和（2）之间的关系，探寻回转窑结构和操作参数影响窑内传热的规律。

本文以链篦机—回转窑中的回转窑为研究对象，围绕窑内气固传热、结构和操作参数两类变量之间的关系，拟研究回转窑内气固传热过程的基本规律及其影响因素，进而为链篦机—回转窑的设计和生提供理论依据。

1.2 球团矿生产及链篦机—回转窑发展

当代冶金造块主要有两种形式：铁矿石或铁精粉造球团。1887年英国人F.格列尔列

因和T.汉金顿发明了烧结，1912年瑞典人安德森、1913年德国人布拉克尔斯别尔格提出了生产球团的建议，1968年我国第一座工业性实验炉在济钢建成，并于当年开始生产出酸性球团^[12,13]。

1.2.1 球团矿的生产

截至2003年底，全球约有近20个国家在生产球团矿，总生产能力约为3.181亿吨/年。其中，带式机生产能力为2.05万吨/年，占世界总生产能力的64.45%。链篦机—回转窑生产能力为8910万吨/年，占世界总生产能力的28.01%，竖炉的生产能力为2400万吨/年，占总生产能力的7.54%，参见下表以及我国球团生产统计。

表1.1 世界球团矿生产情况一览表*

国别	球团矿生产能力/万吨·a ⁻¹	占世界比例/%	不同生产设备比例/%		
			带式机	链篦机-回转窑	竖炉
俄罗斯	7320	23.01	83.61	16.39	—
美国	6600	20.75	30.53	57.67 ⁽¹⁾	11.80 ⁽²⁾
巴西	4090	12.86	100	—	—
中国	3000	9.43	11.2	8.80	80.00
加拿大	2650	8.33	100	—	—
瑞典	1590	5.00	26.50	73.50	—
墨西哥	1370	4.31	100	—	—
委内瑞拉	990	3.11	66.67	33.33	—
伊朗	900	2.83	100	—	—
印度	770	2.83	100	—	—
智利	440	1.83	—	100.00	—
荷兰	440	1.83	100	—	—
日本	400	1.26	—	100.00	—
巴林	400	1.26	—	100.00	—
澳大利亚	350	1.10	50.00	50.00	—
秘鲁	350	1.10	100.00	—	—
土耳其	150	0.47	—	100.00	—
合计	31810	100	64.45	28.01	7.54

注：*该表中个别数据进行了修正；

- (1) 位于七岛的链一回球团厂于2002年7月恢复生产；
- (2) 该厂2001年初停机。

我国的球团生产起步于上个世纪50年代，在相当长的时期内一直处于生产规模小、水平低、小而散的生产状态，所生产的球团矿质量较差。随着我国钢铁工业逐渐形成的高碱度烧结矿配加一定比例球团矿的高炉炉料结构，球团矿已成为高炉炉料的重要组成

部分。近十多年来，我国球团矿发展迅速，据不完全统计，截止到2005年底（不包括地方小球团），全国约有40家企业的近70余条生产线在运行或在建，年生产能力达3000万吨，占世界总生产能力的9.43%。其中链篦机—回转窑法生产的球团达到811.04万吨，占我国总生产能力的20.86%，参见表1.2^[8,9,14-16]。目前，我国球团矿生产能力及产量尚未达到满足市场需求的水平，为满足高炉生产合理炉料结构的原料要求，不得不从国外进口球团矿。近年来，尽管进口球团矿价格上扬，但进口球团矿量呈快速增长的态势，2002年进口1103万t，2003年进口1635万t，2004年进口2029万t，2005年进口2355万t。

表1.2 我国近年来的球团矿产量

Table 1.2 Output of pellet in recent years in China

	1999年 年产/万t	2000年 年产/万t	2001年 年产/万t	2002年 年产/万t	2003年 年产/万t	2004年 年产/万t	2005年 年产/万t
竖炉法	794	940	1312	2074	2400	2506.45	2733.61
带式焙烧机	325.6	325	330	336.3	325.3	331.51	343.45
链—回法	104.4	98.4	141.9	174.8	193.3	640.36	811.04
合计	1224	1363	1784	2585	2919	3478	3888

2000年，首钢链篦机—回转窑的成功投产，实现了以煤粉为热源的球团焙烧设备在生产中的应用，这在当时全国矿业界和冶金界引起了高度重视。此后，链篦机—回转窑迅速在我国发展起来，这些项目相继建成后，我国链篦机—回转窑的总生产能力将超过6000万吨/年^[7,17]。

预计“十一五”末期和“十二五”初期，全国球团矿的生产能力将达到6500万吨/年。其中，竖炉法和链篦机—回转窑法各占一半，这些球团可以保证我国炼铁高炉20%左右的酸性炉料，将为炼铁高炉的高产低耗创造有力条件^[7,15]。

1.2.2 链篦机—回转窑的发展

链篦机—回转窑最早应用于水泥工业。美国艾利斯—哈默斯于1960年在亨博尔特球团厂建成了世界上第一套生产铁矿球团的链篦机—回转窑。当这种新的球团工艺一问世，就得到世界各钢铁、矿业部门的重视，并获得迅速发展。1960年链篦机—回转窑的生产能力^[18]仅占世界球团总生产能力的3.7%，1964年以后就成倍地增长，1971年该法生产能力为9700万t以上，占总生产能力的33%。

在国内，链篦机—回转窑生产氧化球团开发较晚，1990年以前仅有三条生产线：1978年沈阳立新铁矿建成1.8m*20.5m链篦机—Φ2.5m*24m回转窑试验装置、1982年承德

钢铁厂建成2.4m*23.75m链篦机—Φ3.5m*30m回转窑球团车间和1989年首钢迁安矿业公司将其原用于一步法生产金属化球团的4m*52m链篦机—Φ4.7m*74m回转窑生产装置改造位生产氧化球团。

2000年以后，由于竖炉难以大型化，单炉产量低，已难以适应钢铁工业的发展趋势，球团生产的视线开始转向了链篦机—回转窑，并很快取得了快速发展，截至2006年，我国生产、在建或规划建设链篦机—回转窑系统见下表^[19]。

表1.3 国内生产、在建或规划建设链篦机—回转窑球团情况

企业名称	生产线条	产能 10 ⁴ t/a	原料	建设地点
首钢迁安	1	120	自产矿	矿山
	1	200	自产矿	矿山
鞍钢弓矿一期	1	200	自产矿	矿山
鞍钢弓矿二期	1	200	自产矿	矿山
鞍钢大孤山	1	240	自产矿	矿山
武钢程潮	1	120	自产矿	矿山
武钢鄂钢	1	500	进口矿	港口
攀钢钢企	1	120	自产矿	厂区
攀钢白马铁矿	1	120	自产矿	矿山
攀钢矿业公司	1	120	自产矿	矿山
太钢峨口	1	200	自产矿	矿山
水钢	1	120	进口矿	厂区
柳钢	1	120	进口矿	厂区
柳钢	1	240	进口矿	厂区
沙钢	1	240	进口矿	厂区
沙钢	1	240	进口矿	厂区
昆钢	2	240	自产矿	厂区
本钢	1	240	自产矿	矿山
本钢	1	240	自产矿	矿山
宁波钢铁	1	250	进口矿	厂区
马钢	1	240	自产矿	厂区
新疆八钢	4	280	自产矿	矿山
新兴铸管	1	70	自产矿	厂区
莱钢矿建	1	30	自产矿	厂区
莱钢矿建	1	60	自产矿	厂区
鲁南矿业	1	60	自产矿	矿山
信阳	1	70	自产矿	厂区
邯钢	1	200	进口矿	厂区
承钢	1	40	自产矿	厂区
承德伟源	1	200	自产矿	矿山
新(余)钢	1	120	进口矿	厂区
兴澄钢厂	1	120	进口矿	厂区
湘钢	1	120	进口矿	厂区
总计	37	6000		

1.3 链篦机—回转窑系统研究现状

在国内,链篦机—回转窑的研究开始于20世纪80年代,相关的研究在借鉴水泥工业中链篦机—回转窑系统研究的基础上,主要集中在系统设计和工艺参数的研究上,如料层高度、鼓风干燥风温、预热风温和风速等链篦机-回转窑生产氧化球团的主要工艺参数对生产过程、球团的生产指标的影响。研究的方法一方面是通过实物设备或根据相似原理制作的小模型进行实验研究;另一方面借助计算技术,进行数值模拟实验研究。研究的主体主要是科研院所和负责建设链篦机—回转窑系统的设计研究院。可喜的是近年来企业在链篦机—回转窑设备试验改造过程中的积极性逐渐提高,充分利用企业资源,摸索探求操作参数对生产的影响规律。

通过对原料选择到成品球团矿产出各个环节的分析,研究发现有多种途径可以强化链篦机—回转窑氧化球团生产。优化造球原料、造好球、布好料以及保证链篦机的运行和提高链篦机尾部温度提高入窑强度是强化生产的关键;实现链篦机的正常运行,优化链篦机的热工制度。特别是提高链篦机尾端的温度,理论研究和国外的生产实际都已证明这是强化链篦机—回转窑球团工艺生产的最关键的技术要点;为了寻求和优化焙烧热工制度,一般先要根据原料条件和具体的工艺设备情况做出一个风流和热平衡图。然后根据实测情况,研究和调整实际生产中的风流和热平衡参数,不断改进优化,以求达到最佳的操作状态,这也是不断强化生产的必经和有效的途径。

中南大学烧结球团研究所在对程潮磁铁精矿和膨润土的物化性能、造球造球性能、生球爆裂温度、生球干燥和预热制度、球团焙烧制度进行实验室研究的基础上,进行了链篦机-回转窑焙烧扩大性实验研究,并对球团固结机理进行了研究。确定了生球干燥预热工艺,采用二室三段抽风鼓风相结合的干燥预热制度。采用预热球团入回转窑,焙烧温度为1250~1280℃,焙烧时间15min时,球团矿的TFe 65.47%, FeO 0.73%,抗压强度3040N/个,转鼓强度95.3%,磨损指数2.67%,球团矿取得了良好的冶金性能^[20]。

浙江大学热能工程研究所能源所能源洁净利用与环境工程教育部重点实验室对回转窑内传热过程进行了分析,在已有研究基础上归纳了各项换热系数的关联式,尤其结合热渗透模型完善了回转窑壁面与料床之间传热机制的研究,并提出通用的计算关联式。进而提出了内热式炉型的一维轴向传热模型,并根据已发表的试验数据验证了该模型和各项换热系数的适用性。

通过对原料选择到成品球团矿产出各个工艺环节的分析,研究发现有多种途径可以强化链篦机—回转窑氧化球团生产。优化造球原料、造好球、布好料以及保证链篦机的运行和提高链篦机尾部温度提高入窑强度是强化生产的关键;实现链篦机的正常运行,优化链篦机的热工制度。特别是提高链篦机尾端的温度,理论研究和国外的生产实际都已证明这是强化链篦机—回转窑球团工艺生产的最关键的技术要点;为了寻求和优化焙烧热工制度,一般先要根据原料条件和具体的工艺设备情况做出一个风流和热平衡图。然后根据实测情况,研究和调整实际生产中的风流和热平衡参数,不断改进优化,以求达到最佳的操作状态,这也是不断强化生产的必经和有效的途径。

在国外,针对回转窑的结圈问题,国外学者从结圈物质与正常料化学成分的对比较,到对结圈的机理进行了大量的研究。

K.Konopicky于20世纪50年代初从美国的一些研究报告中得出富碱物料和熟料液相含量特别高的物料都容易严重结圈;

V.R.Pfrunder等^[21]在1968年的化学成分分析报告以及D.Opitz于1974年发表的研究报告,都是相关的研究成果。

挪威的艾里斯矿业系统和姐妹公司国际Sala为了确定磁铁精矿的特性和提出组合氧化链篦机—回转窑系统的论据,以及确证生产的氧化固结预热球团是否具有能满足中间转运的到达还原气氛回转窑的强度,于1984年第四季度开始了组合流程的工程试验。

法国Genie实验室^[22]对煅烧市政固体废物回转窑做了新的研究,将热工设备的建模划分为两个部分:一方面模型1描述了回转窑燃烧床中发生的物理—化学过程,此模型基于塞流和高温分解动力学的假设;另一方面,使用CFD建模来描述发生在回转窑的气相和燃烧器中的生产过程。通过建立一种数据处理工具自动完成两个模型间的数据交换,最终得到炉窑的几何和运行状况。

巴西联邦大学化学工程系同样也是建立了一维数学模型来模拟焦碳煅烧回转窑,模型通过14个衍生自物质和能量守恒原理的常微分方程来解决。方程组使用四阶Runge-kutta方法解决,模拟得到物料床、气相以及窑内壁的温度分布^[23]。

1.4 回转窑内传热和燃烧过程数学模型研究现状

回转窑由于具有广泛的物料形状尺寸适应性、良好的窑内混合以及灵活的材料传输等优点,越来越受到瞩目。与这些优点相伴随的是窑内所发生的复杂的物理化学现象,

其中包括：固体物料的运动、烟气流动、窑内传热、通过窑壁的传热、煅烧反应、气相和固相的传质、水分或挥发分的蒸发等。一般而言，传导、对流和辐射三种传热方式均在窑内发生，J.K.Brimacombe等人^[24]认为窑内主要存在六种传热途径，即：气体与物料表面的辐射和对流传热、气体与窑体内壁的辐射和对流传热、暴露的窑壁与物料之间的辐射传热、覆盖壁面与物料的辐射和导热、窑壁内的导热以及由于混合所引起的物料表面和内部间的换热等。此外，在实际生产操作时，由于回转窑内的生料不断翻滚，物料与高温烟气、窑壁之间的换热界面不断发生周期变化，窑壁连续地发生吸热(蓄热)、放热。此外，窑内的气固流动、对流及辐射换热机理十分复杂，上述的复杂现象给回转窑的模型化和优化带来了很大的困难。

然而，世界各国的许多学者还是对回转窑内的物理化学现象进行了大量的研究和探索，其中包括实验研究和数值仿真研究。所有的数学模型都是基于不同的假设与分析方法，得出适合于所处理问题的结论。归纳起来目前国内外学者针对回转窑所开发的数学模型主要包括下面几大类。

