

1000 t/d级特大吨位浮法玻璃熔窑设计

唐福恒

(北京长城工业炉技术中心 北京市 102208)

摘要 介绍了千吨级特大吨位浮法玻璃熔窑的四大经济技术指标的设计思路,对千吨级玻璃熔窑主窑体、小炉、蓄热室等各部位窑体结构,以及熔化区炉膛火焰空间容积热负荷与玻璃液面受热强度进行了计算,并根据设计出的格子体参数,对助燃空气能够达到的预热温度和格子体热平衡进行了计算。

关键词 浮法 玻璃 熔窑 设计

中图分类号: TQ171 **文献标识码:** A **文章编号:** 1003-1987(2015)05-0018-15

Design of 1000 t/d Super Capacity Float Glass Furnace

Tang Fuheng

(Technical center of Beijing great-wall industrial furnace, Beijing, 102208)

Abstract: The design mentality of four major economic indicators for kiloton super large capacity glass furnace was described. The calculation of main furnace, port, regenerator, heat load of flame chamber in melting space, heating intensity on glass melt were carried out. The computation of preheating temperature with combustion air and thermal balance of checker were also conducted.

Key Words: float process, glass, furnace, design

1 提高玻璃熔窑生产能力的一些设计理念和思路^[1]

1.1 强化熔化过程、提高熔化率是提高玻璃熔窑生产能力的重要途径

①提高熔窑的生产能力,不是通过增加窑的尺寸,而是通过强化玻璃的熔化过程和极大地增加玻璃液的单位产量。

②国外实践数据统计证明,主要是通过提高熔化温度来增加玻璃液的单位产量和降低单位能耗。合理提高熔化温度是增加熔窑产量、改善玻璃质量、改进玻璃熔窑经济技术指标的有效途径之一。

③玻璃熔窑采用高温作业,熔窑上部空间的最高温度应为1590~1600℃(热点),熔化区长按熔制温度曲线要求提高耗热量和温度。

④熔化区胸墙平均温度每提高10℃,熔窑的

单位产量平均增加4%。另一种说法:熔化温度由1560℃提高到1600℃,可使玻璃熔窑的产量增加12%~15%。

⑤重要的是提高熔化区和澄清区的温度,改进熔体的热交换和液流交换过程。对熔窑的产量具有特别有效的影响。

⑥增加熔化区的玻璃液面热强度能够强化玻璃的熔化过程,熔窑的热功率应提高到200~240 kW/m² (711 700~879 000 kJ/(m²·h))。

⑦增加熔化区火焰覆盖面积是强化玻璃熔化过程的重要措施,能增加火焰对玻璃液的辐射热量,加速熔化。主要措施是加宽小炉喷火口,缩短各小炉之间的间隔。

⑧采用高热值燃料,重油或天然气。对提高火焰温度、提高熔化区液面热强度、提高玻璃液熔化质量和节能减排都能体现出明显效果。

⑨近50年来,玻璃熔窑的性能有了长足的进

展。燃料的消耗量减少了,每公斤玻璃液平均单耗由250 g减少到现在的120 g(重油);窑龄由约7年延长到约15年^[2]。

1.2 实施强化熔化在熔窑结构上的一些具体措施

①加宽小炉喷火口,增加火焰覆盖面积,是强化玻璃熔化过程的重要措施,能增加火焰对玻璃液的辐射热量,加速熔化。

②把小炉喷火口的宽度增加到2 200~2 300 mm,可使火焰对玻璃液面的覆盖率提高到70%。采用扇形(国内称之为喇叭口形)小炉,几乎可使玻璃液面全被火焰覆盖。

③小炉喷火口底板高度应尽量接近玻璃液面,以减少进入窑内的空气流下面的再循环涡流。采用喷火口倾斜底板,能使喷出的火焰不飘,紧贴玻璃液面掠过。能够改善火焰的喷射性能,提高火焰的燃烧效率。

④降低胸墙高度,使进入窑内的空气流的上表面与窑碓下侧之间,不出现过度的再循环涡流,以利于火焰对玻璃液的热辐射和大碓内表面对玻璃液的热反射。

⑤在配合料质量(主要是超细粉含量)达到要求的前提下,应尽量采用蓄热室格子体“较小孔径、单位体积换热面积大(比表面积大)的格子砖”,并适当增加格子体高度,使助燃空气的预热温度有较大提高,能明显提高熔化区的火焰温度。

⑥采用窄卡脖结构,卡脖宽度小可减少熔化部与冷却部的互相影响,能减少回流玻璃液量,可提高熔化能力,对节能降耗也有利。

⑦降低冷却部池深和设置卡脖深层水包,这两项措施都能减少从冷却部向熔化部的玻璃液回流量,从而减少对回流玻璃液二次加热的热量消耗,进而提高有效熔化率,强化熔化能力。

⑧要提高对玻璃液面的加热强度,达到高熔化率,必须采用较小的熔化区窑体宽度和长度。

2 千吨级浮法玻璃熔窑四大经济技术指标的设计思路

2.1 生产能力

①1980年美国劳林堡玻璃厂已建成投产了907 t/d的浮法玻璃熔窑。日本和前苏联等国在30多年前也开始计划建造接近千吨级的特大浮法玻璃熔窑。但至今千吨级浮法玻璃熔窑并没有在国外形成主力吨位。国外新建玻璃熔窑仍以500~700 t/d的为主,而不像冶金行业的炼铁高炉那样发展单体规模越来越大。

②玻璃熔窑是池炉式炉型,炉膛顶盖采用砖砌碓结构,碓结构随跨度的增加碓砖受到的压应力也越大。有文章提出横火焰玻璃熔窑池宽尺寸的上限为12 m左右^[3],这即是出于对大碓砖的安全考虑,也是对曾建成的池宽尺寸太大熔窑运行结果的总结。

③熔化部池宽12 m,对于800~1 000 t/d级的浮法玻璃熔窑来说都是适合的,只需通过调整小炉对数来确定熔化区和熔化部长度就可以了。即使是1 200 t/d的浮法玻璃熔窑,采用熔化部12 m池宽、8对小炉也是够用的。

④从近些年来国内投产的多座体积庞大的近千吨级浮法玻璃熔窑来看,窑体尺寸太大熔窑的运行结果并不理想,主要问题是:投资大、能耗高、窑龄短。国内曾经很有实力的玻璃厂家经过实践之后,在多年前就已认识到了这一点,很快改变了计划。

⑤本设计确定的生产能力为: $P=1\ 000\ \text{t/d}$ 浮法玻璃熔窑。熔窑的长、宽、高总体尺寸,燃料消耗量,熔窑厂房及占地尺寸,都与上世纪80年代国内外建设的700 t/d级浮法玻璃熔窑的相应数据接近。

2.2 熔化率

①据资料介绍,国外玻璃熔窑的熔化率是逐年有所提高的,1971年达到 $2.1\ \text{t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,

1976年达到了 $2.6 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，1983年已达到 $3.5 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

②国内某400 t/d浮法玻璃熔窑是1992年由260 t/d熔窑改造建成的，熔化部池宽9.5 m，熔化区池长16.9 m，投产后指标考核期间熔化率达到 $2.4 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。国内某300 t/d浮法玻璃熔窑，熔化部池宽9 m，熔化区池长16.7 m，1999年建成投产，多年前熔化率已经达到 $3 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。该熔窑已成功运行了近3个窑期，长期以接近 $3 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 的熔化率运行。

③玻璃熔窑熔化率很低的实例也有，我国北方某500 t/d浮法玻璃熔窑，1989年建成投产，熔化部池宽10 m，8对小炉，熔化区池长29 m，设计熔化率 $1.72 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，燃料重油。投产之后的实际生产能力最高只能达到430 t/d，熔化率仅为 $1.48 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，而单位能耗却高达 $8370 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃液}}$ 。这是由于设计熔化率太低，炉膛内火焰分散，热流密度低，温度上不去所致。当时国内玻璃熔窑普遍存在类似问题，当今国内一些设计不当的浮法玻璃熔窑同样存在此类问题。

