

预分解窑水泥生产技术与操作

赵应武 过伦祥 张先成
宁沉浮 程志源 编著

中国建材工业出版社

前 言

水泥是国民经济建设必不可少的建筑材料,从目前世界技术水平来看,还很难有另外一种建筑材料能在近期内代替用途广、用量大的水泥,水泥对人类的文明和衣食住行具有十分重要的作用。党的十六大提出在 21 世纪头 20 年全面建设小康社会,要求在优化结构和提高效益的基础上国内生产总值到 2020 年力争比 2000 年翻两番。作为国民经济发展的基础产业,建材工业增加值的增长速度一般情况下还高于 GDP 的增长速度,这是摆在我们面前的一个重要任务,也是建材工业发展的重大机遇。目前一些发达国家的水泥产量开始下降,水泥生产重心逐步向发展中国家转移。因此在未来的几年内,我国有可能成为水泥出口大国,如此巨大的水泥需求市场,对我国水泥工业的发展是个机遇。因此我国广大水泥工作者更有义务抓住这个难得的机遇,结合高新技术领域的成果,推动水泥工业的技术创新。正如刘志江所划分的我国水泥工业可持续发展将经过三个阶段。

第一阶段:发展大型新型干法水泥生产技术和装备,促进我国水泥工业结构调整。发展大型新型干法水泥生产技术及装备是指 10000t/d 水泥熟料生产线的工艺与成套设备,该项目在节能降耗、减少环境负荷以及与环境友好相融方面,将达到世界先进水平,项目完成后会极大缩短我国与世界水平的差距,并可大大增强我国水泥工业的技术装备在国际市场的竞争力。在 10000t/d 生产线工作的带动下,可以全面提升 5000t/d 级及以下生产线水平,并可在国内推广新型干法生产技术,促进水泥工业结构的调整。

第二阶段:使我国水泥工业纳入节能型、环保型和资源型的运行轨道。

1. 大力发展并推广高产节能的破碎、粉磨工艺技术与装备。如大型单段石灰石破碎机、辊磨、辊压机、组合式高效选粉机等,可以大大简化工艺流程与节省能耗。

2. 开发并推广高效节能的烧成设备,如低压损预热器、原料与燃料适应性强的分解炉、第三代篦冷机、四通道燃烧器等。

3. 低品位原料的应用以及用工业废弃物,如粉煤灰、石灰岩等进行水泥配料。此外,在新型干法水泥生产技术中,使用低品位燃料和劣质燃料等煅烧水泥。

4. 开发和利用水泥厂低温余热发电技术及装备,与新型干法水泥生产线配套,吨熟料余热发电量 $\geq 36\text{kWh}$ 。

5. 大型高温袋收尘器与大型高浓度电收尘器的开发利用,粉尘排放浓度标准 $< 50\text{mg}/\text{m}^3$ 。

6. 大力发展散装水泥工作。

第三阶段:沿着绿色水泥工业的发展道路前进,绿色工业是人类在创造物质文明时所希望实现的目标,绿色水泥工业已成为我们的共识。其追求的目标是:

1. 最大限度地提高自然资源综合利用率,充分利用自然界可以提供的低品位矿石和燃料,大量使用再生资源 and 再生能源。

2. 水泥生产所需的电能主要来自余热发电。

3. 水泥企业不排放废渣、废料和废水，由其自身循环而解决，即便有少量的污染物也能被自然的生态环境所消灭。

4. 水泥企业将按照用户需要设计和生产最佳质量的水泥产品，可以回收使用建筑领域废弃物。

进入 21 世纪以来，随着我国国民经济的飞速发展和科学技术的不断进步，水泥生产技术有了较长足的发展，已成为国民经济的支柱产业。我国新型干法水泥生产的发展进入了快车道，实现了水泥结构调整，其速度令人瞩目。到 2003 年年底，新型干法水泥生产能力接近 2.5 亿 t，占全国水泥总产量的 35% ~ 45%。新型干法水泥生产是我国水泥实现可持续发展的必由之路。为了适应我国水泥工业发展的趋势，我们编著了《预分解窑水泥生产技术与操作》一书。该书的出版若能为新型干法水泥企业的领导、管理人员、技术人员、岗位操作人员提供学习参考及生产指导，并在实际应用等方面发挥一定的作用，将是我们的最大欣慰。

