

A Thesis in Engineering Thermophysics



Research of Cooling System of Continuous Electric Furnace for Graphitization

By GaoTiantian

Supervisor: Associate Professor Chen Wenzhong

Northeastern University

July 2009

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：高斌

日期：09.7.2

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。

作者和导师同意网上交流的时间为作者获得学位后：

半年 一年 一年半 两年

学位论文作者签名：

导师签名：高斌

签字日期：

签字日期：09.7.2

连续式石墨化电炉冷却系统的研究

摘 要

高纯石墨化焦，作为非常优质的增碳剂和高温导电材料，广泛应用于冶金、机械、化工等行业，还可作为高温耐火材料及模具的主要原料。

本文所研究的连续式石墨化电炉是一种新炉型，它主要以石油焦、无烟煤为原料，采用通电加热的方式生产石墨化焦。新型连续式石墨化炉的中心工作温度约为 2500℃，经石墨化后的石墨化焦经出料口排出，由于其温度很高，极易氧化。因此需要一套冷却装置，将出炉的石墨化焦冷却到一定温度，使之排出炉膛后不会在空气中氧化燃烧。冷却效果的好坏直接影响石墨化焦的质量，冷却装置若达不到工艺要求，则会发生氧化，从而影响石墨化焦的产量及质量。冷却石墨化焦的目的不仅是防止其氧化，另一重要目的是尝试利用出炉焦的物理显热，以实现能源的综合利用。

目前加热炉及热处理炉的冷却方法大致分为水冷却和汽化冷却。本文对连续式石墨化炉的冷却装置进行设计和研究，按照工艺要求及实际运行情况，设计出合理的冷却装置，使高温石墨化焦得到冷却。此外，本文对汽化冷却技术应用于新型石墨化电炉进行初步探讨和研究，并对连续式石墨化电炉冷却系统能源的综合利用提出合理方案。

关键词：石油焦；石墨化；冷却装置；水冷；汽化冷却

Research of Cooling System of Continuous Electric Furnace for Graphitization

Abstract

As a very high-quality carbon and strong reducing agents, high-purity graphitized petroleum coke is widely used in metallurgy and metal alloy production, but also is the main raw material for high temperature refractory material and mold.

In this paper, the study of continuous graphite furnace is a new furnace, which mainly raw material is petroleum coke and anthracite. It produces graphite coke through electric resistance heating. The center operating temperature of the new continuous graphite furnace is about 2500 °C, after calcined petroleum coke discharged from the abstickloch. Because of its high temperature, it is easy to be oxidized. Therefore a cooling device is needed to make the graphite coke cooling to a certain temperature, so that it will not be oxidized in the air. Cooling effect is a direct impact on the quality of calcined coke, if not fit the request it would result in serious oxidation, what's more reducing the output and quality of calcined coke. The aim of cooling graphitization coke is not only to prevent the oxidation, another important goal is to utilize the heat, in order to realize the comprehensive utilization of energy.

At present, heating furnace and heat-treatment furnace's cooling method divides into the water cooling and the evaporative cooling approximately. In this article, the continuous-type graphitization electric furnace's cooling system will be designed and the researched. According to the technological requirement and the actual operational aspect, the reasonable cooling system is worked out, enables the high temperature graphitization to be cooled. In addition, this paper will also study on the application of the evaporative cooling technology into the new type of graphite furnace preliminarily, and bringing forward a reasonable energy comprehensive utilization program of continuous graphite furnace cooling system.

Key words: petroleum coke; Graphitization; cooling device; water; evaporative cooling

目 录

声明	I
中文摘要	II
Abstract	III
目录	IV
第 1 章 绪 论	1
1.1 石油焦简介	1
1.1.1 石油焦的性质	1
1.1.2 石油焦的主要用途	1
1.1.3 石油焦的优越性	2
1.2 石墨化简介	3
1.2.1 石墨化过程简介	3
1.2.2 石墨化炉简介	4
1.2.3 传统连续式石墨化炉排料冷却方式	6
1.3 本课题研究的内容	6
1.3.1 冷却系统的重要性	6
1.3.2 新型石墨化实验炉冷却系统的研究	7
1.4 效益分析	8
第 2 章 石墨化炉特性分析	9
2.1 传统石墨化炉存在的问题	9
2.1.1 艾奇逊炉特点	9
2.1.2 内串石墨化炉特点	9
2.1.3 Π 形石墨化炉特点	10
2.1.4 间接加热的石墨化炉特点	10
2.2 影响石墨化的因素	10
2.2.1 石墨化过程的三个阶段	10
2.2.2 石墨化废品产生的原因	11

2.3 石墨化炉冷却方式分类	12
2.4 新型连续式石墨化炉单耗的计算	12
2.5 新型连续式石墨化电炉的优点	14
第 3 章 连续式石墨化电炉冷却系统设计	15
3.1 冷却器的设计	15
3.1.1 选型	15
3.1.2 原始数据	15
3.1.3 初值假设	15
3.2 传热量及水流量的计算	16
3.2.1 第一区段	16
3.2.2 第二区段	19
3.2.3 第三区段	20
3.2.4 小结	22
3.3 换热系数的计算	23
3.3.1 第一区段	23
3.3.2 第二区段	26
3.3.3 第三区段	31
3.3.4 小结	33
3.4 换热功率的计算	34
3.5 结构设计与讨论	35
3.5.1 结构设计	35
3.5.2 设计结果讨论	35
3.5.3 冷却器结构图	36
第 4 章 冷却系统的优化	39
4.1 汽化冷却装置应用于石墨化炉的探讨	39
4.2 汽化冷却技术简介	39
4.2.1 汽化冷却装置原理	40
4.2.2 汽化冷却装置的应用	41
4.3 汽化冷却装置的特点	42

4.4 国外研究状况.....	43
4.5 汽化冷却技术应用与石墨化电炉的构思.....	44
4.5.1 连续式石墨化电炉进行汽化冷却的意义.....	44
4.5.2 连续式石墨化电炉汽化冷却结构简图.....	44
4.6 冷却系统能量综合利用分析.....	45
第5章 结论.....	49
参考文献.....	51
致谢.....	53
攻读学位期间发表的论文.....	55

第1章 绪论

1.1 石油焦简介

1.1.1 石油焦的性质

石油焦是原油经蒸馏将轻重质油分离后,重质油再经热裂的过程,转化而成的产品。从外观上看,石油焦为形状不规则、大小不一的黑色块状或颗粒,有金属光泽,呈多孔性。它是由微小石墨结晶形成粒状、柱状或针状构成的炭体物。石油焦组分是碳氢化合物和固定碳,含碳90~97%,含氢1.5~8%,还含有氮、氯、硫及重金属化合物。

石油焦的产量约为原料油的25~30%。其低位发热量约为30000~35000kJ/kg,灰分含量不大于0.5%,挥发分为11~15%左右,品质优于无烟煤。

1.1.2 石油焦的主要用途

石油焦可供生产石墨化焦。随着现代工业发展及技术的进步,新型炭素材料特别是高纯石墨化焦的需求和使用日益增大,而高纯石墨化焦的工业化生产国内目前尚属空白,且国际市场的产能也非常有限,价格很高^[1]。

石油焦作为非常优质的增碳剂和高温导电材料,广泛应用于冶金、机械、化工等行业,主要用于制取炭素制品,如石墨电极、阳极糊,提供炼钢、有色金属、炼铝之用^[2]。

根据石油焦结构和外观,石油焦产品可分为针状焦、海绵焦、弹丸焦和粉焦4种:

(1) 针状焦,具有明显的针状结构和纤维纹理,主要用作炼钢中的高功率和超高功率石墨电极。由于针状焦在硫含量、灰分、挥发分和真密度等方面有严格质量指标要求,所以对针状焦的生产工艺和原料都有特殊的要求。

(2) 海绵焦,化学反应性高,杂质含量低,主要用于炼铝工业及炭素行业。

(3) 弹丸焦或球状焦:形状呈圆球形,直径0.6~30mm,一般是由高硫、高沥青质渣油生产,只能用作发电、水泥等工业燃料。

(4) 粉焦:经流态化焦化工艺生产,其颗粒细(直径0.1~0.4mm),挥发分高,

热胀系数高，不能直接用于电极制备和炭素行业。

根据硫含量的不同，可分为高硫焦（硫含量3%以上）和低硫焦（硫含量3%以下）。低硫焦可作为供铝厂使用的阳极糊和预焙阳极以及供钢铁厂使用的石墨电极。其中高品质的低硫焦（硫含量小于0.5%）可用于生产石墨电极和增炭剂。一般品质的低硫焦（硫含量小于1.5%）常用于生产预焙阳极。而低品质石油焦主要用于冶炼工业硅和生产阳极糊。高硫焦则一般用作水泥厂和发电厂的燃料。

1.1.3 石油焦的优越性

石油焦是石化行业的副产品，成本低而且产量大，随着石油行业的蓬勃发展，受到深加工以提高石油加工效益思想的影响，国内石油加工企业纷纷上马延迟焦化装置。例如锦州石化年产量30万吨，镇海石化年产26万吨，齐鲁石化年产30万吨，大庆石化公司年产量16万吨。

据统计，1999年全国总的石油焦产量为415万吨，东北地区产量128万吨，华北地区产量82万吨，国内其他地区产量180万吨，大大地超过了需求量395万吨。虽然我国石油焦相对于美国、东欧国家的石油焦含硫低，价格低廉，但供大于求的态势，造成价格迅速下滑，煅烧石油焦出口价由原来的85美元/吨的降至50~60美元/吨。虽然石油焦的整体品质尤其在含硫量、灰份含量上不如沥青焦，但在金属离子上石油焦则显示出它的长处，见表1.1。这也是石油焦能在炼铝行业、铸造业中担当重任的原因。年全球铝产量为1700万吨，而石油焦的消耗量为1000万吨。目前，各个炼铝厂的阳极糊的生产已经只用石油焦这一单一原料，而在台湾的大部分钢厂用的增碳剂也被石油焦替代^[3]。

表1.1 石油焦与沥青焦品质的对比

Fig. 1.1 quality comparison between petroleum coke and pitch coke

离子	石油焦 $\times 10^{-6}$	某厂沥青焦 $\times 10^{-6}$
硅	300max	未分析
铁	300max	98~360
钒	5	376~10
镍	5	未分析
钠	70	252

1.2 石墨化简介

1.2.1 石墨化过程简介

石墨化是指非石墨质炭经 2000℃ 以上的热处理，主要因物理变化使六角碳原子平面网状层堆叠结构完善发展，转变成具有石墨三维规则有序结构的石墨质炭^[4]。石墨化的目的是为了提高炭材料的热、电传导性；提高炭材料的抗热震性和化学稳定性；使炭材料具有润滑性和抗磨性；排除杂质，提高炭材料纯度。炭材料的石墨化是在 2200~3000℃ 高温下进行的，故工业上只能通过电加热才能实现，一般采用通电电阻加热或感应加热。在电阻炉加热炉中已实用化的有艾奇逊（Acheson）石墨化炉、直接通电的内热串接（LWG）石墨化炉和管状电阻炉等。在感应加热炉中是通过高频感应电流由石墨加热台加热或利用被加热体直接发热。

焙烧毛坯石墨化是石墨电极生产过程中的关键工序，石墨电极的理化性能很大程度上是由石墨化的温度决定的，石墨化温度应在 2000℃ 以上。目前石墨电极生产使用的石墨化炉都是电热炉，即用大量的电能将制品加热到石墨化所需的高温，生产 1 吨石墨电极约耗电 4000~6000kW h。在石墨电极生产中，大约 80% 的电消耗在石墨化过程中。随着电炉炼钢技术的发展，大型超高功率电炉逐年增加，超高功率电极的需求量也与日俱增：生产高质量超高功率石墨电极的石墨化温度应达到 2800~3000℃，这样耗电会更大。因此，石墨化生产工艺及石墨化炉应在不影响产品质量的前提下，最大限度地减少电能消耗。