④本设计确定新建1000 t/d浮法玻璃熔窑的熔化率为： $q=3.2 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。这是与熔窑吨位成比例、比较适中的熔化率，并且是留有一定余地的指标。

2.3 单位能耗

①1991年我国引进美国TECO公司玻璃熔窑技术时，美国在当时对于玻璃熔窑节能还并不太重视。美方提供的数据显示，当时美国吨位较大的（500~600 t/d）浮法玻璃熔窑最先进的单位能耗为 $5800 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃液}}$ 。

②2002年美国玻璃制造业协会发表的文章中提到^[4]：在全美国整个玻璃工业中，用于熔化玻璃液的熔窑单位能耗为 $4220\sim 12620 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃}}$ ，其中的平板玻璃熔窑最先进指标为 $4740 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃}}$ 。

③国外多个著名公司设计的浮法玻璃熔窑，

其熔化部的池宽、池长等窑体结构尺寸一般都比较小。比如国外的1座500 t/d的浮法玻璃熔窑，熔化部池宽为10 000 mm，池长为32 000 mm。在较小的熔化区内火焰很集中，热流密度很高，热点温度接近 $1600 \text{ }^\circ\text{C}$ 。既可以达到较高的熔化率，又能熔化出高质量的玻璃液，单位能耗也低。

④熔窑尺寸较小，熔化率较高，单位能耗较低的浮法熔窑，在国内也有一些实例。通辽玻璃厂1992年改造建成后达到熔化能力400 t/d，已达到了设计的单位能耗指标 $6900 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃液}}$ 。江西萍乡玻璃厂浮法一线400 t/d熔窑，2002年冷修改造后长期运行中，只开5对小炉，熔化率达到 $2.37 \text{ t}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，耗燃油 $67\sim 68 \text{ t}/\text{d}$ ，单位能耗指标在 $6740\sim 6900 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃液}}$ 的范围内。

⑤根据多座浮法玻璃熔窑的统计结果显示，随运行窑龄的增加，玻璃熔窑单位能耗每年平均要增加 $3\%\sim 4\%$ 。前半窑期一般不降低产量但要逐年增加能耗；后半窑期一般总能耗量不再增加，但要逐年适当减产运行，或者根据玻璃的价格情况继续增加总能耗量来保持较高的产量。

⑥本设计确定新建1000 t/d浮法玻璃熔窑的单位能耗指标为：以天然气（或重油）为燃料，天然气热值，单位能耗指标为 $r_1=5440 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃液}}$ ；若以重油为燃料，单位能耗大约可降低 5% ，能耗指标为 $r_2=5240 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃液}}$ 。本熔窑还可采用天然气与重油两种燃料燃烧。

2.4 窑龄

①玻璃熔窑能够达到的实际窑龄与很多因素有关，主要包括：熔窑结构设计的安全可靠性、耐火材料选用的合理与质量保证、钢结构的耐用性、各类膨胀缝的合理留设、L形吊墙配置、熔窑砖结构的砌筑质量、烤窑升温的规范操作、熔窑运行中风冷和水冷保证、窑压和液位控制、熔窑整个运行期间的维护保养等。其中最主要的因素是耐火材料的选用与质量保证。

②耀华国投线500 t/d浮法玻璃熔窑1996年投

产、2008年停窑，连续运行了12年多，是至今国内自行设计建造的玻璃熔窑的窑龄之最。其最主要因素是熔窑各关键部位比较多地使用了驰名厂家的高品质耐火材料。

③从多年来国内玻璃熔窑的实际运行窑龄来看，全部或基本全部使用国产耐火材料的玻璃熔窑，大多数窑龄在6~8年之间，体现出了耐火材料的质量等级和所花费的建窑投资费用与窑龄长短是成比例的。但也有少数熔窑由于局部耐火材料质量有问题，或存在设计上的问题而没能达到预期窑龄。

④本设计确定新建1 000 t/d浮法玻璃熔窑的窑龄为：全部或基本全部使用国产耐火材料，比较经济型的熔窑，设计窑龄为6~8年；为了生产大尺寸、高质量玻璃，各关键部位能够比较多地购买国际知名厂商的高品质耐火材料，设计窑龄10~12年。

3 熔化部平面尺寸设计

3.1 熔化部宽度

①熔化部池宽：根据前面所述新建特大吨位浮法玻璃熔窑四大经济技术指标的设计思路，确定本1 000 t/d熔窑的熔化部池宽： $B_m=12\ 000\text{ mm}$ 。

②胸墙向外错开池壁内侧距离： $b_m=300\text{ mm}$ 。错开此距离有两点考虑：其一，适当加宽炉膛，能使窑内的强烈火焰有所加长，从而能使强烈火焰在炉膛内放热时间有所延长；其二，胸墙托板及其支座的安装需要占用一定的空间位置，这可以通过将胸墙向窑池外侧水平错开适当的距离来解决（卡脖、冷却部的胸墙外错也是基于其二的的原因）。

③熔化部炉膛宽度： $B_{MXQ}=B_m+2b_m=12\ 000+2\times 300=12\ 600\text{ (mm)}$ 。

3.2 熔化区长度

①初步计算本熔窑需要熔化区长度 L_{RHQ} ：

$$L_{RHQ}=P/(B_m \cdot q)$$

$$=1\ 000/(12 \times 3.2)$$

$$=26\ 042\text{ (mm)},$$

式中： L_{RHQ} —熔化区长度；

P —生产能力；

B_m —熔化区池宽；

q —熔化率。

②1*小炉中心线之前的长度：

此长度随熔窑池宽而改变，池宽越宽1*小炉中心线之前的长度可适当加长一些。设定本熔窑1*小炉中心线之前的长度： $L_s=4\ 000\text{ mm}$ 。

③设定小炉对数：

小炉中心线区域总长度为：

$$L_{RHQ}-L_s-1\ 000=26\ 042-4\ 000-1\ 000=21\ 042$$

(mm)，按全窑各小炉中心线间距平均约为3 500 mm考虑，计算小炉对数为 $21\ 042 \div 3\ 500 \approx 7$ ，设定本熔窑小炉对数： $P_N=7$ 。

④设定全窑1*~7*各小炉中心线间距：1*~6*各小炉中心线间距 $L_{p1}=3\ 600\text{ mm}$ ，6*~7*小炉中心线间距 $L_{p2}=3\ 000\text{ mm}$ 。

⑤设定热点位置：在4*~5*小炉中心线之间的正中（4*半）。

⑥计算热点前长度：

$$L_{RDQ}=L_s+(4.5-1) \cdot L_{p1}$$

$$=4\ 000+3.5 \times 3\ 600$$

$$=16\ 600\text{ (mm)}。$$

⑦确定本熔窑熔化区设计长度： $L_{RHQ}=4\ 000+5 \times 3\ 600+3\ 000+1\ 000=26\ 000\text{ (mm)}$ 。

⑧设定本熔窑熔制温度曲线，见图1。

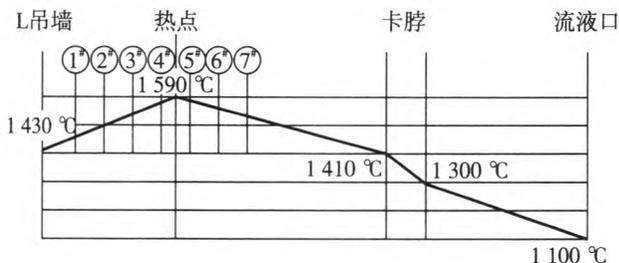


图1 1 000 t/d熔窑熔制温度曲线

3.3 澄清区长度

①按照玻璃的熔制过程，过了热点就开始进入玻璃液的降温阶段。根据经验，熔窑吨位越大降温速率越慢，实例计算表明500 t/d熔窑热点到卡脖平均温降约为8.5 °C/m，700 t/d熔窑热点到卡脖平均温降约为7.5 °C/m。

