



毕 业 设 计 说 明 书

题目：年产量 400 万 M^2 地砖天然气富氧燃烧辊道窑设计

院 系：_____ 科技艺术学院 _____

专 业：_____ 10 热能与动力工程 _____

姓 名：_____ 余 斌 权 _____

学 号：_____ 201030453126 _____

指导老师：_____ 孙 健 _____

完成时间：_____ 2014-05-30 _____

目 录

| | |
|--------------------------------------|----|
| 前 言..... | 4 |
| 摘 要..... | 5 |
| 1 设计任务书及原始资料..... | 7 |
| 2 烧成制度及窑体主要尺寸的确定..... | 9 |
| 2.1 烧成制度的确定 ^[1] | 9 |
| 2.1.1 确定烧成制度的根据 ^[1] | 9 |
| 2.1.2 制定烧成制度 ^[1] | 10 |
| 2.1.3 烧成曲线确定..... | 12 |
| 2.1.4 气氛制度..... | 12 |
| 2.1.5 压力制度..... | 12 |
| 2.2 窑内宽的确定 ^[2] | 12 |
| 2.3 窑长的确定 ^[2] | 12 |
| 2.3.1 窑容量..... | 12 |
| 2.3.2 窑体各带长度的确定..... | 13 |
| 2.4 窑内高的确定 ^[2] | 13 |
| 2.4.1 辊上高的确定..... | 13 |
| 2.4.2 辊下高的确定..... | 13 |
| 2.4.3 窑内高..... | 14 |
| 3 工作系统..... | 15 |
| 3.1 排烟系统 ^[2] | 15 |
| 3.2 预热带喷风系统 ^[2] | 15 |
| 3.3 燃烧系统..... | 15 |
| 3.4 冷却系统 ^[2] | 16 |
| 3.5 传动系统 ^[2] | 17 |
| 3.5.1 辊子材质的选择..... | 17 |
| 3.5.2 辊子直径与长度的确定..... | 17 |
| 3.5.3 传动系统的选择..... | 18 |
| 3.6 窑体附属结构 ^[2] | 18 |
| 3.6.1 事故处理孔: | 18 |
| 3.6.2 测温、测压孔..... | 19 |
| 3.6.3 挡墙与挡板 ^[3] | 19 |
| 3.6.4 膨胀逢 ^[3] | 20 |
| 3.6.5 测压孔..... | 20 |
| 3.6.6 观火孔..... | 20 |
| 4 燃料及燃烧计算..... | 21 |
| 4.1 燃料所需空气量..... | 21 |
| 4.1.1 理论空气量 V_{a^0} | 21 |
| 4.1.2 实际空气量 V_a | 21 |

| | |
|--|-----------|
| 4.2 燃料产生烟气量..... | 21 |
| 4.2.1 理论烟气量..... | 21 |
| 4.2.2 实际烟气量..... | 21 |
| 4.3 燃烧温度..... | 21 |
| 4.3.1 理论燃烧温度 $t_m^{[4]}$ | 21 |
| 4.3.2 实际燃烧温度 t_p | 22 |
| 5 窑体材料及厚度的确定..... | 23 |
| 5.1 窑体材料确定原则..... | 23 |
| 5.2 窑体材料厚度的确定原则..... | 23 |
| 5.3 窑墙、窑顶、窑底各层厚度计算..... | 23 |
| 5.3.1 计算依据..... | 23 |
| 5.3.2 窑体材料的选用与厚度校核..... | 24 |
| 6 物料平衡计算..... | 25 |
| 6.1 每小时烧成制品质量..... | 25 |
| 6.2 每小时烧成干坯的质量..... | 25 |
| 6.3 每小时欲烧成湿坯的质量..... | 25 |
| 6.4 每小时蒸发自由水的质量..... | 25 |
| 6.5 每小时从精坯中产生的 CO ₂ 质量..... | 25 |
| 6.6 每小时从精坯中分解出来的结构水质量..... | 25 |
| 7 热平衡计算..... | 26 |
| 7.1 预热带、烧成带热平衡计算..... | 26 |
| 7.1.1 计算基准..... | 26 |
| 7.1.2 热平衡框图以及相关说明..... | 26 |
| 7.1.3 热收入项目..... | 26 |
| 7.1.4 热支出项目..... | 28 |
| 7.1.5 热平衡方程..... | 33 |
| 7.2 冷却带热平衡计算..... | 34 |
| 7.2.1 计算基准..... | 34 |
| 7.2.2 热平衡框图以及相关说明..... | 34 |
| 7.2.3 热收入项目..... | 34 |
| 7.2.4 热支出项目..... | 35 |
| 8 管道尺寸、阻力计算及烧嘴、风机选用..... | 38 |
| 8.1 排烟管道尺寸..... | 38 |
| 8.2 排烟阻力计算 $^{[7]}$ | 38 |
| 8.3 排烟风机的选型..... | 39 |
| 8.4 其它系统管道尺寸确定、风机的选型..... | 40 |
| 8.4.1 发生炉煤气总管内径的计算..... | 40 |
| 8.4.2 助燃风管的计算..... | 40 |
| 8.4.3 冷却带风管计算..... | 41 |
| 8.4.4 缓冷抽热总管的确定..... | 41 |
| 8.4.5 急冷风管内径的确定..... | 41 |

| | |
|------------------------------------|-----------|
| 8.4.6 快冷风管内径的确定..... | 42 |
| 9 烧嘴的设计及选用..... | 44 |
| 9.1 烧嘴的选用原则..... | 44 |
| 9.2 每个烧嘴所需的燃烧能力..... | 44 |
| 10 工程材料概算..... | 45 |
| 10.1 窑体材料分段概算 ^[9] | 45 |
| 10.1.1 第 1-6 节..... | 45 |
| 10.1.2 第 7-15 节..... | 45 |
| 10.1.3 第 16-24 节..... | 45 |
| 10.1.4 第 25-38 节..... | 45 |
| 10.1.5 第 39-45 节..... | 46 |
| 10.1.6 第 46-52 节..... | 46 |
| 10.2 钢材的概算 ^[9] | 46 |
| 10.2.1 方钢的概算..... | 46 |
| 10.2.2 角钢..... | 47 |
| 10.2.3 钢板..... | 47 |
| 后 记..... | 48 |
| 参 考 文 献..... | 49 |
| 附：文献调研报告..... | 50 |

前 言

辊道窑是近几十年发展起来的新型快烧连续式工业窑炉，并在现在得到了空前的发展与应用。辊道窑属于中空窑，窑内阻力小，压降也就少，因而窑内正负压都不大；加上辊道窑无曲封、车封、沙封等空隙，也就使得窑体密封性能好，减少了漏风，从而大大提高了热利用率；另外由于它建造快，占地少烧成周期短，窑温均匀，产品质量好，能耗低；加之辊道窑的机械化、自动化程度日益提高，不仅降低了工人的劳动强度，还保证了产品质量的稳定，并能够连续生产，大大提高了生产效率，因而目前已广泛用于日用陶瓷的彩烧、素烧、釉烧及一次烧成；各类建筑卫生陶瓷（如建筑砖、瓦、墙地砖、卫生洁具等）的烧成；磨具的烧成等建筑陶瓷工业中。

而富氧燃烧技术是以氧含量高于 21% 的富氧空气或纯氧代替空气作为助燃气体的一种高效强化燃烧技术。其特点在于不论是助燃空气还是燃烧废气体积都有所减少。燃烧反应速度加快，火焰温度提高，这有效提高了窑炉的热效率。烟气产生量及 NO_x 生成量降低，进而使烟气净化系统运转更加可靠，粉尘污染大大降低。

富氧燃烧节能的基本原理是，富氧燃烧降低了烟气生产量，燃烧产物中的 NO_x 含量降低，水蒸汽和二氧化碳的含量和分压增大，火焰黑度增加，燃烧速度加快，火焰温度提高，提高了火焰向配合料的辐射传热和对流传热。富氧燃烧在提高火焰传热效率同时，也对其燃烧设备(小炉)提出了与普通燃烧设备不同的要求。

这次进行窑炉设计的目的是为了在设计过程中进一步掌握和熟悉辊道窑的结构特点，并采用富氧燃烧这一技术来提高窑炉的热效率。本次窑炉设计的内容包括：窑体主要尺寸计算、烧成制度计算、工作系统计算、燃料消耗计算、窑体材料及厚度确定、热平衡计算、通风阻力计算及烧嘴的设计应用等。这次实践性行为更加巩固了我的理论知识，同时我们在一定程度上也学会了如何运用理论知识去解决实际当中的工程技术问题的能力，另外也培养了 我们设计与绘图的基础技能，初步掌握了 窑炉设计的程序、过程与内容。本人能顺利完成此窑炉的设计任务，得到指导老师的大量指导和帮助，在此向他们表示衷心的感谢！由于本人的水平有限，加之时间仓促，设计中难免出现不足之处，敬请老师和同学们批评指正。

作 者

2014.05

摘 要

本设计的辊道窑全长 109.2m，采用装配式结构，每节窑体长 2.5m，采用优质结构钢管在专用模具上焊接，保证结构刚性和尺寸误差。排烟结构采用窑头集中排烟，大量的烟气由烧成带流向预热带，烟气温度由烧成带至预热带逐渐降低，而待烧砖坯则与烟气逆向而行达到逐渐升温之目的，窑头集中排烟有效的利用了烟气余热，降低了能耗，并配有预热带喷风系统予以调温。烧嘴采用高速调温烧嘴，并在预热带第 12 节开始安装。燃烧原料为发生炉煤气，并采用 28% 的富氧空气作为助燃气。急冷段使用直径为 100mm 的急冷管将制品冷却至 700℃ 左右。缓冷段采用抽热风方式进行缓冷，管径为 200mm。快冷段前 4 节使用直径为 150mm 的快冷管进行冷却，后 3 节使用轴流风机使制品最终冷却到 80℃ 左右。传动系统采用螺旋齿轮传动，每 2~3 个窑段为一传动组。无需特殊的基础，方便运输和安装。根据不同温度的要求，选用温度级别不同的高质量的耐火保温材料，保证工作温度的要求。

关键词：辊道窑，温度，节能

Abstract

This design of roller kiln full-length 109.2 m, using assembled structure, each section 2.1 m long, the body in special die steel quality structure welding, ensure structural rigidity and size error. Exhaust structure using kiln head concentrated exhaust, a large number of flue gas gets by calcining zone flow by tropical, flue gas temperature calcining zone to advance gradually reduced, and tropical to burn brick-drying do with flue gas is to reverse the purpose of gradually warming, kiln head concentrated smoke the effective utilization of the smoke waste heat, and has reduced energy consumption, and is equipped with pre tropical gush wind system be tempering. Burner by using high-speed tempering burner, and in the tropical first 2:12 and start the installation. For occurrence boiler combustion raw material, and USES the 30% of the gas oxygen-enriched air as help gas. Urgent cold period of use 100mm quench diameter of products ° C cooling to 700 to the left. Slow cooling section use smoke way slow cold air, diameter for 200mm. The fast cooling section first quarter for the use of diameter 150mm fast cooling tube for cooling, three quarter after use of axial flow fans make products to 80 ° C final cooling to the left. The transmission system USES a helical gear transmission, every 2 ~ 3 kiln section is a transmission group. Without special foundation, convenient transportation and installation. According to different temperature requirements, choose temperature level different high quality refractory insulation materials, ensure working temperature requirements.

Key words: Roller kiln, temperature, energy saving

1 设计任务书及原始资料

1.1 设计任务

| | | | |
|---|-------------------------------------|------|--------|
| 专业 | 10 热工 | 班级 | 1 班 26 |
| 学生姓名 | 余斌权 | 指导教师 | 孙健 |
| 题目 | 年产 400 万 m ² 地砖富氧燃烧辊道窑设计 | | |
| 主要研究内容和设计技术参数： | | | |
| 1、日产量：400 万 m ² ； 2、产品规格：800×800×11mm； 3、烧成周期：50 min； 4、最高烧成温度：1250℃； 5、烧成气氛：全氧化； 6、燃料：天然气； 7、其它条件自定。. | | | |
| 基本要求（含成果要求）： | | | |
| 1、通过设计计算确定窑体材料及厚度、主要结构尺寸、管路系统尺寸等； 2、确定工作系统安排，编写设计说明书，并打印输出； 3、绘出设计图纸一套，应包括：主体结构图、砌筑图、管路系统图、钢架结构图、传动系统图、异型砖图及其它必需的附件图。. 4、设计说明书中应有英文摘要，图纸中至少应有一张 CAD 绘图； 5、相关文献综述翻译。 | | | |
| 工作进度计划： | | | |
| 第十七～十八周：查阅、收集与设计有关的文献资料； 第十九～第四周：进行设计计算，编写说明书初稿； 第五～七周：绘制窑体结构图，砌筑图、钢架结构图等； 第八～十一周：绘制管路系统图、异型砖图及附件图； 第十二周～十四周：图纸上墨，说明书整理； 第十五周～第十六周：准备答辩。 | | | |

1.2 原始资料

1. 坯料组成：（%）

表 1.1（坯料组成）

| SiO ₂ | Al ₂ O ₃ | CaO | MgO | Fe ₂ O ₃ | K ₂ O+Na ₂ O | I.L |
|------------------|--------------------------------|------|------|--------------------------------|------------------------------------|------|
| 67.52 | 16.34 | 2.26 | 2.74 | 0.81 | 4.51 | 5.82 |

1.产品规格：800×800×11mm

2.入窑水分：＜1%

3.产品合格率：95%

4.烧成周期：50 分钟（全氧化气氛）

5.最高烧成温度：1250℃

1.3 燃料

富氧空气含氧量：选用高分子材料，经特殊工艺加工成复合膜和膜原件，可以将空气中的氧从 21%富集到 28%，且具有超高气体透量(与玻璃态高分子膜相比)。所以此次设计采用的富氧空气含氧量为 28%。

天然气： $Q_{\text{net}}=35960\text{KJ/Nm}^3$

1.4 年工作日

300 天

2 烧成制度及窑体主要尺寸的确定

2.1 烧成制度的确定^[1]

窑炉的烧成制度取决于坯釉料的组成和性质、坯体的造型、大小和厚度以及窑炉结构、装窑的方法、燃料种类等等因素。而烧成制度主要包括温度曲线、压力曲线和气氛控制。根据不同产品的要求，确定温度曲线、气氛性质，压力曲线是实现温度和气氛性质的主要控制条件，三者相互关联，相辅相成。

只要窑内温度均匀，各阶段都可以加快。但氧化、还原和烧结却要按照反应所需要时间来控制。在制定合理的烧成制度时，还要考虑窑的结构究竟升温 and 降温速度多少才能使窑内温度均匀，以保证整个横截面上的制品烧热，要综合上述原则进行制定。