石墨化的方法按加热方式可分为直接法和间接法；按石墨化炉和供电装置的相对位置，可分为移动式 and 固定式；按运行方式可分为间歇式和连续式；按用电性质可分直流电石墨化和交流电石墨化。所谓直流法，就是指电流直接通过被石墨化的焙烧品，制品本身就是导体通过电阻热使制品达到石墨化温度。生产石墨电极所用的石墨化炉主要采用直接法。直接加热式石墨化炉有两种炉型，一种为有电阻料的艾奇逊石墨化炉，另一种为内热串接石墨化炉。所谓间接法是电源和制品不直接接触，热能是通过感应或辐射的途径传递，制品可在炉子中自由移动，用这种方法的很少，它只能生产一些较小规格的电炭制品。

1.2.2 石墨化炉简介

石墨化炉对于炭素制品生产企业来讲，是能源消耗较大的设备之一，能够有效降低石墨化炉的电能消耗，是降低成本，提高效益的捷径。与交流石墨化电炉比较，直流石墨化电炉有许多优点，特别是节约电能^[5]。

1. 艾奇逊石墨化炉^[4]

这种炉型(见图 1.1)是 19 世纪末在生产碳化硅的电阻炉基础上改造的。其主要特点是装入炉内的焙烧制品与电阻料(焦粒)共同构成炉阻，通电后产生 2000~3000℃ 的高温使焙烧品石墨化。艾奇逊石墨化炉工业应用已有百年历史，目前我国仍普遍应用。这种炉的特点是结构简单，坚固耐用，容易维修，一直是炭素工业中主要的石墨化设备。

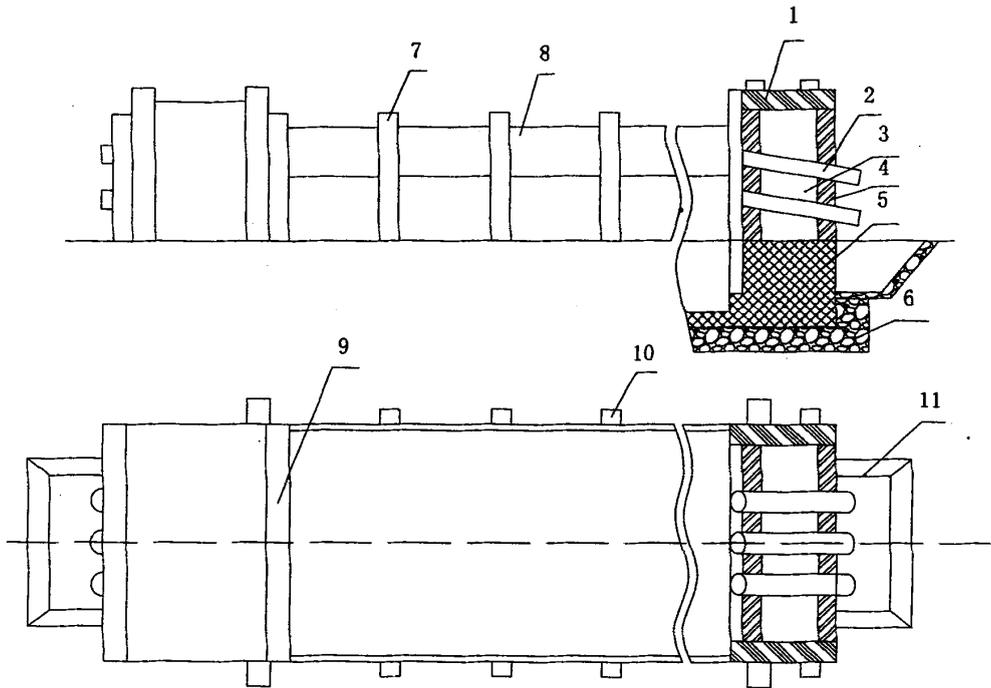


图 1.1 艾奇逊石墨化炉示意图

Fig. 1.1 The sketch map of Acheson graphitization furnace

- 1—炉头内墙石墨块砌体；2—导电电极；3—填充石墨粉的炉头空间；4—炉头炭块砌体；
 5—耐火砖砌体；6—混凝土基础；7—炉侧槽钢支柱；8—炉侧活动墙板；9—炉头拉筋；
 10—吊挂移动母线排的支撑架；11—水槽

2. 内热式串接石墨化炉^[4]

这是一种不用电阻料、电流直接通过由数根焙烧品纵向串接的电极柱产生高温而使焙烧品石墨化的炉型。这种无电阻料的石墨化工艺，是由美国人卡斯特纳发明的，即将需要石墨化的炭棒夹在两根电极之间直接通电达到高温（电阻发热）的石墨化方法。当时用于小尺寸弧光炭棒的生产，由于所用工艺炉体结构复杂以及一系列的技术和设备问题没有解决，所以，一直不能用于尺寸较大的石墨电极生产。

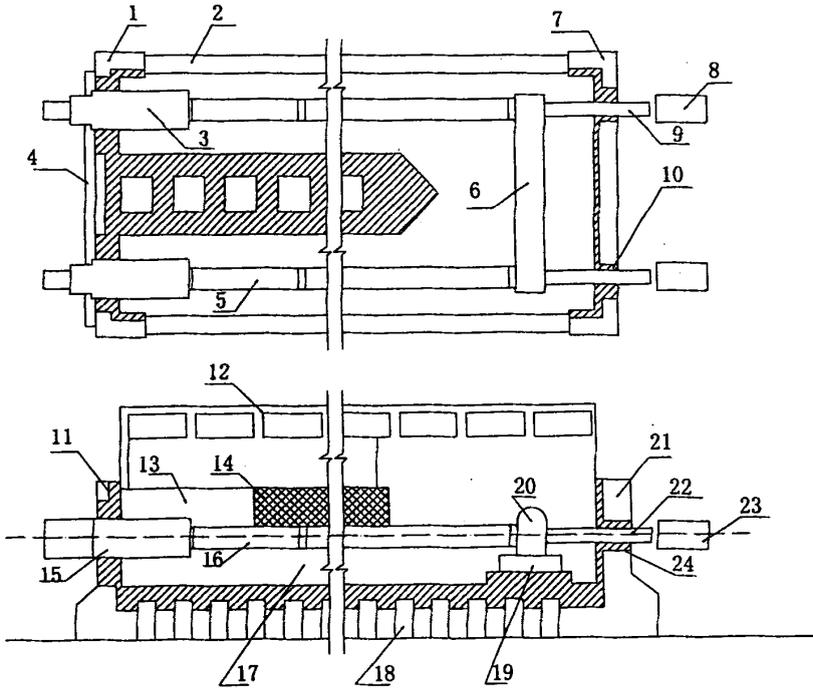


图 1.2 内热串接式石墨化炉示意图

Fig. 1.2 The sketch map of Lengthwise graphitization furnace

- 1—炉头；2—炉侧砖；3—炉头电极；4—砖砌体；5—串接柱；6—石墨块；7—炉尾；
 8—液压加压装置；9—顶推电极；10—电极衬套；11—炉头砖；12—金属罩；13—密封；
 14—中间墙；15—炉头电极；16—石墨电极；17—冶金焦；18—水泥墙墩；19—石墨块滑块；
 20—石墨块；21—炉尾砖；22—顶推电极；23—液压加压装置；24—电极衬套

3.连续式石墨化炉

本文所研究的连续式石墨化炉是以石油焦、无烟煤为原料，采用通电加热的方式连续生产石墨化焦。其特点是能够连续进出料，炉体无蓄热，只有表面散热。这种石墨化炉出炉石墨化焦温度很高，为避免出炉产品氧化燃烧，并对这部分能量加以利用，须增设冷却系统，已达到冷却石墨化焦、综合利用能源的目的。

1.2.3 传统连续式石墨化炉排料冷却方式

连续式石墨化炉利用原料自身通电发热，在大电流及保护性气氛和添加剂的情况下产生高温使原料石墨化。石墨化过程中必须保证石墨化炉冷却水的正常供应，当供水系统由于某些原因意外停水时，应在2 min内恢复供水；当炉子任何

一个冷却回路发生断流时,应立即关闭炉子电源,待冷却系统正常后方可重新通电。石墨化后的石墨化焦由石墨化炉排料机构排至两个冷却料斗内进行冷却,使其温度降到600℃左右。冷却料斗内的料隔一段时间排一次,其中合格料利用排料系统设备送到料仓,不合格料则经过旁通排出系统,重新回炉。排料设备由埋刮板输送机、斗式提升机组成^[6]。

其冷却系统的特点如下:

- (1) 采用循环冷却水进行冷却;
- (2) 采用全密封的排出料系统;
- (3) 排料及炉膛通高纯氮气形成气相保护。

1.3 本课题研究的内容

1.3.1 冷却系统的重要性

随着工业水平的发展,电炉的使用越来越广泛。通常在设计和使用时,研发人员往往关注于炉子的生产能力和效率是否合适、炉料的成分和温度控制是否可靠、操作是否方便等与生产能力和质量指标关系密切的环节,而对冷却水循环系统由于认识方面的不足和经验方面的欠缺则重视不够,这种做法的后果往往是遗患无穷^[5]。新型连续式石墨化电炉工作温度较高,其产品石墨化焦出炉时仍具有较高温度,因此,根据生产产品的各项指标对出炉石墨化焦进行冷却,成为连续式石墨化电炉生产运行的重要组成部分。同时,综合利用石墨化焦所携带的大量显热也成为本课题组研究的一个方向。冷却系统设计可靠与否,将直接影响到电炉的正常使用和生产的进行^[7],在连续式石墨化电炉的运行中起到重要的作用。

1.3.2 新型石墨化电炉冷却系统的研究

新型石墨化电炉炉温很高,炉芯温度可达2500℃,排出的石墨化焦温度在1800℃左右。为了防止出炉的高温石墨化焦在空气中被氧化,炉料排出后,需要进入冷却器进行冷却。

本文将通过大量计算,对连续式石墨化电炉的物料冷却系统进行设计,得到较为合理、经济的设计参数,解决出炉高温石墨化焦在空气中易发生氧化的问题,使石墨化焦温度降低到合理值后再排出冷却系统。本文设计的冷却系统可以在今

后的大规模工业化生产中投入使用。

本文对汽化冷却技术应用于连续式石墨化炉做简单分析。将汽化冷却技术应用于连续式石墨化电炉,不但节约工业用水,而且会提高冷却效率,从而提高石墨化焦的连续生产效率。

此外,本文还将对冷却系统能源的综合利用进行分析,提出能源利用的合理方案,为今后的深入研究提供依据。

1.4 效益分析

高纯石墨化焦,作为非常优质的增碳剂和高温导电材料,广泛应用于冶金、机械、化工等行业,还可作为高温耐火材料及模具的主要原料。高纯石墨化焦的加工成本不高,而在国际市场的价格是其原料煅后石油焦的两倍还多,故其经济效益明显,具有很好的投资收益回报率^[9]。

2006年中国铝产量达935万吨,在连续3年、年增加产量达100万吨以上的基础上又比前一年增长157万吨,占世界铝产量3397万吨的28%。2007年铝产量增长速度又创新记录,全年铝产量近1270万吨,创年增加产量超过320万吨的新记录。铝产量连续5年快速增长(年增加产量在100万吨以上),带动了石墨化产品需求的增长。未来几年,中国铝产量向1500~1600万吨发展,铝用炭制品有很大的发展空间。

近年来,随着对轻质燃料油的需求不断增加,世界各国都开始重视原油加工过程中的重质馏分及残渣等的深度加工以获取更高的轻油收率和加工效益。随着延迟焦化工艺的不断成熟与改进,在轻油收率提高的同时,石油焦的品质也被提升。随着冶金工业的发展,特别是炼铝和炼钢工业对优质石油焦的需求日益增长,以及经济发展对热能燃料的需求,燃料级石油焦也由于具有较高的热值而被市场青睐。石油焦这一炼油副产品已成为焦化过程的重要产物。石油焦产量不断提高,应用范围不断扩大,效益也更加明显^[3]。