本书共分十二章。赵应武编著第一章、第七章（第五节、第六节、第七节）、第八章；过伦祥编著第三章、第四章、第五章；张先成编著第二章、第七章（第一节、第二节、第三节、第四节）、第十二章；宁沉浮编著第六章、第七章（第八节、第九节）、第九章、第十章、第十一章；程志源提出写作大纲，并进行审稿。另本书在编著过程中参考了有关的著作及文献等资料，在此特向著作及文献的编著者们表示诚挚的谢意。

由于编著者写作水平有限，书中不足、不妥之处在所难免，恳请读者不吝指正。

编著者

2004 年 4 月于东关

目 录

第一章 预分解窑系统概述	1
第一节 悬浮预热器系统	1
第二节 分解炉	7
第三节 回转窑	24
第四节 熟料篦式冷却机	31
第五节 生料均化及喂料系统	36
第六节 煤粉制备系统	43
第七节 窑尾废气处理系统	49
第二章 水泥熟料的形成	57
第一节 煅烧过程物理化学变化	57
第二节 熟料形成热	61
第三节 熟料在回转窑内煅烧	63
第四节 回转窑热经济分析	67
第三章 燃烧器	71
第一节 燃烧器发展简况	71
第二节 水泥回转窑对火焰的要求	75
第三节 多风道燃烧器火焰的传播及性能	82
第四节 多风道燃烧器的操作	88
第五节 燃烧器经常性故障及处理	92
第四章 生产前准备	97
第一节 系统检查与准备	97
第二节 其他相关准备	101
第五章 预分解窑的正常煅烧	103
第一节 几种常见的预分解窑性能	103
第二节 烘窑、点火	114
第三节 投料及挂窑皮	117
第四节 预分解窑的正常操作	120
第五节 系统温度的调节与控制	127

第六节	系统各参数的综合控制	131
第七节	停窑操作及注意事项	137
第六章	异常参数的调整	139
第一节	温度	139
第二节	压力	147
第三节	电流	153
第四节	CO 频繁超标	156
第五节	系统突发故障的处理	157
第六节	喂煤的不稳定	158
第七章	异常窑况的分析及处理	160
第一节	预分解窑系统结皮、堵塞	160
第二节	窑内结球	166
第三节	窑内结圈	168
第四节	冷却机堆“雪人”	172
第五节	还原熟料	175
第六节	塌料	180
第七节	飞砂料	184
第八节	红窑	187
第九节	异常窑皮	192
第八章	预分解窑的质量控制	197
第一节	预分解窑对原材料质量的要求及管理	197
第二节	生料配料计算	206
第三节	煤粉质量对烧成的影响	225
第四节	熟料质量的控制及意义	230
第九章	窑系统日常检查与维护	236
第一节	均化及喂料系统	236
第二节	预热器及分解炉系统	242
第三节	回转窑系统	245
第四节	冷却机系统	249
第五节	煤粉制备系统	256
第六节	窑尾废气系统	264
第十章	窑衬及其砌筑	271
第一节	窑衬的作用及要求	271
第二节	窑衬的种类与选用	272

第三节 窑衬的砌筑	276
第四节 窑衬烘烤	280
第十一章 安全清洁生产	281
第一节 工艺操作安全及注意事项	281
第二节 设备操作安全及注意事项	288
第三节 推行清洁生产 改善企业环境	290
第十二章 预分解窑调试实例	293
主要参考文献	296