2.1.1 确定烧成制度的根据^[1]

①坯体在加热过程中性状变化的考察

主要参考三元系统平衡相图，如长石质瓷坯料的组成以长石-石英-粘土三组分为主，可参考 $K_2O-AL_2O_3-SiO_2$ 三元系统平衡相图。而滑石质瓷坯料组成以滑石-粘土-长石三组分为主，则参考 $MgO-AL_2O_3-SiO_2$ 三元系统平衡相图。

②坯体的形状、厚度与含水量对烧成制度的影响

薄壁小件制品的入窑水分易于控制，一般采取短周期快速烧成。厚壁大件制品的升温速度不宜过快。但对于辊道窑来说，由于截面宽而小，温差很小，所以可以快速升温来缩短烧成周期。

③升温速度

升温速率除了取决于坯料性能外，还受窑炉温度均匀程度、燃料性质以及装窑密度等因素的影响。

④烧成法

坯体烧成法直接影响到烧成制度的制定。玻化砖一般都采用一次烧成以不进行干燥就进入窑炉烧成。

2.1.2 制定烧成制度^[1]

温度曲线的四大特性指标是烧成各阶段的升温速度、最高烧成温度、保温时间以及冷却速度。

①加热蒸发期（室温~200℃）

在预热带室温~200℃阶段排除残余水分.在此阶段如果制品入窑水分过高,则不宜升温过快,以免引起制品不均匀收缩,产生变形和开裂.若制品入窑水分控制在临界水分(约 1%)以下,则可快速升温而不使制品开裂.但也不宜太快,以免引起烧成缺陷。

②氧化分解及晶型转化期（200~950℃或 1050℃）

在该期内坯体无收缩现象发生,气孔率不断增加,强度略有增加,因此水汽与氧化产物可以自由地散逸。升温速度主要取决于原料的纯度和坯体的厚度,并受气流速度和气氛的影响。一般,本阶段可以采取快速升温。

排除结构水阶段（200~500℃）

结构水指粘土矿物中的结晶水和层间水。其中高岭土 $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 中结晶水的分解属于一级化学反应,温度每升高 100℃,其分解速度就可以加快一倍,分解速度很快,制品不至开裂,所以这一阶段属于安全升温阶段。

石英晶型转化阶段（500~600℃）

石英晶型转化,由 β - SiO_2 体积膨胀 0.82%,如果控制不当,这是一个危险阶段.但这个反应本来是很快的,只要几分钟就可以完成.目前生产中出现石英晶型转化而使制品开裂的现象,原因是窑内温度不均匀而引起.掌握这一阶段的关键是窑内温度均匀,使整个制品能均匀膨胀,即使快也是安全的。

③氧化阶段（600~1050℃）

从窑炉结构来说,自 900℃左右的氧化炉起就已进入烧成带。在这一阶段要把制品中的硫化亚铁氧化成氧化铁,并放出二氧化硫;碳酸盐分解放出二氧化碳;有机物中的碳氧化,生成二氧化碳.这些反应都要在釉面玻化以前完成,以便生成的气体排除干净,否则会产生缺陷.这一阶段是很重要的,要保证一定的时间、一定的温度和足够的氧化气氛,才能避免缺陷产生。

④玻化成瓷期（950 或 1050~1250℃）

在该期内坯体瓷化,釉层玻化,收缩比较大.保证坯体受热均匀,使之高温反应趋于均一是本阶段的关键。因此,升温速率取决于窑炉结构、装窑密度、坯

体的收缩变化及烧结范围。

⑤保温阶段（1250℃）

因为是快速烧成，烟气的温度与制品温度的温差较大，所以保温时间不易太长。实际上，由于上一过程中的升温速度比较缓慢，所以无须高火保温，因反应在高火中进行得比较完善，可省去。

⑥急冷阶段（1250~700℃）

冷却速度主要取决于坯体的厚度以及坯内液相的凝固速度。冷却初期瓷胎中的玻璃相还处于塑性状态，急冷所引起的热应力大部分被液相的塑性和流动性所补偿，不会产生破坏作用。但也要均匀急冷，否则还是会开裂的。

⑦缓冷阶段（700~400℃）

缓冷阶段的温度取决于瓷胎中玻璃相的转化温度，液相中的 Al_2O_3 和 SiO_2 含量越高，转化温度也越高，一般在 800~830℃。低于转化温度，液相开始凝固，残余石英发生晶型转化，必须放慢冷却速度，力求制品截面温度的均匀分布，尽可能消除或减少热应力。

⑧快冷阶段（400~80℃）

此阶段热应力变小，可加快冷却速度。

从上述各阶段的分析可以看出，只要窑内温度均匀，各阶段都可以加快。但烧结还要按照反应所需时间来控制。在制定合理的烧成制度时，还要考虑窑的结构，究竟升温和降温速度多少才能使窑内温度均匀，以保证整个截面上的制品烧熟，要综合上述原则进行制定。

表2.1 各段温度的划分与升温速率

| 名 称 | 温度/℃ | 时间/min | 升温速率/℃·min ⁻¹ | 长度比例/% | 节数 |
|-----|-----------|--------|--------------------------|--------|-------------|
| 预热带 | 20-200 | 5 | 36 | 11.5 | (1-10) 10节 |
| | 200-500 | 4 | 75 | 9.6 | (11-19) 9节 |
| | 500-600 | 3 | 33.3 | 7.7 | (20-26) 7节 |
| | 600-1050 | 10 | 45 | 17.2 | (27-41) 15节 |
| 烧成带 | 1050-1250 | 6 | 33.3 | 13.4 | (42-53) 12节 |
| 保温带 | 1250-1250 | 2 | 0 | 4.6 | (54-57) 4节 |
| 冷却带 | 1250-700 | 5 | -110 | 9.6 | (58-66) 9节 |
| | 700-400 | 10 | -30 | 13.4 | (67-78) 12节 |
| | 400-80 | 5 | -64 | 13.4 | (79-90) 12节 |
| 累 计 | | 50 | | | 90 |

2.1.3 烧成曲线确定

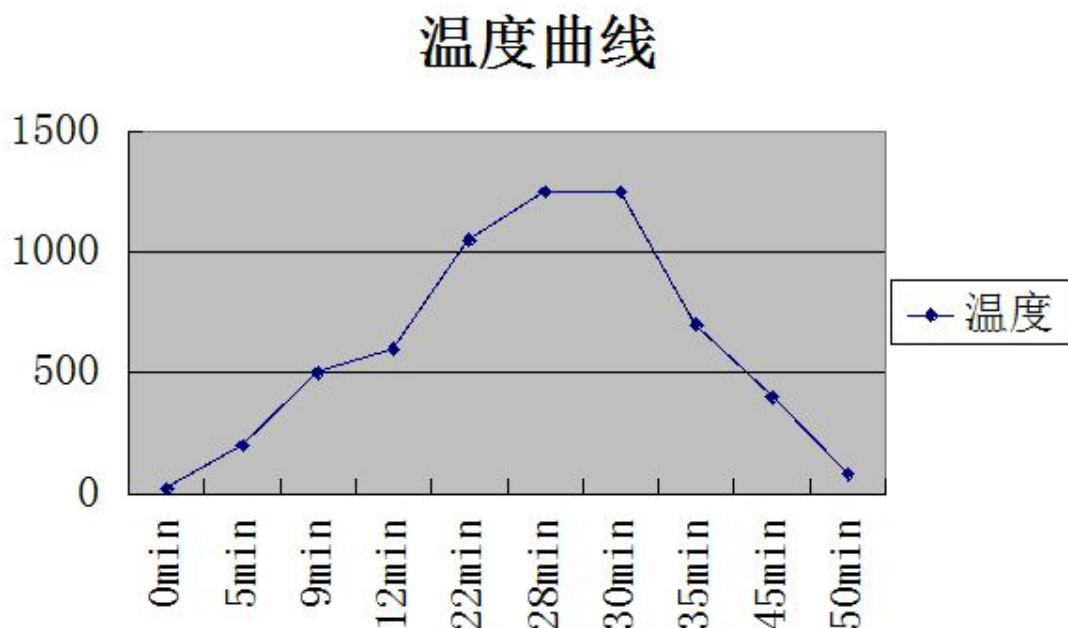


图2.1 烧成曲线

2.1.4 气氛制度

保持全窑氧化气氛。

2.1.5 压力制度

预热带 $-40 \sim -25$ Pa, 烧成带 < 8 Pa.

2.2 窑内宽的确定^[2]

气烧明焰辊道窑内宽一般在2000--2500mm, 产品宽度为300mm, 考虑到收缩率为10%。

则: 坯体尺寸=产品尺寸/(1-10%)=800/(1-10%)=889mm。

坯体离窑墙一般应有100~200mm间隙, 取150mm, 暂定窑内宽3000mm, 则可排砖数为 $(3000-150 \times 2) / 889 = 3.04$, 确定并排3块砖。

则: 窑炉内宽为 $B = 889 \times 3 + 150 \times 2 = 2967$ mm。

为计算窑炉内宽的方便, 所以取 B 为 3000mm。

2.3 窑长的确定^[2]

2.3.1 窑容量

$$\begin{aligned}\text{窑容量} &= [\text{年产量}(\text{m}^2/\text{a}) \times \text{烧成周期}(\text{h})] / [\text{年工作日} \times 24 \times \text{合格率}(\%)] \\ &= [4000000 \times (50/60)] / (300 \times 24 \times 95\%) = 487 (\text{m}^2/\text{每窑})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{装窑密度} &= \text{每米排数} \times \text{每排片数} \times \text{每片砖面积} (\text{m}^2/\text{每米窑长}) \\ &= (1000/889) \times 3 \times (0.8)^2 = 2.16 (\text{m}^2/\text{每米窑长})\end{aligned}$$

$$\text{窑长} = \text{窑容量}(\text{m}^2/\text{每窑}) / \text{装窑密度}(\text{m}^2/\text{每米窑长}) = 487 / 2.16 = 109 \text{ m}$$

利用装配式，由若干节联接而成，设计每节长度为2092mm，节间联接长度8mm，总长度为2500mm，节数=225000/2500=90，取整数90节。

则：窑体设计长度 $L=2.5 \times 90=225\text{m}$ 。

2.3.2 窑体各带长度的确定

预热带: $225000 \times 46\% = 103500\text{mm}$ ，取41节（第1-41节），长度=41×2500=102500mm

烧成带: $225000 \times 18\% = 40500\text{mm}$ ，取16节（第42-57节），长度=15×2500=40000mm

冷却带: $22500 \times 36\% = 81000\text{mm}$ ，取33节（第58-90节），长度=33×2500=82500mm

2.4 窑内高的确定^[2]

窑内高由辊上高和辊下高组成.内高时制品在窑内传热和烧成的空间，内高的确定应该合理，即能有利于产品换热满足烟气的流动，又必须满足一定的烧成空间和冷却空间。为便于热量的传递，又因600℃以前烟气是对流换热起主导作用，所以600℃以前内通道尺寸要尽可能小，从而提高烟气流速，增强传热。

2.4.1 辊上高的确定

对于焙烧瓷砖的辊道窑来说，确定辊上高度时应考虑到焙烧产品的安全运行和传热的均匀性，同时要有一定的燃烧空间，增加气体辐射层的厚度，强化火焰的辐射换热，则确定辊上高如下：

| | |
|-------|-------|
| <600℃ | 300mm |
| >600℃ | 500mm |

2.4.2 辊下高的确定

辊下高应考虑到窑炉连续运行的安全性以及事故处理的方便.从理论上讲，对于焙烧建筑瓷砖的辊道窑，辊下高最好应大于砖对角长，但对于稍大件的制品，按此设计则会造成内高太大，增大窑墙散热也不利于传热.由于制品从辊上掉下，一般都会发生破损，尺寸都比整砖小，故辊下高只要稍大于制品的长边

就足够，则辊下高如下：

| | |
|--------|-------|
| <600°C | 300mm |
| >600°C | 300mm |

2.4.3 窑内高

| | | |
|-------------|--------|-------|
| （辊上高 + 辊下高） | <600°C | 600mm |
| | >600°C | 800mm |

表2.2 辊上下高及窑内高 mm

| 1-26节 | 辊上 | 辊下 | 内高 |
|--------|-----|-----|-----|
| 67-90节 | 300 | 300 | 600 |
| 27-66节 | 500 | 300 | 800 |

3 工作系统

辊道窑的工作系统包括排烟系统、燃烧系统、冷却系统等，下面是各系统的初步安排。

3.1 排烟系统^[2]

明焰辊道窑的燃烧火焰直接进入窑道内的辊道上下空间，对制品直接进行加热。为提高热气体的利用率，本设计采用集中排烟方式。本设计在窑的第1-20节的奇数节顶部、底部各设置1个排烟口，每节的每排个三个排烟口（共60个排烟口）。总烟气管道设在窑顶，与排烟机连接。一台同时工作排烟，另一台为备用。窑顶部排烟口通过支烟管道直接与总排烟管道相连，而底部排烟口支烟管道接上窑顶的总排烟管道。烟气自上、下排烟口进入排烟支管，到总管汇合。窑顶每个排烟支管上都安有调节闸板，用以调节各支管排烟量；窑底仅在窑底支管下设有一调节闸板。还考虑到离窑烟气温度较高，因而，在排烟支管与总管汇合处安装一调风闸板，打开它可以从其端口放入车间冷空气与热烟气掺和，从而降低进入排烟风机的烟气温度。排烟风机可选用：Y6-43NO10.5D锅炉引风机。

3.2 预热带喷风系统^[2]

明焰辊道窑多采用完全的集中排烟方式，无疑大大提高了热利用率。但是，由于缺乏对预热带温度的调整手段，有时就难以保证制品按需要的烧成曲线升温。为克服这一缺陷，本设计在预热带棍上设置喷风口，从15-26节每节布置三对喷风口，共72个，其风可来自冷却带抽出的热风。并在第27、28节的上方布置两台鼓风机（一台备用）。

3.3 燃烧系统

根据气烧辊道窑的特点，在窑体预热带（第27-41节）每节棍下各排布2对烧嘴，在窑体烧成带（第42-57节）棍上、下烧嘴相互错开排列，每节4对；全窑共188支烧嘴。并在辊道上方每个燃烧器对侧窑墙分别设置一个火焰观察孔。

表3.1 全窑烧嘴布置

| 位置 | 预热带（27—41）节 | 烧成带（42—57）节 | 总共 |
|------|-------------|-------------|-----|
| 烧嘴布置 | 每节2对烧嘴 | 每节4对烧嘴 | |
| 烧嘴总数 | 60个 | 128个 | 188 |

从煤气站送过来的煤气，由总管路送到车间，然后经过滤器、压力表、自动调节蝶阀和气动安全阀，由自动调压器把总管煤气压力降到窑炉适用的压力并稳压后送到窑炉上方的煤气总道。本系统中煤气主管处压力为 $2.0 \times 10^4 - 2.5 \times 10^4$ ，经稳压后压力稳定在 1.2×10^4 。