本课题组开发出的新型连续式石墨化电炉,极大的提高了石墨化焦的产品质量和生产率,缩短了石墨制品的生产时间,适合大规模生产,一经投产将显著提高经济效益。此种新型石墨化炉投资少、见效快、安全生产,预计产品的市场占有率将明显提高。

第2章 石墨化炉特性分析

2.1 传统石墨化炉存在的问题

2.1.1 艾奇逊炉特点

艾奇逊石墨化炉是世界上应用得到最广泛的石墨化炉，自1895年发明后，在世界各国得到迅速推广，在相当长的一段时间内，一直占据着石墨化炉的主导地位。艾奇逊石墨化炉问世百年来也在不断地改进和完善，从交流炉发展到直流炉是其重大的技术突破。一些主要技术指标（如送电时间、单位电耗）及产品质量都得到大幅度改善，但艾奇逊石墨化炉固有缺点，如热效率低，单产能力小、温度不均匀等缺点依然存在^[8]。

艾奇逊石墨化炉虽然结构简单容易维修，操作比较方便，但存在着以下固有的缺点：

- (1) 通电时间长，热损失大，能量利用率低。大量电能用于加热电阻料、保温料和端墙砌体，并且炉面散热很大，仅有20~25%左右的电能用于炭素材料的石墨化；
- (2) 炉芯各处温度差较大（高达数百度），容易导致产品出裂纹和质量不均；
- (3) 装卸炉时粉尘大，石墨化期间还会产生空气污染；
- (4) 生产周期长。一台石墨化炉从清炉开始到装入制品、通电加热、冷却、卸出产品，生产周期长达12~14天，而其中通电加热只需2~3天。虽然每台炉组有6~8台石墨化炉，但每台石墨化炉在一个月内只周转2~2.5次；
- (5) 生产过程中必须使用大量冶金焦作电阻料，每吨焙烧品的石墨化要消耗冶金焦300kg左右^[9]。

2.1.2 内串石墨化炉特点

内串石墨化炉是一种不用电阻料的内热式加热炉。电流通过产品产生的焦耳热，几乎大部分加热了产品，所以产品温度比较均匀。这种炉子的工艺特点要求电流密度高，比艾奇逊炉高10倍左右。由于产品自身加热快，高温时间短，所以电损小且热损少，工艺本身不用电阻料，简化了工艺操作。炉芯温度可达2700℃

以上,石墨化程度高,能量利用率达到49%。这种炉子只能石墨化大规模产品,并且要用针状焦生产超高功率石墨电极^[10]。但是由于其运行特点,此炉型蓄热损失严重。

2.1.3 Π形石墨化炉特点

Π形石墨化炉实际上是将两台艾奇逊炉合并后串联的一种新炉型,这种炉子由于导电电极都在炉子的一侧,所以省去了一般石墨化炉两侧必须的移动母线排,因此节约电能。它的缺点是中间炉墙容易损坏,且全炉产品不均匀等^[10]。

2.1.4 间接加热的石墨化炉特点

间接加热的石墨化炉中,待石墨化的炭素制品不与电源直接接触,达到石墨化温度所需的热量是通过感应途径从另一个发热体传递过来的。

最简单的间接加热石墨化炉是一种用焦粒作电阻的发热体的管式炉。待石墨化产品可连续地通过一根埋在焦粒中的石墨管而实现石墨化。炉体尺寸为1m见方,石墨管的内径为50mm,长为2m。通电后,石墨管的中心部位温度可达到2500℃。这种炉子只能生产小规格产品,待石墨化产品要借助外力推动并以一定速度连续通过石墨管^[8]。

2.2 影响石墨化的因素

2.2.1 石墨化过程的三个阶段

炭素产品在石墨化过程中,按温度特性大致可分为三个阶段。

(1) 重复焙烧阶段

室温至1300℃为重复焙烧阶段。经1300℃焙烧的产品具有一定的热电性能和耐热冲击性能。此阶段产品仅是余热,产品内没有多大变化。一般认为,在这阶段采用较快的温升速度,产品也不会产生裂纹。

(2) 严控温升阶段

此阶段的温度范围为1300~1800℃。该温度区间内,产品的物理结构和化学结构组成发生了很大的变化,碳平面网格逐渐转化为石墨晶格结构,同时低烃类

及杂质不断向外散逸。这些变化可引起结构上的缺陷，促使热应力过分集中，极易产生裂纹废品。为减缓热应力的作用，应严格控制此阶段的温升速度，防止产品产生裂纹。

(3) 自由温升阶段

1800℃至石墨化最高温度，为自由温升阶段。此时产品的石墨晶体结构已经基本形成，温升速度已影响不大。但石墨化的完善程度，主要取决于最高温度，所以温度越高越好。

为了确保产品质量，往往要将实际生产中应用的功率曲线的第二严控温升阶段区域扩大。

由于送电开始炉阻较大，以及保温料和炉芯内含有一定的水分等原因，第一阶段的实际温升并不太快。开始时温升速度只能达 30~40℃/h，如果控制不好，将造成大量的裂纹废品。但实际上第二阶段的温升最不容易控制，这是目前实际采用的曲线比计算曲线保守得多的主要原因。炉芯温度超过 1800℃，产品进入石墨化阶段温升可以加快，然而由于高温热损失增大，实际温升速度也很难提高。

2.2.2 石墨化废品产生的原因

废品分为人为废品和工艺废品两大类。产生废品的主要原因有：

(1) 氧化

- 1) 出炉产品温度过高，被空气氧化而成为废品。
- 2) 冷却水渗漏炉内造成水氧化。

(2) 电阻率不合格

- 1) 装炉炉芯过大，电流密度低，炉芯达不到规定的温度。
- 2) 接点、炉头、母线等部位压降过大，电损失增加，致使炉温偏低。
- 3) 两侧保温材料有漏电之处，槽钢或母线有接地处，使供给的电能部分浪费，造成炉温偏低。
- 4) 原料不易石墨化。如用含硫较高的原料，送入同样的电量，石墨化后的产品电阻率较大。
- 5) 炉体保温材料或上盖料太薄，散热损失增大。
- 6) 装炉不合理，或装炉质量不好。可造成炉芯电流偏低，并且电流密度较小

的地方易出电阻率废品。

7) 送电制度不合理。开始功率和上升功率太小，送电时间过长，大量电能消耗在热平衡上，致使炉温偏低。

8) 炉阻太大，功率送不上去或炉阻过小，造成“死炉”，产生大量电阻率废品。

9) 保温料水分过大，造成不必要的电能消耗等。

(3) 机械强度不合格

1) 原料质量不合标准，本身强度低。

2) 前几道工序发生质量波动，例如粘结剂含量大、原料配比或颗粒组成发生变化等。

3) 石墨化程度过高也会降低产品的机械强度。

(4) 金刚砂废品

1) 装炉不符合规程，产品与保温料接触严重。

2) 大量保温材料混入炉芯。

2.3 石墨化炉冷却方式

传统石墨化炉停电后，石墨化炉处于降温阶段，冷却时间的长短根据石墨化炉运转台数及工艺要求来决定，一般冷却时间不少于96h。冷却方式包括自然冷却和强制水冷却。对于大型石墨化炉，由于运转周期短，产量大，一般都采用强制水冷却。利用水强制冷却时，要做到少浇、勤浇，不宜一次浇水量过大，严禁向炉内局部灌水，以防止产品氧化。

立装炉的产品冷却过程为：抓上盖料，抓炉顶焦，水冷却等。

卧装炉的产品冷却过程为：拔掉侧墙，并用耐火泥将炉壳裂缝堵好，防止空气和水进入而氧化产品，到规定时间后，打开外壳，即可卸炉。

2.4 新型连续式石墨化炉单耗计算

在实验炉电极、内壁、中心物料外层、炉表面等处布置热电偶，进行温度测量。由于石墨化炉稳定运行时，电极附近温度较高，热电偶难以测得，因此电极附近温度为估测值，利用石墨化电阻率随温度的增大而减小并成线性关系，估算

出电极附近温度。石墨化炉温度情况见表 2.1。

表 2.1 连续式石墨化电炉温度值

Fig. 2.1 temperatures of Continuous Electric Furnace for Graphitization

电极附近平均 温度 (°C)	内壁最高温 度 (°C)	炉子中心外层 物料平均温度 (°C)	炉子内壁平均 温度 (°C)	炉子外表面 侧壁平均温 度 (°C)	环境温度 (°C)
2300	1720	1900	1600	150	20

单位理论热耗 $W_{\text{效}}$ 的计算:

根据石墨材料生产过程的特点, 生产石墨化焦的理论热耗可以由以下公式进行计算^[16]:

$$W_{\text{效}} = 1000 \times [(1250 - t)C_{\text{石墨1}} + (1800 - 1250) \times C_{\text{石墨2}} + (2300 - 1800)C_{\text{石墨3}}] / 3600 \quad (2-1)$$

其中

$C_{\text{石墨}}$ — 石墨材料的比热 $J/kg \cdot K$;

石墨的比热随温度的升高而增大, 两者的关系如下:

$$C_{\text{石墨}} = 1.8586 + 1.2893 \times 10^{-4} T + 2.564 T \times 10^5 T^{-2} + 4.5197 \times 10^7 \times T^{-6} \quad (2-2)$$

式中, T — 绝对温度, K 。

第二段加热过程中石墨材料的比热采用上式进行计算, 式中温度取该段的平均温度, 即

$$T = (1800 + 1250) / 2 + 273 = 1798 K$$

带入公式(2-2)进行计算, 得

$$\begin{aligned} C_{\text{石墨2}} &= 1.8586 + 1.2893 \times 10^{-4} \times 1798 + 2.564 \times 1798 \times 10^5 \times 1798^{-2} + 4.5197 \times 10^7 \times 1798^{-6} \\ &= 2.18 J/kg \cdot K \end{aligned}$$

查资料^[14], 得 $C_{\text{石墨1}} = 0.9 J/kg \cdot K$, $C_{\text{石墨3}} = 6.52 J/kg \cdot K$

带入(2-1)式中, 得

$$\begin{aligned}W_{\text{效}} &= 1000 \times [(1250 - t)C_{\text{石墨1}} + (1800 - 1250)C_{\text{石墨2}} + (2300 - 1800)C_{\text{石墨3}}] / 3600 \\ &= 1000 \times [(1250 - 20) \times 0.9 + (1800 - 1250) \times 2.18 + (2300 - 1800) \times 6.52] / 3600 \\ &= 1546 \text{ kWh/t}\end{aligned}$$

通过计算求得连续式石墨化电炉的理论单耗为1546kWh/t。与传统石墨化炉相比较，很大程度上节约了电能。

2.5 新型连续式石墨化电炉的优点

新型石墨化电炉有如下优点：

(1) 实现连续式生产

具有功率大、电密高、曲线好的性能和优越性，表现在炉温高、产量高等特征上。

(2) 产品电耗低

电耗是石墨化工序的主要经济技术指标。新型连续式石墨化电炉与艾奇逊炉相比电耗较低，没有蓄热损失。目前国内炭素制品生产石墨化电耗通常是4000~5500kWh/t，而新型连续式石墨化炉电耗在1800 kWh/t左右。

(3) 产量大

新型石墨化电炉可以根据不同产量需要进行设计、施工。预计最高产量可达日产80吨。

(4) 功率因数高

传统炉平均功率因数只有0.7，新型石墨化电炉功率因数可达到0.91以上，功率因数显著提高。

(5) 产品电阻率低

由于新型石墨化炉炉温高，所以石墨化程度更好，其电阻率降低17%左右。电阻率低，炼钢单耗下降。

第3章 连续式石墨化电炉冷却系统设计

3.1 冷却器的设计

3.1.1 选型

根据炉膛尺寸及现场布置,初定物料冷却装置为筒状分层叉排结构,水管贯穿于筒体结构之中,设计计算时将此结构按照温降特点在垂直方向平均分为三段。初始计算时,每段水管分别按照19、20、19根进行计算;为简化计算,根据结构特点每根水管长度近似取为1m;为达到冷却物料的效果,初定最终冷却温度为300℃。