第一章 预分解窑系统概述

预分解窑也称窑外分解窑，就是在悬浮预热器和回转窑之间加一个分解炉。第一台预分解窑自 1971 年问世以来，由于其优良的性能在全世界范围内得到迅速推广。目前预分解窑的技术非常成熟，已成为淘汰水泥落后工艺的标志。就其技术本身来讲，预分解窑已不是某个单项设备，而是由悬浮预热器、分解炉、回转窑、篦冷机等组成的一个预分解窑系统。本章就从预分解窑及相配套的几个部分作一简单的概述。

第一节 悬浮预热器系统

从干法中空回转窑排放出去的废气，温度一般在 900°C 左右，也就是说每生产 1kg 熟料大约要从废气中带走 2093kJ 的热量，比生产 1kg 熟料的理论热量 1675kJ 还要大。如何利用这些热能，各国都在积极采取措施，特别是 20 世纪 50 年代世界上出现的带悬浮预热器回转窑。由于悬浮预热器能充分利用回转窑排出的炽热气体加热生料，使之进行预热及部分碳酸盐分解，然后进入回转窑内继续加热分解，完成熟料烧成任务。正因为它具有热效率高等优点，因而得以迅速推广，并发展成各种不同的形式，如旋风型悬浮预热器、立筒型悬浮预热器、多波尔型悬浮预热器、维达格型悬浮预热器、米亚格型悬浮预热器等等。虽然形式多样，但构成这些悬浮预热器的单元不外乎是旋风筒及立筒两种。因此也可以说，所有悬浮预热器都是由这两种热交换单元设备中的一种单独组成或混合组成。我国基本上是旋风型悬浮预热器，还有一些七八十年代自己设计的立筒型悬浮预热器。

立筒预热器由于结构简单，气体通风阻力小，适合含碱、氯、硫高的生料，不容易堵塞，不用旁路；不存在胀缩连接问题，漏风量少；立筒是自承重结构，因此土建投资费用较小。但立筒预热器在热工方面存在着很大缺点：在立筒预热器中，物料与气流主要进行逆流热交换，物料在立筒中的每一个钵体内既有分散又有聚合，如此反复循环，满足热交换和逆流运动，由于立筒本身分离效率较低，故一般还在上部串联装设旋风筒，而且立筒预热器由于物料分散不好，因此热效率远低于旋风预热器，故后来在国际市场上，立筒预热器逐渐被淘汰。我国目前以立筒为主的预热器窑，为七八十年代建设，当时技术水平较低，致使窑的产质量不高，在窑外预分解技术相当发达的今天，通过技术改造可使立筒预热器窑大幅度提高产量，降低能耗，增加企业效益。由于旋风预热器同各种预分解系统相结合所表现出的优越性能，使以立筒预热器同预分解技术相结合的预热分解系统难以与之抗衡，因而技术改造的方案基本上都是弱化或淘汰立筒，强化或更换为带分解炉的旋风预热器系统，因此本书只讨论旋风型悬浮预热器。

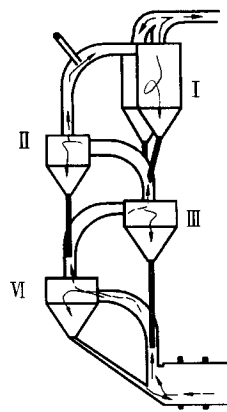


图 1-1-1 四级旋风预热器示意图

一、旋风预热器工作原理

为了简化叙述,突出原理,本书一律以四级串联旋风筒为例。第一级为双旋风筒,其余为单旋风筒,如图 1-1-1 所示。

单个旋风筒的工作原理与旋风收尘器相似，只不过旋风收尘器不具备换热功能，仅具备较高的气固分离效率，而预热器旋风筒则具有一定的换热作用，只要保持其给定的气固分离效率即可。