燃烧系统分为若干个主调节单元，每个单元又分为辊上信道温度调节和辊下信道温度调节，各单元所用燃气分别从窑上煤气总管道引出，经单元手动球阀和由电动执行器带动的蝶阀后送至本调节单元的各烧嘴。在每控制单元设置一电磁阀，有断电保护功能，防止断电后煤气泄入窑内。

3.4 冷却系统^[2]

本设计中，冷却系统具体分为：急冷段、缓冷段和快冷段。制品在冷却带冷却出窑是整个过程中最后一个环节，从热交换的角度来看，冷却实质上是个余热回收系统，它利用制品在冷却过程中所释放出的热量来加热空气，余热风可供干燥或助燃风用，达到节能的目的。

3.4.1 急冷段

是指从最高温度 $1250 \sim 700^\circ\text{C}$ ，制品由于液相的存在而具有相当的可塑性，可采用直接喷冷风对吹冷却，而不会使制品破裂。在急冷段（9节，第58-66节），辊上辊下都设置了耐热急冷管，直径为 $D=100\text{mm}$ ，每节6对，上下相对分布，共108根急冷管。每对风管都有喷风缝对制品均匀喷风。

3.4.2 缓冷段

温度 $700 \sim 400^\circ\text{C}$ ，是制品产生收缩容易开裂的危险区，本设计采用窑顶抽风方式，在67-78节（12节）每节窑顶窑底各设置2支抽热风管。在缓冷带的中部设有一个平台，上面布置两台抽热风机（一台备用）。从缓冷段抽出的热风可供干燥和作助燃风用，更好地利用余热，减少损耗。

本设计采用抽热风的方法，在67—78节，每节窑顶设置2处抽热风口，每处抽热风口开2个抽热风孔，共24个抽热风口48抽热风孔，抽走来自急冷带和窑尾快冷带的热风，在缓冷总管处设置闸板，控制缓冷风量。另一方面，由缓冷风机

从窑外抽空气通过缓冷风管，来缓和降温速率。

3.4.3 快冷段

温度 400~80℃，制品冷却到 400℃ 以后可以进行快速冷却。由于制品温度较低，使传热动力温差小，即使允许快冷也不易于达到。而此段冷却也很重要，如达不到快冷目的出窑产品温度大于 80℃ 时，制品即使在窑内没有开裂，也会因出窑温度过高而出窑后炸裂，故要加强该段的冷风冷却。一般都采用冷风管进行快冷。其冷却效果好，并便于该段温度的调节。

本设计采用冷风管进行快冷，在 79—90 节每节辊上下设置 6 对 Φ90 的快冷风管。

3.5 传动系统^[2]

3.5.1 辊子材质的选择

由于辊道窑的陶瓷辊棒在高于 700℃ 的窑温下必须处于转动状态，否则辊棒会弯曲。

选辊子时，必须要求辊子具有一定的刚度、强度、耐磨度等，此时尺寸要规范，成本不能太高，故依据窑体各段温度差选用不同的辊子：在低温段（20~200℃）选用的无缝钢管辊子；在中温段（200~600℃ 和 400~80℃）选用的耐热不锈钢管；在高温段（600~1250℃ 和 1250~700℃）选用的莫来石—刚玉质陶瓷辊棒；在（700~400℃）选用的莫来石辊棒。选用直径为 40mm 的辊棒。

3.5.2 辊子直径与长度的确定

辊距 $H = (1/3 \sim 1/5) \times L$ ，因制品长度 $L = 800$ ，每节窑长 2500mm，则最后确定辊距， $1/4L = 200\text{mm}$ ，在考虑到辊距如果太大对棍子的强度要求太高，因此，最终确定辊距为：200mm。

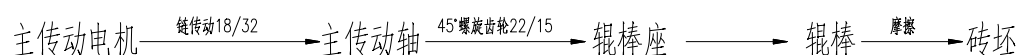
每节窑为 $2500/200 = 12.5$ 根，即每节 13 根辊棒，90 节共 $90 \times 13 = 1170$ 根。

3.5.3 传动系统的选择

因为本窑长度较大，必须采用链条分段传动，使辊子传动的平稳度增大，传动系统采用 45° 螺旋斜齿轮强制传动方式。每三个窑段为一传动组，每组由一台摆线针轮减速电机带动，每两台摆线针轮减速电机由一个变频器调节速度。操作人

员可以将全窑调成一个速度，也可由每个变频器调成不同速度。当发生堵窑事故需处理时，事故前的辊棒可以调成往返摆动，事故后的辊棒可继续将砖坯送至窑出口。整个传动系统看上去简捷、规整，这种传动方式运行平稳可靠、调整简单、维修量小。螺旋斜齿轮传动都采用油浴润滑，润滑效果好、磨损少、使用寿命长。

整个传动系统可图示如下：



3.6 窑体附属结构^[2]

3.6.1 事故处理孔：

本设计将事故处理设在辊下，且事故处理孔下面与窑底面平齐，以便于清除出落在窑底上的砖坯碎片。为了便于处理事故，两侧墙事故处理一般采用交错布置形式，为了能清除窑内任何位置上的事故而不造成“死角”，两相邻事故处理孔间距不应大于事故处理孔对角线延长线与对侧内壁交点连线。考虑到砌筑应该比求出值稍大一点，故取事故处理孔宽度为：300 mm，所以我们取事故处理孔尺寸为：300×100。

为了方便处理断辊、卡砖、起摆等事故，在窑侧每隔一定距离设置事故处理孔，一般设置在辊下，在窑两侧交错分布，为了能清除窑内侧任何位置的事故，两事故处理孔之间距离应不大于事故孔对角线与对侧内壁交点的连线。

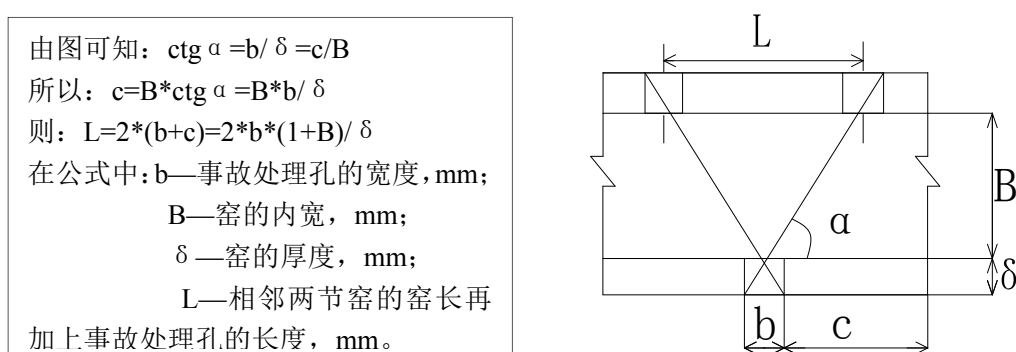


图 4.1 事故处理孔布置情况

根据公式 $L \leq 2(b + c) = 2b * (1 + B) / \delta$ ，其中 $b = 300\text{mm}$ ， $B = 3000\text{mm}$ ， $\delta_{\text{最大}} = 330\text{mm}$ 得 $L = 5456\text{mm}$ ，取 $L = 5450\text{mm}$ 即同侧每隔 1 节一个事故处理孔，并对错砌。

对于事故处理孔在不处理事故时，要进行密封，内部堵塞耐火材料做成的大

盖板, 间隙填入陶瓷棉, 最外部的钢板密封前端仍需一段耐火材料.密封是为了防止热气体外溢, 冷风漏入等引起的热损失对烧成制度产生影响。

3.6.2 测温、测压孔

A、测温孔

为了更好的控制窑内的温度, 全窑共设置测温孔 106 个, 窑顶与窑侧的测温孔排布位置相同, 窑墙上的测温孔在两侧交替分布。

预热带 (1-41 节) 每两节在窑顶窑侧各设置一个测温孔, 分布于奇数节 1、3、5、7、9、11、13、15、17、19、21、23.....41 节共 21 对 42 个测温孔。

烧成带 (42-57 节) 每一节都设有测温孔, 共 16 对 32 个测温孔。

冷却带同预热带, 每两节在窑顶与窑侧设置一个测温孔共 32 个测温孔。

在烧成带 (42-57 节) 用 S 型热电偶, 其他均用 K 型.S 偶 32 支, K 偶 74 支。窑炉的各执行机构通过工业 PLC 集中控制, 传动速度由变频器调控.窑炉的进砖或出砖情况通过专门设置的摄像机和监视器来监控.排烟、助燃风机设报警开关, 通过压力开关与窑炉的燃烧系统进行联锁。

这样, 在烧成曲线的关键点, 如氧化末段、晶型转化点、釉始熔点、成瓷段、急冷结束等都有留设。

B、观测孔

为了观察烧嘴燃烧情况, 在每个烧嘴的对面墙上均设置一个与之对应的观察孔, 全窑共设置 124 个, 取直径 $d=50\text{mm}$ 。

C、测压孔

零压应设在预热带与烧成带界面附近.若零压过多移向预热带, 则烧成带正压过大.有大量热气体逸出窑外, 不但损失热量, 而且恶化操作条件; 若零压过多移向烧成带, 则预热带负压大, 易漏入大量冷风, 造成气体分层, 上下温差过大, 延长了烧成周期, 消耗了燃料.所以零压面设在第 41 节处的窑顶设一测压孔。

3.6.3 挡墙与挡板^[3]

由于辊道窑属中空窑, 工作通道空间大, 气流阻力小, 难以调节窑内压力制度及温度制度.因此, 通常在辊道窑工作通道的某些部位, 辊下筑挡墙, 辊上插挡板, 缩小该外工作通道面积, 以增加气流阻力, 便于压力与温度制度的调节。

为了更好的调节窑炉内温度制度的调节, 本设计将在每个换带之间设计上挡

板,在烧成带和冷却带设置挡墙、挡板是为避免烧成带的烟气倒流,又避免了压力波动时急冷风窜流向烧成带而降低高温区温度.再一个就是防止高温烟气的辐射对急冷管的损害.预热带设置挡墙、挡板可以增加烟气在高温区的滞留时间,提高烟气利用率比可控制低温区的温度。

本设计在第 10 节、19 节、26 节、42 节、57 节、78 节末端设置挡墙,不设置上挡板.挡板最大入窑深度距离辊子中心上 170mm.挡墙用超轻质耐火粘土砖组成,标砖沿宽度方向 32.5×32.5 等边三角形切掉,用于砌筑挡火墙。

3.6.4 膨胀缝^[3]

每两节窑的连接处留 15 mm 的膨胀缝,并添塞陶瓷纤维以密封。

3.6.5 测压孔

本设计不另设测压孔,以观察孔代替测压孔。

3.6.6 观火孔

在每个烧嘴的对侧窑墙设置直径 50mm 的观火孔,以便及时观察对面烧嘴火焰情况.遇到事故处理口,取消观火孔。

3.6.7 钢架结构^[3]

辊道窑钢架结构起着加固窑体作用,而钢架本身又是传动系统的机身.本设计采用金属框架装配式钢架结构,立柱、上下侧梁、下横梁、底侧梁等均采用 60mm×60mm×4mm 的方型钢管焊接而成.在一节窑体钢架中,每侧共有立柱 3 根,两段的立柱上揩油供 M8 螺栓节间联接的 4 个小孔.下横梁每节共 3 根,焊在底侧梁上,下横梁上焊有 50×50 的等边角钢作底架,以便在其上搁置底板.上下侧板可用 2~3mm 钢板冲压制成,吊顶梁采用 50×32×4 的角钢.窑底支撑采用可调节的方式。

4 燃料及燃烧计算

4.1 燃料所需空气量

4.1.1 理论空气量 V_a^0

可由经验公式计算，根据经验低发热量 Q_{net} 取 35960KJ/kg，由于燃烧采用的是含氧 28% 的富氧空气，则：

$V_a^0 = 21/28 \times Q_{\text{net}} \times 0.264/1000 = 21/30 \times 6000 \times 0.29/1000 = 7.135 \text{ Nm}^3/\text{Nm}^3$ 天然气。

4.1.2 实际空气量 V_a

取空气过剩系数 $a=1.3$ ，

则实际空气量： $V_a = aV_a^0 = 1.3 \times 7.135 = 9.27 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 煤气。

4.2 燃料产生烟气体量

4.2.1 理论烟气体量

根据经验公式计算^[4]

$V_g^0 = 0.173 \times Q_{\text{net}}/1000 + 1 = 0.173 \times 6000/1000 + 1 = 2.04 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 天然气。

4.2.2 实际烟气体量

取 $\alpha=1.3$

$V_g = V_g^0 + (\alpha-1)V_a^0 = 2.04 + (1.15-1) \times 1.218 = 2.22 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 天然气。

4.3 燃烧温度

4.3.1 理论燃烧温度 t_m ^[4]

$t_m = (Q_{\text{net}} + V_a c_a t_a + c_f t_f) / V_g c_g$

此时已知， $Q_{\text{net}} = 35960 \text{ KJ/kg}$ ，助燃室温 $t_a = 20^\circ\text{C}$ ， $c_a = 1.30 \text{ KJ/m}^3\text{C}$

$c_f = 1.58 \text{ KJ/m}^3\text{C}$ ， $V_g = 9.57 \text{ (m}^3/\text{m}^3 \text{ 天然气)}$

则 $c_g = 1.635$ 假设 $T_{\text{th}} = 1650^\circ\text{C}$

则 $t_m = (35960 + 9.276 \times 1.3 \times 20 + 1.32 \times 20 + 1.58 \times 20) / 10.56 \times 1.635 = 2099^\circ\text{C}$

相对误差: $(2099 - 2000) / 2000 \times 100\% = 4.75\% < 5\%$ 偏差教小, 假设成立。

4.3.2 实际燃烧温度 t_p

取温度系数为 0.75 得 $t_p = t_m \times \eta = 0.75 \times 2000 = 1500^\circ\text{C}$

实际烧成最高温度比产品烧成温度 1250 高 250°C, 说明可以充分烧成此产品, 还可实现快速烧成。

5 窑体材料及厚度的确定

5.1 窑体材料确定原则

窑体材料要用耐火材料和隔热材料.耐火材料必须具有一定的强度和耐火性能以便保证烧到高温窑体不会出现故障.隔热材料的积散热要小,材料要轻,隔热性能好,节约燃料.而且还要考虑到材料的价廉问题,在达到要求之内尽量选用价廉的材料以减少投资。

5.2 窑体材料厚度的确定原则

(1) 为了砌筑方便和外形整齐,窑墙厚度变化必要太多。

(2) 材料的厚度应为砖长的或砖宽的整数倍;墙高则为砖厚的整数倍,尽量少砍砖。

(3) 厚度应保证强度和耐火度。

总之,窑体材料及厚度的确定在遵循以上原则的基础上,还要考虑散热少,投资少,使用寿命长等因素。

5.3 窑墙、窑顶、窑底各层厚度计算

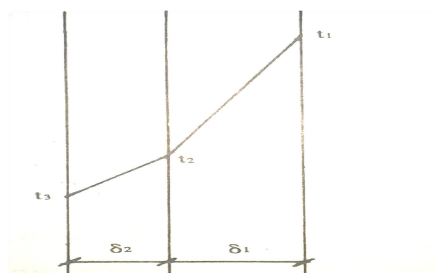


图 6.1 窑体厚度确定原则示意图

5.3.1 计算依据

选择材料校核计算,首先确定所用的材料是否符合允许的最高温度。各材料的使用温度都低于耐火度,都可以使用。

陶瓷窑炉的散热包括以下三个传热过程:

- 1) 高温流体与平壁内表面之间的对流传热和辐射传热;
- 2) 平壁内部的导热;
- 3) 平壁外表面与低温流体之间的对流传热和辐射传热。

由于在这种情况下的综合传热计算很难准确获得高温流体的温度以及高温流体与平壁内表面的对流辐射传热系数。因此,在实际的窑炉的计算中,例如窑炉壁散热损失计算中,通常采用下列公式进行计算:

对流辐射换热系数计算公式:

$$\alpha = A_w(t_3 - t_a)^{0.25} + 4.56[t_3^4/100 - t_a^4/100]/(t_3 - t_a)$$

窑墙计算中 A_w 取 2.56, 窑顶计算中 A_w 取 3.26, 窑底计算中 A_w 取 2.1。

导热公式: $q = (t_1 - t_3)/(\delta_1/\lambda_1 + \delta_2/\lambda_2)$

5.3.2 窑体材料的选用与厚度校核

由于计算各带的方法是相类似的,所以现只以烧成带为例说明,其他段方法一致。

设计方案:参照嘉德力窑炉公司的窑炉选材进行设计,从窑墙内侧向外依次取定窑墙分层数代号分别为 M、T、S₁、S₂、S₃、S₄、S₅.....