②本熔窑热点温度1 590 °C，卡脖入口温度1 410 °C。

③设定本1 000 t/d熔窑热点到卡脖平均温降为6.8 °C/m。

④计算本熔窑热点后长度（热点到卡脖入口的距离）：

$$\begin{aligned} L_{RDH} &= \frac{1590 - 1410}{6.8} \\ &= 26\,470 \text{ (mm)} \\ &\approx 26\,500 \text{ mm。} \end{aligned}$$

⑤确定本熔窑澄清区长度LCCQ：

$$\begin{aligned} L_{CCQ} &= L_{RDH} - (L_{RHQ} - L_{RDQ}) \\ &= 26\,500 - (26\,000 - 16\,600) \\ &= 17\,100 \text{ (mm)} \\ &\approx 17\,000 \text{ mm。} \end{aligned}$$

式中： L_{RDH} —热点后长度；

L_{RHQ} —熔化区长度；

L_{RDQ} —热点前长度。

3.4 熔化部长度

①熔化部长度=熔化区长度+澄清区长度（或者=热点前长度+热点后长度）。

②计算本熔窑熔化部长度尺寸：

$$\begin{aligned} L_{RHB} &= L_{RHQ} + L_{CCQ} \\ &= 26\,000 + 17\,000 \\ &= 43\,000 \text{ (mm)。} \end{aligned}$$

③校核本熔窑澄清区比率：一般为40%。

$$\begin{aligned} k_{cq} &= L_{CCQ}/L_{RHB} \\ &= 17\,100/43\,000 \\ &= 39.53\% \\ &\approx 40\% \end{aligned}$$

4 投料口、卡脖、冷却部平面尺寸设计

4.1 确定投料口池宽、池长尺寸及前脸墙和投料机类型

①投料口池宽：12 000 mm（全窑宽投料池）。

②投料口池长：2 300 mm，L吊墙鼻区下方可提供长度约为1 500 mm预熔区。

③采用L型吊墙，吊墙鼻区前端应采用耐火砖砌挡火门，有节能减排效果，也能提高预熔区温度。

④采用大型毯式投料机。

4.2 卡脖平面尺寸

①卡脖池宽与熔窑吨位大小（或熔化部池宽）没有成比例的关系。但与冷却部池宽有比较密切的关系，卡脖池宽一般约等于冷却部池宽的1/2。卡脖池宽窄一些可减少熔化部与冷却部的互相影响，能减少回流的玻璃液量，对节能减排有利，并能使澄清区玻璃液温度保持略高一些，对澄清玻璃液有利，还能减少冷却部稀释风用量。

②本熔窑确定卡脖池宽： $B_k=4\,400$ mm。

③卡脖池长主要根据在卡脖区域安装和使用的设施、设备来确定。通常在卡脖区域要安装有：深层水包、卡脖吊墙、玻璃液搅拌器。要分别满足这些设施、设备占用和作用的卡脖长度方向尺寸。同时也要考虑在卡脖区域玻璃液的降温要求，一般在此区域降温100~110 °C。受深层水包和搅拌器的水冷作用，卡脖区域冷却强度较大。

④本熔窑采用：深层大水包、闸板式卡脖吊墙、水平搅拌器。设定卡脖长度： $L_k=5\,000$ mm。

⑤卡脖两侧胸墙之间宽度： $B_{kxq} = B_k + 2 \times 160 = 4\,400 + 2 \times 160 = 4\,720$ (mm)。

4.3 冷却部平面尺寸

①冷却部池宽要与冷却部出口（锡槽流道入口）宽度相协调。浮法玻璃熔窑的吨位大小可相差数倍，但冷却部出口宽度却相差不大。根据生产玻璃的原版宽度需要，可在2 000~3 500 mm内

选择, 相差不到1倍。300 t/d 以上吨位浮法熔窑的冷却部池宽多在7 000~9 000 mm内确定, 随熔窑吨位增大冷却部池宽也越大一些。

②冷却部池宽与卡脖池宽密切相关, 通常约为卡脖池宽的2倍。太宽会使冷却部两边拐角容易产生死角, 冷却结晶, 影响玻璃液质量; 太窄又会使玻璃液前进流速太快, 不利于冷却。

③统筹考虑冷却部出口宽度、卡脖池宽和冷却部池宽。设定本1 000 t/d浮法熔窑冷却部池宽: $B_w=9\ 000\text{ mm}$ 。

④冷却部两侧胸墙之间宽度: $B_{wxq}=B_w+2\times 300=9\ 000+2\times 300=9\ 600\text{ (mm)}$ 。

⑤冷却部的主要功能是降温, 通常冷却部窑池面积与熔窑吨位(t/d)之比(可简称为冷却部面积比率)为: $0.2\sim 0.25\text{ m}^2/(\text{t/d})$ 。本熔窑采用卡脖深层水包, 冷却强度有所加大, 使进入冷却部的玻璃液降温较大; 深层水包阻挡了一部分进入冷却部后要回流的玻璃液量, 即减少了带入冷却部的热量。因此, 本熔窑冷却部面积比率可略小一些。

⑥设定本熔窑冷却部面积比率为: $k_w=0.18\text{ m}^2/(\text{t/d})$ 。

⑦本熔窑需要冷却部面积: $A_w=P\cdot k_w=1\ 000\times 0.18=180\text{ (m}^2\text{)}$ 。

⑧本熔窑冷却部池长:

$$L_{qb}=\frac{A_w}{B_w}=\frac{180}{9}=20\ 000\text{ (mm)}。$$

5 高度方向尺寸设计

5.1 熔化部池深、胸墙高度、大碓股高

①熔化部池深尺寸与玻璃液质量和单位能耗有关, 深池有利于玻璃液的流动性, 能提高玻璃液的均化质量; 浅池有节能效果。

②确定本熔窑熔化部池深: $H_{mc}=1\ 200\text{ mm}$, 这是当今国内外普遍认可的熔化部最适合的池深尺寸(英制为4英尺=1 220 mm), 既能保证玻璃

液质量, 又比较节能。

③熔化部胸墙高度: 根据池壁顶之上到胸墙内皮与大碓内弧线“交叉点”之间的各项高度尺寸累计相加确定。其内容包括: 池壁顶与挂钩砖之间的膨胀缝、挂钩砖厚度、喷嘴砖高度、喷火口底板端头厚度、小炉垛高度、喷火口碓厚度、以及胸墙顶至“交叉点”之间的高度, 这些项目之和即为熔化部胸墙高度。本熔窑熔化部胸墙各项高度之和为: $25+200+200+100+500+645+30=1\ 700\text{ (mm)}$, 确定本熔窑熔化部胸墙高度 $H_{mxq}=1\ 700\text{ mm}$ 。

④熔化部大碓中心角: $\alpha_m=52^\circ$, 采用较小的中心角, 使大碓股高有所降低, 利于大碓内表面对玻璃液的热反射。但碓脚水平推力也有所增大, 需要钢结构立柱和拉条适当加强。

⑤熔化部大碓股高:

$$\begin{aligned} F_m &= \frac{B_{xq}}{2} \cdot \tan\left(\frac{\alpha}{4}\right) \\ &= \frac{12\ 600}{2} \times \tan\left(\frac{52}{4}\right) \\ &= 1\ 454\text{ (mm)}。 \end{aligned}$$