生料粉喂入连接第一级和第二级旋风筒的气体管道，悬浮于热烟气中，同时进行热交换，然后被热烟气带进Ⅰ级双旋风筒，在旋风筒内旋转，产生离心力，生料粉在离心力和重力的作用下与烟气分离，沉降到底部而后落入连接Ⅱ、Ⅲ级筒之间的气流管道内，又悬浮于烟气中进行第二次热交换，以后顺次进入Ⅲ、Ⅳ级筒之间的通气管道，最后进入窑尾废气上升管道，进行最后一次热交换，被烟气带进Ⅳ级旋风筒，物料在Ⅳ级旋风筒内与热废气分离，沉降到底部，最后由底部斜管喂入回转窑内（如图 1-1-1 中实线箭头所示），继续碳酸钙的分解并煅烧成熟料。

出窑的高温废气通过窑尾与Ⅳ级旋风筒相连的管道进入Ⅳ级筒，顺次再进入Ⅲ级、Ⅱ级、Ⅰ级旋风筒，在Ⅰ级旋风筒与生料分离，排出预热器（如图 1-1-1 中虚线箭头所示）。

关于旋风筒的列数, FLS 公司认为 $> 3200\text{t/d}$ 用双列, $< 3200\text{t/d}$ 用单列; Polysius 公司认为 $> 4000\text{t/d}$ 用双列; Fuller 公司主张 $> 4000\text{t/d}$ 用双列。我国的情况与国外不一样, 初期开发的 2000t/d 、 700t/d 都是 $2-1-2-1$ 组合的单列, 继而对于 1000t/d 左右的小型预分解窑采用如上所述的单列旋风预热器, $> 2000\text{t/d}$ 的中型窑采用单列或双列, 而大型窑为了不使旋风筒规格太大一般采用双列或多列。对于旋风筒的级数, 初期设计一般为四级, 目前 $2000 \sim 4000\text{t/d}$ 一般都是五级、六级或交错式, 其阻力与早期四级相差不大。随着预分解窑技术的发展, 系统的热耗、电耗进一步降低。

二、旋风筒的结构及其主要参数

旋风预热器是由旋风筒及上、下两级旋风筒的连接管道所构成。对于旋风预热器中单个旋风筒本体来讲,它的功能及结构如图 1-1-2 所示。它由圆柱体、圆锥体、进口管道、出

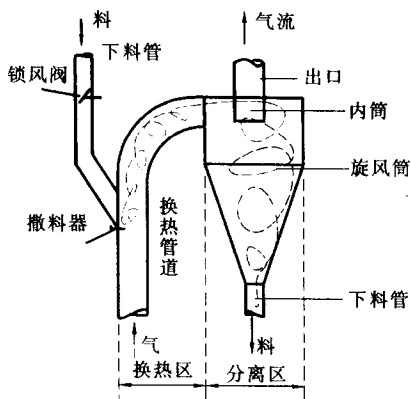


图 1-1-2 旋风筒换热单元
功能结构示意图

口管道、内筒及下料管等部分组成。连接管道（又叫换热管道）上部与上级旋风筒进口管道连接，下部与下级旋风筒出口管道相连接；中间适当部位有上级旋风筒的下料管与之连接；在上级旋风筒下料管内的适当部位装设有锁风阀；在上级旋风筒下料管最下部与换热管道的连接部位还设有撒料装置。

旋风预热器的功能在于使物料在炽热的气流中的分散、均布、气固换热和分离。其性能优劣主要表现在是否具有较高的换热效率、分离效率、较低的阻力和良好的密封性能等。对于单个旋风筒来讲,主要是考虑流体阻力和分离效率。理论分析及科学实验均说明:影响旋风筒流体阻力及分离效率主要

有两大因素，一是旋风筒的几何结构，二是流体本身的物理性能。

作为水泥工业悬浮预热器的旋风筒，其所处理的含尘气流的物理性能大致确定，现利用其理论研究和科学试验成果，对旋风筒结构设计及影响其性能的主要技术参数的选取进行分析。图 1-1-3 为旋风筒尺寸示意图。