M 用莫来石 JM26 砖,厚度 δ_1 为 114mm, 1200℃ 时导热系数为 $\lambda_1 = 0.8$,

T 用莫来石 JM23 砖,厚度 δ_2 为 114mm, 1200℃ 时导热系数为 $\lambda_2 = 0.55$,

T 用莫来石 JM23 砖,厚度 δ_3 为 65mm, 1200℃ 时导热系数为 $\lambda_3 = 0.55$

S₁ 用含锆棉毯,厚度 δ_4 为 20mm, 导热系数 $\lambda_4 = 0.128$,

S₂ 用背衬板,厚度 δ_5 为 25mm, 导热系数 $\lambda_5 = 0.3$,

S₃ 用背衬板,厚度 δ_6 为 25mm, 导热系数 $\lambda_6 = 0.22$,

S₄ 用普通棉毯,厚度 δ_7 为 50mm, 导热系数 $\lambda_7 = 0.096$,

S₅ 普通棉板,厚度 δ_8 未知,热导率为 λ_8 未知.

现在求取普通棉板厚度 δ_7 , 已知:产品最高烧成温度为 1250° C, 预计最高烧成温度为 1300° C, 最外层用 2mm 钢板做窑墙。

则以外壁最高温度 $t = 80^\circ\text{C}$, 环境温度区 $t_a = 20^\circ\text{C}$, 先计算最大散热热流量。

据对流辐射换热系数计算公式有:

$$\begin{aligned}\alpha &= 2.56 * (t - t_a)^{0.25} + 4.56 * [(t/100)^4 - (t_a/100)^4] / (t - t_a) \\ &= 14 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}\end{aligned}$$

则最大热流量为: $q = \alpha \cdot (t - t_a) = 14 \cdot (80 - 20) = 840 \text{ W/m}^2$

据导热公式有:

$$q = (t_1 - t_8) / (\delta_1/\lambda_1 + \delta_2/\lambda_2 + \delta_3/\lambda_3 + \delta_4/\lambda_4 + \delta_5/\lambda_5 + \delta_6/\lambda_6 + \delta_7/\lambda_7 +)$$

求解可得: $t_8 = 172^\circ\text{C}$

$$\lambda_8 = 0.24 + 0.00008 \cdot (80 + 172) / 2 = 0.25 \text{ W/m}^2 \cdot \text{c}$$

据导热公式 $q = (t_8 - t) / \delta_8 / \lambda_8$ 求解可得 $\delta_8 = 27\text{mm}$, 取厚度为 50mm。

同理可以确定校核窑的其他各带的窑体材料, 确定为下:

表 5.1 全窑窑体材料选择^[5]

预热一区 (1-10 节)

| 层号 | 顶部/R | | 侧墙/S | | 底部/B | |
|----|--------|----|------|----|-------------|----|
| | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 |
| 1 | 岩棉板 | 50 | 岩棉板 | 50 | 0.8 漂珠粘土铺底砖 | 67 |
| | 总厚度 mm | 50 | | 50 | | 67 |

材料性能

| 名称 | 规格 | 材质 | 热导率 | 备注 |
|-------------|-------------|---------------|---------------|--|
| 岩棉板 | 1100*600*50 | $\rho = 0.15$ | 0.035+0.0018t | 温度范围 50~300 |
| 0.8 漂珠粘土铺底砖 | 250*230*65 | NG-0.8 | 0.27 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^\circ\text{C}$ |

预热二区 (11-26 节)

| 层号 | 顶部/R | | 侧墙/S | | 底部/B | |
|----|-----------|-----|-----------|-----|-------------|-----|
| | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 |
| 1 | 高铝聚轻球p0.8 | 220 | 0.8 漂珠粘土砖 | 115 | 0.8 漂珠粘土铺底砖 | 67 |
| 2 | 普通硅酸铝纤维毯 | 25 | 岩棉板 | 50 | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| | 总厚度 mm | 245 | | 165 | | 134 |

材料性能

| 名称 | 规格 | 材质 | 热导率 | 备注 |
|-------------|-------------|---------------|---------------|---|
| 岩棉板 | 1100*600*50 | $\rho = 0.15$ | 0.035+0.0018t | 温度范围 50~300 |
| 0.8 漂珠粘土铺底砖 | 250*230*65 | NG-0.8 | 0.27 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^\circ\text{C}$ |
| 0.8 漂珠粘土砖 | 230*114*65 | NG-0.8 | 0.27 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^\circ\text{C}$ |
| 普通硅酸铝纤维毯 | 1100*400*25 | $\rho = 0.22$ | 0.13 | 标准型 RT |
| 高铝聚轻球p0.8 | 272*220*154 | LG-0.8 聚轻球 | 0.35 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^\circ\text{C}$ |

预热带三区（27-41 节）

| 层号 | 顶部/R | | 侧墙/S | | 底部/B | |
|--------|-----------|-----|-----------|-----|-----------|-----|
| | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 |
| 1 | 高铝聚轻球p0.8 | 250 | JM23-0.8 | 115 | 高铝聚轻球p0.8 | 67 |
| 2 | 普通硅酸铝纤维毯 | 50 | 0.8 漂珠粘土砖 | 115 | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| 3 | | | 普通硅酸铝标准毡 | 50 | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| 4 | | | 普通硅酸铝纤维毡 | 50 | 粘土砖p0.8 | 67 |
| 5 | | | | | 粘土砖p0.8 | 67 |
| 总厚度 mm | | 300 | | 330 | | 335 |

材料性能

| 名称 | 规格 | 材质 | 热导率 | 备注 |
|--------------|-------------|---------------|------|--|
| 高铝聚轻球p0.8 | 272*250*154 | LG-0.8 聚轻球 | 0.35 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^{\circ}\text{C}$ |
| JM-23-0.8 | 230*114*65 | JM-23-0.8 | 0.20 | 热导率温度 1000°C |
| 0.8 漂珠粘土砖 | 230*114*65 | NG-0.8 | 0.27 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^{\circ}\text{C}$ |
| 高铝聚轻球p0.8（底） | 250*230*65 | NG-0.8 | 0.27 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^{\circ}\text{C}$ |
| 普通硅酸铝纤维毯 | 1100*400*50 | $\rho = 0.22$ | 0.13 | 标准型 RT |
| 普通硅酸铝纤维毡 | 1100*400*50 | $\rho = 0.22$ | 0.14 | T 使用 $<900^{\circ}\text{C}$ |
| 粘土砖p0.8 | 250*230*65 | NG-0.8 | 0.35 | |

烧成带（42-57 节）急冷区（58-66 节）

| 层号 | 顶部/R | | 侧墙/S | | 底部/B | |
|--------|----------|-----|------------|-----|-----------|-----|
| | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 |
| 1 | JM26 | 250 | JM26 | 115 | JM26 | 67 |
| 2 | 普通硅酸铝纤维毯 | 50 | JM23 | 115 | 高铝聚轻球p0.8 | 67 |
| 3 | 普通硅酸铝纤维毯 | 25 | 1260 陶瓷纤维板 | 50 | 高铝聚轻球p0.8 | 67 |
| 4 | | | 普通硅酸铝纤维毡 | 50 | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| 5 | | | | | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| 总厚度 mm | | 325 | | 330 | | 335 |

材料性能

| 名称 | 规格 | 材质 | 热导率 | 备注 |
|---------------|-----------------|---------------|------|--|
| JM26（顶部吊顶） | 272*250*154 | JM-26-0.8 | 0.35 | 热导率温度 1000°C |
| JM26 | 230*114*65 | JM-26-0.8 | 0.35 | 热导率温度 1000°C |
| JM23 | 230*114*65 | JM-23-0.8 | 0.20 | 热导率温度 1000°C |
| 高铝聚轻球p0.8 | 230*114*65 | LG-0.8 聚轻球 | 0.35 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^{\circ}\text{C}$ |
| 1260 陶瓷纤维板 | 600*400*50 | $\rho = 0.22$ | 0.20 | T 分类=1260 |
| 0.8 漂珠粘土砖（底部） | 250*230*65 | NG-0.8 | 0.27 | 热导率 $t_{\text{平均}} = 350 \pm 50^{\circ}\text{C}$ |
| 普通硅酸铝纤维毯 | 1100*400*50(25) | $\rho = 0.22$ | 0.13 | 标准型 RT |
| 普通硅酸铝纤维毡 | 1100*400*50 | $\rho = 0.22$ | 0.14 | T 使用=950~1000 $^{\circ}\text{C}$ |

缓冷区（67-78 节）

| 层号 | 顶部/R | | 侧墙/S | | 底部/B | |
|--------|------------------|-----|-----------|-----|-----------|-----|
| | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 |
| 1 | 高铝聚轻球 $\rho 0.8$ | 220 | 0.8 漂珠粘土砖 | 115 | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| 2 | 普通硅酸铝纤维毡 | 50 | 硅酸铝纤维毡 | 50 | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| 总厚度 mm | | 270 | | 165 | | 134 |

材料性能

| 名称 | 规格 | 材质 | 热导率 | 备注 |
|------------------|-------------|---------------|------|-------------|
| 高铝聚轻球 $\rho 0.8$ | 272*250*154 | LG-0.8 聚轻球 | 0.35 | 热导率温度 1000℃ |
| 0.8 漂珠粘土砖 | 230*114*65 | NG-0.8 | 0.27 | 热导率温度 1000℃ |
| 普通硅酸铝纤维毡 | 230*114*65 | $\rho = 0.22$ | 0.14 | 标准型 RT |
| 硅酸铝纤维毡 | 600*400*50 | $\rho = 0.22$ | 0.13 | |

快冷一区（79-90 节）

| 层号 | 顶部/R | | 侧墙/S | | 底部/B | |
|--------|--------|-----|-----------|-----|-----------|-----|
| | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 | 材料 | 厚度 |
| 1 | 硅酸铝纤维毡 | 50 | 0.8 漂珠粘土砖 | 115 | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| 2 | 硅酸铝纤维毡 | 50 | 硅酸铝纤维毡 | 50 | 0.8 漂珠粘土砖 | 67 |
| 总厚度 mm | | 100 | | 165 | | 134 |

材料性能

| 名称 | 规格 | 材质 | 热导率 | 备注 |
|-----------|-------------|---------------|---------------|-------------|
| 0.8 漂珠粘土砖 | 230*114*65 | NG-0.8 | 0.27 | |
| 普通硅酸铝纤维毡 | 230*114*65 | $\rho = 0.22$ | 0.14 | 标准型 RT |
| 硅酸铝纤维毡 | 600*400*50 | $\rho = 0.22$ | 0.13 | |
| 岩棉板 | 1100*600*50 | $\rho = 0.15$ | 0.035+0.0018t | 温度范围 50~300 |

6 物料平衡计算

6.1 每小时烧成制品质量

$$G_m = 4000000 * 15 / 300 * 24 * 95\% = 8771.89 \text{ kg/h}$$

6.2 每小时烧成干坯的质量

$$G_1 = G_m / [(1 - \text{酌减量}) * \text{成品率}] = 8771.89 / [(1 - 5\%) * 97\%] = 9233.6 \text{ kg/h}$$

6.3 每小时欲烧成湿坯的质量

$$G_2 = G_1 / (1 - w) = 9233.6 / (1 - 1\%) = 9326.89 \text{ kg/h}$$

6.4 每小时蒸发自由水的质量

$$G_{H_2O} = G_2 - G_1 = 9326.89 - 9233.6 = 93.27 \text{ kg/h}$$

6.5 每小时从精坯中产生的 CO₂ 质量

每小时从坯体中引入 CaO, MgO 质量分别为:

$$G_{CaO} = G_1 * CaO\% = 9233.6 * 2.26\% = 208.68 \text{ kg/h}$$

$$G_{MgO} = G_1 * MgO\% = 9233.6 * 2.74\% = 253.0 \text{ kg/h}$$

则产生的 CO₂ 质量为:

$$G_{CO_2} = G_{CaO} * \frac{M_{CO_2}}{M_{CaO}} + G_{MgO} * \frac{M_{CO_2}}{M_{MgO}} \\ = 208.68 * 44/56 + 253 * 44/40 = 442.26 \text{ kg/h}$$

6.6 每小时从精坯中分解出来的结构水质量

$$G_{水} = G_1 * 5\% - G_{CO_2} = 9233.6 * 5\% - 442.26 = 19.42 \text{ kg/h}$$

7 热平衡计算

热平衡计算包括预热带，烧成带和冷却带热平衡计算，预热带热平衡计算的目的在于求出燃烧消耗量，冷却带热平衡计算，目的在于计算出冷空气鼓入量和热风机抽出量。另外，通过热平衡计算可以看出窑炉的工作系统结构等方面是否合理，哪个耗热量大，能否采取改进措施。