5.2 卡脖的池深、胸墙高度、卡脖碓股高

①本熔窑采用浅池平底结构, 全窑同一池深。本熔窑卡脖池深: $H_{kc}=1\ 200\text{ mm}$ 。

②卡脖胸墙高度: $H_{kxq}=650\text{ mm}$, 主要考虑能满足从卡脖两侧胸墙的孔内安装水平搅拌器和深层水包所需要的结构高度。

③卡脖碓中心角: $\alpha_k=40^\circ$, 为常用角度, 适合安装组合闸板式卡脖吊墙。

④卡脖碓股高:

$$\begin{aligned} F_k &= \frac{B_{xq}}{2} \cdot \tan\left(\frac{\alpha}{4}\right) \\ &= \frac{4\ 820}{2} \times \tan\left(\frac{40}{4}\right) \\ &= 425\text{ (mm)}。 \end{aligned}$$

5.3 冷却部的池深、胸墙高度、冷却部碓股高

①适当降低冷却部池深能减少玻璃液回流

量,有节能效果。但也可通过设置卡脖深层水包控制回流量。全窑采用浅池平底结构,能使窑底结构简单、安全系数高。

②本熔窑冷却部池深: $H_{wc}=1\ 200\text{ mm}$ 。

③冷却部胸墙高度: $H_{wxq}=1\ 100\text{ mm}$,能满足冷却部胸墙两侧安装各种设备和操作。

④冷却部碓中心角: $\alpha_w=60^\circ$ 为常用角度。

⑤冷却部碓股高:

$$F_w = \frac{B_{xq}}{2} \cdot \tan\left(\frac{\alpha}{4}\right) = \frac{9600}{2} \times \tan\left(\frac{60}{4}\right) = 1\ 286\text{ (mm)}。$$

6 熔化区炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度

6.1 热负荷与热强度是玻璃熔窑的重要技术指标

①熔化区炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度,都是体现玻璃熔窑熔化区炉膛内受热特性(燃烧特性)的技术指标,两个指标互相关联,但作用不同。火焰容积热负荷与液面受热强度都与熔窑的单位能耗有关,并分别与炉膛容积和液面面积有关。

②炉膛火焰容积热负荷是体现窑体结构承受

热负荷能力的安全性指标。加大炉膛火焰容积热负荷能够提高炉膛内的加热能力,但超过限度值就会影响窑体结构安全。

③玻璃液面受热强度是影响熔化率的热性能指标。必须达到较高的液面受热强度,才能产生较高的熔化温度,达到较快的熔化速度,出现较高的熔化率。

④不同吨位玻璃熔窑的熔化率不同,需要的玻璃液面受热强度也不同。熔窑吨位越大,玻璃液面受热强度也应越大,从而能够达到的熔化率也越高。

⑤在不同吨位的玻璃熔窑上,若受到相同的玻璃液面热强度作用,随熔窑吨位增大产生的熔化率略高一些,这是由于吨位越大熔窑热效率越高的结果。

⑥在不同吨位的玻璃熔窑上,受到相同的炉膛火焰容积热负荷作用,对炉体结构安全性的影响是略有差别的。因为大小不同吨位玻璃熔窑各部位耐火材料的热承载能力虽然是相同的,但随熔窑吨位增大而受到的重力作用有所增加造成的。

⑦国内几座浮法熔窑的炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度情况见表1。

表1 国内几座浮法熔窑的炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度情况

熔窑代号	生产能力 /t·d ⁻¹	单位能耗 /kJ·kg _{玻璃} ⁻¹	熔化率 /t·m ⁻² ·d ⁻¹	火焰容积热负荷 /kJ·m ⁻³ ·h ⁻¹	液面热强度 /kJ·m ⁻² ·h ⁻¹	窑龄/a
A	300	7 410	1.996	238 340	616 310	5
	450	6 320	2.994	305 070	788 680	5
B ^①	500	8 370	1.483	208 290	517 480	5
C	500	6 900	2.187	225 080	629 690	12
D	900	5 860	2.432	210 170	661 510	≈5

注:熔窑B为1.2③中所述的熔化率很低的那座500 t/d熔窑。

⑧对同一座玻璃熔窑,单位能耗和熔化区平面尺寸确定之后,其熔化区液面受热强度就确定了。但炉膛火焰容积热负荷是不确定的,可以通过调整胸墙高度获得需要的熔化区炉膛火焰容积热负荷。

⑨参照不同文章中提出的玻璃熔窑炉膛火焰容积热负荷与液面受热强度数值,结合国内玻璃熔窑运行能够达到的比较高的数值,可确定出玻璃熔窑炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度

的许用数值范围，见表2。

表2 玻璃熔窑熔化区炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度的许用数值范围

项 目	数值范围（前期~后期）
熔化区炉膛火焰容积热负荷 $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$	230 000~330 000
熔化区玻璃液面受热强度 $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$	630 000~880 000

⑩根据实际运行经验，不同吨位玻璃熔窑的熔化区炉膛火焰容积热负荷，可以均按251 200 $\text{kJ}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$ 设计。300 t/d以上玻璃熔窑液面受热强度，可按630 000 + 吨位差 \times 105计算，其中的105为吨位差系数，例如800 t/d熔窑的液面受热强度为：630 000 + (800 - 300) \times 105 = 682 500 ($\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$)。

6.2 计算本1 000 t/d熔窑熔化区炉膛火焰容积热负荷

①运行前期每小时燃料产生的热量：

$$\begin{aligned} Q_{\text{RL}} &= P \times 1\,000 r_1 / 24 \\ &= 1\,000 \times 1\,000 \times 5\,440 / 24 \\ &= 226\,667\,000 \text{ (kJ/h)}。 \end{aligned}$$

②熔化区炉膛容积：

$$\begin{aligned} V_{\text{RHQ}} &= \frac{(H_{\text{MXQ}} + F_{\text{M}} \times 2/3)}{1\,000} \cdot L_{\text{RHQ}} \cdot B_{\text{MXQ}} \\ &= \frac{1\,700 + 1\,454 \times 2/3}{1\,000} \times 26 \times 12.6 \\ &= 2.67 \times 26 \times 12.6 \\ &= 875 \text{ (m}^3\text{)}。 \end{aligned}$$

③前期本熔窑熔化区火焰空间容积热负荷：

$$\begin{aligned} R_{\text{FH1}} &= Q_{\text{RL}} / V_{\text{RHQ}} \\ &= 226\,667\,000 \div 875 \\ &= 259\,000 \text{ (kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})\text{)}。 \end{aligned}$$

④后期本熔窑熔化区火焰容积热负荷（按后期热耗增加20%计算）：

$$\begin{aligned} R_{\text{FH2}} &= 1.2 R_{\text{FH1}} \\ &= 1.2 \times 259\,000 \\ &= 301\,080 \text{ (kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})\text{)}。 \end{aligned}$$

⑤前期本熔窑的热效率：（根据玻璃原料配方取有效熔热 $r_0 = 3\,010 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃液}}$ ）

$$\begin{aligned} K_1 &= r_0 / r_1 \\ &= 3\,010 / 5\,440 \\ &= 55.3\%。 \end{aligned}$$

6.3 计算本熔窑熔化区玻璃液面受热强度

①前期每小时燃料产生的热量：

$$Q_{\text{RL}} = 226\,667\,000 \text{ kJ/h}。$$

②熔化区玻璃液面面积：

$$\begin{aligned} A_{\text{RHQ}} &= L_{\text{RHQ}} \cdot B_{\text{M}} \\ &= 26 \times 12 \\ &= 312 \text{ (m}^2\text{)}。 \end{aligned}$$

③前期本熔窑熔化区玻璃液面受热强度：

$$\begin{aligned} R_{\text{YM1}} &= Q_{\text{RL}} / A_{\text{RHQ}} \\ &= 226\,667\,000 / 312 \\ &= 726\,500 \text{ (kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})\text{)}。 \end{aligned}$$