1.4.1 一维轴向模型

1979年S.H.Tscheng等人^[25]与1989年P.V.Barr等人^[26]分别提出了各自的回转窑模型，其相同点在于都能将料床和自由空间的“平均”状态作为轴向位置的函数表示出来。这些一维模型可以通过认为横截面将自由空间气体和床料分为独立的控制体积推导得出，其一般的假设条件为：

- (1) 在各轴向位置物料、窑壁和气体温度均匀，忽略周向和径向传热；
- (2) 忽略各控制体间的轴向传热；
- (3) 窑体进出口端面绝热；
- (4) 回转窑运行处于稳态条件（即窑体内温度分布不随时间而变化，温度只随轴向位置而变化）。

在此模型的求解中，交界面的传热很复杂，包括辐射、对流，以及在覆盖壁面和料床间的传导。尽管各条传输路径都能够配置一个传热系数，但实际确定这些系数的值较难，不过仍有部分科学家对此做出一些尝试。Barr等人^[26]建立的模型可用来确定自由空间内辐射传热系数，Gorog等人^[27]对裸露壁面和裸露床料的对流提出了值得借鉴的方法，Schlunder模型^[28]可用于覆盖壁面和料床交界面的分析。

在国内,浙江大学热能工程研究所在对水泥回转窑建立了一维轴向传热模型^[29],中南大学能源与动力工程学院的马爱纯等对氧化铝熟料建立了类似的一维传热模型^[30]。其不同点在于所处理物料不同,各项传热系数的确定方法也不尽相同。

1.4.2 截面模型

尽管从一维模型能得出很多有用的结论,但料床在任一横截面内状态均匀的假设仅适用于充分混合的料床。充分混合假设,作为回转窑模型的权宜之计,很明显是不完善的。因为它忽略了横截面内床料的运动,更精确地讲它忽略了由于这种运动所导致的在料床-自由空间交界面所吸收能量的在料床内部的再分配问题。在料床内部,传热过程与料床运动过程强烈地耦合。因此,在料床截面传热模型的建立中不可避免地涉及到了运动模型的建立。

如前所述,对料床运动研究大多数都集中于滚落状态下^[31]。Peron和Bui用牛顿和非牛顿本构关系建立了截面内的颗粒流动模型。拟塑性行为结合流动行为参数的调整最好地适合了Tscheng和Watkinson有限的实验数据。

1996年Boateng把Lun等人提出的高的切向颗粒流动速率下的本构关系应用于表面自由层,达到了和实验数据很好的一致。Yang和Farouk将这技术延伸到自由层和塞状流,但在模拟低的切向速率区域流动时遇到了困难,如在两层的分界面处。横截面内料床颗粒的运动控制着料床内颗粒间的对流(advection, 类似流体传输中的紊流或涡旋),进而对确定传入料床的热量起重要作用,当截面内的混合完全时,料床表面吸收的热量由于颗粒对流而迅速分布,料床的热阻可以被忽略,即料床内截面是等温的;而当截面混合状况不好时,料床内的传热有温度梯度,料床截面非等温。2004年S.K.Dhanjal等人^[31]定义了表面活动层内颗粒混合的两种极限情况:

- (1) 理想混合,这种情况下颗粒间的对流换热足够消除热梯度;
- (2) 零混合,这种情况下表面活动层内的传热仅靠传导,这样料床内的温度梯度很明显。

料床温度梯度在一定程度上将取决于混合状况,而某位置的混合状况由颗粒的流变、填充率和旋转速度决定。由于缺少流动模型,Lelbert和Royere通过分配表面自由层的混合(包括理想混合)和塞状流的零混合的变化程度,为横切面建立了热模型。模型的预测与实际测得的料床表面温度轴向曲线的对照表明,自由层的混合还达不到理想状

态。通过假设有效热导率和物质扩散率(它本身由从流动模型获得的颗粒温度来估计)之间的关系式, Boateng和Barr发展了能预测径向热梯度的热模型。虽然平均料床温度的轴向曲线得到验证, 但没有得到数据确认径向的热预测结果。用相似的观点, Yang和Farouk也延伸了他们的颗粒流动模型, 包括了热成分。尽管这样, 实验数据的局限再次限制了对获得一致认同的料床表面温度轴向曲线的确认。

事实上, 一方面, 表面活动层本身具有很强的混合能力, 因此也具有高速的表面更新能力, 从而促进自由空间的传热。另一方面, 这种强大的颗粒运动也可能导致混合不足, 料层分离(segregation), 在这种情况下, 较小的颗粒会被筛到较大颗粒料层的底部。在料层分离过程中, 料床的运动使细料集中于一个核心, 而集中于核心的细料, 由于没有机会到达裸露的床层表面直接从自由空间传热, 因此比起周围的物料温度较低。这样, 料层分离往往削弱了能量的对流传递, 引起料床内温度梯度^[31]。这种情况的出现使得料床内传热模型的建立更为复杂。

1996年, A.A.Boateng等人^[32]建立的数学模型中认为料床在滚落状态下, 表面活动层内发生的传热有传导(扩散)与平流(对流)。因为表面活动层的流动基本平行于顶面, 故在此区域内采用直角坐标系来进行传热计算。为了简化分析, 认为床料仅由一种惰性成分组成, 并将之视为连续体。对表面活动层的任一控制体积, 其能量守恒方程为:

$$\frac{\partial}{\partial x}(k_{ef} \frac{\partial T}{\partial x}) - \rho c_p u_x \frac{\partial T}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y}(k_{ef} \frac{\partial T}{\partial y}) - \rho c_p u_y \frac{\partial T}{\partial y} + m f_x c_{pb} \frac{dT_{ba}}{dz} = 0 \quad (5)$$

式中: T —表面活动层温度, K; k_{ef} —有效热导率, W/(m·K); $\dot{U}mfx$ —最大流量, 其值由窑进料速度和活动层截面积确定, kg/s; dT_{ba}/dz —表面活动层沿窑长方向的温度梯度, K/m。

方程的最后一项, 包含着表面活动层的轴向温度梯度, 用来表明由于轴向料床运动引起的控制体积的能量转移。

与表面活动层不同, 塞状流区域远离轴心, 如刚体一样绕窑体轴向旋转, 因此对此区域采用柱坐标系, 其能量方程为:

$$\frac{\partial}{\partial r}(k_{ef} r \frac{\partial T}{\partial r}) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial \theta}(k_{ef} \frac{\partial T}{\partial \theta}) - \rho_{pf} c_{p_{pf}} \omega_r \frac{\partial T}{\partial \theta} = 0 \quad (6)$$

式中: k —热导率, W/(m·K); ω —窑体转动角速度, rad/s。

下标 pf 代表塞状流区域。在求解过程中对流项以及混合对 k_{ef} 的影响采用上文所提及的流动模型加以确定。

2004年S.K.Dhanjal等人^[31]提出的截面模型中,通过规定自由层的大小和形状来加入流场。自由层颗粒混合用一个有效混合热导率来模拟,其大小通过试算使模型结果适合于实验数据而得以确定。而且该模型中,料床内的传热认为是二维瞬态传热过程。

1.4.3 准三维模型

1996年A.A.Boateng等人^[32]综合上述一维轴向塞状流模型和截面模型提出了一个准三维回转窑模型,很大程度上提高了料床内工况仿真的能力,而且不必考虑自由空间内复杂的流动和燃烧现象。其中,一维轴向模型独立使用来确定自由空间和床层内的一维轴向温度分布。而且认为,料床内发生的能量再分布的细节对料床和自由空间间的传热没有较大的影响。在轴向温度分布计算中,传入料床的表面热流得以确定下来,并作为横截面模型的热边界条件。这样使得从轴向模型计算得到的料床温度梯度作为描述由于物料轴向流动导致的能量迁移率的项。这个一维的料床温度也用来检验由二维料床模型估计的质量平均温度。然后通过二维模型来确定每个连续横截面上的料床和耐火墙的热状况。

1.4.4 非火焰区数学模型

自由空间到料床间的传热相当复杂,可能解决自由空间内发生的现象的分析工具已有很多可以利用,例如,用区域法确定辐射传热,或用商业软件来计算流体流动。

1981年J.P.Gorog等人^[33]对基本的辐射换热积分方程进行数值求解来研究自由空间气体与窑内的辐射换热。

1989年P.V.Barr等人^[26]建立的回转窑截面内的数学模型中所用到的自由空间气体的传热系数采用射线跟踪技术,分别得到了自由空间气体到暴露料床和窑壁表面的辐射传热系数,暴露壁面的辐射换热系数等。

1994年邱夏陶等人^[34]的模型中利用辐射系数法建立了回转窑内自由空间的数学模型,得出了窑内温度及能耗的仿真结果。

2004年S.K.Dhanjal等人^[31]认为自由空间的传热仅为辐射传热。对于辐射透明气体,自由空间体积被认为是裸露耐火墙和料床表面构成的封闭体。在此基础上,对自由空间气体的传热进行了描述。

1.4.5 火焰区模型

J.P.Gorog等人^[35]对火焰区进行了建模,用来预测火焰温度及其对料床的热流,该一维火焰模型的假设为:

(1) 认为物料与窑壁均为灰体;

(2) 认为火焰为灰体,且沿轴向任意位置其黑度为常数,介于0~0.95之间,对于给定工况,黑度曲线由燃烧器决定;

(3) 认为火焰为等直径的,即形状为圆筒状;

(4) 认为火焰区回流很小,则包围火焰区的气体主要为二次风中的 O_2 和 N_2 ,并且忽略料床内反应所释放到自由空间的气体;

(5) 空气/燃料烧嘴所引起的空气卷吸迅速混合,并与燃料以化学当量比燃烧;

(6) 认为燃料喷嘴混合物的比热在任一轴向位置为常数。

在上述假设的基础上,采用通用公式求出火焰长度,并对火焰进行等分区域化,在每个小区域内由能量方程,可以得到火焰的温度分布表达式,进而求得热流。

1.4.6 窑壁传热过程数学模型

回转窑窑壁内的主要传热方式为热传导,其通用的控制方程如下所示^[36]:

$$\frac{\partial}{\partial r}(k_w \frac{\partial T_w}{\partial r}) + \frac{k_w}{r} \frac{\partial T_w}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial \phi}(k_w \frac{\partial T_w}{\partial \phi}) + \frac{\partial}{\partial z}(k_w \frac{\partial T_w}{\partial z}) = \rho_w C_{pw} \frac{\partial T_w}{\partial t} \quad (7)$$

式中: k —窑壁的热导率, $W/(m \cdot K)$; ρ —密度, kg/m^3 ; C_p —比热容, $kJ/(kg \cdot K)$; T —窑壁温度, K ; 下标 w 代表壁面。

一般根据观测点所在位置的不同认为,对窑壁内的传热处理方法有两种^[26]:观测点处于静止状态时,可视为二维稳态过程;观测点随窑体旋转时,可视为一维瞬态过程。

(1) 二维稳态模型

1996年A.A.Boateng等人^[32]发表的回转窑内数学模型中,通过对壁面内控制体的能量守恒得到如下的二维稳态控制方程:

$$\frac{\partial}{\partial r}(k_w r \frac{\partial T}{\partial r}) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial \theta}(k_w \frac{\partial T}{\partial \theta}) - \rho_w c_{pw} \omega_r \frac{\partial T}{\partial \theta} = 0 \quad (8)$$

式中: ω ——窑体转动角速度, rad/s ; 其余参数意义同式(8)。从中可以看出,第一、

二项分别代表径向和周向的传导，另外附加的第三项代表由于窑体旋转而引起的控制体内的能量迁移。该方程中不包含轴向的能量传输，即 $dT/dz=0$ ，是因为假设颗粒的轴向运动只发生在表面活动层，塞状流区域的轴向传导被忽略，因此壁面的轴向传导也被忽略。

(2) 一维瞬态模型

1982年J.P.Gorog等人^[36]对窑壁建立了一个简化的数学模型来确定窑壁内的温度分布，并由此计算窑体散热热流以及窑壁传递给料床的热流。文中所进行的简化假设认为窑壁分为两个区域：①窑壁内表面较薄范围内，随着窑体旋转经历着温度的周期变化，称为活动层(active layer)；②由活动层至窑壁外表面的范围内，不会因为窑体旋转而引起温度变化，处于稳态状态，可称之为稳态层(steady state layer)，两层间分界面为 R_f 。在此壁面分层的简化假设下，进一步认为窑壁热物性为常数，忽略轴向传热($dT_w/dz=0$)和周向传热($dT_w/d\phi=0$)，对控制方程进行简化，得到活动层内的一维非稳态控制方程：

$$\frac{\partial^2 T_w}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T_w}{\partial r} = \frac{1}{k_w} \frac{\partial T_w}{\partial t} \quad (9)$$

稳态层内的稳态控制方程：

$$\frac{\partial^2 T_w}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T_w}{\partial r} = 0 \quad (10)$$

式中所有参数的物理意义同式(8)，根据上述方程结合相应的边界条件即可得到窑壁的温度分布。1989年P.V.Barr等人^[26]所建立的回转窑截面内的数学模型中，其中窑壁内的导热也采用一维瞬态传导模型，但并未对壁面进行分层。2004年S.K.Dhanjal等人^[31]对回转窑截面建模时，也没有对壁面进行分层，直接视为一维瞬态过程结合相应的边界条件进行求解。

1.4.7 回转窑整体模型

1996年A.A.Boateng^[32]所提出的窑内准三维数学模型属于回转窑整体模型的典型案例。其特点是未考虑空间内复杂的流动和燃烧现象，均采用传热系数的形式加以表示。而1995年R.T.Bui^[37]等人对汽油焦的回转煅烧窑建立的三维的稳态模型中，加入了气相模型。该模型包括了以下物理现象：气体流动、传热、挥发分、焦炭粉尘的产生和燃

烧, 颗粒料床运动以及耐火墙的热效应。该模型采用模块化的形式, 由几个子模型耦合而成。首先建立了气体、料床和窑壁模型, 由于辐射换热计算量较大, 因此独立建立一个模型, 这样组成四个模型。而气体和料床模型又各包括流动和能量两个子模型, 配合这些模型的还有挥发分, 焦炭粉尘和水分的子模型。模型的求解采用PHOENICS软件。其中, 气体模型包括流动、燃烧和能量(包括传导和对流)子模型。流动子模型是在柱坐标系下建立连续方程和动量方程以及 $k-\epsilon$ 双方程湍流模型。能量子模型以焓的形式建立。燃烧子模型通过建立各气相组分的传输方程, 将得到的燃烧产生的能量变化叠加到能量方程中。辐射子模型采用PHOENICS中的混合区域蒙特卡洛法进行求解。料床模型中假设焦炭为牛顿流体, 并认为表面活动层内黏性小, 底层固定层内黏性大, 给出三维的动量方程, 结合质量守恒方程和能量守恒方程进行求解。窑壁模型基于能量守恒方程结合一定的边界条件进行求解。