7.1 预热带、烧成带热平衡计算

7.1.1 计算基准

时间：1小时；温度工：0℃；计算范围：预热带、烧成带。

7.1.2 热平衡框图以及相关说明

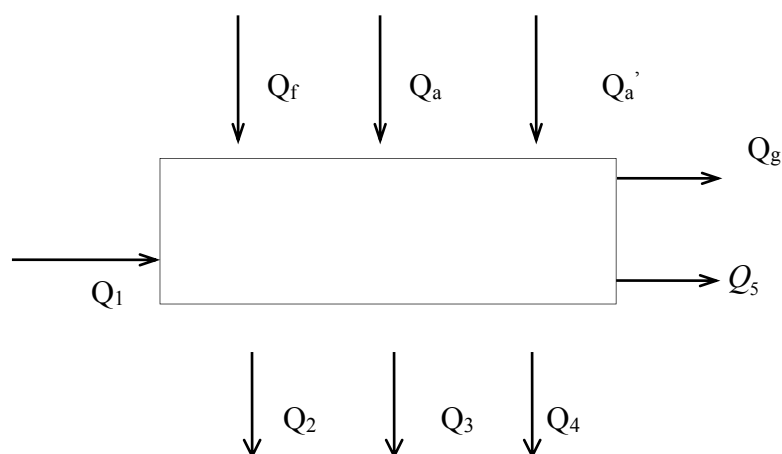


图8.1 预热带，烧成带的热平衡框图

Q_1 :坯体带入的显热

Q_a' :漏入空气的显热

Q_2 :产品带走的显热

Q_a :助燃空气带入的显热

Q_3 :窑体散热

Q_g :烟气带走的显热

Q_4 :物理化学反应热

Q_f :燃料化学热与显热

Q_5 :其他热损耗

7.1.3 热收入项目

7.1.3.1 坯体带入显热 Q_1

取烧成灼减为 5%

入窑干制品质量 $G_1=9233.6$ (kg/h)

入窑制品含自由水 1%

湿基制品质量 $G_2=9326.87$ (kg/h)

制品入窑温度 $t_1=20^\circ\text{C}$

入窑制品比热容 $c_1=0.84+26\times 10^{-5}\times 20=0.845\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$

$\therefore Q_1=G_2c_1t_1=9326.87\times 0.845\times 20=157624.1$ (kJ/h)

7.1.3.2 燃料带入化学热及显热 Q_f [6]

$Q_{\text{net}}=35960$ (KJ/kg)

入窑天然气温度 $t_f=20^\circ\text{C}$ ， 20°C 时 $c_f=1.58\text{KJ}/(\text{m}^3\cdot^\circ\text{C})$

设每小时耗燃料量 X m³/h

则 $Q_f=X(Q_{\text{net}}+c_ft_f)=X(35960+1.58\times 20)=35991.6*X$ (kJ/h)

7.1.3.3 助燃空气带入显热 Q_a [6]

助燃空气温度 $t_a=20^\circ\text{C}$ ， 20°C 时空气比热容 $c_a=1.30\text{kJ}/(\text{m}^3\cdot^\circ\text{C})$

助燃空气实际总量 V_a ， $\text{总}=V_a\cdot X=9.276X$ (m³/h)

$\therefore Q_a=V_a\cdot \text{总}c_at_a=9.276X\times 1.30\times 20=241.176*X$ (kJ/h)

7.1.3.4 预热带漏入空气带入显热 Q_a' (KJ/h) [6]

取预热带空气过剩系数 $\alpha_g=2.0$ ，漏入空气湿度 $t_a=20^\circ\text{C}$ ， $c_a=1.30\text{KJ}/(\text{m}^3\cdot^\circ\text{C})$

漏入空气总量 $V'_a=X(\alpha_g-\alpha)\cdot V_a^0=X(2.0-1.3)\times 7.135=4.995X$ (m³/h)

$\therefore Q_a'=V'_a c_a t_a=4.995*X\times 1.30\times 20=129.87*X$ (kJ/h)

7.1.4 热支出项目

7.1.4.1 产品带出显热 Q_2

烧成产品质量 $G_3=G_1=9233.6$ (kg/h)

制品出烧成带温度 $t_2=1250^\circ\text{C}$

制品平均比热容 $c_2=0.84+26\times 10^{-5}\times 1250=1.165\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$

$\therefore Q_2=G_3c_2t_2=9233.6\times 1.165\times 1250=13446430$ (kJ/h)

7.1.4.2 窑体散失热 Q_3

根据材料应用不同，将计算窑段分成四部分。

1) 第 1~10 节： $20\sim 200^\circ\text{C}$ ，窑内壁平均温度 110°C ，窑外壁表面平均温度 40°C

a.窑顶散热:

$$\text{单位热流 } q = (110 - 40) / (0.05 / 0.233) = 326.2 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑顶散热面积 } A_{\text{顶}} = [(3 + 3.17) / 2] \times 2.5 \times 10 = 76.25 \text{m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{顶}} = q \times A \times 3.6 = 326.2 \times 76.25 \times 3.6 = 89541.9 (\text{kJ/h})$$

b.窑墙散热:

$$\text{单位热流 } q = (110 - 40) / (0.05 / 0.233) = 326.2 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{一侧墙散热面积 } A_{\text{墙}} = [(0.6 + 0.715) / 2] \times 2.5 \times 10 = 8.3 \text{m}^2$$

$$\therefore \text{二侧墙散热量 } Q_{\text{墙}} = 2 \times 326.2 \times 16.44 \times 3.6 = 38611.6 (\text{kJ/h})$$

c.窑底散热:

$$\text{单位热流 } q = ((110 - 40) / (0.065 / 0.27)) = 291 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑底散热面积 } A_{\text{底}} = [(3 + 3.1) / 2] \times 2.5 \times 10 = 76.25 \text{m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{底}} = q \times A \times 3.6 = 291 \times 76.25 \times 3.6 = 79879.5 (\text{kJ/h})$$

则预热带 1~10 节窑体散热为:

$$Q_{1-10} = Q_{\text{顶}} + Q_{\text{墙}} + Q_{\text{底}} = 89541.9 + 38611.6 + 79879.5 = 208033 (\text{kJ/h})$$

2) 第11-26节, 200℃~600℃, 窑内壁平均温度400℃, 窑外壁平均温度40℃

a.窑顶散热:

$$\text{单位热流 } q = (400 - 40) / (0.220 / 0.35 + 0.025 / 0.13) = 438.55 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑顶散热面积 } A_{\text{顶}} = [(3.0 + 3.33) / 2] \times 2.5 \times 16 = 126.6 \text{m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{顶}} = q \times A \times 3.6 = 438.55 \times 126.6 \times 3.6 = 199873.548 (\text{kJ/h})$$

b.窑墙散热:

$$\text{单位热流 } q = (400 - 40) / (0.115 / 0.27 + 0.05 / 0.755) = 731.48 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{一侧墙散热面积 } A_{\text{墙}} = [(0.6 + 0.975) / 2] \times 2.5 \times 16 = 14.88 \text{m}^2$$

$$\text{二侧墙散热量 } Q_{\text{墙}} = q \times A \times 2 \times 3.6 = 731.48 \times 31.5 \times 2 \times 3.6 = 165899.664 (\text{kJ/h})$$

c.窑底散热:

$$\text{单位热流 } q = (400 - 40) / (0.065 / 0.27 + 0.065 / 0.27) = 748 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑底散热面积 } A_{\text{底}} = 126.6 \text{m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{底}} = q \times A \times 3.6 = 748 \times 126.6 \times 3.6 = 340908.48 (\text{kJ/h})$$

则预热带 11~26 节窑体散热为:

$$Q_{11-26} = Q_{\text{顶}} + Q_{\text{墙}} + Q_{\text{底}} = 199873.548 + 165899.664 + 340908.48 = 706681.692 (\text{kJ/h})$$

3)第 27~41 节: 600~1050℃, 窑内壁平均温度 825℃, 窑外壁平均温度 80℃

a.窑顶散热:

$$\text{单位热流 } q = (825 - 80) / (0.25 / 0.35 + 0.05 / 0.13) = 677.9 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑顶散热面积 } A_{\text{顶}} = [(3 + 3.66) / 2] \times 2.5 \times 15 = 124.875 \text{m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{顶}} = q \times A \times 3.6 = 677.9 \times 124.875 \times 3.6 = 304749.945 (\text{kJ/h})$$

b.窑墙散热:

$$\text{单位热流 } q = (825 - 80) / (0.115 / 0.2 + 0.115 / 0.27 + 2 \times 0.05 / 0.14) = 434.35 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{一侧墙散热面积 } A_{\text{墙}} = [(0.8 + 1.425) / 2] \times 2.5 \times 15 = 41.72 \text{m}^2$$

$$\therefore \text{二侧墙散热量 } Q_{\text{墙}} = 2 \times 434.35 \times 41.72 \times 3.6 = 130471.79 (\text{kJ/h})$$

c.窑底散热:

$$\text{单位热流 } q = (825 - 80) / (0.065 / 0.35 + 2 \times 0.065 / 0.27 + 2 \times 0.065 / 0.35) = 717.7 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑底散热面积 } A_{\text{底}} = 124.875 \text{m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{底}} = q \times A \times 3.6 = 717.3 \times 124.875 \times 3.6 = 322462.215 (\text{kJ/h})$$

则预热带 16~24 节窑体散热为:

$$Q_{27-41} = Q_{\text{顶}} + Q_{\text{墙}} + Q_{\text{底}} = 304749.945 + 130471.79 + 322462.215 = 757683.95 (\text{kJ/h})$$

4)第 42~57 节: 1050~1250℃, 窑内壁平均温度 1150℃, 窑外平均温度 80℃

a.窑顶散热:

$$\text{单位热流 } q = (1150 - 80) / (0.25 / 0.35 + 0.075 / 0.13) = 828.68 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑顶散热面积 } A_{\text{顶}} = [(3 + 3.66) / 2] \times 2.5 \times 16 = 133.2 \text{m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{顶}} = q \times A \times 3.6 = 828.68 \times 133.2 \times 3.6 = 397368.634 (\text{kJ/h})$$

b.窑墙散热:

$$\text{单位热流 } q = (1150 - 80) / (0.115 / 0.35 + 0.115 / 0.2 + 0.05 / 0.2 + 0.05 / 0.14) = 708.27 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{一侧墙散热面积 } A_{\text{墙}} = [(0.8 + 1.45) / 2] \times 2.5 \times 16 = 45 \text{m}^2$$

$$\therefore \text{二侧墙散热量 } Q_{\text{墙}} = 2 \times 708.27 \times 45 \times 3.6 = 229479.48 (\text{kJ/h})$$

c.窑底散热:

$$\text{单位热流 } q = (1150 - 80) / (0.065 / 0.35 + 2 \times 0.065 / 0.27 + 2 \times 0.065 / 0.35) = 1030.21 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑底散热面积 } A_{\text{底}} = 133.2 \text{m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{底}} = q \times A \times 3.6 = 1030.21 \times 133.2 \times 3.6 = 494006.3 (\text{kJ/h})$$

则预热带 42~57 节窑体散热为:

$$Q_{42-57} = Q_{\text{顶}} + Q_{\text{墙}} + Q_{\text{底}} = 397368.634 + 229479.48 + 494006.3 = 1120854.41 (\text{kJ/h})$$

所以预热带、烧成带窑体散热为:

$$Q_3 = Q_{1-10} + Q_{11-26} + Q_{27-41} + Q_{42-57} = 208033 + 706681.692 + 757683.952 + 1120854.41 \\ = 2793253.05(\text{kJ/h})$$

7.1.4.3 物化反应耗热 Q_4

1) 自由水蒸发吸热 Q_w

$$\text{自由水质量 } G_w = G_2 - G_1 = 9326.87 - 9233.6 = 93.27(\text{kg/h})$$

$$\text{烟气离窑温度 } t_g = 200^\circ\text{C}$$

$$\therefore Q_w = G_w(2490 + 1.93t_g) = 93.27 \times (2490 + 1.93 \times 200) = 268244.52(\text{kJ/h})^{[6]}$$

2) 其余物化反应热 Q_r

用 Al_2O_3 反应热近似代替物化反应热, 入窑干制品质量 $G_1 = 9233.6(\text{kg/h})$; Al_2O_3 含量 = 16.34%;

$$\therefore Q_r = G_1 \times 2100 \times \text{Al}_2\text{O}_3\% = 9233.6 \times 2100 \times 16.34\% = 1691337(\text{kJ/h})$$

$$\text{故 } Q_4 = Q_w + Q_r = 268244.52 + 1691337 = 1959581.52(\text{kJ/h})$$

7.1.4.4 烟气带走显热 Q_g

$$\begin{aligned} \text{离窑烟气总量 } V_g &= [V_g^0 + (\alpha_g - \alpha) \times V_a^0] \cdot X \\ &= [10.3 + (2.0 - 1.3) \times 7.135] \cdot X \\ &= 15.294 \cdot X(\text{m}^3/\text{h}) \end{aligned}$$

$$\text{烟气离窑温度 } t_g = 200^\circ\text{C}, \quad 250^\circ\text{C} \text{ 时烟气比热容 } c_g = 1.445(\text{kJ}/\text{m}^3 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\therefore Q_g = V_g c_g t_g = 15.294 \cdot X \times 1.445 \times 200 = 4419.966 \cdot X(\text{kJ/h})$$

7.1.4.5 其他热损失 Q_5

根据经验占热收入的5%

$$\begin{aligned} Q_5 &= (Q_1 + Q_r + Q_a + Q_a') \times 0.05 \\ &= (157624.1 + 35991.6X + 241.176X + 129.87X) \times 0.05 = 7881.205 + 1818.132X \end{aligned}$$

7.1.5 热平衡方程

热收入 = 热支出

$$Q_1 + Q_f + Q_a + Q_a' = Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_g + Q_5$$

$$84128.2 + 6026.4X + 36.4X + 26.9X =$$

$$6354220 + 1100323 + 1851175 + 977.7 \cdot X + 4206.4 + 303.2X$$

$$\text{经处理得 解得 } X = 648.195691 \text{ m}^3/\text{h}$$

所以每公斤产品热耗为

$$X \times 35960 / G_m = 648.195691 \times 352960 / 8771.89 = 2657.25 \text{ (kJ/kg)}$$