3.1.2 原始数据

物料进口温度: $t_1' = 1800^\circ\text{C}$;

物料的出口温度: $t_2'' = 300^\circ\text{C}$;

冷却水管规格: 外径70mm;

管壁厚10mm;

水管导热系数: $42.2\text{W}/\text{m}\cdot\text{K}$

石墨化焦物理性质等参数^{[13][14]}:

产量: $G = 15\text{t}/\text{d} = 625\text{kg}/\text{h} = 0.174\text{kg}/\text{s}$

比热: $c_M = 2.83\text{kJ}/\text{kg}\cdot\text{K}$

密度: $\rho_M = 662\text{kg}/\text{m}^3$

黑度: $\varepsilon_M = 0.8$

炉气黑度: $\varepsilon_g = 0.6$

角系数: $\varphi_{KM} = 1.0$

堆积热导系数: $\lambda_M = 7\text{W}/\text{m}\cdot\text{K}$

弹性模量: $E = 6.07 \times 10^9\text{Pa}$

平均曲率半径: $\bar{b} = 15\text{mm}$

导热系数: $\lambda = 65\text{W}/\text{m}\cdot\text{K}$

3.1.3 初值假设

根据实验炉运行情况、测试结果,以及初步迭代运算结果,设定各区段温度及冷却水温度如下:

第一区段:

料温 $1800 \sim 590^{\circ}\text{C}$ ，冷却水的入口温度 $t_f' = 20^{\circ}\text{C}$ ，冷却水的出口温 $t_f'' = 40^{\circ}\text{C}$ ；

第二区段：

料温 $590 \sim 380^{\circ}\text{C}$ ，冷却水的入口温度 $t_f' = 20^{\circ}\text{C}$ ，冷却水的出口温度 $t_f'' = 32^{\circ}\text{C}$ ；

第三区段：

料温 $380 \sim 300^{\circ}\text{C}$ ，冷却水的入口温度 $t_f' = 20^{\circ}\text{C}$ ，冷却水的出口温度 $t_f'' = 30^{\circ}\text{C}$ 。

3.2 传热量及水流量的计算

3.2.1 第一区段

冷却水的入口温度 $t_f' = 20^{\circ}\text{C}$ 冷却水的出口温度 $t_f'' = 40^{\circ}\text{C}$

特性温度：

$$t_f = \frac{t_f' + t_f''}{2} \tag{3-1}$$

$$= \frac{20 + 40}{2}$$

$$= 30^{\circ}\text{C}$$

30°C 水的物性参数，查表^[11]，得

$$\rho_f = 995.6 \text{ kg/m}^3, C_{p_f} = 4.174 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}, \lambda_f = 0.618 \text{ W/m}\cdot\text{K},$$

$$\nu_f = 0.805 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}, Pr_f = 5.42, \eta_w = 162.8 \times 10^{-6} \text{ kg/m}\cdot\text{s},$$

以上各物理量的意义如下：

t ——温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

ρ ——密度， kg/m^3 ；

C_p ——比热， $\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$ ；

λ ——导热系数， $\text{W/m}\cdot\text{K}$ ；

ν ——运动粘度， m^2/s ；

η ——动力粘度， $\text{kg/m}\cdot\text{s}$ ；

Pr ——普朗特数；

其中下标 f 表示的是流体的物理量，下标为 w 则表示水管壁面的物理量。

传热量的计算：

热损失系数：取 $\eta_L = 0.98$

初取冷却水流速为 0.25m/s ，则被加热冷却水每秒的吸热量：

$$\begin{aligned}\Phi &= n\rho_f V \frac{\pi}{4} d_i^2 C_{pf} (t_f'' - t_f') \eta_L & (3-2) \\ &= 19 \times 995.6 \times 0.25 \times \frac{3.14}{4} \times 0.05^2 \times 4174 \times (40 - 20) \times 0.98 \\ &= 759271\text{W}\end{aligned}$$

确定冷却水流量：

$$\begin{aligned}M' &= \frac{\Phi}{C_p (t'' - t')} & (3-3) \\ &= \frac{759271}{4174 \times 20} \\ &= 9.10\text{kg/s}\end{aligned}$$

确定流速：

$$\begin{aligned}v &= \frac{M'}{n\rho_f A'} & (3-4) \\ &= \frac{9.10}{19 \times 995.6 \times \frac{3.14 \times 0.05^2}{4}} \\ &= 0.25\text{m/s}\end{aligned}$$

平均温差计算：

$$\Delta t_{\max} = t_{M'}' - t_f'' = 1800 - 20 = 1780^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\min} = t_{M1}'' - t_f' = 590 - 40 = 550^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_m' &= \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} & (3-6) \\ &= \frac{1780 - 550}{\ln \left(\frac{1780}{550} \right)} \\ &= 1047^\circ\text{C}\end{aligned}$$

查表^[15]，得

修正系数 $\varphi = 0.995$

则平均温差为: $\Delta t_m = \varphi \cdot \Delta t'_m = 0.995 \times 1063 = 1042^\circ\text{C}$

估算传热面积并作结构安排:

初选换热系数:

结合迭代计算结果, 初取 $K' = 140\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$

确定换热面积:

$$\begin{aligned} A' &= \frac{\Phi}{K' \Delta t_m} & (3-7) \\ &= \frac{759271}{140 \times (1042 + 273)} \\ &= 4.12\text{m}^2 \end{aligned}$$

此面积数值与原假设数据所算结果相差不大, 不必重新计算。

校核水管数目:

$$\begin{aligned} n &= \frac{A'}{\pi d l} & (3-8) \\ &= \frac{4.12}{3.14 \times 0.07 \times 1} \\ &= 18.8 \end{aligned}$$

其中

l ——每根水管长度。

取整数 19 根。

3.2.2 第二区段

冷却水的入口温度 $t'_f = 20^\circ\text{C}$ 冷却水的出口温度 $t''_f = 32^\circ\text{C}$

特性温度:

由公式(3-1), 得

$$t_f = \frac{t'_f + t''_f}{2} = \frac{20 + 32}{2} = 26^\circ\text{C}$$

26°C 水的物性参数, 查表^[11], 得

$$\rho_f = 997.6 / m^3, C_{pf} = 4.174 kJ / kg \cdot K, \lambda_f = 0.591 W / m \cdot K,$$

$$v_f = 0.8854 \times 10^{-6} m^2 / s, Pr_f = 7.11, \eta_f = 923 \times 10^{-6} kg / m \cdot s$$

假设管内壁温 140℃, 查表^[11], $\eta_w = 186.4 \times 10^{-6} kg / m \cdot s$

传热量的计算:

热损失系数: $\eta_L = 0.98$

被加热水每秒的吸热量:

由公式 (3-2), 得

$$\begin{aligned} \Phi &= n\rho_f V \frac{\pi}{4} d_i^2 c_f (t_f'' - t_f') \eta_L \\ &= 20 \times 996.7 \times 0.1 \times \frac{3.14}{4} \times 0.05^2 \times 4174 \times (32 - 20) \times 0.98 \\ &= 192028 W \end{aligned}$$

确定冷却水流量:

由公式(3-3), 得

$$M' = \frac{\Phi}{C_p (t' - t)} = \frac{192028}{4174 \times (32 - 20)} = 3.83 kg / s$$

确定流速:

由公式(3-4), 得

$$v = \frac{M'}{n\rho_f A'} = \frac{3.83}{20 \times 996.7 \times \frac{3.14 \times 0.05^2}{4}} = 0.1 m / s$$

平均温差计算:

$$\Delta t_{\max} = t_M' - t_f'' = 590 - 20 = 570^\circ C$$

$$\Delta t_{\min} = t_{M1}'' - t_f' = 380 - 32 = 348^\circ C$$

由公式(3-6), 得

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} = \frac{570 - 348}{\ln \left(\frac{570}{348} \right)} = 450^\circ C$$

查表^[15], 得

修正系数 $\varphi = 0.995$

则平均温差为: $\Delta t_m = \varphi \cdot \Delta t'_m = 0.995 \times 450 = 448^\circ\text{C}$

估算传热面积并作结构安排:

初选换热系数:

结合理论计算, 初取 $K' = 110\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$

确定换热面积:

由公式 (3-7), 得

$$A' = \frac{\Phi}{K' \Delta t_m} = \frac{192028}{110 \times (448 + 273)} = 2.4\text{m}^2$$

校核水管数目:

由公式 (3-8), 得

$$n = \frac{A'}{\pi d l} = \frac{2.4}{3.14 \times 0.07 \times 1} = 11.02$$

取整数 12 根。

3.2.3 第三区段

冷却水的入口温度 $t'_f = 20^\circ\text{C}$ 冷却水的出口温度 $t''_f = 30^\circ\text{C}$

特性温度:

由公式(3-1), 得

$$t_f = \frac{t'_f + t''_f}{2} = \frac{20 + 30}{2} = 25^\circ\text{C}$$

25°C 水的物性参数, 查表^[11], 得

$$\rho_f = 996.9\text{kg}/\text{m}^3, C_{pf} = 4.176\text{kJ}/\text{kg} \cdot \text{K}, \lambda_f = 0.609\text{W}/\text{m} \cdot \text{K},$$

$$\nu_f = 0.9055 \times 10^{-6}\text{m}^2/\text{s}, Pr_f = 6.22, \eta_f = 259 \times 10^{-6}\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$$

假设管内壁温 120°C, 查表^[11], $\eta_w = 903 \times 10^{-6}\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$

传热量的计算:

热损失系数: $\eta_L = 0.98$

被加热水每秒的吸热量:

由公式(3-2), 得

$$\begin{aligned}\Phi &= n\rho_f V \frac{\pi}{4} d_i^2 C_{pf} (t_f'' - t_f') \eta_L \\ &= 19 \times 996.9 \times 0.1 \times \frac{3.14}{4} \times 0.05^2 \times 4176 \times (30 - 20) \times 0.98 \\ &= 76063W\end{aligned}$$

确定冷却水流量:

由公式(3-3), 得

$$M' = \frac{\Phi}{C_p (t' - t'')} = \frac{76063}{4176 \times (30 - 20)} = 1.82 \text{ kg/s}$$

确定流速:

由公式(3-4), 得

$$v = \frac{M'}{n\rho_f A'} = \frac{1.82}{19 \times 996.9 \times \frac{3.14 \times 0.05^2}{4}} = 0.05 \text{ m/s}$$

平均温差计算:

$$\Delta t_{\max} = t_M' - t_f'' = 380 - 20 = 360^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\min} = t_{M1}'' - t_f' = 300 - 30 = 270^\circ\text{C}$$

由公式(3-6), 得

$$\Delta t_m' = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} = \frac{360 - 270}{\ln \left(\frac{360}{270} \right)} = 313^\circ\text{C}$$

查表^[15], 得

修正系数 $\varphi = 0.995$

则平均温差为: $\Delta t_m = \varphi \cdot \Delta t_m' = 0.995 \times 450 = 311^\circ\text{C}$

估算传热面积并作结构安排:

初选换热系数:

结合理论计算, 初取 $K' = 70 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

确定换热面积:

由公式(3-7), 得

$$A' = \frac{\Phi}{K' \Delta t_m} = \frac{76063}{70 \times (311 + 273)} = 1.9 m^2$$

校核水管数目:

由公式(3-8), 得

$$n = \frac{A'}{\pi d l'} = \frac{1.9}{3.14 \times 0.07 \times 1} = 8.64$$

取整数 9 根。

3.2.4 小结

总换热量:

$$\begin{aligned} \Phi &= \Phi_1 + \Phi_2 + \Phi_3 \\ &= 759271 + 192028 + 76063 \\ &= 1027361 W \end{aligned}$$

理论总需水流量:

$$\begin{aligned} M &= M_1 + M_2 + M_3 \\ &= 9.10 + 3.83 + 1.82 \\ &= 14.75 kg/s \\ &= 53.1 t/h \end{aligned}$$