1.4.8 动态模型

1998年T.Karhela^[38]建立了动态仿真模型来模拟瞬态变化。由于该模型主要针对于在线使用, 因此, 对模型的要求要尽可能地使每个物理化学现象简单, 以得到较快的仿真; 尽量使模型通用, 可用于其他窑型, 即模型结构适于快速更换参数。该模型分为气相、固相和壁面等三部分数学模型。气相模型基于质量守恒方程、动量守恒和能量守恒, 对于多组分的流动, 将混合视为同质而且假设混合物物性在界面内均匀。在质量守恒方程中, 应包含水分蒸发和煅烧反应作为源项; 在动量方程中, 应包括摩擦引起的压力损失, 泵和风机等引起的压力变化作为源项; 能量方程中应包含摩擦和压力变化所引起热流或能量耗散, 进入气体的水和 CO_2 , 烧嘴内的能量释放。固相模型中, 对煅烧反应和水分蒸发进行了模拟。对于固体的运动, 采用推导的停留时间和窑体尺寸以及转速之间的简化关系计算料床的平均轴向速度。壁面模型采用的仍然是一维非稳态的热扩散方程, 结合内壁和外壁的边界条件进行求解。

1.4.9 燃烧模型

对于大多数的垃圾焚烧回转窑而言, 待处理的垃圾与燃料采用顺流形式进料, 2001年K.S.Chen等人^[39], 2003年Y.Yang等人^[40], 2003年C.H.Wu等人^[41]相继对这样的窑内燃

烧过程进行了建模，多采用涡旋破碎模型，模型均采用CFD软件进行求解，FLUENT、CFX、PHOENICS等软件均可实现此功能。

通过对国内外相关文献的综述和分析，可以看出：回转窑内的物理现象相当复杂，伴随而来的即是模型化和优化的诸多困难。尽管众多学者对回转窑内的局部或整体现象进行了建模研究，但针对不同的对象和处理方法，分别做出了不同的假设简化与建模。总的来说，各有偏重。目前，对料床内运动状态已达成共识，但对床料混合动力学的研究仍在探索中，而料床混合对传热性能的影响也需要进一步地深入研究。此外，建立一个综合料床传热、流动、气体传热、流动以及燃烧、煅烧等过程的较为通用的整体模型仍需要继续加以研究和探索。在此基础上研究和开发适用石灰窑优化操作的在线控制模型也将成为今后研究的重点。

1.5 本文研究内容和方法

本文采用数学建模和数值计算的方法，研究链篦机—回转窑系统中回转窑内物料料层、窑壁和烟气传热的基本规律及其影响因素，进而研究回转窑的结构和操作参数对回转窑单炉产量的影响。在此基础上，开展窑内传热的应用研究。

1.5.1 研究内容

本文借助传热数值模拟的手段，围绕回转窑结构和操作参数与回转窑内传热之间的关系，拟开展如下理论研究：

回转窑内气固传热基本规律；

回转窑操作参数对窑内传热的影响；

回转窑结构参数对窑内传热的影响；

本论文可分成5个部分，第一部分阐述课题的背景及其意义，介绍国内外链篦机—回转窑系统现状和回转窑传热及燃烧过程数学模型研究现状；第二部分从热工角度来分析整个链篦机—回转窑—环冷机球团工艺系统；第三部分阐述了回转窑传热过程数学模型，得到传热数值计算结果，结合实测数据对传热数学模型进行验证；第四部分是传热数学模型模拟结果分析及讨论，得到回转窑内传热基本规律及其影响因素；第五部分为结论。

1.5.2 研究方法

本文研究方法的形成主要可以归结于以下几个方面：

一、建立回转窑一维稳态传热数学模型。引用水泥回转窑中一维传热数学模型到链篦机—回转窑系统中来，借鉴文献[27]和[28]处理传热方程和边界条件的方法，最终得到回转窑的温度场分布。借鉴Schlünder热渗透模型的思想，解决了考虑回转窑做回转运动影响窑内气固传热的问题。模拟结果和实际测量结果最大偏差在15%以内，表明传热数值计算结果可信，模型具有一定实用性。

二、采用手编程的方法。编程语言为MATLAB，迭代计算采用四阶Runge-Kutta法，该程序针对回转窑的一维问题，主要研究回转窑内传热的基本规律以及结构和操作参数对窑内传热的影响。

三、采用了链篦机—回转窑生产调研的手段。2006年10月，作者多次对鞍钢弓长岭球团一厂进行现场调研，此外，作者还到迁安首钢矿业公司进行现场调研。

第二章 链篦机—回转窑系统热工制度

链篦机—回转窑系统是一种联合机组,包括链篦机、回转窑、冷却机及其附属设备。从炉窑热工角度来看,回转窑是一种气、固两相逆流式热交换设备。本文从链篦机—回转窑—环冷机系统的原料和燃料、物料运动、气体流动来分析整个系统的热工制度。

2.1 原料和燃料

目前,国内链篦机—回转窑球团厂使用的含铁原料基本上有以下几种:

(1) 钢铁公司所属矿山生产的铁精矿。如鞍钢所属矿山(弓长岭、大孤山)、本钢所属矿山(南芬、歪头山)、首钢所属矿山(水厂、大石河)、太钢所属矿山(峨口)、武钢所属矿山(程潮)等,上述矿山所产铁精矿质量较好,磁铁矿品位一般在67%~68%,且粒度细,是生产球团矿的良好原料。其中一些矿山采取了提铁降硅新工艺,使精矿品位大幅度提高, SiO_2 降至5%以下,而精矿粒度变得更细,更适合球团矿生产。

(2) 地方中小企业及小矿山生产的铁精矿。这部分铁精矿大多为磁铁精矿,含硫、磷及有害杂质低,含铁品位通常在62%~64%左右,粒度偏粗,一般-200目占60%~70%,用作生产球团矿的原料时,需细磨处理。目前,国内球团厂常用的办法是采用润磨机或高压辊磨机处理,以提高铁精矿细度,增加其表面活性。

(3) 进口赤铁精矿。赤铁矿预热时间要长,预热温度高,焙烧温度也较高。因此,相同规格的设备,使用不同原料时,其产量、热耗、设备寿命均不同。相对而言,使用赤铁矿时工艺难度增加,对设备质量要求更高。因此,使用赤铁精矿的球团厂都寻求配加部分磁铁精矿的生产模式。

从以上情况看,关于球团原料问题,应做以下几方面的工作:

(1) 细磨精矿粉。使精矿粒度从目前的-200目占60%~70%提高到85%以上,铁品位提高到68%以上,同时降低 SiO_2 含量到5%以下,以满足球团生产要求。

(2) 加强赤铁精矿用于球团生产的研究。根据国情,寻求以赤铁精矿为主,配加磁铁精矿生产优质球团矿的技术条件。

(3) 调整目前的原料深加工和炉料结构。降低国内磁铁精矿用于烧结的比例, 增加进口赤铁矿粉用于烧结。充分利用国内资源优势, 将大量优质铁精矿, 尤其是磁铁精矿用于球团矿生产。

链篦机—回转窑工艺可以使用的燃料有天然气、高热值煤气、重油及煤。从我国实际情况出发, 建在矿山的工厂多以煤为燃料, 建在冶金厂的多以煤气为燃料, 而天然气和重油受国情所限目前还没有使用。

以煤气作燃料的球团厂, 操作灵活、方便、干净, 投资少, 但气源受到限制。使用煤气时, 最好是焦炉煤气或热值在 12154 MJ/m^3 (3000 kcal/m^3) 以上的高炉、焦炉混合煤气, 若热值太低, 不能保证焙烧时有足够的供热强度和氧化气氛, 会影响球团矿质量。

以煤作燃料的厂, 由于煤资源在我国比较丰富, 因此成本低, 价格波动也小。但链篦机—回转窑以煤为燃料时, 必须有以下三个要素作保证:

- (1) 选择适合的煤种;
- (2) 控制煤粉粒度及给煤量;
- (3) 采用合适的烧嘴, 控制火焰状况。

链篦机—回转窑球团厂的用煤标准一般为: 发热值 $\geq 22199 \text{ MJ/kg}$; 灰分 $< 14\%$; 挥发分 $> 18\%$; 灰分在氧化气氛下初变形温度 $> 1400^\circ\text{C}$ 。从目前一些球团厂的生产情况来看, 可选用的煤种较多。

2.2 链篦机—回转窑系统物料运动

图2.1为链篦机—回转窑—环冷机系统示意图, 在球团运行方向上从左至右依次为三室四段式链篦机、回转窑和冷却机。

(1) 生球团经由布料系统进入链篦机, 在链篦机上依次经过鼓风干燥段、抽风干燥一段、抽风干燥二段、预热一段和预热二段, 最终完成干燥和预热, 以达到回转窑对入窑球团的要求。在这一过程中, 大部分磁铁矿在链篦机上完成了氧化放热;

(2) 预热好的球团进入回转窑, 与高温烟气和回转窑壁进行热交换, 在这一过程中球团完成焙烧, 焙烧好的球团温度在 $1180 \sim 1250^\circ\text{C}$ 左右;

(3) 为了方便皮带运输, 从回转窑出来的高温熟料球团进入环冷机进行冷却, 依次通过环冷机一段、环冷机二段、环冷机三段和环冷机四段, 最终冷却至 100°C 左右后排出外运。

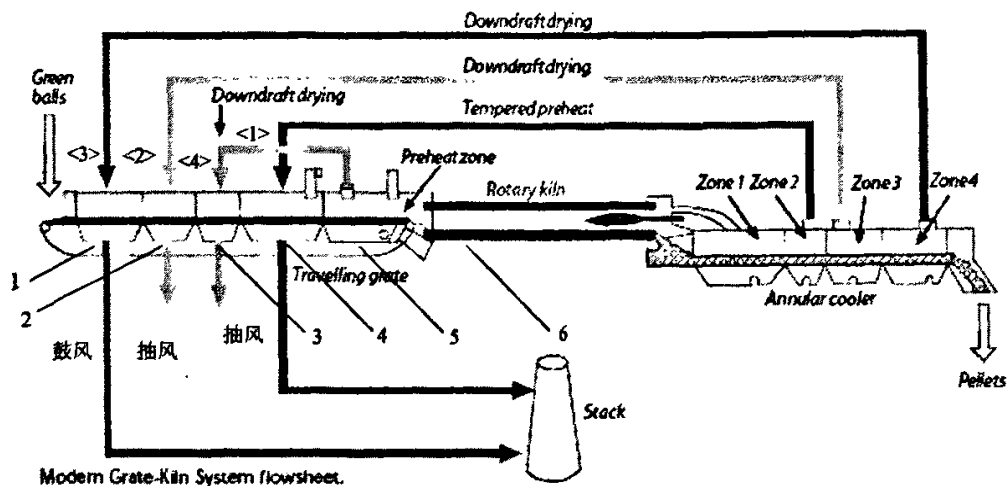


图 2.1 链篦机-回转窑示意图

1—鼓风干燥段；2—抽风干燥一段；3—抽风干燥二段；4—预热一段；5—预热二段；6—回转窑

注：zone1—环冷机一段；zone2—环冷机二段；zone3—环冷机三段；zone4—环冷机四段

2.3 链篦机—回转窑系统气体流动

链篦机—回转窑系统具有很高的热效率，原因在于采用了回流换热系统，有效地利用了系统回热。系统中风流的途径如下：

(1) 从环冷机一段(zone1)出来的废热空气，温度在1000~1100℃，将作为二次燃烧空气进入回转窑内供给回转窑煤粉燃烧器使用；

(2) 从环冷机二段(zone2)出来的废热空气<1>，温度在850~950℃左右，为预热一段提供所需的热量；

(3) 从环冷机三段(zone3)出来的废热空气<2>(温度在500~600℃左右)配风后作为干燥热风进入抽风干燥一段；

(4) 从环冷机四段出来的废热空气<3>(温度在150℃左右)作为干燥热风进入鼓风干燥段；

(5) 从窑尾排出的热废气(温度在900~1050℃)直接进入预热二段，为预热提供所需的热量；

(6) 预热二段出来的热废气<4>(温度在250~400℃)作为干燥风进入抽风干燥二

段；废气最后由风机抽至烟囱排出。

回流换热系统在链篦机上重新分配风流以满足链篦机的热工操作要求，按链篦机炉罩分段可分为：

(1) 二段式：即将链篦机分为两段，一段干燥和一段预热。

(2) 三段式：即将链篦机分为三段，一段古风干燥，两段抽风干燥和一段抽风预热。

按风箱分室可分为：

(1) 二室式：即干燥段和预热段各有一个抽风室，或者第一干燥段有一个鼓风室，第二干燥段和预热段共用一个抽风室。

(2) 三室式：即第一和第二干燥段及预热段各有一个抽（鼓）风室。

生球的热敏感性是选择链篦机工艺类型的主要依据。一般赤铁矿精矿和磁铁矿精矿热敏感性不高，常采用二室二段式；但为了强化干燥过程，也有采用一段鼓风干燥、一段抽风干燥和预热，即二室三段式；当处理热稳定性差，含水土状赤铁矿生球时，为了提供大量热风以适应低温大风干燥，需要另设热风发生炉，将不足的空气加热，送进低温干燥段。这种情况均采用三室三段式。

图2.2为全抽风二室二段式链篦机—回转窑示意图，世界上第一座链篦机—回转窑球团厂美国行博尔球团厂(A—C公司设计)为该种形式，最初用于浮选赤铁精矿球团。后来在预热段增设一个旁通管以保证预热温度，它可以用于处理磁铁精矿球团，磁铁矿的氧化大部分能在链篦机上完成。