表7.1 预热带、烧成带热平衡表

| 热收入 | | | 热支出 | | |
|---------------------|------------|--------|------------------|------------|--------|
| 坯体带入 显热 Q_1 | 157624.1 | 0.67% | 产品带出 显热 Q_2 | 13446430 | 56.68% |
| 助燃空气带入 显热 Q_a | 156329.2 | 0.59% | 烟气带走 显热 Q_g | 2865002.9 | 12.07% |
| 漏入空气带入 显热 Q_a' | 84181.2 | 0.35% | 物化反应耗热 Q_4 | 3436662.0 | 14.48% |
| 燃料化学热及显 热 Q_f | 23329600.0 | 98.32% | 窑炉散失之热 Q_3 | 2793253.1 | 11.77% |
| | | | 其他热损失 Q_5 | 1186386.5 | 5.00% |
| 总计 | 23727734.5 | 100% | 总计 | 23727734.5 | 100% |

由表可以看出热支出项中产品带走显热和物化反应耗热两项不可能减少。而其他三项则可采用适当措施节省能耗。对于烟气出窑温度适当控制在较低温度下。至于窑体散热在资金允许的情况下，则可采用新型耐火，隔热材料。

7.2 冷却带热平衡计算

7.2.1 计算基准

时间：1小时；温度工：0℃；计算范围：预热带、烧成带。

7.2.2 热平衡框图以及相关说明

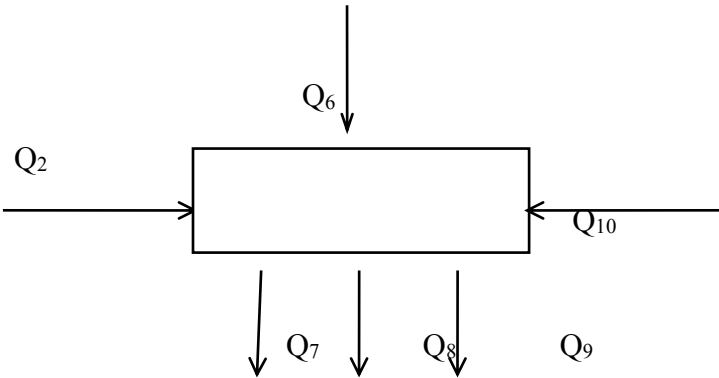


图7.2 冷却带热平衡框图

- Q_2 ：产品带入显热

Q_6 ：冷风带入显热

Q_9 ：窑体散热
- Q_7 ：产品带出显热

Q_8 ：热风抽出带走显热

Q_{10} ：其他热损失

7.2.3 热收入项目

7.2.3.1 产品带入显热

此项热量为预热带和烧成带产品带走的显热

$$Q_2 = 13446430 (\text{kJ/h})$$

7.2.3.2 鼓入冷风的温度

$t_a = 20^\circ\text{C}$ 查表知此时冷风的比热为: $C = 1.296 \text{ kJ/m}^3\cdot^\circ\text{C}$

设窑尾风量为 $V_x \text{ M}^3/\text{H}$

$$Q_6 = c_a t_a V_x = 1.296 \times 20 \times V_x = 25.92 V_x (\text{kJ/h})$$

7.2.4 热支出项目

7.2.4.1 产品最终带出的显热: Q_7

产品离窑温度为 $t_7 = 80^\circ\text{C}$.

制品的平均比热容 $C_7 = 0.84 + 0.00026 \times 80 = 0.86 (\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C})$

出窑制品质量 $G_m = G_3 = 8771.89 (\text{kg/h})$

$$Q_7 = G_m C_7 t_7 = 8771.89 \times 0.86 \times 80 = 603506.03 (\text{kJ/h})$$

7.2.4.2 热风抽出时带走的显热

热风量等于冷风量, 风量为 V_x , 取热风抽出的温度 $t_8 = 250^\circ\text{C}$, 查表得比热为 $1.445 \text{ kJ}/(\text{m}^3 \cdot ^\circ\text{C})$

$$Q_8 = V_x \cdot C_8 t_8 = 1.445 \times 200 V_x = 289 V_x$$

7.2.4.3 窑体散热 Q_9

1) 急冷段: 58-66 节, 温度 $1250^\circ\text{C} - 700^\circ\text{C}$ 阶段: 窑内平均温度 975°C , 窑外平均温度 80°C

a. 窑顶散热:

$$\text{单位热流 } q = (975 - 80) / (0.25/0.35 + 0.05/0.13 + 0.025/0.13) = 693.15 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑顶散热面积 } A_{\text{顶}} = (3 + 3.66) / 2 \times 2.5 \times 9 = 74.925 \text{ m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{顶}} = q \times A \times 3.6 = 693.15 \times 74.925 \times 3.6 = 186963.35 (\text{kJ/h})$$

b. 窑墙散热:

$$\text{单位热流 } q = (975 - 80) / (0.115/0.35 + 0.115/0.2 + 0.05/0.2 + 0.05/0.14) = 592.43 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{一侧墙散热面积 } A_{\text{墙}} = (0.8 + 1.45) / 2 \times 2.5 \times 9 = 25.31 \text{ m}^2$$

$$\therefore \text{二侧墙散热量 } Q_{\text{墙}} = 2 \times 25.31 \times 592.43 \times 3.6 = 10797037 (\text{kJ/h})$$

c.窑底散热:

$$\text{单位热流 } q = (975 - 80) / (0.065 / 0.35 + 2 * 0.065 / 0.35 + 2 * 0.065 / 0.27) = 861.72 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑底散热面积 } A_{\text{底}} = 74.925 \text{ m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{底}} = q \times A \times 3.6 = 861.72 \times 74.925 \times 3.6 = 232431.74 (\text{kJ/h})$$

$$\text{急冷段窑体散热 } Q_{58-66} = 186963.35 + 107970.37 + 232431.74 = 527365.46 (\text{kJ/h})$$

2) 缓冷段: 67-78 节, 窑内平均温度 550℃, 窑外平均温度 40℃

a.窑顶散热:

$$\text{单位热流 } q = (550 - 40) / (0.22 / 0.35 + 0.05 / 0.14) = 517.4 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑顶散热面积 } A_{\text{顶}} = [(3 + 3.33) / 2] \times 2.5 \times 12 = 94.95 (\text{m}^2)$$

$$\therefore Q_{\text{顶}} = q \times A \times 3.6 = 517.4 \times 94.95 \times 3.6 = 176857.67 (\text{kJ/h})$$

b.窑墙散热:

$$\text{单位热流 } q = (550 - 40) / (0.115 / 0.27 + 0.05 / 0.13) = 629.21 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{一侧墙散热面积 } A_{\text{墙}} = (0.6 + 1.0) / 2 \times 2.5 \times 12 = 24 \text{ m}^2$$

$$\therefore \text{二侧墙散热量 } Q_{\text{墙}} = 2 \times 629.21 \times 24 \times 3.6 = 108727.488 (\text{kJ/h})$$

c.窑底散热:

$$\text{单位热流 } q = (550 - 40) / (0.065 / 0.27 + 0.065 / 0.27) = 1059.23 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑底散热面积 } A_{\text{底}} = 94.95 (\text{m}^2)$$

$$\therefore Q_{\text{底}} = q \times A \times 3.6 = 1059.23 \times 94.95 \times 3.6 = 362066.00 (\text{kJ/h})$$

$$\text{缓冷段窑体散热 } Q_{67-78} = 176857.67 + 108727.488 + 362066.0 = 647651.158 (\text{kJ/h})$$

3) 快冷段, 由于窑尾后三节为空箱, 所以去取前四节(79-90 节)热损失近似做为快冷热损失计算, 400~80℃, 取平均温度为 240℃, 窑外壁温度为 40℃,

a.窑顶散热:

$$\text{单位热流 } q = (240 - 40) / (0.05 / 0.13 + 0.05 / 0.14) = 269.63 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑顶散热面积 } A_{\text{顶}} = [(3 + 3.33) / 2] \times 2.5 \times 12 = 94.95 \text{ m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{顶}} = q \times A \times 3.6 = 269.63 \times 94.95 \times 3.6 = 92164.93 (\text{kJ/h})$$

b.窑墙散热:

$$\text{单位热流 } q = (240 - 40) / (0.115 / 0.27 + 0.05 / 0.13) = 246.75 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{一侧墙散热面积 } A_{\text{墙}} = [(0.6 + 0.83) / 2] \times 2.5 \times 12 = 21.45 \text{ m}^2$$

$$\therefore \text{二侧墙散热量 } Q_{\text{墙}} = 2 \times 21.45 \times 246.75 \times 3.6 = 38108.07 (\text{kJ/h})$$

c.窑底散热:

$$\text{单位热流 } q = (240 - 40) / (0.065 / 0.27 + 0.065 / 0.27) = 415.38 (\text{w/m}^2)$$

$$\text{窑底散热面积 } A_{\text{底}} = 94.95 \text{ m}^2$$

$$\therefore Q_{\text{底}} = q \times A \times 3.6 = 415.8 \times 94.95 \times 3.6 = 141985.192 (\text{kJ/h})$$

$$\text{快冷段窑体散热 } Q_{79-90} = 92164.93 + 647651.158 + 272258.192 = 272258.192 (\text{kJ/h})$$

冷却带窑体散热

$$Q_9 = Q_{58-66} + Q_{67-78} + Q_{79-90} = 527365.46 + 647651.158 + 272258.192 = 672231.5 (\text{kJ/h})$$

4) 其它热损失 Q_{10}

根据经验值为热收入的5%

$$Q_{10} = 0.05 (Q_2 + Q_6) = 0.05 \times (13446430 + 25.92V_x) (\text{kJ/h})$$

7.2.4.4 热平衡方程

$$Q_2 + Q_6 = Q_7 + Q_8 + Q_9 + Q_{10}$$

$$13446430 + 25.92V_x$$

$$= 603506.03 + 289V_x + 1447274.81 + 264.376V_x \times (672321.5 + 1.296V_x)$$

$$\text{解得 } V_x = 40560.897 (\text{m}^3/\text{h})$$

表7.2 冷却带热平衡表

| 热吸入 | | | 热支出 | | |
|---------------|------------|-------|----------------|------------|-------|
| 项目 | kJ/h | % | 项目 | kJ/h | % |
| 产品带入显热 Q_2 | 13446430 | 92.75 | 产品带出显热 Q_7 | 603506 | 4.16 |
| 冷却风带入显热 Q_6 | 1051338.5 | 7.25 | 抽热风带出显热 Q_8 | 5666155 | 80.86 |
| | | | 窑体散热 Q_9 | 451713.05 | 9.98 |
| | | | 其它热损失 Q_{10} | 338396.5 | 5.00 |
| 总计 | 14497768.5 | 100 | 总计 | 14497768.5 | 100 |

由表可看出，热风抽出带走的热量占很大的比例，因此应充分利用此热量，一般引到干燥窑或干燥房用来干燥坯体。

8 管道尺寸、阻力计算及烧嘴、风机选用

8.1 排烟管道尺寸

排烟系统需排除烟气量:

$$V_g = [V_g^0 + (\alpha_g - 1) \times V_a^0] \times X = [8.1595 + (2-1) \times 7.135] \times 648.19 = 9913.74 \text{ m}^3/\text{h}$$

烟气抽出时实际体积:

$$V = V_g \times (273 + 250) / 273 = 9913.74 \times 523 / 273 = 17176.5566 \text{ m}^3/\text{h} = 5.28 \text{ m}^3/\text{s}$$

① 总烟管尺寸^[7]

烟气在金属管中流速 W , 据经验数据取 $W=10\text{m/s}$

$$\text{内径 } d_{\text{总}} = \sqrt{4V / \pi W} = \sqrt{4 \times 5.28 / (3.14 \times 10)} = 0.820 \text{ m}$$

所以, 总管内径取值为 850mm, 长度为 5m。

② 分管尺寸

烟气在分管中的流速 $\omega=10\text{m/s}$, $n=3$, 分管流量 $V' = V/3 = 176 \text{ m}^3/\text{s}$.

$$\text{内径 } d_{\text{分}} = \sqrt{4 \times 1.76 / (3.14 \times 10)} = 0.474 \text{ m}$$

所以, 分管内径取 500mm, 长度为 2.5m。

③ 支烟管尺寸

烟气在分管中的流速 $\omega=10\text{m/s}$, $n=60$, 分管流量 $V'' = V/18 = 0.088 \text{ m}^3/\text{s}$.

$$\text{内径 } d_{\text{支}} = \sqrt{4 \times 0.107 / (3.14 \times 10)} = 0.106 \text{ m}$$

取 $d_{\text{支}} = 150 \text{ mm}$.

所以, 支管内径取值为 120mm, 支管长 1.1m。

8.2 排烟阻力计算^[7]

① 料垛阻力 h_i

根据经验每米窑长料垛阻力为 0.5Pa。

设 0 压在 41-42 节交接处。

$$\text{则 } h_i = (10 + 0.5) \times 2 \times 0.5 = 10.5 \text{ Pa}。$$

② 位压阻力 h_g

烟气从窑炉至风机, 高度升高 $H=2.0\text{m}$, 此时几何压头位烟气流动的动力即负位压阻力, 取烟气温度位 250°C ,

$$\therefore h^*g = -H(\rho_a - \rho_g)g$$

$$\begin{aligned}
 &= -2 \times \left(1.29 \times \frac{273}{273+20} - 1.30 \times \frac{273}{273+250} \right) \times 9.8 \\
 &= -10.3 \text{ Pa}
 \end{aligned}$$

③ 局部阻力 h_e

局部阻力 ζ 由表查得:

烟气从窑炉进入支管: $\zeta_1 = 1$

支烟管进入分烟管: $\zeta_2 = 1.5$

并 90° 急转弯: $\zeta_3 = 1.5$

分管 90° 急转弯: $\zeta_4 = 1.5$

分管 90° 圆弧转弯: $\zeta_5 = 0.35$

分管进入总管: $\zeta_6 = 1.5$

分管 90° 圆弧转弯: $\zeta_7 = 0.35$

为简化计算, 烟管中烟气流速均按 10m/s 计, 烟气温度均按 400℃ 计, 虽在流动过程中烟气会有温降, 但此时流速会略小, 且取定的截面积均比理论计算的偏大, 故按此值算出的局部阻力只会略偏大, 能满足实际操作需要。

$$\begin{aligned}
 h_e &= (1 + 1.5 + 1.5 + 1.5 + 0.35 + 1.5 + 0.35) \times (10 \times 10 / 2) \times 1.3 \times 273 / (273 + 400) + 0.28 \times \\
 &\quad (2^2 / 2) \times 1.3 \times 273 / (273 + 400) \\
 &= 233.6 \text{ (Pa)}
 \end{aligned}$$

④ 摩擦阻力 h_f

摩擦阻力系数: 金属管取 $\zeta = 0.03$

$$\begin{aligned}
 h_f &= \zeta (L_{支}/d_{支} + L_{分}/d_{分} + L_{总}/d_{总}) \times \omega^2 / 2 \times \rho \\
 &= 0.03 \times (0.5/0.14 + 2.5/0.35 + 5/0.6) \times (10 \times 10 \times 2) \times 273 \times (273 + 250) \\
 &= 14.91 \text{ Pa}
 \end{aligned}$$

烟卤阻力忽略不计(可由本身几何压头来克服).