④后期本熔窑熔化区玻璃液面受热强度：

$$\begin{aligned} R_{\text{YM2}} &= 1.2 R_{\text{YM1}} \\ &= 1.2 \times 726\,500 \\ &= 871\,700 \text{ (kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})\text{)}。 \end{aligned}$$

6.4 本熔窑熔化区炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度汇总

本熔窑熔化区炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度汇总见表3。

表3 本熔窑炉膛火焰容积热负荷与玻璃液面受热强度的数值汇总

项 目	初期数值	后期数值
熔化区炉膛火焰容积热负荷 $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$	259 000	310 800
熔化区玻璃液面受热强度 $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$	726 500	871 800

7 小炉设计

7.1 燃烧计算

①本熔窑燃料天然气热值 $Q = 34\,750 \text{ kJ}/\text{Nm}^3$ (8 300 kcal/ Nm^3)，设计单耗 $r_1 = 5\,440 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{玻璃液}}$ 。

②天然气消耗量:

$$\begin{aligned} R_h &= P \cdot 1000 r_1 / Q \\ &= 1\,000 \times 1\,000 \times 5\,440 / 34\,750 \\ &= 156\,550 \text{ (Nm}^3/\text{d)} \\ &= 6\,523 \text{ Nm}^3/\text{h} \\ &= 1.812 \text{ Nm}^3/\text{s}。 \end{aligned}$$

③助燃空气消耗量 ($\alpha = 1.2$):

$$\begin{aligned} K_Q &= \alpha \cdot L_0 \cdot R_h \\ &= \left[\alpha \times \left(\frac{0.264Q}{1000} + 0.02 \right) \right] \cdot R_h \\ &= \left[1.2 \times \left(\frac{0.264 \times 34\,750}{1000} + 0.02 \right) \right] \cdot R_h \\ &= 1.2 \times 9.194 \times 1.812 \\ &= 20 \text{ (Nm}^3/\text{s)} \\ &= 72\,000 \text{ Nm}^3/\text{h}。 \end{aligned}$$

④燃烧生成气量:

$$\begin{aligned} Y_Q &= K_Q + \Delta v \cdot R_h \\ &= K_Q + \left(0.38 + \frac{0.018Q}{1000} \right) \cdot R_h \\ &= K_Q + \left(0.38 + \frac{0.018 \times 34\,750}{1000} \right) \cdot R_h \\ &= K_Q + (0.38 + 0.6255) \cdot R_h \\ &= K_Q + 1.0055 \times 1.812 \\ &= 20 + 1.82 \\ &= 21.82 \text{ (Nm}^3/\text{s)} \\ &= 78\,600 \text{ Nm}^3/\text{h}。 \end{aligned}$$

7.2 选择小炉喷火口喷出速度

经过预热的助燃空气从小炉喷火口喷出速度,要考虑以下因素:

①助燃空气从小炉口喷出速度的经验数据为: 9~16 m/s。

②考虑配合料质量情况,超细粉多,速度可取低些,以减少超细粉料飞扬。

③熔化部窑宽小,速度可取低些。

④燃料热效率高,速度可取高些。

⑤综合考虑本1 000 t/d熔窑,小炉喷火口喷

出速度取为 $v = 13 \text{ m/s}$ 。

7.3 求出小炉喷火口需要的面积

①初步设定助燃空气预热温度:

要达到高熔化率需要采用高温熔化,就要尽量提高助燃空气的预热温度。结合后面的蓄热室格子体设计,初步设定本熔窑助燃空气预热温度为: $T_{KQ2} = 1\,257 \text{ }^\circ\text{C}$ 。

②计算预热后实际状态的助燃空气量:(前面已给出 $K_Q = 20 \text{ Nm}^3/\text{s}$)

$$K_{QS} = \frac{1\,275 \times 273}{273} K_Q = 5.67 \times 20 = 113.4 \text{ (m}^3/\text{s)}。$$

③计算熔窑单侧小炉喷火口总面积: $A_{PZ} = K_{QS}/v = 113.4 \div 13 = 8.7 \text{ (m}^2)$ 。

7.4 设定小炉喷火口平均高度

①设定小炉垛高度 $h_{pd} = 500 \text{ mm}$, 喷火口碓股高 $f_p = 150 \text{ mm}$ 。

②小炉喷火口平均高度: $H_p = h_{pd} + f_p \times 2/3 = 500 + 150 \times 2/3 = 600 \text{ (mm)}$ 。

7.5 求出本熔窑需要单侧各小炉喷火口累计总宽度

①计算单侧各小炉喷火口的总宽度: $L_{PK} = A_{PZ}/H_p = 8.7 \div 0.6 = 14.54 \text{ (m)}$ 。

②计算单侧各小炉喷火口总宽度占熔化区长度之比的初步值: $j = L_{PK}/L_{RHO} = 14.54 \div 26 = 55.92\%$ 。

7.6 确定各小炉喷火口的宽度及安装喷枪数

玻璃熔窑需要在熔化区采用密集火焰,熔窑每侧各小炉喷火口宽度之和要求超过熔化区窑池长度的50%。要使炉膛燃烧空间热负荷能够达到接近 $259\,000 \text{ kJ/m}^3$,同时使玻璃液面受热强度达到接近 $711\,700 \text{ kJ/m}^2$,才能保证熔化率达到 $3.2 \text{ t/(m}^2 \cdot \text{d)}$ 。

①小炉结构:本熔窑1*~6*小炉采用相同的结构尺寸,小炉前部采用扇形(喇叭口形)结构,以增加熔化区炉膛内的火焰覆盖面积和火焰分布的均匀性;小炉后部采用直筒形结构。

②1*~6*小炉:喷火口宽度 $B_{P1} = 2\,200 \text{ mm}$,每

个小炉配置4只燃气喷枪（喷枪分布尺寸组合 $260 + 3560 + 260 = 2200$ （mm））。

③7[#]小炉：喷火口宽度 $B_{p2} = 1600$ （mm），每个小炉配置3只燃气喷枪（喷枪分布尺寸组合 $240 + 2560 + 240 = 1600$ （mm））。

④运行中全窑共使用喷枪数量： $2(46 + 3) = 54$ 只。

⑤熔窑每侧小炉喷火口的实际宽度之和： $L_{PSJ} = 6B_{p1} + B_{p2} = 62200 + 1600 = 14800$ （mm）。

⑥实际的小炉喷火口总宽度占熔化区长度之比值： $L_{PSJ}/L_{RHQ} = 14800/26000 = 56.92\%$ ，符合密集火焰要求。

7.7 确定各小炉尾部的宽度和高度尺寸

①7[#]小炉宽度较窄，前后均采用直筒型结构。

②综合考虑，本熔窑1[#]~7[#]小炉的尾部均采用相同的宽度和高度，宽度和高度分别为： $B_{pw1} = 1600$ mm， $H_{pw1} = 1000$ mm。

7.8 确定小炉底板和斜坡碓的倾斜角度

①喷出口区域小炉底板下倾角度： 10° 。

②小炉斜坡碓下倾角度： 25° 。

7.9 小炉伸缩缝

①小炉伸缩缝：为了协调松紧大碓拉条时导致的小炉随熔化部两侧钢立柱的移动，以及熔化部窑体结构热态时的横向膨胀，小炉必须设计成由两段组合而成、长度方向能够伸缩的结构形式。小炉长度方向需要设置水平方向伸缩缝，伸缩缝通常设在小炉尾部、距离蓄热室墙外420 mm处、伸缩缝宽70 mm。