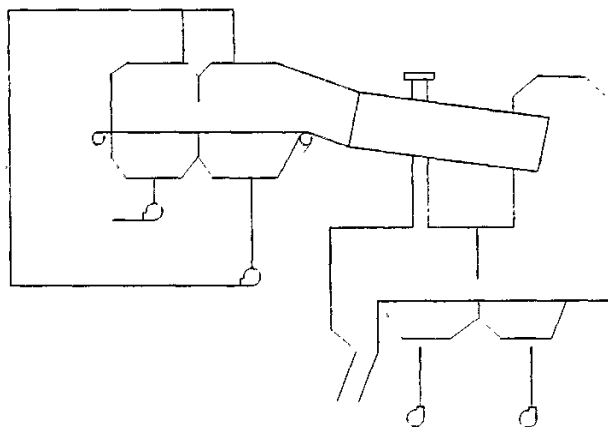


图2.2 二室二段式链篦机—回转窑示意图

Fig2.2 rooms&2 sectors type of grate kiln

图2.3为鼓—抽风二室三段式链篦机—回转窑示意图，第一段干燥采用鼓风的目的

是为了避免抽风干燥中气体循环所引起的球层过湿碎裂。有些专家则认为由于链篦机采用的是薄料层造作，一般没有必要采用鼓风干燥，只有在处理塑性较大（含物理水）的生球时才有必要采用鼓风干燥循环。

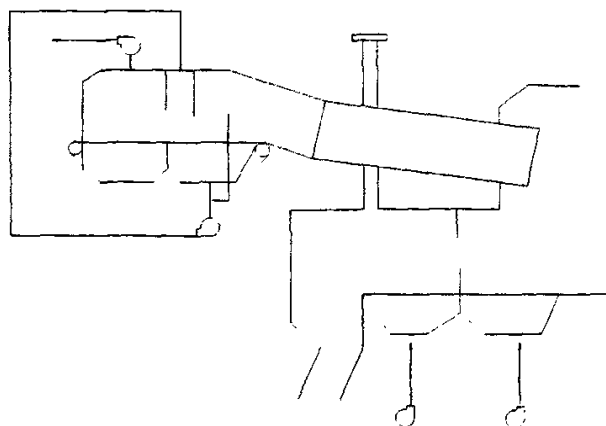


图2.3 二室三段式链篦机—回转窑示意图

Fig2.3 2 rooms-3 sectors type of grate kiln

图2.4为全抽风三室三段式链篦机—回转窑示意图，它用于处理热稳定性差的含水状赤铁矿精矿球团，由于这类球团含水量大，工艺风流量在脱水段就已经被大量耗用，温度下降很大，为了保证干燥段所需要的温度，就需另设辅助热风发生炉，往干燥段供给热风，提高（干燥）工艺风温度。

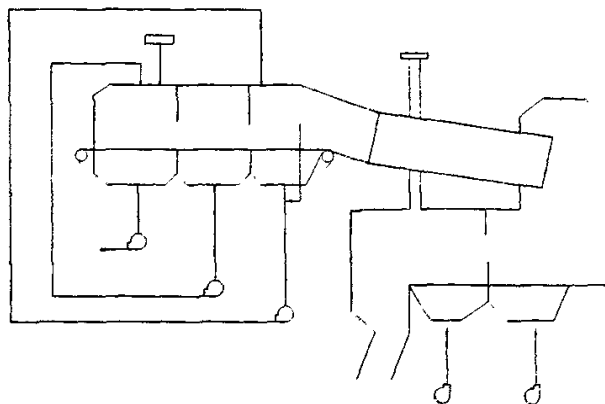


图2.4 三室三段式链篦机—回转窑示意图

Fig2.4 3 rooms&3 sectors type of grate kiln

图2.5为全抽风三室四段式链篦机—回转窑示意图。即三个抽风干燥段和一个抽风预热段。美国蒂尔登厂采用这种型式的链—回系统处理假象赤铁矿、土状赤铁矿、含水

氧化铁矿以及少量的磁铁矿和镜铁矿混合矿的原料。

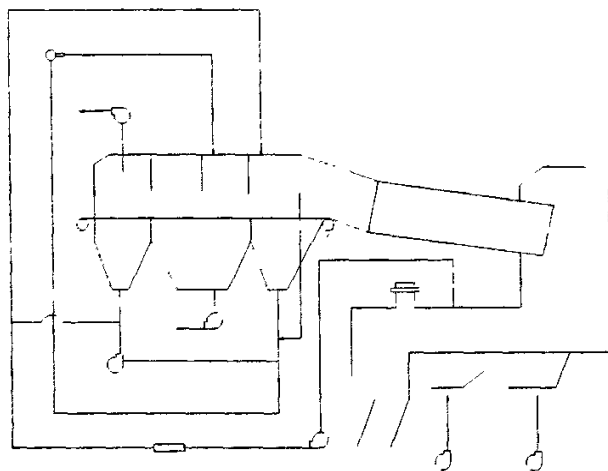


图2.5 三室四段式链篦机—回转窑示意图

Fig2.5 3 rooms&4 sectors type of grate kiln

控制链篦机烟罩温度的作用在于链篦机抽风段和预热段的工艺温度主要通过烟罩温度来反映，操作时通过控制链篦机烟罩温度，使其满足工艺要求，保证干球质量；通过控制链篦机风箱温度来控制风流流速，以保证生球预热焙烧所需要的氧化气氛。流速过快，气氛氧含量低，氧化效果差。控制链篦机风箱温度（特别是预热段）过高，则有烧坏篦板的危险，因此必须严格控制；作为鼓风干燥段，控制链篦机风箱温度的作用是控制初步干燥温度，减少生球因温度高干燥速度过快、水分无法及时排出而导致生球爆裂，产生粉末，影响链篦机的正常运行。

2.4 链篦机—回转窑热工特点

这种工艺的优越性体现在如下方面：

(1) 根据球团在升温焙烧过程中强度变化的特点，把热工工艺制度分别置于三个设备上来进行：在链篦机上实现生球的干燥和预热；在回转窑中进行高温焙烧；在冷却机中进行冷却。按照不同的温度要求，使设备比较容易实现既定的热工制度并得到保证。特别是能适当降低设备总体材质的耐高温性能要求，用量较少而且容易得到保证。

(2) 对原料的适应性更强。它不但适应于磁铁矿、菱铁矿、赤铁矿和褐铁矿，而且在原料性质有所变化的情况下，也可靠调整三个设备的速度来求得一定程度的适应；

(3) 燃料不但可用煤气和重油，而且可以100%的使用煤粉，也可混合使用两种燃

料；

(4) 产品的质量高且更为均匀。由于球团的干燥和预热是在链篦机上进行的，布料平整，料层相对静止，在正确的热工制度下，不会产生球团的粉碎；球团的焙烧阶段是在窑内进行，窑内温度可以达到焙烧所要求的温度，使球团得到充分固结；同时，由于球团得到均衡的翻滚，保证了球团焙烧的最终质量要求，而且总体质量也很均匀；

(5) 实现了球团生产的大型化，而且随单系统规模的加大，其规模效益特别明显，能耗也低。但随窑直径的加大，而受制造和运输的限制。

链篦机—回转窑法的不足在于：

(1) 由于全部工艺过程分在三个设备上完成，因而工艺和设备布置显得不够紧凑，占地面积也较大；设备总吨位也较重，工艺和设备设计都较复杂。

(2) 在回转窑操作过程中，由于物料的运动，窑内粉末量可能增多，在窑内温度过高的情况下会产生粘结、结块和结圈现象。但是，在今天的技术水平下，操作得当，已可基本避免这一现象的出现。

第三章 回转窑内传热过程数学模型

本文以数值模拟为手段,探讨回转窑内传热过程的基本规律及其影响因素,从而为回转窑设计提供理论依据。第三章是传热数值模拟的重要组成部分,本章分析了回转窑内的传热特点,在基本假设的基础上,建立了回转窑一维稳态传热数学模型。回转窑内的传热包括导热、对流换热以及辐射换热三种形式,这类问题一般由能量守恒方程来描述,加上边界条件,就构成了一个完整的定解问题。得出模拟结果后,最后验证了模型的正确性。

3.1 任务与目的

本章主要建立回转窑传热数学模型,设置基本假设,建立回转窑内传热的控制方程,确定其边界条件,寻求适合的数值解法,得到模型的数值解后验证模型的正确性。

3.2 基本假设

回转窑内传热过程具有如下特点:

①窑体的回转运动使得内壁面周期性地与高温烟气和料床进行间歇接触,窑壁从高温烟气吸收的热量又间接传递给了料床,这种类似于“贮存—释放”机理的蓄热式传热过程将依赖于壁面和料床之间传热机制的建模;

②窑体回转使窑内烟气和转动壁面、料床表面之间的换热系数与无回转时有所改变。此外,当窑内温度较高时,还必须考虑辐射换热的影响。回转窑内的具体传热途径如下图所示。

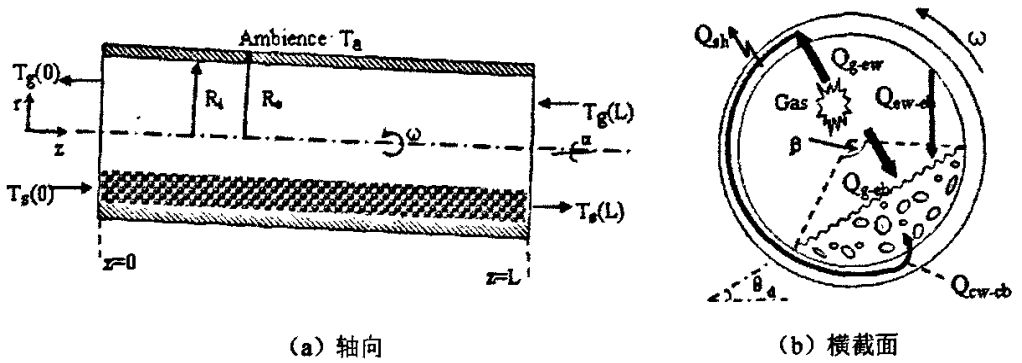


图 3.1 回转窑内传热途径

Fig3.1 Heat transfer paths in rotary kiln

图中 Q 表示热量，上标 C 表示对流， R 表示辐射，下标 g 表示烟气， b 表示料床， cw 表示封盖窑壁， ew 表示敞开窑壁， eb 表示敞开料床， sh 表示窑外壁。则 Q_{g-cw} 、 Q_{g-cb} 、 Q_{cw-cb} 、 Q_{cw-sh} 和 Q_{sh} 分别表示烟气对敞开窑壁、烟气对料床、敞开窑壁对料床、覆盖窑壁对料床以及窑体对环境的热流量； T_g 和 T_b 分别表示烟气和球团料床的温度。

在回转窑内部，气、固两相换热过程可用以下5个方面来描述：

- ①封盖窑壁和料床间的热交换；
- ②敞开窑壁和料床间的辐射换热；
- ③敞开窑壁和烟气之间的对流及辐射换热；
- ④料床与烟气之间的对流及辐射换热；
- ⑤窑外壁和周围空气的对流及辐射换热。

沿窑长度方向将回转窑分为数个控制体，并做如下假设：

- (1) 窑体进出、口两端面绝热。相对于垂直于回转窑轴向方向经由窑壁的热流量，通过窑体进入进、出口两个端面的传热量甚微，可忽略不计；
- (2) 在各轴向位置处的物料、窑壁和气体温度均匀，即同一介质中忽略窑内周向和径向传热；
- (3) 回转窑运行处于稳态条件。即窑体内温度分布不随时间而变化，而只随轴向位置变化；
- (4) 忽略各控制体间的轴向传热。

回转窑的模化和优化主要受气固相流动、传质和传热以及反应动力参数等因素的限制^[27]，而其中气固相的传质传热速度远低于化学反应动力控制速度，因此其整体数学模型可归结为窑内传热过程模型的建立。

基于以上假设，建立了回转窑一维、稳态传热数学物理模型。

3.3 控制方程

将能量守恒原理应用于各控制体内的气、固两相，可得^[42]：

$$\sum \dot{m}_g c_{p,g} \frac{dT_g}{dz} = Q_{g-ew} + Q_{g-eb} + \sum \dot{n}_i \Delta H_g \quad (1)$$

$$\sum \dot{m}_b c_{p,b} \frac{dT_b}{dz} = Q_{g-eb} + Q_{ew-eb} + Q_{cw-cb} + \sum \dot{n}_i \Delta H_b \quad (2)$$

式中， $\dot{m}_g$ 和 $\dot{m}_b$ 分别表示烟气和球团质量流率，kg/s；

$\dot{n}_i$ 表示组分变化率，mol/(m·s)

$C_{p,g}$ 和 $C_{p,b}$ 分别表示烟气和球团的比热，kJ/(kg·K)；

ΔH_g 和 ΔH_b 分别表示烟气和球团的反应热，J/mol；

在稳态运行条件下，经由窑壁传入的热流应该等于窑内气体和固体物料与窑壁间的环热量，即：

$$Q_{sh} = Q_{g-ew} + Q_{eb-ew} + Q_{cb-cw} \quad (3)$$

Q_{g-ew} 、 Q_{g-eb} 、 Q_{ew-eb} 和 Q_{cw-cb} 分别表示烟气与敞开窑壁、烟气与敞开料床、敞开窑壁与料床以及覆盖窑壁与料床之间的热流量，W/m。

从数学角度来讲，控制方程中（1）、（2）和（3）中涉及到三个未知数： T_g 、 T_b 和 T_w ，三个控制方程和三个未知数恰好组成封闭的求解方程组。

3.4 边界条件

入口条件

回转窑在稳态运行条件下，烟气的入口温度是一个定值，即

$$t_g \big|_{z=0} = t_{g0} \quad (4)$$

对回转窑传热进行分析，由热流平衡和能量守恒可知：

对敞开窑壁有：

$$-\lambda_w (\partial t_w / \partial r) \big|_{r=R} = Q'_{b-ew} + Q'^c_{g-ew} + Q'^c_{g-ew} \quad (5)$$

式中， R_i 表示回转窑内径；

Q'_{b-ew} 、 Q^c_{g-ew} 、 Q'_{g-ew} 分别表示料床对敞开窑壁的辐射换热热流、烟气对敞开窑壁的对流换热热流和烟气对敞开窑壁的辐射换热热流。

对封盖的窑壁有：

$$-\lambda_w(\partial t_w / \partial r) |_{r=R} = Q_{cb-cw} \quad (6)$$

式中， Q_{cb-cw} 表示料床对覆盖窑壁的换热热流；

对窑外壁有：

$$-\lambda_w(\partial t_w / \partial r) |_{r=R_o} = Q'_{sh} + Q^c_{sh} \quad (7)$$