总换热面积:

$$\begin{aligned} A &= A_1' + A_2' + A_3' \\ &= 4.12 + 2.40 + 1.90 \\ &= 8.42 m^2 \end{aligned}$$

共需水管长度:

$$19 + 12 + 9 = 40 m。$$

3.3 换热系数的计算

3.3.1 第一区段

内层物料导热系数^[13]: $65 W/m \cdot K$

辐射传热计算:

根据传热学公式^[11]

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t \quad (3-9)$$

$$K = C \cdot \frac{\left(\frac{\bar{T}_g}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_{\text{壁}}}{100}\right)^4}{T_g - T_{\text{壁}}} \quad (3-10)$$

其中

C ——炉内工质向冷却件表面的导热辐热系数, $\text{kJ}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K}^4$

$$C = \frac{20.43 \varepsilon_g \varepsilon_M [1 + \varphi_{KM} (1 - \varepsilon_g)]}{\varepsilon_g + \varphi_{KM} (1 - \varepsilon_g) [\varepsilon_M + \varepsilon_g (1 - \varepsilon_M)]} \quad (3-11)$$

\bar{T}_g ——炉气的平均温度;

$T_{\text{壁}}$ ——水冷却件壁的平均温度。

ε_g ——炉气黑度;

ε_M ——炉料黑度;

φ_{KM} ——炉壁对炉料的角系数;

石墨化焦的物性参数:

炉料黑度: $\varepsilon_M = 0.8$

炉气黑度: $\varepsilon_g = 0.6$

角系数: $\varphi_{KM} = 1.0$

平均曲率半径 $\bar{b} = 15\text{mm}$

由公式(3-11), 得

$$\begin{aligned} C &= \frac{20.43 \varepsilon_g \varepsilon_M [1 + \varphi_{KM} (1 - \varepsilon_g)]}{\varepsilon_g + \varphi_{KM} (1 - \varepsilon_g) [\varepsilon_M + \varepsilon_g (1 - \varepsilon_M)]} \\ &= \frac{20.43 \times 0.8 \times 0.6 \times [1 + (1 - 0.8)]}{0.6 + (1 - 0.8) [0.6 + 0.8(1 - 0.6)]} \\ &= 11.95 \text{kJ}/\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\bar{T}_g &= \frac{t_M + t_{M1}''}{2} + 273 & (3-12) \\ &= \frac{1800 + 590}{2} + 273 \\ &= 1468K\end{aligned}$$

内外管壁温差^[12]:

$$\begin{aligned}\Delta t &= \frac{\ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)\Phi}{2\pi\lambda l_1} & (3-13) \\ &= \frac{\ln\left(\frac{0.07}{0.05}\right) \times 759271}{2 \times 3.14 \times 42.2 \times 19} \\ &= 51^\circ\text{C}\end{aligned}$$

水管外壁温度:

$$\begin{aligned}t_{w1} &= t_w'' + \Delta t & (3-14) \\ &= 168 + 51 \\ &= 219^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}T_w &= t_{w1} + 273 & (3-15) \\ &= 219 + 273 \\ &= 492K\end{aligned}$$

因为

$$h_r(\bar{T}_g - T_w) = C \left[\left(\frac{\bar{T}_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] \quad (3-16)$$

所以辐射部分的传热系数为:

$$\begin{aligned}h_r &= \frac{C \left[\left(\frac{\bar{T}_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]}{\bar{T}_g - T_w} \\ &= \frac{3.32 \times \left[\left(\frac{1468}{100} \right)^4 - \left(\frac{492}{100} \right)^4 \right]}{1468 - 492} \\ &= 156W/m^2 \cdot K\end{aligned}$$

由于冷却水管壁的热阻很小,不影响物料的传热,在计算物料与水管间换热

系数时，可以忽略不计。

综上，第一区段物料与管壁之间的换热系数为 $156W/m^2 \cdot K$

管内对流换热系数 h_i 计算：

$$\begin{aligned} Re_f &= \frac{Vd}{\nu_f} & (3-17) \\ &= \frac{0.25 \times 0.05}{0.000000805} \\ &= 15528 \end{aligned}$$

$Re_f > 10^4$ ，流动为湍流，根据以下公式计算^[15]

$$\begin{aligned} Nu_f &= 0.036(Re_f)^{0.8}(P_{rf})^{1/3} \left(\frac{\eta_f}{\eta_w}\right)^{0.14} \left(\frac{D}{L}\right)^{1/8} & (3-18) \\ &= 0.036(15528)^{0.8}(5.42)^{1/3} \left(\frac{801.5}{1628}\right)^{0.14} \left(\frac{0.05}{1}\right)^{1/8} \\ &= 149 \end{aligned}$$

假设管内壁温 $170^\circ C$ ，查表^[11]， $\eta_f = 801.5 \times 10^{-6} kg/m \cdot s$

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{\lambda_f}{d_i} Nu_f & (3-19) \\ &= \frac{0.618}{0.05} \times 149 \\ &= 1843W/m^2 \cdot K \end{aligned}$$

实际管内壁温度 t_w' ：

$$\begin{aligned} t_w' &= t_f + \frac{\Phi}{h_i \pi d_i l_1} & (3-5) \\ &= 30 + \frac{759271}{1843 \times 3.14 \times 0.05 \times 19} \\ &= 168^\circ C \end{aligned}$$

与假设值 $170^\circ C$ 的差值在合理范围之内，不再重复计算。

第一段综合换热系数为：

$$\begin{aligned}
 K &= \frac{1}{\frac{1}{h_i} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{2\lambda} \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right) + \frac{1}{K}} \quad (3-20) \\
 &= \frac{1}{\frac{1}{1843} \frac{0.07}{0.05} + \frac{0.07}{2 \times 42.2} + \frac{1}{155}} \\
 &= 134 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

与假设值 $140 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ 相差不多不必重复计算。

3.3.2 第二区段

这部分传热由于其温度与第一区段相比较低，故考虑其接触热阻对传热过程的影响。对这部分进行计算时，要考虑料层的辐射换热及接触换热。

内层物料导热系数^[13]: $65 \text{ W/m} \cdot \text{K}$

根据公式(3-9)~(3-16)

代入数值计算，得

$$\begin{aligned}
 C &= \frac{20.43 \varepsilon_g \varepsilon_M \left[1 + \varphi_{KM} (1 - \varepsilon_g) \right]}{\varepsilon_g + \varphi_{KM} (1 - \varepsilon_g) \left[\varepsilon_M + \varepsilon_g (1 - \varepsilon_M) \right]} \\
 &= \frac{20.43 \times 0.8 \times 0.6 \times \left[1 + (1 - 0.8) \right]}{0.6 + (1 - 0.8) \left[0.6 + 0.8 (1 - 0.6) \right]} \\
 &= 11.95 \text{ kJ/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

$$\bar{T}_g = \frac{t_M' + t_{M1}''}{2} + 273 = \frac{590 + 380}{2} + 273 = 758 \text{ K}$$

内外管壁温差:

$$\Delta t = \frac{\ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right) \Phi}{2\pi\lambda l_2} = \frac{\ln\left(\frac{0.07}{0.05}\right) \times 192028}{2 \times 3.14 \times 42.2 \times 20} = 12^\circ\text{C}$$

水管外壁温度:

$$t_{w1} = t_w'' + \Delta t = 130 + 12 = 142^\circ\text{C}$$

$$T_w = t_{w1} + 273 = 142 + 273 = 415 \text{ K}$$

因为

$$h_r(\bar{T}_g - T_w) = C \left[\left(\frac{\bar{T}_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]$$

所以辐射部分的传热系数为:

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{C \left[\left(\frac{\bar{T}_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]}{\bar{T}_g - T_w} \\ &= \frac{3.32 \times \left[\left(\frac{758}{100} \right)^4 - \left(\frac{415}{100} \right)^4 \right]}{758 - 415} \\ &= 29.1 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

由于辐射换热系数较小,辐射换热量较小,可以忽略不计。

接触换热:

两个固体表面相接触时,在接触界面上所形成的导热热阻。接触热阻是因固体表面的粗糙度使固体表面的接触只能发生在个别离散的接触面上,接触面之外的间隙空间多为真空状态或充满某种流体(如空气等)而产生的。其量值大小与接触面的材料性质、表面粗糙度、接合处压力以及间隙中流体的性质等诸因素有关。接触热阻值几乎不可能用理论方法进行分析计算,通常都借专门的实验测定,并可获得比较可靠的数据。为减小接触热阻,可采取以下措施:(1)加大两物体接触面处的压力,使交界面上的凸出部分发生某种变形,以减小间隙,增大接触面面积,(2)在交界面处加上一薄片铜皮或涂上一薄层“导热脂”。实践表明,只要使接触热阻略有减小,就能明显地增强导热的效果。

接触热阻模型^[17]:

$$h_i = \frac{2a\lambda_s}{\varphi} \tag{3-21}$$

式中

h_i ——单点的导热热阻;

a ——接触点的接触热阻;

λ_s ——导热系数;

φ ——接触热阻因子，是接触点半径与曲率半径之比 a/b 的函数， φ 的表达式随 a/b 的不同而变化，近似计算时，可取 $\varphi=1$ 。

本文选用弹性模型对接触点压力进行计算，计算公式为：

$$p_i = \frac{4Eda}{3}, \quad a = \sqrt{db} \quad (3-22)$$

式中

p_i ——单点接触压力；

d ——接触点的形变量；

E ——弹性模量（杨氏模量）。

由式(3-21)和(3-22)，得

$$h_i = \frac{2 \times \left(\frac{3}{4}\right)^{\frac{1}{3}} b_i^{\frac{1}{3}} \lambda_s p_i^{\frac{1}{3}}}{E^{\frac{1}{3}} \varphi} \quad (3-23)$$

根据分析可知，不同接触点的曲率半径 b_i 基本相同，因此可用接触点的平均曲率半径 \bar{b} 来代替 b_i 。令：

$$k = \frac{2 \times \left(\frac{3}{4}\right)^{\frac{1}{3}} b_i^{\frac{1}{3}} \lambda_s}{E^{\frac{1}{3}} \varphi} = \frac{2 \times \left(\frac{3}{4}\right)^{\frac{1}{3}} \bar{b}^{\frac{1}{3}} \lambda_s}{E^{\frac{1}{3}} \varphi}$$

则

$$h_i = k p_i^{\frac{1}{3}} \quad (3-24)$$

设接触点为 N ，则整个粗糙度曲线的接触热导：

$$h = k \sum_{i=0}^N p_i^{\frac{1}{3}} = k N \bar{p}^{\frac{1}{3}} \quad (3-25)$$

假设单点的压力基本相同或在很小的范围内变化，

$$h = k N (\bar{p})^{\frac{1}{3}} \approx k N \left(\frac{\bar{p}}{N}\right)^{\frac{1}{3}} = k N^{\frac{2}{3}} \bar{p}^{\frac{1}{3}} \quad (3-26)$$

计算接触点时，将石墨化焦颗粒近似为球形颗粒，则单位面积接触点数为：

$$N = 1.3 \times \frac{1}{\frac{3.14}{4} \times 0.015^2} = 7360/m^2$$

k 的计算：

$$\begin{aligned} k &= \frac{2 \times \left(\frac{3}{4}\right)^{\frac{1}{3}} b^{\frac{1}{3}} \lambda_s}{E^{\frac{1}{3}} \varphi} \\ &= \frac{2 \times \left(\frac{3}{4}\right)^{\frac{1}{3}} \times 0.015^{\frac{1}{3}} \times 65}{(9.5 \times 10^9)^{\frac{1}{3}}} \\ &= 0.014 \end{aligned}$$

压力 p ：

$$F = \rho V g = 622 \times 3.14 \times 4.97 \times 9.8 = 95199N$$

$$p = \frac{P}{A} = \frac{95199}{3.14 \times 0.6^2} = 84217Pa$$

带入公式(3-26)中，

$$\begin{aligned} h &= k N^{\frac{2}{3}} p^{\frac{1}{3}} \\ &= 0.014 \times 7360^{\frac{2}{3}} \times 84217^{\frac{1}{3}} \\ &= 232W/m^2 \cdot K \end{aligned}$$