1. 旋风筒的直径

旋风筒的结构以圆柱体内径最为重要，在旋风筒各部分尺寸的设计中，又大多以圆柱体部分的直径 D 为基础，因此要首先确定它的尺寸，一般根据旋风筒假想截面风速来计算圆柱体有效内径。其公式为：

$$D = 2 \times \sqrt{\frac{Q}{\pi V}}$$

式中 D ——旋风筒圆柱体有效内径 (m)；

Q ——旋风筒内气体流量 (m^3/s)；

V ——假想截面风速，即假定气流沿旋风筒全截面通过时的平均风速 (m/s)。

对于假想截面风速，各制造厂有不同的取值，早期旋风筒一般选取 $3 \sim 5 \text{m/s}$ ，现在有提高的趋势，一般为 $6 \sim 7 \text{m/s}$ ，这对降低系统阻力不利。

2. 进风口形式、尺寸及进风方式

旋风筒进风口结构一般为矩形，长宽比 (b/a) 为 2 左右。新型旋风筒进口一般采用斜坡面形式，目的在于防止老式旋风筒采用平面容易引起的粉尘堆积而造成“塌料”。进口面积多根据进口风速确定，进口风速 V 一般取 $15 \sim 25 \text{m/s}$ ，在一定范围内提高 V 会提高分离效率，但压损 ΔP 与 V^2 成正比，其阻力必然增大。许多实验表明，在实际生产中进口风速对压损的影响远大于对效率的影响。因此在不明显影响分离效率和进口不致产生过多物料沉积的前提下，适当降低风速可有效降低阻力。

旋风筒进口方式一般有两种，即进口气流外缘与圆柱体相切，称直入式，如图 1-1-4 (a) 所示；气流内缘与圆柱体相切，称蜗壳式，由于蜗壳式进口能使进入旋风筒气流通道逐渐变窄，有利于减小颗粒向筒壁移动的距离，增加气流通向排气管的距离，避免短路，可提高分离效率，同时还具有处理风量大、压损小的优点，故常被采用。根据蜗壳进口的角度，蜗壳式

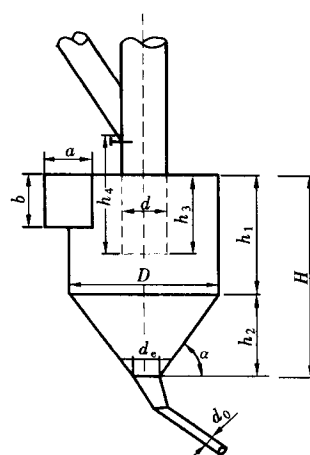


图 1-1-3 旋风筒尺寸示意图

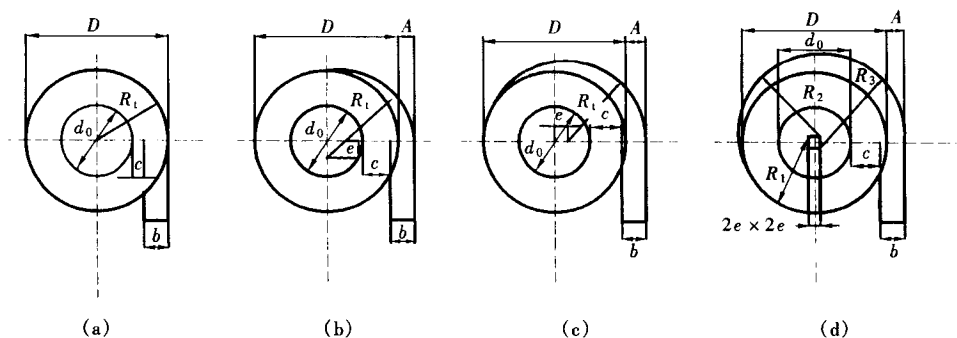


图 1-1-4 旋风筒进风蜗壳尺寸图

(a) 直接切入 (0°)；(b) (90°)；(c) (180°)；(d) (270°)