∴ 风机应克服总阻力

$$h_{总} = h_i + h_g + h_e + h_f = 10.5 + (-10.3) + 233.6 + 14.91 = 248.71 \text{ Pa}$$

8.3 排烟风机的选型

为保证正常工作, 取风机抽力余量 0.5, 所以选型应具备风压:

$$H = (1 + 0.5) \times 248.71 = 373 \text{ Pa.}$$

流量取储备系数为 1.5, 风机排出烟气平均温度 250℃

$$\therefore Q = 1.5 \times 6250.5 \times (273 + 250) / 273 = 17961.6 \text{ m}^3/\text{h}$$

选用风机应考虑窑炉有空气、其它气体比例失调, 大量增加烟气量, 增大抽

风阻力，造成较大阻力，故选型时全风压应留有较大余地。

所以排烟风机选用 Y6-43NO10.5D 锅炉引风机，配电机型号为 Y225M-4，功率 45kw。

8.4 其它系统管道尺寸确定、风机的选型

8.4.1 天然气总管内径的计算

天然气的流量为：648.196 m³/h，取煤气在总管中的流速为：15m/s，

煤气总管选用一根管子，那么总管的内径为：

$$d_{\text{总}} = \sqrt{4 \times V / \pi w} = \sqrt{(4 \times 648.169 / 3600) / (3.14 \times 15)} = 0.124\text{m}$$

所以，取总管内径值：150mm

分管内径

天然气分管共有 25 根，而流速取 $\omega = 10\text{m/s}$

$$d_{\text{分}} = 0.0303\text{m}$$

所以可以取定发生炉煤气分管公称直径值为 35mm。

③ 通往烧嘴的煤气支管内径的计算

通往烧嘴的天然气支管共计 188 根，取流速为 6m/s，则计算支管内径值为，

$$d_{\text{支}} = \sqrt{4 \times V / n \pi w} = \sqrt{(4 \times 648.196 / 3600) / (3.14 \times 6 \times 70)} = 0.014\text{m}$$

所以可以取定发生炉煤气支管的内径值为 20mm

8.4.2 助燃风管的计算

由预热带、烧成带热平衡算得，每小时燃料消耗量为 1918.5m³/h，空气消耗量为 9.276m³/m³ 天然气。

$$\text{助燃风量: } V_a = 648.196 \times 9.276 = 6012.67\text{m}^3/\text{h}。$$

$$\text{实际助燃风量 } V = 6012.67 \times (273 + 20) / 273 = 6453.15\text{m}^3/\text{h}$$

① 助燃风总管内径的确定

取风在总管中的流速为： $\omega = 10\text{m/s}$ ，则：

$$d_{\text{总}} = \sqrt{4 \times 6453.15 / (3600 \pi \omega)} = 0.478\text{m}，\text{取助燃风总管的内径为 } 500\text{mm}。$$

② 窑顶、窑底分管内径

取 $\omega = 9\text{m/s}$ ， $n = 4$ ，分管流量为： $6453.15 / 4 = 1613.28\text{m}^3/\text{h}$

$$d_{\text{分}} = \sqrt{4 \times 1613.28 / (3600 \pi \omega)} = 0.252\text{m}，\text{取分管内径为 } 260\text{mm}。$$

③ 助燃风管通往烧嘴的支管的内径

全窑总共有烧嘴 188 个,因此通往烧嘴的 188 支管根,取流速 $\omega=8\text{m/s}$, $n=188$,
每个分管流量为: $6453.15/188=34.326\text{m}^3/\text{h}$,

则: $d_{\text{支}}=\sqrt{4\times 34.326/(3600\pi\omega)}=0.039\text{m}$, 取支管内径为 40mm。

8.4.3 冷却带风管计算

冷却带鼓入冷风比例

表 9.1 冷却带各段风量

| | 所占比例 (%) | 风量 |
|-----|----------|-------|
| 急冷段 | 42.8 | 17360 |
| 快冷段 | 57.2 | 23200 |
| 缓冷段 | 100 | 40560 |

8.4.4 缓冷抽热总管的确定

①缓冷抽热总管内径

鼓入风量 $V_x=40560\text{m}^3/\text{h}$, 故抽出热风 $V=40560\text{m}^3/\text{h}$ 。

同时, 热风的抽出温度为 200°C , 即, $V_{\text{实}}=40560\times(273+200)/273=70274\text{m}^3/\text{h}$,
取 $\omega=10\text{m/s}$, $n=1$, 则:

$d_{\text{总}}=\sqrt{4\times 70274/(3600\pi\omega)}=1.576\text{m}$, 取 1600mm。

②抽热分管的内径

取 $\omega=10\text{m/s}$, $n=4$, 每个分管的流量为: $70274/4=17568.5\text{m}^3/\text{h}$, 则:

$d_{\text{分}}=\sqrt{4\times 17568.5/(3600\pi\omega)}=0.788\text{m}$, 取 800mm。

③抽热支管的内径

取 $\omega=10\text{m/s}$, $n=24$, 每个分管的流量为: $70274/24=292.8\text{m}^3/\text{h}$, 则:

$d_{\text{支}}=\sqrt{4\times 292.8/(3600\pi\omega)}=0.322\text{m}$, 取 350mm。

8.4.5 急冷风管内径的确定

①急冷风总管内径的确定

急冷风管总管选用一根管子, 取风在总管中的流速 $\omega=20\text{m/s}$,

$V_{\text{急}}=17360\text{m}^3/\text{h}$

$V_{\text{实}}=17360\times(273+20)/273=18631\text{m}^3/\text{h}=5.175\text{m}^3/\text{s}$ 则:

$d_{\text{总}}=\sqrt{4\times 5.175/(\pi\omega)}=0.574$, 取 600mm。

②急冷分管

急冷风在分管中的流速为: $\omega=15\text{m/s}$,

急冷风管分管选用 9 根管子, 那么分管的内径为:

则: $d_{分} = \sqrt{4 \times 5.175 / (\pi \omega * 9)} = 0.221\text{m}$, 取 250mm.

③ 急冷支管

急冷风在支管中的流速为: $\omega = 10\text{m/s}$,

急冷风管支管选用 108 根管子, 那么风管的内径为:

$d_{支} = \sqrt{4 \times 5.175 / (\pi \omega * 108)} = 0.078\text{m}$, 取 80mm。

8.4.6 快冷风管内径的确定

快冷带鼓入冷风量 $V = 23200\text{m}^3/\text{h} = 6.44\text{m}^3/\text{s}$,

实际鼓入冷风量 $V_{实} = 6.44 \times (273 + 20) / 273 = 6.91\text{m}^3/\text{s}$

① 快冷风总管内径的确定

快冷风管总管选用一根管子, 取风在总管中的流速 $\omega = 20\text{m/s}$,

$d_{总} = \sqrt{4 \times 6.91 / (\pi \omega)} = 0.66$, 取 700mm。

② 快冷分管

快冷风在分管中的流速为: $\omega = 15\text{m/s}$,

快冷风管分管选用 2 根管子, 那么分管的内径为:

则: $d_{分} = \sqrt{4 \times 6.91 / (\pi \omega * 2)} = 0.54\text{m}$, 取 550mm。

③ 快冷支管

快冷风在支管中的流速为: $\omega = 10\text{m/s}$,

快冷风管支管选用 144 根管子, 那么风管的内径为: $d_{支}$

$= \sqrt{4 \times 6.91 / (\pi \omega * 144)} = 0.078\text{m}$, 取 80mm。

8.4.7 风机的选型^[7]

8.4.7.1 助燃风机的选型

为保证正常工作, 取风机抽力余量 0.5, 所以选型应具备风压:

$H = (1 + 0.5) \times 215.35 = 323.025\text{ Pa}$, 流量取储备系数为 1.5,

所以 $Q = 1.5 V_{实} = 1.5 \times 6453.15 = 9679.7 (\text{m}^3/\text{h})$

选用风机应考虑窑炉有空气、煤气比例失调, 大量增加烟气量, 增大抽风阻力, 造成较大阻力, 故选型时全风压应留有较大余地。

8.4.7.2 急冷风机

为保证正常工作, 取风机抽力余量 0.5, 所以选型应具备风压:

$H = (1 + 0.5) \times 235.68 = 353.52\text{ Pa}$, 流量取储备系数为 1.5,

所以 $Q = 1.5 V_{实} = 1.5 \times 18631 = 27946.5 (\text{m}^3/\text{h})$

选用风机应考虑窑炉有空气、煤气比例失调, 大量增加烟气量, 增大抽风阻

力，造成教大阻力，故选型时全风压应留有教大余地。

8.4.7.3 缓冷抽热风机

为保证正常工作，取风机抽力余量 0.5，所以选型应具备风压：

$H = (1 + 0.5) \times 253.25 = 379.875 \text{ Pa}$ ，流量取储备系数为 1.5，

所以 $Q = 1.5 \ V_{\text{实}} = 1.5 \times 70274 = 105411 \text{ (m}^3/\text{h)}$

选用风机应考虑窑炉有空气、天然气比例失调，大量增加烟气量，增大抽风阻力，造成教大阻力，故选型时全风压应留有教大余地。

8.4.7.4 快冷风机

为保证正常工作，取风机抽力余量 0.5，所以选型应具备风压：

$H = (1 + 0.5) \times 213.48 = 320.22 \text{ Pa}$ ，流量取储备系数为 1.5，

所以 $Q = 1.5 \ V_{\text{实}} = 1.5 \times 23200 = 34800 \text{ (m}^3/\text{h)}$

选用风机应考虑窑炉有空气、煤气比例失调，大量增加烟气量，增大抽风阻力，造成教大阻力，故选型时全风压应留有教大余地。所以， 风机选型如下：

表 8.2 风机选用及性能参数^[8]

| 用途 | 名称 | 型号 | 全压(Pa) | 风量 (m ³ /h) | 电动机 | 功率 (kw) | 转速 (r/min) |
|----|-----------------|-----------------------|--------|---------------------------|--------------|------------|---------------|
| 排烟 | 锅炉引 风机 | Y6-43NO1 0.5D | 2670 | 34694 | Y132S1-2 | 45 | 1480 |
| 助燃 | 高压离 心风机 | G6-43NO7 .1A | 1913 | 10582 | Y160M-4 | 11 | 1460 |
| 急冷 | 高压离 心风机 | G4-73-11 NO9D | 2280 | 38800 | Y2255-4 | 37 | 1450 |
| 抽热 | 离心锅 炉引风 机 | Y4— 73-14No1 2D | 6481 | 62973 | Y355M1- 6 | 50 | 2000 |
| 快冷 | 高压离 心风机 | G6-43NO8 .5A | 2780 | 18281 | Y160M-4 | 22 | 1470 |

所以选用 T4011No2.5 型轴流通风机，其规格如下：

| 机号 | 转 速 (r/min) | 叶片 | | 全 压 (Pa) | 风 量 (m ³ /h) | 轴 功率 (kw) | 电动机 | |
|-----|----------------|----|--------|-------------|----------------------------|--------------|---------|----|
| | | 数量 | 角 度 | | | | 型号 | 功率 |
| 2.5 | 1450 | 4 | 15 | 31 | 565.2 | 25.92 | JW06B-4 | 90 |

9 烧嘴的设计及选用

9.1 烧嘴的选用原则

能够适应和满足具体生产条件对火焰的特性要求，例如火焰的形状及其温度分布能否满足加热要求，烧嘴负荷的调节范围能否满足供热要求.选用烧嘴必须和烧嘴的使用条件结合起来，应满足使液化气和空气进行充分混合，或为混合提供必要条件;在规定的负荷范围内保证火焰的稳定性，既不脱火也不回火；并能保证在规定的负荷条件下燃料的完成燃烧。

9.2 每个烧嘴所需的燃烧能力

全窑共有 188 个烧嘴，每小时燃料的消耗量为 648.195m³/h，所以：
每个烧嘴的燃烧能力为 648.195/188=5.172m³/h
热负荷 Q=27.55*6000/4.2=39361.2 kcal/h
根据烧嘴的选择原则，在结合本窑多烧嘴、小流量的特点，所以选用北京神雾烧嘴，其型号为 WDT-TCC2 型燃气高速烧嘴。
该产品的特点：燃烧完全，燃烧效率在 99.5%以上；实现高强度燃烧；燃烧器烟气喷射速度高，噪音低，不脱火，不回火；装有自动点火、火焰监控、燃烧控制、窑炉温度控制等控制系统。

表 9.1 WDT-TCC2 型燃气高速烧嘴的性能指标

| 热负荷万 Cal/h | 燃气压力 >150mmH ₂ O 流量 Nm ³ /h | 助燃空气 | | | 风 量 调 节 比 | 火 焰 长 度 m | 火 焰 锥 角 | 炉 膛 温 度 ℃ |
|---------------|---|--------------------------|---------|--------------------------|-----------------------|-----------------------|----------------------------------|-----------------------|
| | | 压力 mmH ₂ O | 温度 ℃ | 风量 Nm ³ /h | | | | |
| 4 | 10 | >150 | 20-500 | 48 | 1:6 | 4-15 | 20 ⁰ -70 ⁰ | 500-1800 |

10 工程材料概算

10.1 窑体材料分段概算^[9]

10.1.1 第 1-10 节

岩棉板: $V=5.4565\text{m}^3$

0.8 漂珠粘土铺底砖 $76.25/(0.25*0.23)=1326$ (块)

10.1.2 第 7-15 节

高铝聚轻球 $\rho 0.8$ ($272*220*154$): $126.6/(0.272*0.154)=3022$ (块)

普通硅酸铝纤维毯 25: $126.6*0.025=3.165\text{m}^3$

岩棉板: $0.05*31.5*2=3.15\text{m}^3$

0.8 漂珠粘土铺底砖 $250*230*65$: $126.6/(0.25*0.23)=2201$ (块)

0.8 漂珠粘土砖 $230*115*65$: $31.5*2/(0.23*0.65)+126.6/(0.23*0.114)$
 $=421+4829=5250$ (块)

10.1.3 第 27-41 节

高铝聚轻球 $\rho 0.8$ ($272*250*154$): $124.875/(0.272*0.154)=2981$ (块)

普通硅酸铝纤维毯 50: $124.875*0.050=6.24\text{m}^3$

JM23-0.8 ($230*114*65$): $2*41.72/(0.23*0.065)=5581$ (块)

0.8 漂珠粘土砖 ($230*114*65$): $2*41.72/(0.23*0.65)=5581$ (块)

普通硅酸铝标准毡 50: $2*2*41.72*0.05=8.344\text{m}^3$

高铝聚轻球 $\rho 0.8$ ($250*230*65$): $124.875/(0.25*0.23)=2172$ (块)