综上，第二区段物料与管壁之间的换热系数为

$$\begin{aligned} h &= \frac{1}{\frac{1}{h_c} + \frac{d_o}{2\lambda_M} \ln \frac{d_3}{d_o}} \tag{3-27} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{232} + \frac{0.07}{2 \times 7} \ln \frac{0.24}{0.07}} \\ &= 96W/m^2 \cdot K \end{aligned}$$

管内对流计算：

根据公式(3-17)，

$$Re_f = \frac{Vd}{\nu_f} = \frac{0.1 \times 0.05}{0.0000008854} = 5647$$

因为 $2300 < Re_f < 10^4$ ，所以管内流动形式为湍流过渡区。

$$\begin{aligned} Nu_f &= 0.012 \times (Re^{0.87} - 280) \times Pr_f^{0.4} \left[1 + \left(\frac{d}{l} \right)^{\frac{2}{3}} \right] \quad (3-28) \\ &= 0.012 \times (5647^{0.87} - 280) \times 7.11^{0.4} \times \left[1 + \left(\frac{0.05}{1} \right)^{\frac{2}{3}} \right] \\ &= 47 \end{aligned}$$

根据公式(3-18)管内对流换热系数为：

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{\lambda_f}{d_i} Nu_f \\ &= \frac{0.59}{0.05} \times 47 \\ &= 549 W / m^2 \cdot K \end{aligned}$$

根据公式(3-20)，第二段综合换热系数为：

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{\frac{1}{h_i} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{2\lambda} \ln \left(\frac{d_o}{d_i} \right) + \frac{1}{h_r}} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{549} \times \frac{0.07}{0.05} + \frac{0.07}{2 \times 42.2} \ln \frac{0.07}{0.05} + \frac{1}{96}} \\ &= 76 W / m^2 \cdot K \end{aligned}$$

初值为 110，故需重新计算。

重新确定第二区段换热面积：

根据公式(3-7)和(3-8)，

$$\begin{aligned} A' &= \frac{\Phi}{K' \Delta t_m} \\ &= \frac{192028}{76 \times (448 + 273)} \\ &= 3.5 m^2 \end{aligned}$$

$$n = \frac{A'}{\pi d l} = \frac{3.5}{3.14 \times 0.07 \times 1} = 15.9, \text{ 取 } 16$$

水管数目为 16 时第二区段流速:

$$\begin{aligned} v' &= \frac{M'}{n\rho_f A'} \\ &= \frac{3.83}{16 \times 995.6 \times \frac{3.14 \times 0.05^2}{4}} \\ &= 0.13 \text{ m/s} \end{aligned}$$

3.3.3 第三区段

辐射传热热阻:

根据公式(3-9)~(3-16),

$$\begin{aligned} K &= C \cdot \frac{\left(\frac{T_g}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_{\text{壁}}}{100}\right)^4}{T_g - T_{\text{壁}}} \\ C &= \frac{20.43 \varepsilon_g \varepsilon_M [1 + \varphi_{KM} (1 - \varepsilon_g)]}{\varepsilon_g + \varphi_{KM} (1 - \varepsilon_g) [\varepsilon_M + \varepsilon_g (1 - \varepsilon_M)]} \\ &= \frac{20.43 \times 0.8 \times 0.6 \times [1 + (1 - 0.8)]}{0.6 + (1 - 0.8) [0.6 + 0.8(1 - 0.6)]} \\ &= 11.95 \text{ kJ/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bar{T}_g &= \frac{t_M' + t_{M1}''}{2} + 273 \\ &= \frac{380 + 300}{2} + 273 \\ &= 613 \text{ K} \end{aligned}$$

内外管壁温差

$$\Delta t = \frac{\ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)\Phi}{2\pi\lambda l_2} = \frac{\ln\left(\frac{0.07}{0.05}\right) \times 76063}{2 \times 3.14 \times 42.2 \times 19} = 5^\circ\text{C}$$

水管外壁温度

$$t_{w1} = t_w'' + \Delta t = 120 + 12 = 132^\circ\text{C}$$

$$T_w = t_{w1} + 273 = 132 + 273 = 405 \text{ K}$$

因为

$$h_r(\bar{T}_g - T_w) = C \left[\left(\frac{\bar{T}_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]$$

所以辐射部分的传热系数为:

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{C \left[\left(\frac{\bar{T}_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right]}{\bar{T}_g - T_w} \\ &= \frac{3.32 \times \left[\left(\frac{613}{100} \right)^4 - \left(\frac{405}{100} \right)^4 \right]}{613 - 405} \\ &= 21W/m^2 \cdot K \end{aligned}$$

辐射换热量较小, 计算式可以忽略不计。

$$\begin{aligned} h &= kN^{\frac{2}{3}} p^{\frac{1}{3}} \\ &= 0.014 \times 7360^{\frac{2}{3}} \times 93787^{\frac{1}{3}} \\ &= 241W/m^2 \cdot K \end{aligned}$$

综上, 第三区段物料与管壁之间的换热系数为

$$\begin{aligned} h &= \frac{1}{\frac{1}{h_c} + \frac{d_o}{2\lambda_M} \ln \frac{d_3}{d_o}} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{241} + \frac{0.07}{2 \times 7} \ln \frac{0.24}{0.07}} \\ &= 97W/m^2 \cdot K \end{aligned}$$

管内对流计算:

根据公式(3-17)

$$Re_f = \frac{Vd}{\nu_f} = \frac{0.05 \times 0.05}{0.0000009055} = 2761$$

因为 $2300 < Re_f < 10^4$, 所以管内流动形式为湍流过渡区。

查阅资料^[11], 努赛尔数计算公式如下:

$$\begin{aligned}
 Nu_f &= 0.012 \times (Re^{0.87} - 280) \times Pr_f^{0.4} \left[1 + \left(\frac{d}{l} \right)^{\frac{2}{3}} \right] \quad (3-29) \\
 &= 0.012 \times (2761^{0.87} - 280) \times 6.22^{0.4} \times \left[1 + \left(\frac{0.05}{1} \right)^{\frac{2}{3}} \right] \\
 &= 20
 \end{aligned}$$

管内对流换热系数为

$$\begin{aligned}
 h_i &= \frac{\lambda_f}{d_i} Nu_f \\
 &= \frac{0.59}{0.05} \times 20 \\
 &= 263 W / m^2 \cdot K
 \end{aligned}$$

第三段综合换热系数为:

$$\begin{aligned}
 K &= \frac{1}{\frac{1}{h_i} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{2\lambda} \ln \left(\frac{d_o}{d_i} \right) + \frac{1}{h}} \\
 &= \frac{1}{\frac{1}{263} \times \frac{0.07}{0.05} + \frac{0.07}{2 \times 42.2} \ln \frac{0.07}{0.05} + \frac{1}{97}} \\
 &= 63 W / m^2 \cdot K
 \end{aligned}$$

初设换热系数为 70，计算值与初设值相差不大，故不必重新计算。

3.3.4 小结

经修正后各段数值见表 3.1~3.3:

3.1 第一区段各项参数计算值

Fig 3.1 calculated values of the parameters of the first section

换热面积, m ²	水管数目, 根	冷却水水量, kg/s	水流速度, m/s
4.12	19	9.1	0.25

3.2 第二区段各项参数计算值

Fig 3.2 calculated values of the parameters of the second section

换热面积, m ²	水管数目, 根	冷却水水量, kg/s	水流速度, m/s
3.5	16	3.83	0.13

3.3 第三区段各项参数计算值

Fig 3.3 calculated values of the parameters of the third section

换热面积, m ²	水管数目, 根	冷却水水量, kg/s	水流速度, m/s
1.9	9	1.82	0.05

总需水量: 14.75kg/s, 即 53.1t/h。

水管理论总长度为 44 米。

3.4 换热功率的计算

根据换热功率公式^[15]:

$$p = K\Delta t_m \quad (3-30)$$

及换热功率公式^[15]:

$$P = p \cdot A \quad (3-31)$$

对冷却器的三段分别进行计算, 计算过程及结果如下:

第一区段单位面积换热功率 p_1

$$p_1 = K\Delta t_m = 138 \times 1042 = 143739W / m^2$$

换热功率 P_1 :

$$P_1 = p_1 A_1' = 140.605 \times 4.12 = 592783W$$

第二区段单位面积换热功率 p_1

$$p_2 = K\Delta t_m = 110 \times 448 = 49280W / m^2$$

换热功率 P_2 :

$$P_2 = p_2 A_2' = 49280 \times 3.5 = 172480W$$

第三区段单位面积换热功率 p_1

$$p_3 = K\Delta t_m = 85 \times 120 = 10200W / m^2$$

换热功率 P_3 :

$$P_3 = p_3 A_3' = 10200 \times 2.10 = 21420W$$

总换热功率:

$$\begin{aligned} P &= P_1 + P_2 + P_3 \\ &= 592783 + 172480 + 21420 \\ &= 786683W \\ &= 787KW \end{aligned}$$

3.5 结构与讨论

3.5.1 结构设计

重复 3.2 及 3.3 的运算, 进行多次迭代后, 得到较合理的参数, 如下:

1. 换热总功率: 787 KW

2. 有效换热面积: $9.52 m^2$

3. 有效流通截面积:

$$A = n \times A' = 44 \times \pi \times \frac{0.05^2}{4} = 0.086m^2$$

4. 管内临界水流量理论值: 53.1t/h。

5. 各管段水流速:

第一区段: 0.26m/s

第二区段: 0.14m/s

第三区段: 0.05m/s

6. 所需管长: 44 m

3.5.2 设计结果讨论

根据石墨的物理性质, 高纯石墨在 1000℃ 以下很难氧化。经石墨化炉加工得到的石墨化焦氧化温度在 800℃ 左右。本文设计的冷料装置可将温度为 1800℃ 的石墨化焦冷却至 300℃ 左右, 在此温度下石墨化焦不会被氧化, 而且此温度下, 石墨化焦在空气中自然冷却到室温速度较快, 不易造成由于热料大量堆积在场地自然冷却而占用车间场地空间。另一个优点是石墨化焦经冷却后, 温度不高, 对环境影响不大, 可以减少工人误操作而发生的高温安全事故, 增加安全性。

根据实验测得结果及理论计算值,认为原假设设计方案较为合理,安全系数较高。为保证物料在第二、第三区段得到充分冷却,并考虑到冷却器加工难易程度,将第二第三区段水管数分别增加至20、19根。增加水管后的结构不仅提高了整个系统的安全性,还增强了出炉石墨化焦与冷却水之间的换热,更利于石墨化焦的充分冷却。这对于石墨化焦成品冷却结束到后期打包封装这一过程节约了很大一部分时间。但由于增设了冷却水管数目,而流速仍按照计算参数进行操作,无疑增加了冷却水流量。为达到节约用水的目的,在厂区增设冷却水池,可以使冷却水实现循环利用。

3.5.3 冷却器结构图

连续式石墨化电炉物料冷却器结构如图3.1~3.4。连续式石墨化电炉冷却器外观为筒型,其内部采用多管分层结构,冷却水管贯穿于圆筒之中;外部为冷却水套结构辅助出炉石墨化焦冷却。按照设计计算所得结果,外部的冷却水套分为三段,每段都由两个半套筒式结构连接组成,两个半套筒结构之间加有隔板,每段套筒连接处的隔板上开有半径为25mm的流通孔。筒体高度1.636米,与连续式石墨化电炉连接处周边钢板为16mm,冷却水套壁厚为10mm,筒体内部水管布局共分为3段,每段3层,奇数排为6根水管,偶数排为7根水管。以中轴线为基准,水管之间间距为170mm,两侧水管位置按照每层管数目及与相邻管间距来确定。每层水管间距为150mm。筒体上部与连续式石墨化电炉连接处,直径为600mm,高度246mm。最后一排水冷管距冷却器底端100mm。