式中， R_o 表示回转窑外径；

Q'_{sh} 和 Q^c_{sh} 表示窑外壁对环境的辐射换热热流和对流换热热流。

3.5 换热系数的确定

本节主要归纳了回转窑内物料料层、回转窑窑壁和烟气之间传热的换热系数，它们是： h^c_{g-ew} 、 h^c_{g-eb} 、 h'_{g-ew} 、 h'_{g-eb} 、 h'_{ew-eb} 、 h_{cw-cb} 、 h'_{sh-a} 和 h^c_{sh-a} ，分别表示烟气对敞开窑壁的对流换热系数、烟气对料床的对流换热系数、烟气对敞开窑壁的辐射换热系数、烟气对料床的辐射换热系数、敞开窑壁对料床的辐射换热系数、覆盖窑壁对料床的换热系数、回转窑外壁对环境的辐射和对流换热系数。

换热系数的归纳有非常重要的意义：

(1) 换热系数是控制方程中各热流项求解的基础。

由传热学知识可知， $Q=h \cdot \Delta T \cdot A$ 。其中 Q 表示热流量， h 表示换热系数， ΔT 表示温差， A 表示换热面积。在回转窑内，物料料层、回转窑窑壁和烟气之间的传热由对流传热、传导和辐射三部分组成，因此只有确定各项换热系数，才能求取相应的热流量。

(2) 换热系数的表达式一定程度上反映出影响回转窑内传热的影响因素。换热系数中涉及的结构参数和操作参数决定了换热系数的取值，也就是影响回转窑内传热的影响因素。

3.5.1 对流换热系数

窑内对流换热包括烟气与未被物料覆盖壁面间的对流换热(Q^c_{g-ew})和气体与料床表面间的对流换热(Q^c_{g-eb})。以往回转窑内气体和壁面、料床间对流换热的计算基本沿袭了

传统的气流冲刷封闭管道的关联式，未考虑窑体回转的条件，这显然有失精确。文献^[42]表明除了烟气流速和窑体结构尺寸的影响外，窑体转速和物料填充率对窑内对流换热系数也有很大影响。 h_{g-ew}^c 和 h_{g-eb}^c 的计算关联式如下^[42]：

$$h_{g-ew}^c = 1.54 Re^{0.575} Re_w^{-0.292} k_g / D_e \quad (8)$$

$$h_{g-eb}^c = 0.46 Re^{0.535} Re_w^{0.104} \eta^{-0.341} k_g / D_e \quad (9)$$

式中，窑内烟气雷诺数为 $Re = D_e v_g / \nu$ ；

窑内烟气回转雷诺数为 $Re_w = D_e^2 \omega / \nu$ ；

回转窑当量直径为 $D_e = 0.5D(2\pi - \beta + \sin\beta) / (\pi - \beta/2 - \sin\beta/2)$ ；

料床填充率为 $\eta = (\beta - \sin\beta) / 2\pi$ ；

k_g 表示烟气导热系数，W/(m·k)

式（9）、（10）的适用范围为：1600 < Re < 7800，20 < Re_w < 800。

3.5.2 辐射换热系数

温度较高时，回转窑内壁面、两端面、料床表面和气体所构成的封闭空间中的辐射换热在窑内传热中起主要作用。换热面和窑内气体的温度分布、辐射特性等都将影响窑内辐射换热。为简化计算，假设：

(1) 内壁面和料床表面均为灰体表面，气体为灰体；

(2) 两端面为绝热面；

(3) 物料充分混合，在任一横截面窑内壁面、物料和气体的温度都是均匀的，忽略周向和径向温度变化；

(4) 忽略轴向温度变化对辐射换热的影响。对于长径比大的窑体，这一近似带来的误差很小。因此，窑内辐射换热可简化为封闭腔内吸收性气体与灰体表面间的辐射换热，如图 3.2 所示。

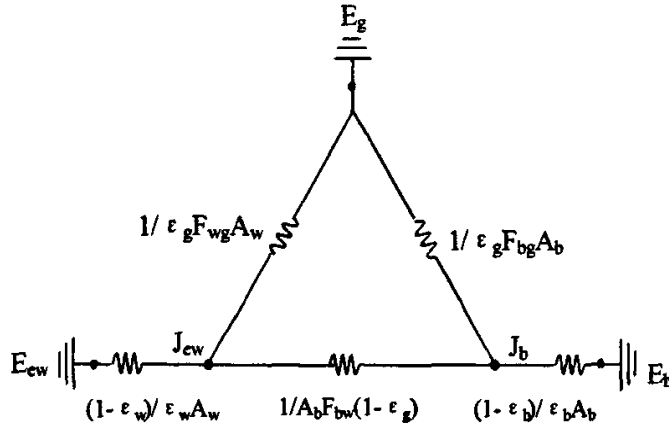


图 3.2 窑内辐射换热网络

Fig3.2 Radiative transfer network in rotary kiln

如图 3.2，由窑内辐射换热网络图和热工学知识，烟气、裸露壁面和料床表面间的辐射换热系数可写为：

$$h'_{g-ew} = \epsilon_g F_{wg} (E_g - J_{ew}) / (T_g - T_w) \quad (10)$$

$$h'_{g-b} = \epsilon_g F_{bg} (E_g - J_b) / (T_g - T_b) \quad (11)$$

$$h'_{ew-b} = (1-\epsilon_g) F_{bw} (J_{ew} - J_b) / (T_w - T_b) \quad (12)$$

其中， F_{wg} 、 F_{bg} 和 F_{bw} 分别为窑壁对烟气、料床对烟气和料床对窑壁的角度系数，由其几何分析和换热关系可知，三者都取 1；

E_g 表示烟气辐射力， W/m^2 ；

J_{ew} 和 J_b 分别表示敞开窑壁和料床的有效辐射， W/m^2 ；

3.5.3 覆盖壁面和料床间的换热系数

覆盖壁面和料床之间的传热是一种由非稳态导热引起的对流换热、界面处的接触传热以及辐射换热组成的综合传热过程，主要受三个机制的控制，热阻主要来自：

- (1) 物料粒子间相对运动引起的换热热阻(advection)^[43]， $1/h_b^{ac}$

当物料充分混合时，如本章 3.2 节中假设 (2) 所述，则此项可忽略。

- (2) 物料与壁面接触过程中，热量透过物料边界层的非稳态导热热阻， $1/h_b^{cd}$ ；

热阻 $1/h_b^{cd}$ 的求解是一个热量从壁面到料床边界层的一维非稳态导热问题^[44]，通过

求解热边界层内的温度分布，可以得到热边界层内的换热系数为：

$$h_b^{cd} = 2\sqrt{k_b \rho_b c_{p,b} / (\pi t_c)} \quad (13)$$

式中， ρ_b 表示料床的堆积密度， Kg/m^3 ；

t_c 表示物料与壁面接触时间；

k_b 表示料床的导热率， $\text{W/(m}\cdot\text{k)}$ ；

$C_{p,b}$ 表示球团的比热， $\text{kJ/(kg}\cdot\text{k)}$ ；

(3) 壁面与物料之间存在的很薄的气体层引起的接触热阻^[43]， $1/h_{wb}$ ；

$1/h_{wb}$ 主要是由于在壁面与物料之间存在很薄的气体层引起的。综合考虑了通过气体间隙的热传导、单个例子与壁面间的热传导、壁面与粒子之间的辐射，接触热阻 $1/h_{wb}$ 的计算式为：

$$h_{wb} = \varphi_p h_{wp} + (1 - \varphi_p) k_g / (\sqrt{2}r + g) + h_{rad} \quad (14)$$

$$h_{rad} = 4 \frac{\sigma}{1/\varepsilon_w + 1/\varepsilon_s - 1} T_m^3 \quad (15)$$

$$h_{wp} = \frac{4k_g}{d_p} \left[\left(1 + \frac{2(g+\delta)}{d_p} \right) \ln \left(1 + \frac{d_p}{2(g+\delta)} \right) - 1 \right] \quad (16)$$

其中，

r ：物料颗粒半径，根据生产实际情况，一般取 10~15mm；

φ_p ：物料覆盖壁面系数，是料床孔隙度 φ 的函数： $\varphi_p = (1 - \varphi)^{2/3}$ ；根据生产实际，空隙率一般在 0.28~0.35，因此，壁面系数为 0.75~0.8；

g ：气体分子的平均自由程修正值；

δ ：物料颗粒与壁面的粗糙度。

式(17)为单颗粒与壁面的传热系数，并假设颗粒为球形。

已有物料与接触壁面传热的研究工作主要集中在流化床、填充床方面。最具代表性的是用于填充床的 Schlünder 的热渗透模型(Penetration Model)^[45]，以及广泛应用于流化床的颗粒团表面更新模型(Packet Model)^[47,48]。上述两类模型的物理基础与回转窑内物料与被其覆盖壁面之间传热的物理机制是一致的，本文拟将这些模型扩展到回转窑反应器领域。

对于回转窑，物料和转动壁面的接触时间满足 $t_c = \beta / 2\pi n$ ，则

$$h_b^{cd} = 2\sqrt{2k_b\rho_b c_{p,b} n/\beta} \quad (17)$$

Schlünder 综合考虑了通过气体间隙的热传导、单个粒子与壁面间的热传导以及壁面与粒子之间的辐射换热，提出了接触热阻 $1/h_{wb}$ 的计算式：

式中， h_{rad} 为覆盖壁面与粒子间的辐射换热系数， h_{wp} 为壁面与单个粒子间的换热系数。随后，众多学者又相继提出了接触热阻的简化式 $h_{wb} = k_g/(\chi d_p)$ 。Schlünder 根据试验结果得出对于柱塞流填充床 $\chi=0.085$ ，而 Lints 和 Glicksman 等则得出对于流化床 $\chi=0.1-0.5$ 或 $\chi=0.0287(1-\psi)^{-0.581}$ 。

综上所述，覆盖壁面和料床之间总的换热系数 h_{cw-cb} 为：

$$\begin{aligned} h_{cw-cb} &= 1/(1/h_{wb} + 1/h_b^{cd} + 1/h_b^{ad}) \\ &= (\chi d_p/k_g + (2\sqrt{2k_b\rho_b c_{p,b} n/\beta})^{-1})^{-1} \end{aligned} \quad (18)$$

3.5.4 窑外壁散热损失

对于回转窑反应器，窑壁与窑内的高温气体进行热交换所吸收的热量，一部分随窑体转动传递给物料，另一部分则经窑外壁散失。窑外壁对环境的散热可分为辐射和对流两种方式。窑外壁与环境间的辐射换热系数和对流换热系数分别为^[49]：

$$h_{sh-a}^r = \sigma \varepsilon_{sh} (T_{sh}^4 - T_a^4)/(T_{sh} - T_a) \quad (19)$$

$$h_{sh-a}^c = 0.11 \left[(0.5 \text{Re}_w^2 + Gr) \text{Pr} \right]^{0.35} k_a / D_{sh} \quad (20)$$

3.6 控制方程和边界条件离散化

3.6.1 控制方程离散化

展开式 (1)，可得：

$$\sum \dot{m}_g c_{p,g} \frac{dt_g}{dz} = h_{g-ew} \cdot A_{g-ew} \cdot (t_g - t_w) + h_{g-eb} \cdot A_{eb} \cdot (t_g - t_b) + \sum \dot{n}_i \Delta H_g \quad (21)$$

其中 $h_{g-ew} = h_{g-ew}^c + h_{g-ew}^r$ ；

$$h_{g-eb} = h_{g-eb}^c + h_{g-eb}^r;$$

A_{ew} 表示敞开窑壁的面积;

A_{eb} 表示敞开料床的面积;

对其离散化得:

$$\sum \dot{m}_g c_{p,g} \frac{t_{gi+1} - t_{gi}}{\Delta z} = h_{g-ew} \cdot A_{g-ew} \cdot (t_{gi} - t_{wi}) + h_{g-eb} \cdot A_{eb} \cdot (t_{gi} - t_{bi}) + \sum \dot{n}_i \Delta H_g \quad (22)$$

化简后得到:

$$t_{gi+1} = \frac{\Delta z}{\sum \dot{m}_g c_{p,g}} [h_{g-ew} \cdot A_{g-ew} \cdot (t_g - t_w) + h_{g-eb} \cdot A_{eb} \cdot (t_g - t_b) + \sum \dot{n}_i \Delta H_g] + t_{gi} \quad (23)$$

展开式 (2), 可得:

$$\sum \dot{m}_b c_{p,b} \frac{dT_b}{dz} = h_{g-eb} \cdot A_{eb} \cdot (t_g - t_b) + h_{ew-eb}^r \cdot A_{eb} \cdot (t_w - t_b) + h_{cw-cb} \cdot A_{cb} \cdot (t_w - t_b) + \sum \dot{n}_i \Delta H_b \quad (24)$$

对其离散化可得:

$$\sum \dot{m}_b c_{p,b} \frac{t_{bi+1} - t_{bi}}{\Delta z} = h_{g-eb} \cdot A_{eb} \cdot (t_{gi} - t_{bi}) + h_{ew-eb}^r \cdot A_{eb} \cdot (t_{wi} - t_{bi}) + h_{cw-cb} \cdot A_{cb} \cdot (t_{wi} - t_{bi}) + \sum \dot{n}_i \Delta H_b \quad (25)$$

化简可得:

$$t_{bi+1} = \frac{\Delta z}{\sum \dot{m}_b c_{p,b}} [h_{g-eb} \cdot A_{eb} \cdot (t_{gi} - t_{bi}) + h_{ew-eb}^r \cdot A_{eb} \cdot (t_{wi} - t_{bi}) + h_{cw-cb} \cdot A_{cb} \cdot (t_{wi} - t_{bi}) + \sum \dot{n}_i \Delta H_b] + t_{bi} \quad (26)$$

3.6.2 边界条件离散化

利用差分法, 对 (5) 进行近似替代:

$$-\lambda_w \frac{t_{wi+1} - t_{wi}}{\Delta r} \Big|_{r=R} = h_{b-ew}^r \cdot (t_{bi} - t_{wi}) + h_{g-ew}^c \cdot (t_{gi} - t_{wi}) + h_{g-ew}^r \cdot (t_{gi} - t_{wi}) \quad (27)$$

对 (6) 进行近似替代:

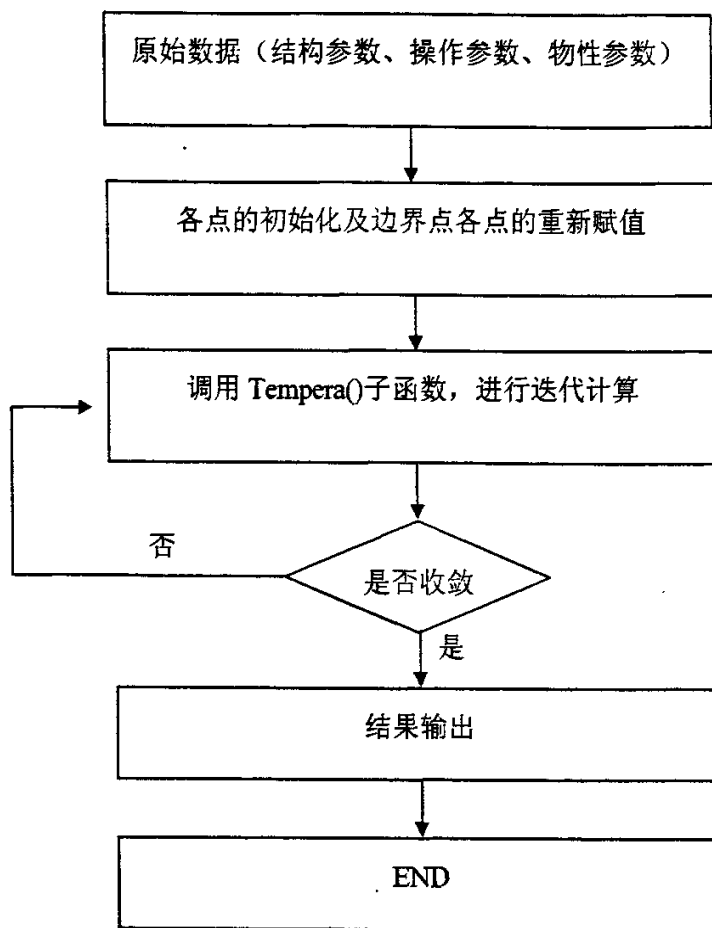
$$-\lambda_w \frac{t_{wi+1} - t_{wi}}{\Delta r} \Big|_{r=R} = h_{cb-cw} (t_b - t_w) \quad (28)$$

对 (7) 进行近似替代得:

$$-\lambda_w \frac{t_{wi+1} - t_{wi}}{\Delta r} |_{r=R_0} = (h_{sh-a}^r + h_{sh-a}^c) \cdot (t_{wi} - t_a) \quad (29)$$

3.7 程序流程图

回转窑的传热模拟程序采用MATLAB编写，程序由主程序及若干子程序组成。程序结构框图如下所示。



将微分方程离散化后得到的线性方程组，有两种解法，一种就是直接求解法，另一种就是迭代求解法。代数方程的迭代求解法在计算机内存及时间方面都较直接法要省时和方便，因而在传热问题的数值计算中得到广泛的应用。本文采用四阶Runge—Kutta算法进行数值求解。

3.8 模型验证

图 3.1 为鞍钢弓矿一厂的链篦机—回转窑系统的温度场模拟结果，采用的数据来自鞍钢弓矿一厂链篦机—回转窑酸性氧化球团生产线的运行参数和文献^[50]。回转窑外径 6.1m，内径 5.54m（窑壁为耐火材料制成），窑长 40m，产能为 200 万 t/a。窑尾端布置煤粉燃烧器，高温烟气在窑内流动为逆流式。物料为酸性球团矿。具体工况条件见表 3.1，表 3.2 为球团成分分析。

图 3.4 为首钢矿业公司链篦机—回转窑系统的温度场模拟结果。采用的数据来自调研的生产运行参数和文献^[51-53]。回转窑外径 4.7m，窑长 35m，产能为 100 万 t/a。窑尾布置煤粉燃烧器，烟气在窑内流动为逆流式。物料为酸性球团矿。具体工况条件见表 3.4，表 3.5 为球团成分分析。

鞍钢和首钢在计算工况下的各换热系数见表 3.3 和 3.6。

表3.1 计算工况及相关物性参数

Table3.1 Run conditions and relevant physical properties						
计算 工况	燃煤流量 kg/s	空气流量 L/s	填充率 %	气体出口温度 ℃	物料进口温度 ℃	转速 rpm
	1.25	8015.67	8	1000	700	1.1

物性		粒径 mm	k $\text{w}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{k}^{-1}$	堆积密度 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	真实密度 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	C_p $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$
	球团	8-15	0.268	2110	4290	0.214
	窑壁	—	0.4	1334	—	1.0~1.4

表3.2 球团成分分析

Table3.2 Composition analysis for pellet				
TFe	FeO	SiO ₂	CaO	R
66.59	0.27	5.57	0.32	0.055

表3.3 模型计算得到的各换热系数(W/m²·K)

Table3.3 Calculated heat transfer coefficients				
对流系数	h'_{s-e}	h'_{s-ab}	h_{ca-cb}	h'_{sh-a}
	~8.2	~29.4	~127	4.8-8.3
辐射系数	h'_{s-e}	h'_{s-ab}	h'_{ca-ab}	h'_{sh-a}
	8.1-38.9	6.1-39.4	7.9-174.5	5.2-8.4

表3.4 计算工况及相关物性参数

Table3.4 Run conditions and relevant physical properties

计算 工况	燃煤流量 kg/s	空气流量 L/s	填充率 %	气体出口温度 ℃	物料进口温度 ℃	转速 rpm
	0.7	4000.65	8	1005	710	1.3

物性	粒径 mm	k $\text{w}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$	堆积密度 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	真实密度 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	C_p $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$
	球团	8-15	0.253	2120	4310
	窑壁	—	0.42	1353	—
					1.0 ~ 1.4

表3.5 球团成分分析

Table3.5 Composition analysis for pellet				
TFe	FeO	SiO ₂	CaO	R
67.13	0.29	4.98	0.34	0.055

表3.6 模型计算得到的各换热系数($\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$)

Table3.6 Calculated heat transfer coefficients				
对流系数	$h'_{g\rightarrow m}$ ~7.8	$h'_{g\rightarrow sb}$ ~27.1	$h_{cu\rightarrow cb}$ ~119	$h'_{sh\rightarrow a}$ 4.9-8.2
辐射系数	$h'_{g\rightarrow w}$ 8.0-37.9	$h'_{g\rightarrow sb}$ 5.5-38.3	$h'_{cu\rightarrow sb}$ 7.7-171.7	$h'_{sh\rightarrow a}$ 5.3-8.7

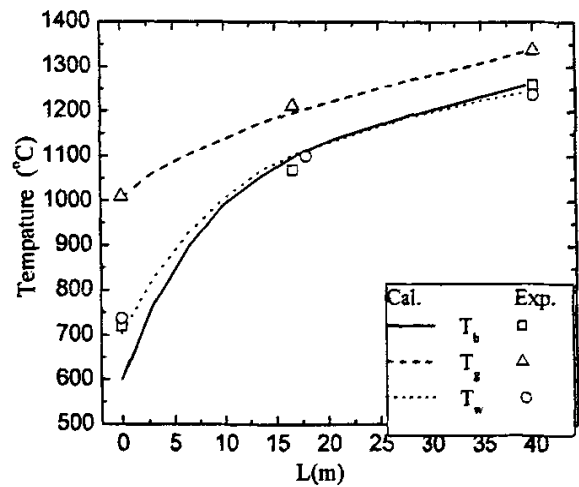


图 3.3 轴向温度分布（鞍钢）

Fig3.3 Axial temperature profile (Angang)

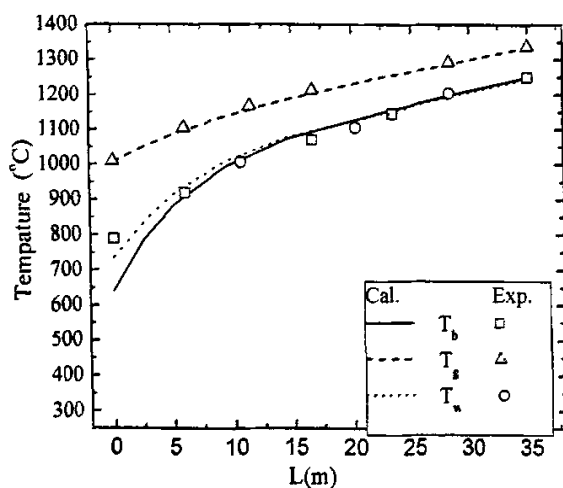


图 3.4 轴向温度分布 (首钢)

Fig3.4 Axial temperature profile (Shougang)

本文模型计算得到的物料、气体和窑壁温度与测量值符合较好，最大偏差在 15% 以内，表明传热数值计算结果，传热数学模型具有一定实用性。

第四章 回转窑内传热过程基本规律及影响因素

根据三类变量间的关系可知，回转窑结构参数和操作参数的变化影响回转窑内的传热，本章将从这方面出发，界定影响回转窑传热的结构参数和操作参数，根据建立的回转窑传热数学模型，探讨影响回转窑传热的影响因素。

4.1 回转窑内传热过程基本规律

图 4.1 为鞍钢弓矿球团一厂链篦机—回转窑系统回转窑内轴向温度分布示意图。在物料进口端物料温度的计算结果略低于实测值是由于进口效应造成的。如图 4.1 所示，在球团运动方向，球团温度 t_b 和回转窑壁温度 t_w 逐渐升高，烟气逆流流动方向上， t_g 逐渐下降。自物料进口端至窑长约 15m 左右范围内表现为一快速加热段，物料温度 t_b 和回转窑壁温度 t_w 迅速升高； $z=0$ 处，球团料床温度 t_b 和窑壁温度 t_w 温差最大，沿窑长方向，两者间温差逐渐缩小。在 $z=15\text{m}\sim 40\text{m}$ 区间内，沿回转窑长方向料床与窑壁温度升高速度逐渐减慢，且物料温度与窑壁温度相差很小，球团温度 t_b 有超过窑壁温度 t_w 的趋势。球团温度达到 $t_b=1180^\circ\text{C}$ 时，我们认为此时球团已经达到了焙烧温度，如图 4.1 所示，在 $z=25\text{m}$ 处， $t_b=1180^\circ\text{C}$ ，球团达到焙烧温度。

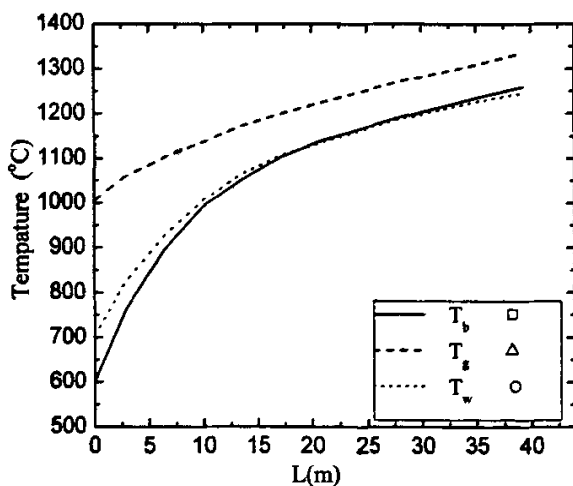


图 4.1 鞍钢回转窑内温度分布

Fig4.1 Temperature field in kiln of Angang

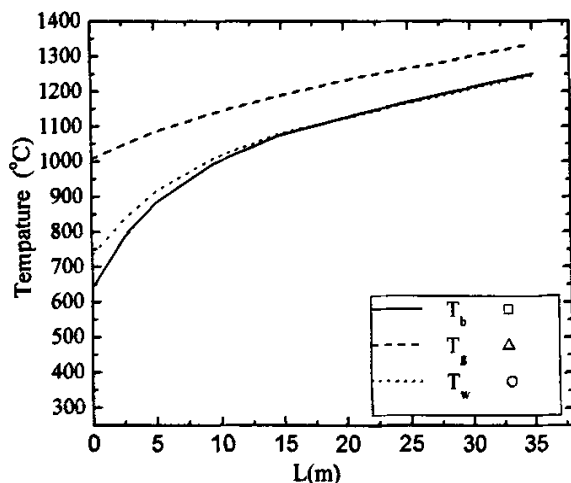
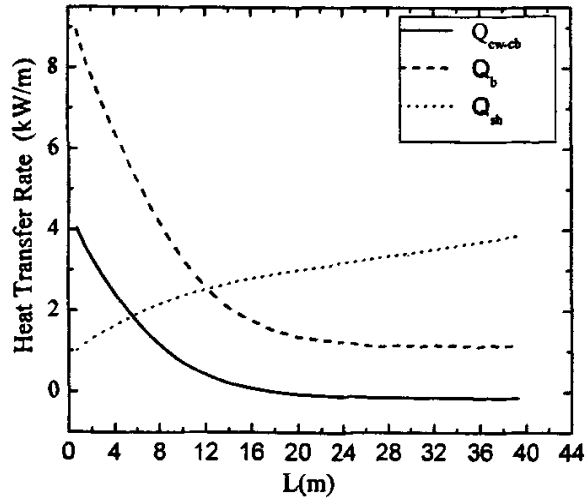


图 4.2 首钢回转窑内温度分布

Fig4.2 Temperature field in kiln of Sougang

基于回转窑传热数值计算结果，可以求得物料的净吸热 Q_b 、通过窑壁的散热损失 Q_{sh} 、物料与被其覆盖窑壁间的换热 Q_{cw-cb} 、烟气对料床的对流换热 Q_{g-cb}^c 、烟气对料床的辐射换热 Q_{g-cb}^r 和敞开窑壁和料床间的辐射换热 Q_{cw-cb}^r 。

如图 4.3 所示，沿窑长方向，在窑进口端附近的快速升温段后，物料净吸热 Q_b 迅速降低并趋于恒定，在 $0.8 \sim 1.1 \text{ kW/m}$ 间变化很小；与 Q_b 变化类似，被覆盖窑壁对料床的换热 Q_{cw-cb} 在物料进口端最大，此后呈下降趋势。而 Q_{sh} 则沿窑长度方向不断增大，至物料出口端， Q_{sh} 接近 4 kW/m ，大大高于 Q_b 。由此可知，在物料进口端的快速升温段内，物料迅速吸收热量，温度也很快升高，这与图 4.1 所示的温度变化趋势是一致的；而在窑体其它长度段内，通过窑壁的散热损失则大大超过料床的吸热，物料加热过程的热效率很低。因此，在回转窑的设计中，充分考虑沿窑长度方向热量分配的不均衡性，适度调整窑体保温层厚度，或采取其它废热回收措施，对提高回转窑的热效率是十分必要的，而这一点在实际中却往往被忽视。