②小炉侧墙伸缩缝结构形式：小炉两面侧墙的伸缩缝为对称“刀把式错台对叠”结构，能够确保烤窑中和烤窑后均不漏火。

③小炉顶部伸缩缝结构形式：小炉斜坡碓与尾部平碓之间留有直通缝，烤窑之后用楔形砖填缝并用泥浆封严，熔窑运行中若需要关闭本小炉时，可拆除顶部填缝砖插入应急闸板。

④小炉底板伸缩缝结构的特殊要求：在烤窑

过程中，蓄热室墙体受热膨胀升高，要带动与其砌筑在一起的小炉尾部同时升高。而小炉的前部（扇形段）不升高，只产生熔窑横向的水平移动。这就必须采用特殊的小炉底板伸缩缝结构形式，使小炉底板的前部（扇形段）区域能够水平移动，小炉底板的后部（直筒段）区域能够升高移动，才能保证整个小炉底板在烤窑之后能够保持伸缩缝处密闭不漏火。

7.10 确定小炉腔道长度及熔化部窑池与蓄热室腔道之间的距离尺寸

①小炉腔道长度：熔化区胸墙内侧与蓄热室内侧墙内侧之间的距离即为小炉腔道的实际长度。小炉腔道长度范围内烟气温度高，散热强度大，此区域长度尺寸应越短越好；但还必须保证小炉下方需要的走台宽度和操作空间。根据经验本熔窑小炉腔道长度： $L_p = 3700$ mm。

②熔化区胸墙向外错开池壁内侧的距离（见前面2.1②）： $b_m = 300$ mm。

③本熔窑熔化部窑池与蓄热室腔道之间距离尺寸： $L_R = L_p + b_m = 3700 + 300 = 4000$ mm。

8 蓄热室设计

蓄热室设计的重点是格子体设计。首先要初步确定出蓄热室的纵向和横向尺寸，以及格子体大约高度尺寸，然后经过计算得出需要配置的格子体长、宽、高的准确尺寸。蓄热室的纵向尺寸要服从小炉的分布尺寸，以便与每个小炉相对应连接；横向尺寸要结合熔化部池宽和小炉喷火口助燃空气喷出速度来确定。由于对应1[#]小炉部位的格子孔容易出现粉尘堵塞问题，需要将蓄热室向窑头方向适当延长，以便增加一定数量的储备格子孔。

根据经验，横火焰玻璃熔窑蓄热室的腔道尺寸及格子体高度可这样初步确定：蓄热室内长尺寸通常比熔化区长度短1 m，内宽尺寸要根据熔窑吨位大小在3~5 m范围内成比例选取，格子体高度尺

寸可在8~10 m范围内确定。一般说来,蓄热室的内长尺寸确定之后、内宽尺寸设计合理的情况下,被预热气体的预热温度与格子体高度成正比。

8.1 初步设定蓄热室主要参数

①本熔窑蓄热室采用2+3+2组合连通、纵向三腔道结构形式。

②初定蓄热室腔道内长:25 000 mm(比熔化区长度短1 m)。

③初定蓄热室腔道内宽:4 900 mm(太宽烟气进蓄热室内分布不均匀,换热能力差)。

④初定格子体高度:9 500 mm。

8.2 格子砖类型及其相关数据

①本熔窑确定采用160 mm孔径筒形砖,各层均为闭式排列。

②160 mm孔径筒形格子砖主要尺寸(原DIDIER公司产品样本):

孔径 $d_g = 160$ mm,壁厚 $s_g = 40$ mm,高度 $h_g = 120$ mm。

③格子体横断面自由流通面积: $A_{GK} = 0.625$ m²/m²。

④格子体单位体积换热面积: $A_{GZ} = 14.94$ m²/m³。

⑤格子体单位体积砖体积: $V_{GZ} = 0.361$ m³/m³。

8.3 求出格子体需要的换热面积

①本1 000 t/d熔窑每秒钟助燃空气量和烟气体量(前面燃烧计算已得出): $K_0 = 20$ Nm³/s,
 $Y_0 = 21.82$ Nm³/s。

②在前面小炉设计中已设定助燃空气预热温度 $T_{KQ2} = 1 275$ °C。要达到这样比较高的助燃空气预热温度,排出的烟气温度必然较低,初定排出烟气温度: $T_{VQ2} = 500$ °C。

③初步设定每秒每标立方米助燃空气需要配置格子体换热面积: $G_0 = 850$ m²/(Nm³/s)。

④本1 000 t/d熔窑需要单侧蓄热室格子体的换热面积: $A_{GT} = G_0 \cdot K_0 = 850 \times 20 = 17 000$ (m²)。

⑤本1 000 t/d熔窑单侧蓄热室需要的格子体体积: $V_{GT} = A_{GT} \div A_{GZ} = 17 000 \div 14.94 = 1 138$ (m³)。

8.4 格子体设计

在蓄热室腔道内布置格子体,经常会出现格子体与腔道壁之间的间隙尺寸或者很大、或者很小,这就需要对蓄热室腔道尺寸按格子体的外形尺寸进行协调。

①本1 000 t/d熔窑蓄热室纵向3腔道,协调后各腔道纵向内长尺寸组合:

第一腔道37孔(对应1*~2*小炉): $L_{X1} = 30 + (37 \times 200 + 40) + 30 = 7 500$ (mm)。

第二腔道51孔(对应3*~5*小炉): $L_{X2} = 30 + (51 \times 200 + 40) + 30 = 10 300$ (mm)。

第三腔道34孔(对应6*~7*小炉): $L_{X3} = 30 + (34 \times 200 + 40) + 30 = 6 900$ (mm)。

②蓄热室腔道纵向内长总尺寸: $L_x = L_{X1} + L_{X2} + L_{X3} = 7 500 + 10 300 + 6 900 = 24 700$ (mm)。

③蓄热室腔道横向内宽尺寸组合(24孔):
 $B_x = 30 + (24 \times 200 + 40) + 30 = 4 900$ (mm)。

④每侧蓄热室格子孔数量: $N_{GK} = 24 \times (37 + 51 + 34) = 24 \times 122 = 2 928$ (孔)。

⑤本熔窑需要格子体高度(可将蓄热室腔道平面尺寸作为格子体平面尺寸)为:

$$H_{GT} = \frac{V_{GT}}{L_x \cdot B_x} = \frac{1138}{24.7 \div 4.9} = 9.4 \text{ (m)}。$$

8.5 确定格子体主要参数

①确定格子体层数: $N_{GT} = H_{GT} \div h = 9.4 \div 0.12 = 78.4 \approx 78$ 。

②根据格子体层数确定格子体高度: $H_c = N_{GT} \cdot h = 78 \times 0.12 = 9.36$ (m)。

③单侧蓄热室格子体实际体积: $V_c = L_x \cdot B_x \cdot H_c = 24.7 \times 4.9 \times 9.36 = 1 133$ (m³)。

④单侧蓄热室格子体实际换热面积: $A_c = V_c \cdot A_{GZ} = 1 133 \times 14.94 = 16 925$ (m²)。

⑤本熔窑单位助燃空气的实际换热面积:

$$R_c = A_c/K_Q = 16\,925 \div 20 = 846 \text{ (m}^2/\text{(m}^3 \cdot \text{s))}。$$

⑥单侧蓄热室格子体换热面积与熔化区面积之比： $K = A_c/A_{RHQ} = 16\,925 \div 312 = 54.25。$

8.6 求出格子砖重量和格子体内气体的流速

①单侧蓄热室格子体的砖体积为 $V_z = V_G \cdot V_{Gz} = 1\,133 \times 0.361 = 409 \text{ (m}^3)。$

②单侧蓄热室的格子砖重量为：（不同格子体砖材的平均比重 $\gamma_{gz} = 2.8 \text{ t/m}^3$ ）

$$G_z = V_z \cdot \gamma_{gz} = 409 \times 2.8 = 1\,145 \text{ (t)}。$$

③全窑蓄热室格子体的格子砖重量为： $G_{zz} = 2G_z = 2 \times 1\,145 = 2\,290 \text{ (t)}。$

④单侧蓄热室格子孔总流通面积：

$$\begin{aligned} A_{Lr} &= A_g \cdot N_x \cdot \left(\frac{d_g + s_g}{1000} \right)^2 \\ &= 0.625 \times 2\,928 \times \left(\frac{160 + 40}{1000} \right)^2 \\ &= 73 \text{ (m}^2)。$$