0.8 漂珠粘土砖 $230*114*65$: $124.875*2/(0.23*0.114)=9525$ (块)

粘土砖 $\rho 0.8$ ($230*114*65$): $124.875*2/(0.23*0.114)=9525$ (块)

10.1.4 第 42-66 节

JM26 (顶部吊顶) $272*250*154$: $(133.2+74.925)/(0.272*0.154)=4969$ (块)

普通硅酸铝纤维毯 50: $(49.7+27.615)*0.05=3.87\text{m}^3$

普通硅酸铝纤维毯 25: $(49.7+27.615)*0.025=1.93\text{m}^3$

JM23 (230*114*65): $(2*45+2*25.31)/(0.23*0.065)=9406$ (块)

1260 陶瓷纤维板: $(2*45+2*25.31)*0.05=7.031\text{m}^3$

普通硅酸铝纤维毡: $(2*45+2*25.31)*0.05=7.031\text{m}^3$

JM26 (230*114*65): $9406+7938=17344$ (块)

高铝聚轻球 $\rho 0.8$ (230*114*65): $(133.2+74.925)*2/(0.23*0.114)=15875$ (块)

0.8 漂珠粘土砖 (230*114*65): $(133.2+74.925)*2/(0.23*0.114)=15875$ (块)

10.1.5 第 67-78 节

高铝聚轻球 $\rho 0.8$ (272*250*154): $94.95/(0.272*0.154)=2267$ (块)

普通硅酸铝纤维毡 50: $94.95*0.05=4.75\text{m}^3$

0.8 漂珠粘土砖 (230*114*65):

$2*24/(0.23*0.065)+2*94.95/(0.23*0.114)=3210+7243=10453$ (块)

硅酸铝纤维毡 50: $2*24*0.05=2.4\text{m}^3$

10.1.6 第 46-52 节

硅酸铝纤维毡 50: $94.95*0.05=4.75\text{m}^3$

硅酸铝纤维毡 50: $94.95*0.05=4.75\text{m}^3$

0.8 漂珠粘土砖 (230*114*65):

$2*21.45/(0.23*0.065)+2*94.95/(0.23*0.114)=2870+7243=10113$ (块)

硅酸铝纤维毡 50: $2*10.51*0.05=1.051\text{m}^3$

10.2 钢材的概算^[9]

10.2.1 方钢的概算

上立柱 (棍上的边立柱和中立柱):

1-16 节, 冷弯方形空心型钢, $60\times 60\times 3\text{mm}$, 长为 710mm, $6\times 26=156$ 根

27-66 节, 冷弯方形空心型钢, $60\times 60\times 3\text{mm}$, 长为 840mm, $6\times 40=240$ 根

67-90 节, 冷弯方形空心型钢, $60\times 60\times 3\text{mm}$, 长为 710mm, $6\times 24=144$ 根

下立柱 (棍下的边立柱和中立柱):

1-26 节, 冷弯方形空心型钢, $60\times 60\times 3\text{mm}$, 长为 540mm, $6\times 26=156$ 根

27-66 节, 冷弯方形空心型钢, $60\times 60\times 3\text{mm}$, 长为 760mm, $6\times 40=240$ 根

67-90 节，冷弯方形空心型钢，60×60×3mm，长为 710mm，6×24=144 根

10.2.2 角钢

吊顶横梁

1-26 节和 67-90 节，∠ 60×60×3，长为 3450mm；27-66 节 ∠ 60×60×3，长为 3770mm

10.2.3 钢板

2mm 厚钢板做面板用，4mm 厚钢板做底板。

后 记

随着盛夏的来临,通过老师的指导、同学的帮助、自身的努力,三个多月的毕业设计工作也接近了尾声,现在回过头去看看自己辊道窑的设计过程可以说是感触颇多、收获颇丰。

在此次设计以前,自己通过对课本知识的掌握对辊道窑的结构特点以及辊道窑的设计过程有了一个感性的认识,但在结合实际,特别是毕业实习的所见进行操作的时候才发现理论结合实际的必要性.同时,在整个绘图的过程中,自己也是在不断的修改、完善,通过这些,我不但更深入地了解了辊道窑设计的要点,更是提高了自身的绘图能力,也是一综合素质的提高了.当然,自己的设计也避免不了这样或那样的问题,通过老师的指导,与同学之间的讨论,虽然已经减少了许多,但还是谈不上完善.一些问题也留待到实际工作当中进行检验与解决。

在本次设计中,十分感谢指导老师对自己的设计提出问题,并亲自指导自己进行修改以求完善,也感谢那些在设计过程中给自己提出意见的同学。

四年的大学生活即将结束,迎接自己的将是一个新的挑战,相信通过这次的毕业设计,一定会给工作岗位上的自己确定一个明确的方向,为自己的将来打下坚实的基础。

参 考 文 献

- 【1】刘振群主编.《陶瓷工业热工设备》.武汉：武汉工业大学出版社，1989
- 【2】胡国林著.《建陶工业辊道窑》.北京:中国轻工业出版社，2009.2
- 【3】汪和平，冯青编.《窑炉砌筑与安装》.景德镇陶瓷学院，1998
- 【4】王秉铨.《工业炉设计手册》.北京机械工业出版社.1996.8
- 【5】王维邦主编.《耐火材料工艺学》.鞍山钢铁学院.冶金工业出版社，1994
- 【6】姜正侯.《燃气工程技术手册》.同济大学出版社.1993.5
- 【7】蔡增基 龙天渝.《流体力学泵与风机》.中国建筑工业出版社.1999.12
- 【8】续魁昌.《风机手册》.北京机械工业出版社.1995.5
- 【9】冶金工业部.《筑炉工手册》.北京：中国工业出版社，1970

附：文献调研报告

Oxygen-enriched combustion in kiln applications

In recent years, domestic ceramic industry developing fast, especially the kiln in architectural ceramics industry wide application. Ceramic industry is at present large industrial users increasingly nervous energy, status, and how to improve the kiln heat utilization rate of burned appears very important. And rich oxygen technology application in kiln for solving this problem provides a kind of way.

First, oxygen-enriched combustion technology in foreign application in industry.

As early as 1982, the United States, Japan, Britain, France and other countries to be engaged in membrane technology of oxygen enrichment development and use. They from membrane materials, film technology, components and devices and other aspects of the product production, production amplification, process design, process optimization and combustion application research work, and analyzed detection method and the development of analytical instruments such as oxygen concentration, eventually developed for 28% -- 40 % oxygen-enriched air, device, from a few liters/gas production 1000m³ / h cents to different specifications of products, and the industrial application experiment, a gas, oil and coal under the different occasions, confirmed 30 % test, the concentration of oxygen-enriched air can be used for industrial combustion which use the 23% of oxygen-enriched air combustion can energy-saving 10% - 25%. To the end of 1980s, Japan subsequently has nearly 20 size company launched membrane rich oxygen device. In rich oxygen aid-combustion in Osaka, Japan gas company and panasonic company to cooperate, in billet heating test furnace, ceramics firing a furnace, glass kiln on practical application, and obtained good effect in energy saving.

Second, oxygen-enriched combustion technology energy-saving and control pollution mechanism.

1. Raise the flame temperature:

Oxygen-enriched air to participate in relative amount of nitrogen after combustion, thus make oxygen decrease rapidly and combustible mix to achieve full combustion, make the flame temperature as oxygen-enriched air of the carbon ratio increased with the accelerated, and radiation, conduction, convection of the three forms of heat transfer rate.

2. Accelerate burning rate

Fuel burn in oxygen-enriched air speed reason: is due to increased oxygen content, so that the flame temperature increase in oxygen, such as natural gas caused the combustion rate than in normal air speed can improve the burning 10 times.

Burning rate rise, lead to fuel the chamber of a stove or furnace quickly complete combustion.

3. To reduce fuel burn temperature

Flash point temperature clearly influenced by the reaction rate and the influence of heat loss. Oxygen-enriched air than ordinary air helps to reduce "burn" temperature characteristics, and increase the heat release flame quantity of unit volume. For inferior fuel effect more prominent.

4. Reduce the displacement after combustion

Use oxygen levels for 29% of oxygen-enriched air to burning, and ordinary air burning comparison, when excess air coefficient is $a = 1$, 20% less volume, the exhaust smoke heat loss also decreased by 20%, thus improving the thermal efficiency and energy saving.

5. Increase heat utilization rate

When heating temperature of 1300 DHS, use common air when C combustion. Its thermal utilization at 42%, but by oxygenation 26% of oxygen-enriched air combustion, the utilization rate increased to 56%, with heating temperature increases, energy-saving better effect.

6. Reduce air surplus coefficient

Oxygen-enriched combustion can effectively reduce air surplus coefficient, make exhaust heat loss, so as to improve drastically lower thermal efficiency and energy saving kiln.

Third, roller kiln local increasing oxygen technology basic characteristics .

Currently get oxygen into kiln have oxygen - fuel spray gun, air - oxygen - fuel spray gun, secondary air zofran and gun under local gush oxygen etc four basic methods. The top three species overall increase gas measures, the latter for local add oxygen.

In the combustion system designing a roller kiln, must consider the following five factors.

- (1). Will fuel heat maximum transfer to the glass;
- (2). Will the burning heat transfer to the minimum upper structure; roller
- (3). Avoid flame washed into refractory material surface;
- (4). The fuel and the combustion air effective mix, in order to reduce the flue caused by air in the excess heat loss.

Fourth, conclusion

(1) oxygen-enriched combustion technology and total oxygen burning technology in industrial furnaces, will give the successful application of enterprise to bring huge economic benefits and social benefits, have broad application prospect.

(2) oxygen-enriched combustion compared with traditional combustion way way, have energy-saving, increase flue gas radiation ability and shorten the heating time, increase production, etc.

(3) in the future application of metallurgical industry furnaces oxygen-enriched combustion technology, pay attention to the following problems: highly efficient and clean system optimal oxygen-enriched combustion furnace type; Widen fuel use scope, undertake furnace pressure and furnace gas component effective control; Meanwhile the key development practical, reliable low NO_x emissions of engineering technology. One pure oxygen concentration dilution mixer and oxygen-rich burner is the key technology, should put certain human conduct targeted

research and development。

(4) some Chinese are battling for the city and the city built international famous scenery tourist city is likely to take the lead in using the developed countries, the environmental protection standard of other parts of the environmental protection also is valued. Total oxygen burning technology will be in our country has promoted。

中文翻译

富氧燃烧在辊道窑方面的应用

近几年，国内陶瓷行业辊道窑的发展较快，尤其在建筑陶瓷行业应用广泛。陶瓷行业是工业耗能大户，针对目前能源日趋紧张的状况，如何提高窑炉烧成的热利用率显得非常重要。而富氧技术在辊道窑上的应用为解决这一问题提供了一种途径。

一、富氧助燃技术在国外工业中的应用

早在1982年，美国、日本、英国、法国等国家就从事膜法富氧技术的研发和运用。他们从膜材料、成膜技术、组件和装置等方面进行了产品试制、生产放大、流程设计、过程优化和燃烧应用等研究工作，并进行了分析检测手段和分析仪器的开发等，最终开发出氧浓度为28%--40 %富氧空气，装置，产气量从几升/分至1000m³/h 不同规格的产品，并进行了工业应用试验，在燃气、燃油和燃煤的不同场合下试验，证实了30 %浓度的富氧空气，即可用于工业助燃，其中用23% 的富氧空气助燃可节能10% -- 25% .到20世纪80年代末，日本相继有近20家大小公司推出了膜法富氧装置。在富氧助燃方面，日本大阪煤气公司和松下电器公司合作，在钢坯加热试验炉、陶瓷烧成炉、玻璃窑炉上进行了实际应用，并取得了良好的节能效果。

二、富氧助燃技术节能和治理污染的机理

1、提高火焰温度：

富氧空气参予燃烧后，氮气量相对减少，从而使氧分子迅速地可与可燃物混合达到充分燃烧，使火焰温度随着富氧空气中的氧分子比例的增加而提高，并加快了辐射、传导、对流三种形式的热传率。

2、加快燃烧速度

燃料在富氧空气中燃烧速度加快的原因：是由于增加氧含量后，使火焰温度提高所致，如天然气在氧气中的燃烧速度比在普通空气中的燃烧速度能提高 10 倍。燃烧速度的提高，导致燃料在炉膛内迅速完全燃烧。

3、降低燃料的燃点温度

燃点温度明显受到反应速率和热损耗的影响。富氧空气比普通空气有助于降低“燃点”温度的特点，并增加火焰单位体积的热释放量。对于劣质燃料效果更为

突出。

4、减少燃烧后的排气量

使用含氧量为 30% 的富氧空气参加燃烧,与普通空气燃烧比较,当过剩空气系数 $\alpha=1$ 时,则排气体积减少 20%,其排烟热损失也减少 20%,从而提高热效率而节能。

5、增加热量利用率

当加热温度为 1300℃ 时,用普通空气燃烧其热利用率为 42%,而用含氧量 26% 的富氧空气燃烧,则利用率增加到 56%,随着加热温度增加,节能效果更显著。

6、降低空气过剩系数

富氧燃烧能有效地降低空气过剩系数,使排烟热能损失大幅度降低,从而提高窑炉的热效率而节能。

三、 辊道窑局部增氧技术的基本特点

目前把氧气引入辊道窑有氧气-燃料喷枪、空气-氧气-燃料喷枪、二次空气预混合和喷枪下局部喷氧等四种基本方法.其中前三种属整体增气措施,后一种为局部增氧。

在设计一座辊道窑的燃烧系统时,必须考虑以下 5 个因素。

- (1)、将燃料的热能最大限度地传递到玻璃中;
- (2)、将燃烧的热能最小地传递到辊道窑的上部结构中;
- (3)、尽量避免火焰冲刷到耐火材料的表面上;
- (4)、燃料和助燃空气有效的混合,以减少烟道中因空气过剩而造成的热损失。

四、结论

(1)富氧燃烧技术及全氧燃烧技术在工业炉窑中的成功应用,将给企业带来巨大经济效益和社会效益,具有广阔的推广应用前景。

(2)富氧燃烧方式与传统燃烧方式比较,具有节能、增加烟气辐射能力以及缩短加热时间、增加产量等优点。

(3)今后工业炉窑应用富氧燃烧技术时,注意以下几个问题:高效、洁净富氧燃烧系统的最佳炉型;拓宽燃料使用范围,进行炉压与炉气成分有效控制;同

时重点开发实用、可靠低 NO_x 排放的工程技术.其中稀释纯氧浓度的混合器和富氧燃烧器是技术上的关键，应投入一定的人力开展有针对性的研究开发。

(4)我国一些正在争取建成国际化都市的城市和著名的风景旅游城市很可能率先采用发达国家的环保标准，其它地区的环保也日益受到重视.全氧燃烧技术将在我国逐步得到推广。