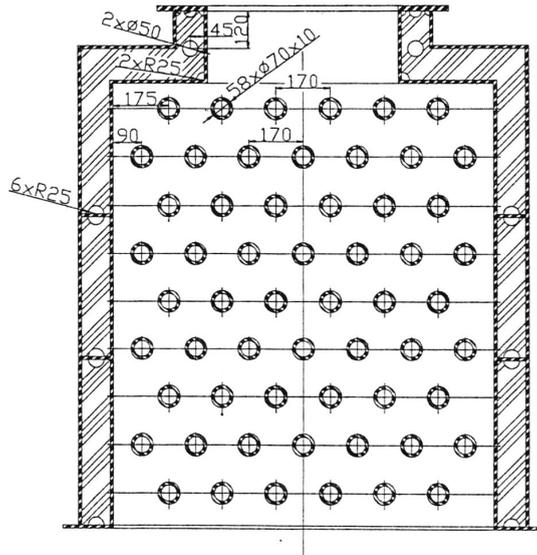


图 3.1 连续式石墨化电炉冷却器结构(a)

Fig. 3.1 structure of graphite of cooler of graphited furnace(a)

供、排水分为 3 段分别进行。冷却水经过冷却水套以及筒体内部管束后由另一侧与冷却水套相连接的排水管中排出。排出后的水流入厂区冷却水池进行自然冷却，再由水泵送入冷却水塔，继续供给冷却器循环使用。

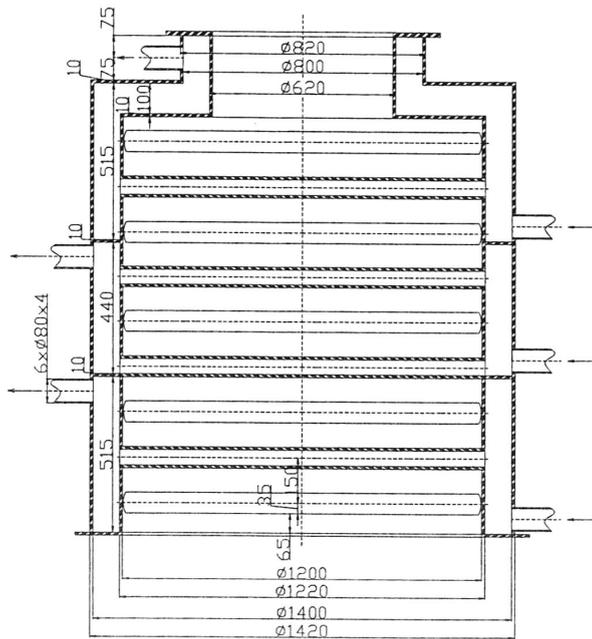


图 3.2 连续式石墨化电炉冷却器结构(b)

Fig. 3.2 structure of graphite of cooler of graphited furnace(b)

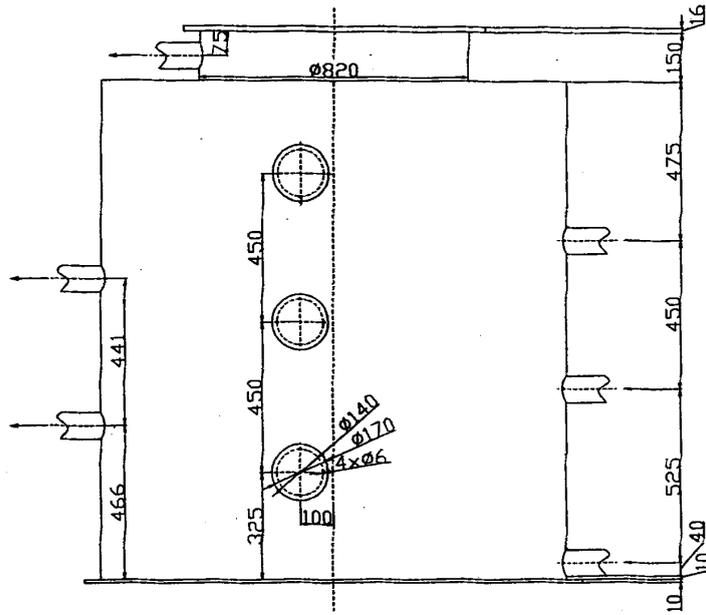


图 3.3 连续式石墨化电炉冷却器结构(c)

Fig. 3.3 structure of graphite of cooler of graphited furnace(c)

在冷却器外侧每段的中心处分别开一个观察孔，用来安装热电偶进行温度测量，以便更直观的了解连续式石墨化电炉运行时，冷却器内物料的温度情况。将真实值和理论计算值进行比较，可以为日后连续式石墨化电炉冷却系统的优化提供有效数据。

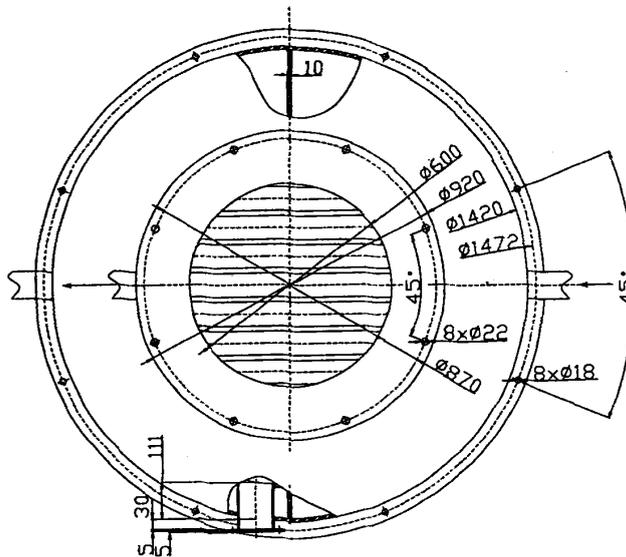


图 3.4 连续式石墨化电炉冷却器结构(d)

Fig. 3.4 structure of graphite of cooler of graphited furnace(d)

第4章 冷却系统的优化

4.1 汽化冷却装置应用于石墨化电炉的探讨

汽化冷却的耗水量比水冷却少得多。例如，加热炉采用工业水冷却时，若水的入口和出口的平均温度差为 20°C ，则一公斤水从冷却构件带走的热量仅为 20 千卡。改用汽化冷却后，设工作压力为 5 公斤/厘米²（表压），给水温度为 20°C ，在该压力下的饱和水焓是 158 千卡/公斤，汽化潜热是 499 千卡/公斤，则一公斤 20°C 的水，通过冷却构件时，能带走的热量应为 $158+499-20=637$ 千卡。由此可见，汽化冷却的耗水量仅相当于水冷却的三十分之一左右，这显然是一种很有价值的节约^[17]。

用于工业炉冷却时，由冷却水带走的热量全部损失，而采用汽化冷却所产生的蒸汽，则可供生产、生活方面使用，甚至可以用来发电。例如，一个大型轧钢厂的四座加热炉，其汽化冷却装置产生的蒸汽为 50~60 吨/时，如用于发电，装机容量可达 8000~10000 千瓦左右^[18]。

采用水冷却时，一般使用工业水，其硬度高，容易结成水垢常使冷却构件发生过热或烧坏。当采用水冷却时，一般用软水为工质，以避免结成水垢，从而延长冷却构件的寿命^[9]。

若将新型石墨化炉的水冷系统升级为汽化冷却系统，将石墨化炉产品带走的热量加以利用，将显著提高热的利用率，有效节约能源。结合利用煅烧石油焦所得到的挥发分，可以将石墨化电炉产生的余热应用于发电、供暖，实现能源的再利用。

4.2 汽化冷却技术简介

汽化冷却技术是利用水汽化吸热，带走被冷却对象热量的一种冷却方式。受水汽化条件的限制，在常规条件下汽化冷却只适用于高温冷却对象。对于同一冷却系统，用汽化冷却所需的水量仅为温升为 10°C 时水冷却水量的 2%，且少用 90% 的补充水量，汽化冷却所产生的蒸汽还可以利用，或者并网发电。

4.2.1 汽化冷却装置原理

1. 冷却换热原理

汽化冷却是利用水转变成蒸汽时吸收热量的冷却装置。以工作压力为0.5MPa(表压)的汽化冷却系统为例,1kg饱和水受热转变成蒸汽时吸热2089.2kJ,如果给水温度是20℃,把水加热到沸点,水吸收热量577.8kJ,这两部分热量加在一起,则1kg20℃的水在0.5MPa(表压)下的汽化冷却系统转变为饱和蒸汽,吸热量为2667kJ。如采用水冷却系统,则1kg水仅能带走83.74kJ左右的热量。达到同样的冷却效果时,汽化冷却用水量仅为水冷却的三十分之一。

2. 水循环原理

汽化冷却装置的循环方式有自然循环和强制循环两种方式。

(1) 自然循环。

自然循环是依靠工质(水和汽水混合物)的密度差形成水循环。自然循环是由汽包,下降管、受热管和上升管组成的循环系统。

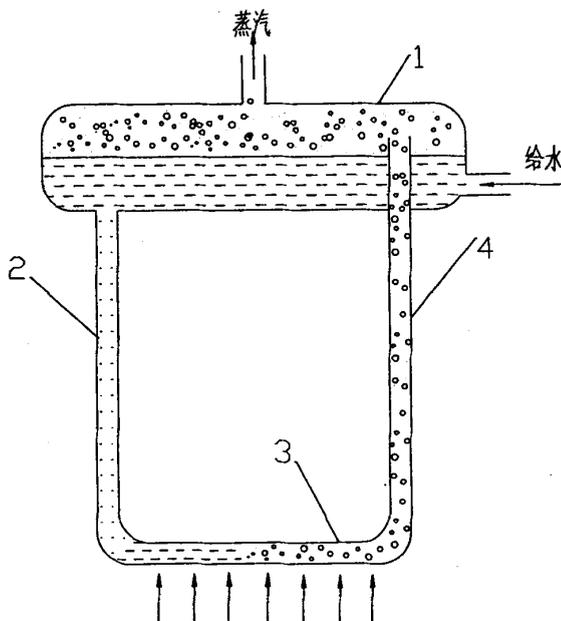


图 4.1 汽化冷却自然循环原理图

Fig. 4.1 Natural circulation evaporative cooling schematic

1——汽包; 2——下降管; 3——炉底管; 4——上升管

汽包中的水沿不受热的下降管下行到联箱中,由此引入受热管加热,水成为汽水混合物,沿上升管回到汽包中去。水的密度及汽水混合物的密度之差,乘以

液柱高度，即称作循环管路的流动压头，就是自然循环的动力，靠此动力来克服循环回路的总阻力损失。如图4.1。

(2) 强制循环。

强制循环的动力是由循环水泵产生，它迫使工质产生从汽包、下降管、循环泵、受热管、上升管回至汽包的水循环。如图4.2。

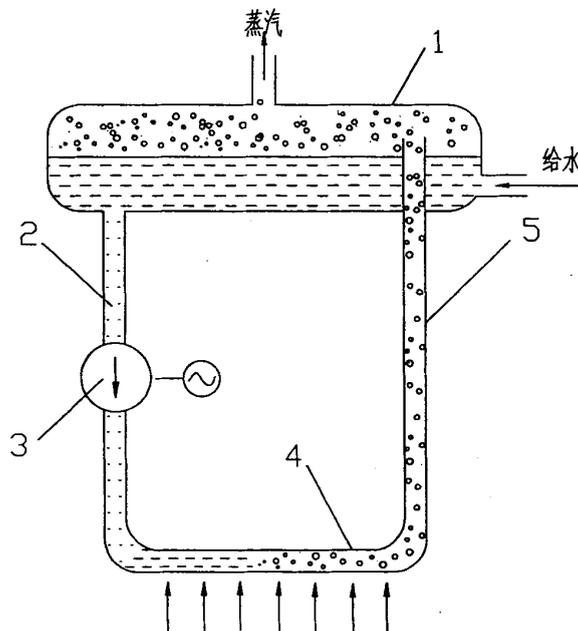


图 4.2 汽化冷却强制循环原理图

Fig. 4.2 Force circulation evaporative cooling schematic

1——汽包；2——下降管；3——水泵；4——炉底管；5——上升管

4.2.2 汽化冷却装置的应用

汽化冷却在国内外钢铁厂中得到了广泛应用，目前国内应用最普遍的是炼钢转炉汽化冷却和加热炉汽化冷却。

1. 转炉汽化冷却^[19]