⑤格子体中助燃空气标态流速（正常值：0.2~0.4 Nm^3/s ）： $W_k = K_Q/A_{Lr} = 20 \div 73 = 0.274 \text{ (Nm}^3/\text{s)}。$

⑥格子体中烟气标态流速（正常值：0.25~0.5 Nm^3/s ）： $W_y = Y_Q/A_{Lr} = 21.82 \div 73 = 0.299 \text{ (Nm}^3/\text{s)}。$

8.7 计算助燃空气预热温度

①本熔窑单位助燃空气量实际配置的格子体换热面积（见前面7.5⑤）： $R = 846 \text{ m}^2/\text{(m}^3/\text{s)}。$

②本熔窑助燃空气可达到的预热温度：

$$\begin{aligned} T &= 3.379\,3 \times 10^{-7} \cdot R^3 - 1.131\,6 \times 10^{-3} \cdot R^2 + 1.474 \\ &\quad \cdot R + 633.23 \\ &= 3.379\,3 \times 10^{-7} \times 846^3 - 1.131\,6 \times 10^{-3} \times 846^2 \\ &\quad + 1.474 \times 846 + 633.23 \\ &= 204.62 - 809.9 + 1\,247 + 633.23 \\ &= 1\,275 \text{ (}^\circ\text{C)}。 \end{aligned}$$

8.8 计算烟气出格子体的温度

①烟气和空气进出格子体温度及其热容量见表4。

表4 烟气和空气进出格子体温度及其热容量

烟气和空气的动态	温度/℃	热容量/kJ·Nm ⁻³
烟气进格子体	1450	1.591
烟气出格子体	450	1.432
空气进格子体	100	1.323
空气出格子体	1275	1.465

②一个换向周期预热空气所需热量（换向周期时间 $Z = 20 \text{ min} = 0.333 \text{ h}$ ）：

$$\begin{aligned} Q &= K_Q (C_{k2} \cdot t_{k2} - C_{k1} \cdot t_{k1}) \cdot Z \\ &= 72\,000 \times (1.465 \times 1\,275 - 1.323 \times 100) \\ &\quad \times 0.333 \\ &= 72\,000 \times 1\,736 \times 0.333 \\ &= 41\,622\,336 \text{ (kJ/周期)}。 \end{aligned}$$

③烟气出格子体的温度（格子体热利用系数 $\eta = 95\%$ ）：

$$\begin{aligned} t_{y2} &= \frac{1}{C_{y2}} \left(C_{y1} \cdot t_{y1} - \frac{Q}{V_z Z \eta} \right) \\ &= \frac{1}{1.432} \left(1.591 \times 1\,450 - \frac{41\,622\,336}{78\,600 \times 0.333 \times 0.95} \right) \\ &= \frac{1}{1.432} (2\,307 - 1\,674) \\ &= 442 \text{ (}^\circ\text{C)}。 \end{aligned}$$

8.9 格子体热平衡计算（计算结果用于对助燃空气预热温度的校核）

①每秒烟气带入热量：（考虑被加热物的挥发分带入蓄热室增加6%的带入热）

$$\begin{aligned} Q_{y1} &= Y_Q \cdot C_{yQ1450} \cdot t_{y1450} \cdot 1.06 \\ &= 21.82 \times 1.591 \times 1\,450 \times 1.06 \cdots (100\%) \\ &= 53\,357 \text{ (kJ/s)}。 \end{aligned}$$

③每秒烟气带出热量：

$$\begin{aligned} Q_{yc} &= Y_Q \cdot C_{yQ500} \cdot t_{y500} \\ &= 21.82 \times 1.432 \times 450 \cdots (26.88\%) \\ &= 14\,061 \text{ (kJ/s)}。 \end{aligned}$$

④每秒助燃空气预热热量：

$$\begin{aligned} Q_{k1} &= K_Q \cdot (C_{kQ1275} \cdot t_{kQ1275} - C_{kQ100} \cdot t_{kQ100}) \\ &= 20 \times (1.465 \times 1275 - 1.323 \times 100) \end{aligned}$$

$$= 20 \times 1\,735.6 \quad \dots (65.06\%)$$

$$= 34\,712 \text{ (kJ/s)}。$$

⑤每秒格子体结构散热:

$$Q_{xs} = Q_{yqj} - Q_{yqc} - Q_{kj}$$

$$= 53\,357 - 14\,061 - 34\,712 \quad \dots (8.04\%)$$

$$= 4\,584 \text{ (kJ/s)}。$$

⑥通过格子体热平衡计算可知,在烟气排出温度450℃的情况下,烟气带走热量大约占进入格子体总热量的27%,格子体结构散热大约占8%,与通常情况基本相符。助燃空气预热温度可达到1 275℃,蓄热室效率达到了65%。

9 窑体主要部位耐火材料

9.1 池底

①铺面砖:

投料口、熔化部、卡脖: 33°无缩孔氧化法电熔锆刚玉砖,厚度75 mm;冷却部: 电熔 α - β 刚玉砖,厚度75 mm。

②捣打层: 锆质捣打料,厚度25 mm。

③池底大砖: 黏土大砖BN-40a,厚度300 mm。

④池底垛砖: 低气孔黏土砖,厚度150 mm。

⑤池底保温: 无石棉硅钙板,厚度100 mm。

9.2 池壁(全高立砌排砖)

①投料口、熔化部、卡脖: 36°倾斜浇铸氧化法电熔锆刚玉砖,厚度250 mm,高度1 300 mm。

②卡脖入口拐角砖: 41°无缩孔氧化法电熔锆刚玉砖,六角形,高度1 300 mm。

③冷却部: 电熔 α - β 刚玉砖,厚度200 mm,高度1 300 mm。

④熔化部池壁保温: 黏土大砖BN-45a,厚度150 mm,无石棉硅钙板30 mm。

9.3 挂钩砖

①熔化区: 33°普通浇铸氧化法电熔锆刚玉砖,厚度250 mm。

②小炉口区: 33°无缩孔氧化法电熔锆刚玉

砖,厚度200 mm。

③澄清区: 优质硅砖,厚度250 mm。

④卡脖、冷却部: 普通硅砖,厚度250 mm。

9.4 胸墙

①熔化区胸墙: 33°普通浇铸氧化法电熔锆刚玉砖,厚度300 mm。

②熔化区胸墙保温: 轻质黏土砖QN-1.3a厚度114 mm,无石棉硅钙板厚度50 mm。

③澄清区胸墙: 优质硅砖厚度380 mm。

④卡脖、冷却部胸墙: 硅砖BG-95,厚度380 mm。

9.5 山墙

①前膛翼墙: 下部: 33°普通浇铸氧化法电熔锆刚玉砖,厚度450 mm;上部: 优质硅砖,厚度450 mm。

②熔化部后山墙: 优质硅砖,厚度450 mm。

③后山墙观察孔砖: 锆莫来石砖。

④冷却部前、后山墙: 硅砖BG-95,厚度450 mm。

9.6 大碓

①熔化部大碓: 优质硅砖,碓厚500 mm,轻质硅砖2×64 mm,保温涂料70 mm。

②卡脖碓: 优质硅砖,碓厚350 mm。

③冷却部大碓: 硅砖BG-95,碓厚350 mm。

9.7 小炉

①小炉喷火口碓: 33°普通浇铸氧化法电熔锆刚玉砖。

②小炉底板: 33°无缩孔氧化法电熔锆刚玉砖,厚度100 mm,黏土砖3×64 mm。

③小炉侧墙: 33°普通浇铸氧化法电熔锆刚玉砖,厚度230 mm。

④小炉顶碓: 33°普通浇铸氧化法电熔锆刚玉砖,厚度250 mm。

⑤喷嘴砖: 33°无缩孔氧化法电熔锆刚玉砖,厚度190 mm。

⑥小炉侧墙保温: 轻质黏土砖QN-1.3a,厚

度114 mm, 无石棉硅钙板, 厚度50 mm。

⑦小炉顶碓保温: 轻质黏土砖QN-1.3a, 厚度 2×64 mm, 保温毡, 厚度100 mm。

9.8 蓄热室

①蓄热室顶碓: 优质硅砖, 厚度350 mm, 轻质硅砖QG-1.2, 厚度 2×64 mm。

②蓄热室外墙上段(格子体顶之下 2.5m 以上):