进口又可分为 90°、180°、270°三种形式,如图 1-1-4 (b)、(c)、(d) 所示。蜗壳展开角越大,对提高分离效率越有利,但外形尺寸与积料平面也随之加大,这也是一个应该考虑的因素。目前一般都采用 270°大蜗壳结构形式,特别是大中型窑需要高效低阻,以降低热耗、电耗。

3. 排气管的尺寸与插入深度

排气管的结构、尺寸对旋风筒的流体阻力及分离效率至关重要。一般认为,排气管的管径减小,带走尘粒减少,分离效率增加,但阻力增大。计算中,排气管尺寸是按气流出口速度推算,而气流出口速度取自经验数据。近年来,在新型旋风筒中为了降低阻力,内筒直径有扩大趋势,因此出口风速亦有下降趋势。但有一点应注意,不能因风速取值过低而致使物料发生短路。在老式旋风筒中 V 值一般为 15~20m/s,目前新型旋风筒 V 值少数厂已降到 10m/s。

此外,排气管插入旋风筒的内筒长度对分离效率及阻力亦有很大影响,降低内筒插入深度,可降低阻力,但插入过浅会明显影响收尘效率。因此不同类型的旋风筒内筒深度究竟以多少为好,尚需根据不同的使用条件,通过实验确定。一般来讲内筒深度有三种情况:第一种是插入深度达到进气管中心附近;第二种是与排气管径相等;第三种是约达进气管外缘以下。

至于内筒的结构及材料,早期各级预热器都采用不锈钢整体内筒,但下级筒容易受到高温气流及多种有害成分的腐蚀、磨损,寿命较短,且更换困难。为此,美国富勒 (Fuller) 公司研制开发了分块浇铸组合式内筒,上排构件用螺栓固定在旋风筒出口风管上,上下两排构件接缝相互错开,以避免装配后出现的纵向连接缝,最下面一排的浇铸构件用联锁构件加固,这样可保持整个内筒的刚度和尺寸稳定。我国水泥企业的下级旋风筒基本上都是这种结构。最近,浙江长兴盛华耐火材料有限公司受到组合式内筒结构的启发,开发出了陶瓷挂片内筒,通过在杭州水泥集团有限公司的窑上试验,取得了满意效果。其优点是安装便捷,效率高,成本低,使用寿命长。但也有些不足,如内筒的壁较厚,强度不高。

4. 圆柱体高度

圆柱体高度 (h_1) 也是旋风筒的一个重要尺寸,它的长短关系到生料粉是否有足够的沉降时间。一般理论计算是根据尘粒从旋风筒环状空间位移到筒壁所需的时间和气流在环状空间的轴向速度求得:

$$h_1 = \frac{4Q\tau}{\pi(D^2 - d^2)}$$

式中 h_1 ——旋风筒圆柱体的高度 (m);

τ ——尘粒从旋风筒环状空间位移到筒壁所需的时间,可根据尘粒粒径通过理论计算求得;

D ——旋风筒圆柱体有效内径 (m);

d ——旋风筒内筒直径 (m)。

一般来说,在其他尺寸不变的情况下,增大 h_1 能提高气固分离效率。

5. 圆锥体高度

圆锥体结构在旋风筒中的作用有三个:第一,有效地将靠外的向下旋转气流转变为靠轴心的向上旋转的核心流,它可使圆柱体长度大为减小,节约制作材料;第二,圆锥体是含尘气流气固相最后分离的地方,它的结构好坏直接影响已沉降的粉尘是否会被上升的旋转气流再次带走,而降低分离效率;第三,圆锥体的倾斜度有利于中心排灰。