转炉汽化冷却与转炉炉气处理是相关联的。转炉炉气处理的重点是回收煤气。转炉汽化冷却装置将收集后的1800℃的转炉高温烟气冷却到800℃左右，从而满足除尘及煤气回收的要求，同时产生蒸汽回收大量热能。

转炉汽化冷却装置的冷却方式分为全段自然循环汽化冷却和自然循环冷却与强制循环冷却相结合的复合汽化冷却两种方式。全段自然循环的转炉汽化冷却

装置由汽化冷却器、汽包、蒸汽蓄热器、给水泵和循环管路组成。汽化冷却器分活动烟罩段、炉口段、烟道中段和烟道末段。每一段都是自然循环。水由下降管进入各段冷却烟道的下联箱在冷却部件吸热后变成汽水混合物进入上联箱再经上升管进入汽包，利用下降管中的水和升管中的汽水混合物的比重差形成循环压头，维持自然循环，一般中小型转炉采用这种冷却方式。

2. 加热炉汽化冷却

加热炉的工作温度一般在1200℃左右，加热炉冷却构件采用汽化冷却，利用水转变成蒸汽吸收大量的汽化潜热使冷却构件得到充分的冷却而不至于被烧坏，保证加热炉的安全生产。加热炉有推钢式加热炉和步进式加热炉两种结构，两种结构加热炉都可采用汽化冷却。目前多采用步进式加热炉，步进式加热炉汽化冷却也越来越多的采用。

加热炉汽化冷却的循环方式和系统。推钢式加热炉多采用自然循环汽化冷却，步进式加热炉则采用强制循环汽化冷却。推钢式加热炉汽化冷却由下降管，炉底管，上升管和汽包等组成自然循环系统。汽包底部的下降管把冷却水引入推钢式加热炉的冷却构件，冷却部件吸热后变成汽水混合物经上升管进入汽包。

步进式加热炉汽化冷却由软水除氧给水系统，汽包，下降管、循环水泵、冷却水梁、上升管等组成。除氧后的水通过给水泵送入汽包，汽包下降管接至循环水泵的进水联箱，各循环水泵出口管均接至循环水泵出水联箱，将循环水分别送入步进梁的进水固定联箱和固定梁的进水联箱。步进梁的冷却水管通过旋转接头组与其进水固定联箱相连接。汽包下降管的冷却水在冷却件、固定梁及其立柱、活动梁及其立柱中吸热后部分汽化，汽水混合物通过上升管进入汽包进行汽水分离，蒸汽送入蒸汽管网，水则由循环泵再次送去冷却部件冷却。

4.3 汽化冷却装置的特点

汽化冷却是利用水的汽化吸热原理带走被冷却对象热量的一种冷却方式，其特点：

- (1) 由于单位质量水的汽化热 ($2253\text{J/g}\cdot^\circ\text{C}$)，远大于水的比热容 (约为 $4.18\text{J/g}\cdot^\circ\text{C}$)，因此汽化冷却较通常的水冷却具有显著的节水效益。例如，在一

一般情况下,对于同一冷却系统,用汽化冷却所需的水量仅为温升为 10°C 时冷却水量的2%~4%,且仅需约0.6%的补充水量,而水冷却则需5%左右的补充水量。

显然,受水汽化条件的限制,在常规条件下汽化冷却只适用于高温冷却对象。

(2)汽化冷却还具有节电、节省投资、改善操作条件等优点。按汽化冷却系统中水的循环方式,汽化冷却系统可分为自然循环与强制循环两种。与水冷却比较,汽化冷却产生的蒸汽可供生产、生活使用,而水冷却构件带走的热量却无法有效利用。当冷却系统发生泄漏时,汽化冷却系统处于沸腾点的水受燃烧气体的辐射可立即汽化,因此泄漏的水量和由此而引起的热损失同水冷系统相比是微不足道的,而水冷系统的泄漏将会带来严重的后果;汽化冷却系统的配置可以大大提高炉子操作的安全性,如在供水系统发生故障或停电引起断水时,汽冷系统的汽包可以维持一段时间的供水,并可用自身生产的蒸汽驱动水泵,以保证汽冷系统继续循环。

(3)汽化冷却使用软水作为冷却水,避免了常规水冷却导致的结垢现象。

(4)汽化冷却系统的耗电量及能源消耗要比水冷系统低得多。

汽化冷却装置的运行是否安全可靠不仅直接影响蒸汽的产生,更重要的是将影响散热装置的生产和安全,因此保证安全可靠十分重要。在汽化冷却装置中,只有辐射管受热,其热强度较大,又是垂直布置,因此热辐射管的冷却是整个装置安全可靠的最主要一环。实际运行中,汽化冷却装置的故障以热辐射管的烧坏及爆管占多数,其次是循环管道的震动。这些都是热辐射管中循环流动不正常引起的。所谓流动不正常就是出现循环停滞、倒转、汽水分层等现象。设计时最主要的是防止汽水分层,同时从结构上避免循环倒转。

综上所述,汽化冷却系统较水冷却具有明显的优势,应用汽化冷却技术,对于节约水资源、提高我国超高功率电弧炉生产效率、设备寿命、促进钢铁工业持续发展以及加快国外先进技术国产化进程都具有深远意义^[20]。

4.4 国外研究状况

欧洲的电炉采用汽化冷却方式比较多,德国的 OSCHATZ 公司在 80 年代已经为欧洲一些钢铁厂的 4 座电炉设计和制造了汽化冷却系统。在前苏联时期,汽化冷却被普遍采用,不论是炼钢电炉还是铁合金电炉,不论是开放式还是闭式,

原书无此页

原书无此页

原书无此页

原书无此页

原书无此页

第 5 章 结论

本文以新型连续式石墨化电炉为研究对象，对其热工参数进行测量及计算，得到冷却系统的有关设计参数。本文所得到的结论有：

(1)通过计算设计出较为合理的冷却装置，达到将石墨化焦冷却的目的。

石墨化炉所生产的石墨化焦出炉温度为 1800℃，为提高石墨化焦的质量，防止高温石墨化焦在空气中被氧化，本文通过大量计算设计出石墨化焦冷却器。所设计的冷却器可将出炉石墨化焦冷却至 300℃以下，达到了最优的冷却温度。本文所设计的连续式石墨化电炉冷却器属“固—液”换热设备，不同于传统的“液—液”或“气—液”换热设备。这种新型冷却装置的研发，为换热设备在冶金、炭素等领域的发展带开创了新的思路。

(2)对冷却系统能源的综合利用进行规划，并提出合理方案。

本文对连续式石墨化电炉的物料冷却系统提出优化方案，阐述了汽化冷却应用于石墨化电炉冷料系统的可能性。将汽化冷却技术应用于连续式石墨化电炉，能够实现能源的再次利用，意义深远。本文所提出的冷却系统能源综合利用的优化方案，为今后优化设计连续式石墨化电炉提供了依据，为能源的综合利用开拓了新的视野。

原书空白页

不缺内容

参考文献

1. 宁前进. 电煅烧式石墨化炉制备高纯石墨化焦[J], 炭素技术, 2003年, 第04期, 50-50
2. 冯娜, 田原宇, 刘芳等. 石油焦后处理技术及应用[J], 石油与天然气化工, 2008年, 第2期, 134-137
3. 章帆. 浅谈沥青焦销售面临的问题及对策[J], 化学世界, 2002年, 第S1期
4. 许斌 王金铨. 炭材料生产技术600问[M], 北京: 冶金工业出版社, 2006年, 319-320, 321-323, 307-307
5. 于进. 浅谈我国石墨化工艺及设备的改造和发展[J], 轻金属, 1999年, 第7期, 47-51
6. 陈兴无. 国内石油焦的营销策略[J], 炭材料科学与工艺, 2005年, 第1期, 24-28
7. 刘晓红. 电炉汽化冷却系统常见故障的分析[J], 科技信息, 科技论坛, 2008年
8. 曹君虎. 略谈艾契逊石墨化炉的节能[J], 炭材料科学与工艺, 2005年, 第三期, 14-19
9. 罗艳托. 石油焦市场发展趋势概述[J], 石油焦规划设计, 2008年11月, 第六期, 10-11
10. 童芳林 许斌 李哲浩. 炭素材料生产问答[M], 北京: 冶金工业出版社, 2002年, 227-231, 236-238
11. 杨世铭, 陶文铨. 传热学[M], 北京: 高等教育出版社, 2006年, 53-53
12. 王秉铨. 工业炉设计手册[M], 北京: 机械工业出版社, 2004年7月
13. 李元祥. 锦州石油焦性能及其生产普通石墨电极的质量[J], 炭素技术, 2003年, 第4期
14. 梅炽. 有色冶金炉[M], 北京: 冶金工业出版社, 1994年6月
15. 余建祖. 换热器原理与设计[M], 北京: 北京航空航天大学出版社, 2006年1月, 15-15
16. 龚钊, 杨春信. 接触热阻理论模型的简化[J], 工程热物理学报, 2007年9月, 第五期, 850-852

17. 加热炉汽化冷却装置设计参考编写组, 加热炉汽化冷却装置设计参考资料[M], 北京: 冶金工业出版社, 1980年, 5-5
18. 何梅松. 饱和蒸汽发电技术在废热利用系统中的应用[J], 硫酸工业, 2006年, 第1期, 41-44
19. 曹武, 韩惠珍. 炼钢转炉烟气余热饱和蒸汽发电, 煤气与动力, 2005年9月, 第9期, 56-57
20. 孙立国, 黄聪仕, 王良等. 100 t 电弧炉汽化冷却成套设备的开发[J], 工业加热, 2005年, 第2期, 67-68
21. 吴毅 徐海燕 郭学民. 冷却水循环系统——中频电炉设计和使用中不可忽视的环节[J], 中国铸造装备与技术, 2004年, 第02期, 61-62
22. 刘汇涛, 周丽娟, 李军山. 汽化冷却技术及在步进梁式加热炉上的应用[J], 河北冶金, 2004年, 第5期, 44-46

致谢

短暂的研究生学习阶段结束了，在这两年中，导师陈文仲老师严谨的治学精神深深的感动了我，他对我谆谆教诲是我两年来得到的最大财富。本文的完成倾注了老师的心血和汗水。在此，我要特别感谢我的导师陈文仲教授、师姐王春华博士，在课题研究期间，他们给予我很大的帮助。

感谢我的父母在我读书期间对我的大力支持，他们的关怀使我更加用功的学习。父母的养育之恩，是我用任何语言都难以表达的。

感谢我的好朋友林雨舒、刘延华、金辉、乔照辉、安鑫，有你们的支持和理解，让我更加自信的完成了本文，我会珍惜这份友情，珍惜一切美好时光。

感谢我的三位舍友在论文期间对我的支持。我们一同度过了美好的两年生活，希望大家学有所成，以后的人生更加辉煌。

最后，向在百忙中抽出时间对本文进行评审并提出宝贵意见的各位专家表示衷心的感谢！

原书空白页

不缺内容

攻读学位期间发表的论文

- [1] Wen Zhong Chen, Chun Hua Wang, Tie Liu, Chun You Zuo, Yuan Hang Tian, Tian Tian Gao. Residence time and mass flow rate of particles in carbon rotary kilns, Chemical Engineering and Processing 48 (2009)
- [2] 王春华, 陈文仲, 陈海耿, 高天天. 炭素回转窑内物料停留时间的实验研究, 中国冶金, 2009 年第三期