4.3 轴向热流分布

Fig4.3 Heat transfer rates as function of axial position

对于回转式反应器，最为关注的是物料在窑内的加热和升温过程。为进一步分析物料在窑内运动过程中与周围介质之间的换热情况，对窑内物料受热过程中的各传热热流进行分析。图 4.4 为轴向各位置物料与窑壁、气体间的热交换热流，图 4.5 为各传热热流对物料净吸热量 Q_b 的贡献。

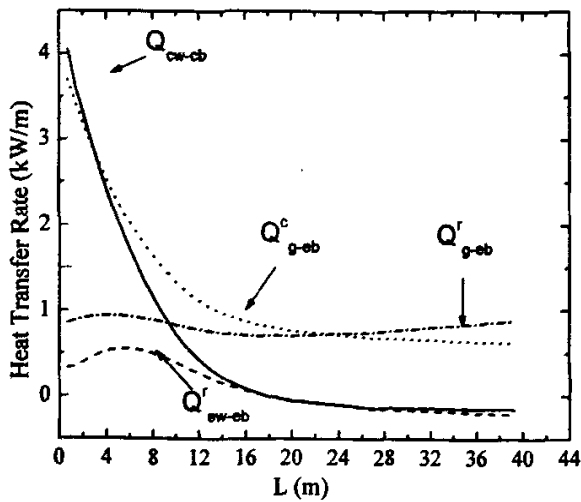


图 4.4 物料传热热流分布

Fig4.4 Predicted heat transfer rates to burden bed

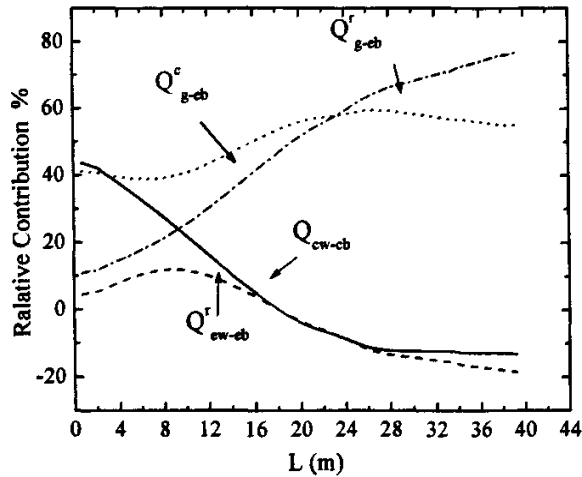


图 4.5 各热流对物料净吸热量的贡献

Fig4.5 Relative contribution of heat transfer rates to burden bed

在回转窑的低温段， Q_{cw-cb} 和气体与料床表面间的对流换热 Q^c_{g-cb} 在 Q_b 中占很大比例，分别为 45.5%和 41.5%；而此段内由于烟气、窑壁和物料温度都较低，所以辐射换热热量所占比例很小，仅为 13%。由于辐射换热与温度的四次方成正比，因此沿窑轴向方向，随着窑内温度迅速升高，气体、窑壁和料床表面之间的辐射换热热阻迅速减小，辐射换热在 Q_b 中的比例迅速升高。相对而言，由耐火材料构成的回转窑壁的导热率随温度的变化率则远小于辐射热阻的升高，而且物料与窑壁间温差也越来越小，因此如图 4.5 中所示， Q_{cw-cb} 和 Q^r_{cw-cb} 在 Q_b 中的比例逐渐降低，甚至会出现物料对窑壁的反传热。

当回转窑用于固体废物干燥、热解、焚烧或熔融工艺时，窑内的传热过程伴有复杂的化学反应。以上计算结果表明，本文模型和各换热系数关联式具有较高的准确性，这可为内热式回转热解、焚烧炉的设计提供依据。

4.2 回转窑内传热过程影响因素

操作和结构参数是影响回转窑内温度分布的两大主要因素。本部分研究回转窑结构和操作参数对回转窑内传热过程的影响，为回转窑的设计以及现有回转窑结构参数和操作参数的调整提供理论基础。以鞍钢弓矿球团一厂链篦机—回转窑系统为例。

4.2.1 回转窑结构和操作参数界定

影响回转窑内温度分布的结构参数:

- (1) 窑体长 L ;
- (2) 窑体直径 D ;
- (3) 回转窑倾角 α ;

影响回转窑温度分布的操作参数有:

- (1) 入窑燃煤量 M_{YM} ;
- (2) 燃煤低位发热量 $Q_{net,ad}$;
- (3) 回转窑转动角速度 ω ;
- (4) 回转窑填充率;

本章主要讨论结构参数中窑体长 L 和窑体直径 D , 以及操作参数中入窑燃煤量 M_{YM} 和回转窑转速 ω 对窑内传热的影响。

考虑结构参数对温度分布的影响时, 须保持操作参数恒定; 而考虑操作参数对温度的影响时, 也须保持结构参数恒定。

4.2.2 入窑燃煤量对回转窑内温度场的影响

图 4.6 为燃煤量对回转窑内球团温度的影响示意图。入窑燃煤量 M_{YM} 增加 10% 时, 由图 4.6 可知, 在 $z=0\sim13\text{m}$ 区间内, 表现为一快速加热段, 且物料温度 t_b 升高速度较快, 温度曲线斜率较大。在 $z=24\text{m}$ 处球团温度即达到 1180°C , 球团达到焙烧温度点有所左移; 球团最终焙烧温度增加了 9°C 。升温过快可能会导致球团过烧, 而且可能造成球团破裂, 从而增加回转窑内结焦的危险; 入窑燃煤量减少 10%, 由图 4.6 可知, 球团温度 t_b 上升速度减慢, 曲线相对平缓, 在 $z=28.4\text{m}$ 处, 球团温度才达到 1180°C , 达到焙烧温度点右移, 球团最终焙烧温度减少了 8.6°C 左右。可见入窑燃煤量 M_{YM} 对球团的焙烧影响显著, 可作为调节焙烧温度的主要措施。

回转窑本质上是气固逆流式热交换器, 内部发生着剧烈的气固传热, 燃料量是保证气固传热最为基本的条件, 燃料用量小, 球团达到焙烧温度点滞后, 造成部分球团欠烧 (烧不透); 燃料用量大, 球团达到焙烧温度点提前, 则造成部分球团过烧。

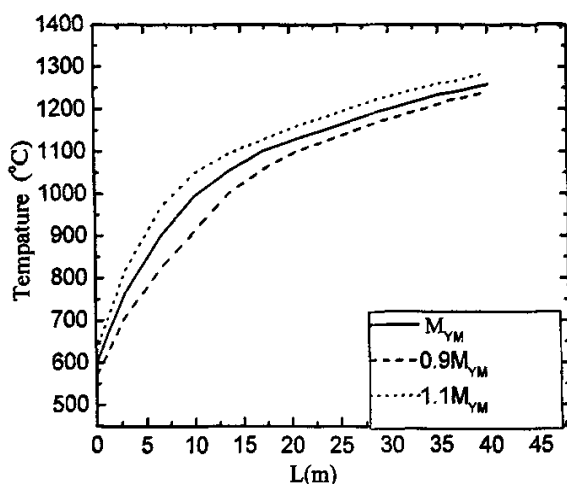


图 4.6 燃煤量对回转窑内球团温度的影响

Fig4.6 Impact of coal amount on temperature of pellet in kiln

4.2.3 回转窑转速对回转窑内温度场的影响

图 4.7 为回转窑转速 ω 对回转窑内球团温度影响示意图，回转窑转速 ω 增加 10% 时，由图 4.7 可知，在 $z=24.7\text{m}$ 处球团温度即达到 1180°C ；球团最终焙烧温度有所增加；回转窑转速 ω 减小 10%，由图 4.7 可知，在 $z=26.8\text{m}$ 处，球团温度才达到 1180°C ，球团最终焙烧温度减少了 7°C 左右。

回转窑做回转运动使得窑内壁面周期性地与高温烟气和料床进行间歇接触，窑壁从高温烟气吸收的热量又间接传递给了料床，形成了类似于“储存—释放”机理的蓄热式传热过程，增大回转窑转速 ω ，加快了球团与烟气和窑壁的周期性接触，从而强化了料床与被覆盖的回转窑壁面和烟气之间的换热。一般来说， ω 调速范围一般在 0.9-1.6 左右，能一定程度上调节球团的焙烧。

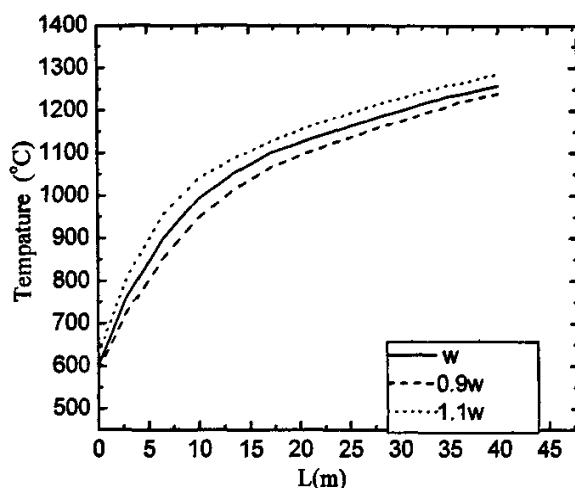


图 4.7 回转窑转速对回转窑内球团温度的影响

Fig4.7 Impact of rotational speed on temperature of pellet in kiln

4.2.4 回转窑长对回转窑内温度场的影响

图 4.8 为回转窑长对球团温度的影响示意图。回转窑长 L 增大 10% 时，由图 4.8 可知，在 $z=24.3\text{m}$ 处球团温度即达到 1180°C ；球团最终焙烧温度增加了 4°C ；回转窑直径 L 减小 10%，由图 4.8 可知，在 $z=27.8\text{m}$ 处，球团温度才达到 1180°C ，球团最终焙烧温度减少了 3°C 。

球团在回转窑内停留的时间是保证球团焙烧的基本条件之一。在回转窑转速 ω 不变、轴向速度一定时，球团在回转窑内的停留时间正比于回转窑长 L 。增大回转窑长 L ，就增长了球团的停留时间，从而延长了球团受热焙烧的时间，球团最终焙烧温度升高；反之，则可能导致球团达不到足够的焙烧时间而造成球团欠烧（稍不透）。不过增大窑长会增大回转窑的体积，并且增加其制造成本。

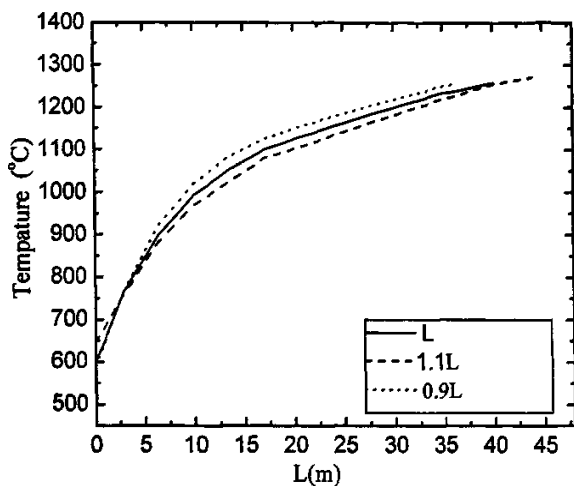


图 4.8 回转窑长对球团温度的影响

Fig4.8 Impact of length on temperature of pellet in kiln

4.2.5 回转窑直径对回转窑内温度场的影响

图 4.9 为回转窑直径对球团温度的影响示意图，回转窑直径（内径） D 增大 10% 时，如图 4.9 所示，可知，在 $z=27\text{m}$ 处球团温度达到 1180°C ，球团达到焙烧温度点滞后；回转窑直径 D 减小 10% 时，如图 4.9 所示，可知，在 $z=24.1\text{m}$ 处，球团温度 $t_b=1180^\circ\text{C}$ ，球团达到焙烧温度点提前。

回转窑的当量直径 D_e 正比于回转窑直径 D ，由第三章公式（9）和（10）可知，减小回转窑直径 D ，回转窑当量直径 D_e 减小，强化了烟气与敞开窑壁间的对流换热以及烟气与料床间的对流换热，有利于球团与回转窑壁和烟气间的换热。反之，则弱化了烟气与敞开窑壁间的对流换热以及烟气与料床间的对流换热，有利于球团与回转窑壁和烟气间的换热。

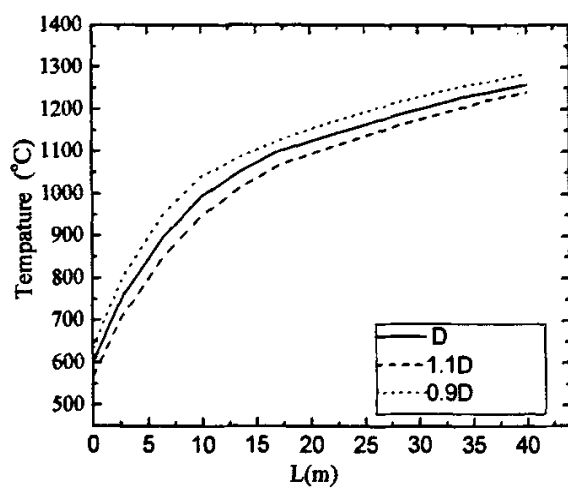


图 4.9 回转窑直径对球团温度的影响

Fig4.9 Impact of diameter on temperature of pellet in kiln

第五章 结论

将水泥回转窑中的一维传热模型引用到链篦机—回转窑系统中的回转窑上来,通过数值模拟的手段研究了链篦机—回转窑系统回转窑内气固传热的基本规律及其影响因素,结果如下:

(1) 对回转窑内传热过程中各项换热系数的关联式进行了分析和归纳,提出了通用的计算关联式,并从热渗透机理出发完善了回转窑壁面和料床之间的传热机制,解决了考虑窑体做回转运动时对窑内烟气、转动壁面和料床之间换热的影响,而不是简单忽略回转窑回转运动带来的影响。