直接结合镁铬砖 DMC-12, 厚度346 mm;

黏土砖N-1, 厚度114 mm;

轻质黏土砖QN-1.3, 厚度114 mm。

③蓄热室外墙中段(格子体顶之下 2.5 m 至炉条碓顶):

低气孔黏土砖ZGN-42, 厚度462 mm;

轻质黏土砖QN-1.3a, 厚度114 mm。

④蓄热室外墙下段(炉条碓顶至地面): 黏土砖N-1, 厚度578 mm。

⑤蓄热室分隔墙上段(格子体顶之下 5.5 m 以上): 直接结合镁铬砖 DMC-12, 厚度 462 mm。

⑥蓄热室分隔墙中段(格子体顶之下 5.5 m 至炉条碓上平): 低气孔黏土砖ZGN-42, 厚度 462 mm。

⑦蓄热室分隔墙下段(炉条碓以下): 黏土砖N-1, 厚度810 mm。

⑧炉条碓: 低气孔黏土砖ZGN-42, 厚度450 mm。

⑨格子体(筒形砖, 砖高120 mm, 以对应热点小炉位置为例):

1*~2*顶部:(2~3层) 镁铬砖;

上部:(10~15层) 电熔镁砖DMZ-97;

中上部:(20~30层) 电熔镁砖DMZ-95;

中下部:(15~20层) 直接结合镁铬砖DMC-12;

下部:(12~15层) 低气孔黏土砖ZGN-42。

10 熔窑总体情况及熔窑厂房

10.1 全窑玻璃液量计算

①熔化部窑池容积: $V_{RHB} = L_M \cdot B_M \cdot H_{MC} = 43 \times 12 \times 1.2 = 619.2$ (m³)。

②投料口窑池容积: $V_{TLK} = L_T \cdot B_T \cdot H_{TC} = 2.3 \times 12 \times 1.2 = 33.12$ (m³)。

③卡脖窑池容积: $V_{KB} = L_K \cdot B_K \cdot H_{KC} = 5 \times 4.4 \times 1.2 = 26.4$ (m³)。

④冷却部窑池容积: $V_{LQB} = L_W \cdot B_W \cdot H_{WC} = 20 \times 9 \times 1.2 = 216$ (m³)。

⑤全窑窑池总容积: $V_{RY} = 619.2 + 33.12 + 26.4 + 216 = 895$ (m³)。

⑥全窑玻璃液量: $G_{RY} = V_{RY} \cdot \gamma = 895 \times 2.5 = 2240$ (t)。

10.2 全窑耐火材料和钢结构总重量预估

①本熔窑耐火材料总重量估算: $G_z = 10000$ t。

②本熔窑钢结构总重量估算: $G_G = 1000$ t。

10.3 熔窑总体尺寸

①本熔窑横向外形总宽度:

$$\begin{aligned} B_y &= \text{熔化部池宽} + 2(4000 + \text{蓄热室内宽} + \text{蓄热室墙厚度} + \text{立柱断面高度} + \Delta) \\ &= 12000 + 2 \times (4000 + 4900 + 578 + 360 + 162) \\ &= 320009 \text{ (mm)}. \end{aligned}$$

式中: Δ —立柱与楼板之间的间隔。

②本熔窑纵向窑池总长度:

$$\begin{aligned} L_y &= \text{投料口池长} + \text{熔化部池长} + \text{卡脖池长} + \text{冷却部池长} \\ &= 2300 + 43000 + 5000 + 20000 \\ &= 70300 \text{ (mm)}. \end{aligned}$$

③本熔窑熔化部大碓顶距蓄热室地面高度:

$$\begin{aligned} H_{MD} &= \text{炉条碓高} + \text{格子体高} + 300 - 780 + \text{胸墙高} + \text{碓股高} + \text{大碓与保温层厚} \\ &= 3350 + 9000 + 300 - 780 + 1700 + 1454 + 700 \\ &= 15724 \text{ (mm)}. \end{aligned}$$

④熔窑蓄热室碓顶距蓄热室地面高度：
 $H_y = \text{炉条碓高} + \text{格子体高} + 2500 + \text{蓄热室碓股高} + \text{蓄热室碓与保温层厚度}$
 $= 3\ 350 + 9\ 000 + 2\ 500 + 656 + 500$
 $= 16\ 006\ (\text{mm})。$

③本熔窑熔化部厂房横梁下弦距蓄热室地面高度：
 $H_t = \text{熔化部大碓顶至蓄热室地面高度} + 5\ 000$
 $= 15\ 724 + 5\ 000$
 $= 21\ 000\ (\text{mm})\ (\text{取整})。$

10.4 熔窑厂房

①本熔窑熔化部厂房跨度：
 $B_f = \text{熔窑横向总宽度} + 2\ (\text{通道宽度} + \text{厂房立柱断面高度})$
 $= 32\ 000 + 2 \times (2\ 500 + 800)$
 $= 38\ 600\ (\text{mm})$
 $= 39\ 000\ \text{mm}\ (\text{标准跨度})。$

②本熔窑熔化部厂房长度：
 $L_f = \text{投料机区域长度} + \text{熔窑纵向窑池总长度} + 1\ 500$
 $= 12\ 000 + 70\ 300 + 1\ 500$

参考文献

[1] 国家建材局秦皇岛玻璃工业设计院, 主编. 浮法玻璃文摘汇编(第一、二、三集) [M]. 全国建材工业玻璃专业情报网. 1982
 [2] Y. Boussant-Roux, 等. 减轻蓄热室堵塞的新型熔铸格子砖设计方案及其试验[J]. 玻璃, 2004(3) P44
 [3] 沃尔夫冈·特里尔, 编. 玻璃熔窑构造与运行特性[M]. 上海: 全国玻璃搪瓷工业科技情报, 1989
 [4] 美国2020年前玻璃工业技术发展指南[N]. 中国建材报, 2004.4.23

高级银镜还原剂

秦皇岛玻璃工业研究设计院自行研制的高级银镜还原剂为国内首创的专利产品, 银的转化率在80%以上, 银膜厚度均匀, 反射率高, 经国家玻璃质量监督检验中心检测, 各项性能指标均符合标准要求, 经国内青岛台玻、秦皇岛耀华优能、张家港华尔润等数条生产线使用, 一致反映良好。目前国外同类产品售价在50元人民币/升左右, 我院产品仅为28元人民币/升, 这样在保证产品质量的前提下, 可大大降低国内银镜的生产成本, 为生产厂家创造更好的经济效益。

我院拥有雄厚的技术实力, 对银镜生产设备及工艺都进行了深入细致的研究工作, 为数条生产线进行了技术服务, 解决了厂家许多技术难题, 积累了丰富的实践经验, 并制定了《镀银玻璃镜建材行业标准》(JC/T871-2000)。我们对使用我院产品的客户进行跟踪服务。

秦皇岛玻璃工业研究设计院 银镜玻璃材料技术开发公司
 电话: 0335-5911596 5911587 传真: 0335-5911596
 联系人: 梁中生 杨晨 13933568908 13933661076