(2) 在传热分析基础上建立了内热逆流式回转窑的一维稳态传热数学模型,基本上能反映回转窑内传热基本规律。将其应用于鞍钢和首钢的链篦机—回转窑,进行回转窑传热数值计算,结果表明,模型计算结果与实测数据最大偏差在 15%以内,验证了该模型和各换热系数的适用性,基本上能反映窑内传热基本规律。

(3) 利用建立的传热数学模型研究回转窑内传热的基本规律,结果表明:

沿物料运动方向,球团温度 t_b 和回转窑壁温度 t_w 逐渐升高,烟气逆向运动,温度 t_g 逐渐下降;自物料进口端至窑长约 15m 左右范围内表现为一快速加热段,物料温度 t_b 和回转窑壁温度 t_w 迅速升高;在 $z=0$ 处,球团料床温度 t_b 和窑壁温度 t_w 温差最大,沿窑长方向,两者间温差逐渐缩小。在 $z=15\text{m}\sim 40\text{m}$ 区间内,沿物料运动方向料床与窑壁升温速度逐渐减慢,且物料温度与窑壁温度相差很小;球团温度 t_b 有超过窑壁温度 t_w 的趋势;球团温度达到 $t_b=1180^\circ\text{C}$ 时,我们认为此时球团已经达到了焙烧温度。

在物料进口端的低温段,物料的受热主要来自料床与被物料覆盖的回转窑壁面间的换热。这一过程中,物料迅速吸收热量,温度快速升高,物料加热效率很高。覆盖窑壁与料床之间的换热 Q_{cw-cb} 、高温烟气和料床间的对流换热 Q_{g-cb}^c 在 Q_b 中分别占 45.5% 和 41.5%,而此段内由于烟气、窑壁和物料温度都较低,所以辐射换热量所占比例很小,仅为 13%,由此可知强化此段内料床与窑壁和高温烟气的对流换热是强化换热的关键。

在回转窑高温段,烟气的辐射热量成为加热料床的主要热源。物料与覆盖窑壁间的换热 Q_{cw-cb} 则迅速降低。由斯蒂芬-玻耳兹曼定律可知,辐射换热量与温度的四次方成

正比,因此沿窑轴向方向,随着窑内温度迅速升高,烟气、窑壁和料床表面之间的辐射换热热阻迅速减小,辐射换热在 Q_b 中的比例迅速升高。相对而言,由耐火材料构成的回转窑壁的导热率随温度的变化率则远小于辐射热阻的升高,而且物料与窑壁间温差也越来越小,因此 Q_{cw-cb} 和 Q_{cw-cb}' 在 Q_b 中的比例逐渐降低,甚至会出现物料对窑壁的反传热。

沿窑轴向方向,在窑体其它段内,通过窑壁的散热损失增大,甚至大大超过料床的吸热,这是导致回转窑热效率降低的重要原因。因此在回转窑的设计中,应充分考虑窑壁散热的影响,可以增加此区间内窑体的保温层厚度,加强保温措施,或采取其它废热回收措施,从而减少回转窑的散热损失,提高回转窑热效率。

(4) 本文比较全面地计算分析了操作参数中入窑燃煤量 M_{YM} 和回转窑转速 ω ,以及结构参数中回转窑长 L 和窑体直径 D ,对回转窑内传热过程的影响,结果表明:

入窑燃煤量对回转窑传热的影响:回转窑本质上是气固逆流式热交换器,内部发生着剧烈的气固传热,燃料量是保证气固传热最为基本的条件,燃料用量小,达到焙烧温度点滞后,造成部分球团欠烧(烧不透);燃料用量大,球团达到焙烧温度点提前,造成部分球团过烧。

回转窑转速 ω 对窑内传热的影响:回转窑做回转运动使得窑内壁面周期性地与高温烟气和料床进行间歇接触,窑壁从高温烟气吸收的热量又间接传递给了料床,形成了类似于“储存—释放”机理的蓄热式传热过程,增大回转窑转速 ω ,加快了这种周期性运动,强化了料床与被覆盖的回转窑壁面和烟气之间的换热。

回转窑长 L 对窑内传热的影响:球团在回转窑内停留的时间是保证球团焙烧的基本条件之一。在回转窑转速 ω 一定时,球团在回转窑内的停留时间正比于回转窑长 L 。增大回转窑长 L ,就增长了球团的停留时间,从而增长了球团受热焙烧的时间,球团最终焙烧温度升高;反之,则可能导致球团达不到足够的焙烧时间而造成球团欠烧(稍不透)。

回转窑直径 D 对窑内传热的影响:回转窑的当量直径 D_e 正比于回转窑直径 D ,由第三章公式(9)和(10)可知,减小回转窑直径 D ,回转窑当量直径 D_e 减小,强化了烟气与敞开窑壁间的对流换热以及烟气与料床间的对流换热。

调节入窑燃煤量 M_{YM} 是调整球团焙烧的有效途径。通过增加回转窑长度 L ,提高回转窑转速 ω ,减小回转窑直径等措施都可以强化球团的焙烧,但是回转窑转速 ω 一般在0.9~1.6之间,调节范围有限,而增加窑长度 L 意味着增大回转窑体积,不但增大

回转窑运输难度，也加大了其制造成本。而调节入窑燃煤量则可在不改变回转窑的结构的前提下调整球团的焙烧，而且调节范围较宽，效果也很明显，因此，调节入窑燃煤量 M_{YM} 是调整球团焙烧的有效措施。

参考文献

1. 张寿荣. 炼铁系统节能—我国钢铁工业 21 世纪技术进步的重点[J], 钢铁, 2005, 40(5): 1-4.
2. 孔令坛, 胡永平. 高炉炼铁合理配矿研究[J], 中国冶金, 2005, 86(1): 8-16.
3. http://news3.xinhuanet.com/fortune/2005-02/01/content_2534053.htm “中国钢铁产量 2005 年将突破 3 亿吨” (华网财经频道, 2005 年 2 月 1 日)
4. www.stats.gov.cn/ 中华人民共和国统计局.
5. 刘琦. 进口铁矿石提价对生铁成本的影响和对策[J], 冶金管理, 2005, (3): 9-13.
6. 孔令坛. 中国炼铁原料技术的科技进步与展望[J], 中国冶金, 2003, 65(4): 1-4.
7. 李蒙, 任伟, 陈三凤. 国内外球团矿生产现状和展望[J], 中国冶金, 2004, 84(4): 1-10.
8. 张一敏, 国宪臻. 球团矿生产技术[M], 北京: 冶金工业出版社, 2005, 1-13.
9. 叶匡吾. 欧盟高炉炉料结构评述和我国球团生产的进展[J], 烧结球团, 2004, 29(4): 4-6.
10. 陆钟武. 火焰炉[M], 北京: 冶金工业出版社, 1995, 1-3.
11. 陆钟武. 冶金热能工程导论[M], 沈阳, 东北工学院出版社, 1991, 1-6.
12. E.Φ.维格曼. 炼铁学[M], 北京: 冶金工业出版社, 1993, 89-95.
13. 耿炳玺, 李秀华. 我国球团竖炉的生产与发展[J], 烧结球团, 1982, (3): 24-31.
14. 刘树立. 国外竖炉球团现状和我国竖炉技术的进展[J], 烧结球团, 1982, (3): 55-62.
15. 全国球团技术协调组. 2004 年全国球团厂主要生产技术经济指标[J], 球团技术, 2005, (1): 36-37.
16. 全国球团技术协调组. 2005 年 1-9 月份全国球团厂主要生产技术经济指标[J], 球团技术, 2005 (4): 36-37.
17. 李蒙, 任伟. 国内外球团矿生产现状和展望续[J], 中国冶金, 2004, 85 (12): 6-10.
18. 陈庆恒. 工艺进步是球团生产升级的关键[J], 烧结球团, 2001, 26 (3): 3-5.
19. 叶匡吾. 链篦机-回转窑直接还原的工程原理概述[J], 烧结球团, 1997, 22 (1): 14-17.
20. 张汉泉. 链篦机-回转窑铁矿氧化球团干燥预热工艺参数研究. 矿冶, 2005, 14 (2): 59-63.
21. Henein H, Brimacombe J K, Watkinson A P. Experimental study of transverse bed motion in rotary kilns[J], Metallurgical transactions B, 1983, 14B: 191-205.

22. Mellmann J. The transverse motion of solids in rotating cylinders forms of motion and transition behavior[J], Powder Technology, 2001, 118: 251-270.
23. Sherrita R G, Chaoukib J, Mehrotra A K. Axial dispersion in the three dimensional mixing of particles in rotating drum reactor[J], Chmecal Engineering Science, 2003, 58: 401- 405.
24. 严建华, 李水清, 黄景涛. 回转窑内 MSW 轴向传输和扩散的数学模型和仿真[J], 工程热物理学报, 2002, 23(3): 380-383.
25. Tscheng S H, Watkinson A P. Convective heat transfer in a rotary kiln[J], Canadian Journal of Chemical Engineering, 1979, 57(4): 433- 443.
26. Barr PV, Brimacombe J K. Heat-transfer model for the rotary kiln: Part II. Development of the cross-section model[J], Metallurgical Transactions B (Process Metallurgy), 1989, 20(3): 403-419.
27. Gorog J P, Adams TN, Brimacombe J K. Heat transfer from flames in a rotary kiln [J], Metallurgical Transactions B (Process Metallurgy), 1983, 14B(3): 411-424.
28. Schulunder EU. Particle heat transfer [C]//Proceedings of the 7th International Heat Transfer Conference Munchen[J], Hemisphere Publishing Corporation, 1982: 195-211.
29. 张志霄, 池涌, 李水清. 回转窑传热模型与数值模拟[J], 化学工程, 2003, 31(4): 7-31.
30. 马爱纯, 周子民. 氧化铝熟料窑内一维传热模型[J], 冶金能源, 2004, 23(1): 23 -26.
31. Dhanjal SK, Barr PV, Watkinson AP. The rotary kiln: An investigation of bed heat transfer in the transverse plane[J], Metallurgical and Materials Transactions B: ProcessMetallurgy and Materials Processing Science, 2004, 35(6): 1059-1070.
32. Boateng A A.. A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed[J], International Journal of Heat and Mass Transfer, 1996, 39(10): 2131-2147.
33. Gorog J P, Brimacombe J K, Adams TN. Radiative heat transfer in rotary kilns[J], Metallurgical transaction B, 1981, 128: 55-701.
34. 邱夏陶, 韩小良. 回转窑传热数学模型及其优化[J], 钢铁, 1994, 29(6): 66-70.
35. Gorog J P, Adams TN, Brimacombe J K. Heat transfer from flames in a rotary kiln[J], Metallurgical Transactions B(Process Metallurgy), 1983, 14B: 411-424.
36. Gorog J P, Adams TN, Brimacombe J K. Regeative heat transfer in rotary kilns[J], Metallurgical Transactions B (Process Metallurgy), 1982, 13B(2): 153-163.
37. Bui RT, Simard G, Charette A. Mathematical modeling of the rotary coke calcining kiln[J], Canadian journal of chemical engineering, 1995, 73: 534-544.

38. Karhela T, Peltola H, Lappalainen J. Dynamic simulation model of rotary lime kiln[C]// TAPPI Press international chemical recovery conference[J], Tampa, 1998: 1081-1093.
39. Chen KS, Hsu WT, Lin YC. Combustion modeling and performance evaluation in a full scale rotary kiln incinerator[J], journal of the air& waste management association, 2001, 51(51): 885-894.
40. Yang Y, Pijnenborg M, Reuter MA. Combustion modeling of hazardous waste incineration [C]/TMS1Yazawa international symposium[J], Warrendale, 2003: 1053-1067.
41. Wu CH, Lee CP, Dai CY. Prediction of the performance of a rotary kiln incineration in treating rice hulls[J], Transactions of the ASAE, 2003, 46(2): 367-381.
42. Chi Y. Clean Fuels from Pyrolysis of Scrap Tyre in Rotary Kiln[J], The3rd International Symposium on Incineration and Flue Gas Treatment Technologies, Incineration Division, Section 7, Brussels, July 2-4, 2001.
43. Mastorakos E. CFD predictions for cement kilns including flame modeling[J], heat transfer and clinker chemistry, Appl. Math. Modeling, 1999, 23:55-76
44. S. H. Tscheng. Convective heat transfer in a rotary kiln[J], Can. J. Chem. Eng., 1979, 57(8): 433-441
45. A. A. Boateng, P. V. Barr. A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed[J], Int. J. Heat Mass Transfer, 1996, 39(10): 2131-2147
46. E. U. Schlünder. Particle heat transfer[J], Proc. 7th Int. Heat Transfer Conf, 1982, 195-211
47. D. Subbarao. Heat transfer in circulating fluidized beds[M], In Circulating Fluidized Bed technology, Pergamon Press, 1986
48. M. C. Lints, L. R. Glicksman. Parameters governing particle-to-wall heat transfer in a circulating fluidized bed[J], In Circulating Fluidized Bed Technology IV, A. A. Avidan ed., 1994, 297-304
49. P. V. Barr. A heat-transfer model for the rotary kiln[J], Met. Trans. B, 1989, 20B(6): 391-419
50. 王介生, 张勇, 丛峰武, 王伟. 鞍钢 200 万 t 氧化球团链篦机—回转窑系统的设计. 烧结球团, 2005, 30 (4) : 9-12.
51. 朱锴, 夏雷阁. 首钢球团厂截窑工程的内容和成果[J], 烧结球团, 2001, 26 (3) : 1-2
52. 徐亚军, 李长兴, 王纪英. 链篦机—回转窑球团工艺的开发与应用[J], 中国冶金, 2005, 15 (4) : 17-20
53. 吕金华, 张永明. 首钢球团厂降低球团矿FeO的实践[J], 烧结球团, 2001, 26 (1) : 47-51

致 谢

本文是在我的导师杜涛副教授的悉心指导下完成的，在整个论文的选题、研究和撰写期间，杜老师认真地指导和亲切的鼓励使我能顺利完成论文。蔡九菊教授于百忙之中悉心指导我的论文，指正了论文中的不足，蔡老师严谨的治学风范，一丝不苟的工作态度，成为我以后工作中的欣慰楷模。董辉老师耐心地给我讲解课题的疑难点，在撰写论文的困难时刻，给了我很大的鼓励和帮助。在此，向各位老师致以最崇高的敬意和衷心的感谢！

在论文成稿过程中，张荣明和张效鹏同学给予了我很多帮助，在此表示感谢！