圆锥体结构形状和尺寸,主要取决于旋风筒直径、排灰口直径 (d_e) 及锥边仰角 (α)。

它们之间的关系为：

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{2h_2}{D - d_e}$$

式中 α ——锥边仰角；

h_2 ——锥体高度 (m)；

D ——旋风筒有效内径 (m)；

d_e ——排灰口直径 (m)。

一般来说，排灰口直径及锥边仰角太大，不但使 h_2 增高，还使排灰口及下料管中物料填充率低，容易引起漏风，物料二次飞扬及锁风阀规格增大；反之，容易引起筒内旋流与锥内壁过早接触，排灰不畅，特别是在高温区甚至发生黏结堵塞。

旋风筒的结构类型很多，但从其高度 H ($H = h_1 + h_2$) 与直径 D 之比 (H/D) 可分为三种类型：即 $H/D > 2$ ，高型旋风筒； $H/D < 2$ ，低型旋风筒； $H/D = 2$ ，过渡型旋风筒。其中，高型旋风筒又可根据圆柱体高度 h_1 与圆锥体高度 h_2 的比值 h_1/h_2 分为三种：即 $h_1/h_2 > 1$ ，圆柱型旋风筒； $h_1/h_2 < 1$ ，圆锥型旋风筒； $h_1/h_2 = 1$ ，过渡型旋风筒。

一般来讲，高型旋风筒的直径较小，含尘气流停留时间较长，可沉降粒度较细的尘粒，故分离效率较高；在高型旋风筒中，又以圆锥体长度较长的圆锥型旋风筒的分离效率高。悬浮预热器最上一级的旋风筒，主要用于收尘，为了提高分离效率，减少出预热器系统废气中带出的粉尘量，一般选用高型旋风筒中的圆锥型旋风筒，并且大多采用双筒，若缩小筒径，更有利于分离作业；而其他各级旋风筒，则从降低整个系统阻力的角度，综合权衡，其分离效率可较最上一级旋风筒稍低，故一般选用低型旋风筒，并大多为单筒。在与大型窑配套时，为不致使风筒规格太大，旋风预热器一般选用双列或多列。

根据实验表明，当旋风筒的直径不变时，增大圆锥体高度 (h_2) 能提高分离效率。不同类型的旋风筒圆锥体长度，可根据不同需要确定。一般除最上一级旋风筒外，其他级旋风筒圆锥体的高度均高于圆柱体的高度 (即 $h_2 > h_1$)，而 LP 型低压损旋风筒由于结构变化，各级旋风筒 h_1 均大于 h_2 。

以上仅就预热器旋风筒的几个主要参数进行了初步分析。另外，在旋风筒结构上比较重要的装置还有入口的导流板，它可防止入口气流与筒内循环气流碰撞、压缩入口气流贴壁、增大阻力，同时可以降低气流循环量，在保持旋风筒分离效率的前提下，降低阻力。其形式有整体式及组合式，通常上级用整体式，下级由于温度高、碱硫侵蚀、使用寿命短，且更换困难，因而采用组合式结构。旋风筒下部增大锥体倾角，底部增设膨胀仓，使下料畅通，防止物料堵塞和防止物料二次飞扬，减少物料内循环角度，提高旋风筒分离效率；为防止预热器积灰而造成堵塞，筒体上还装有压缩空气环管或空气炮吹堵系统，喷嘴在内侧向下倾斜，作旋转方向伸入锥体，定时开启，吹扫锥体及下料管积灰。

三、换热管道结构与功能

换热管道是旋风预热器系统中的重要装备，它不但承担着上下两级旋风筒间连接和气固流的输送任务，同时承担着物料分散、均布、锁风和气固两相间的换热任务。换热管道除管道本身外还装设有下料管、撒料器、锁风阀等装备，它们同旋风筒一起组合成一个换热单元。

由于在换热管道中，生料尘粒与热气流之间的温差及相对速度都较大，生料粉被气流吹

起悬浮，热交换剧烈。从理论计算及实践均证明，生料与气流热交换主要（约 80% 以上）在连接管道内进行，因此对连接管道的设计十分重要。如果管道风速太低，虽然热交换时间延长，但影响传热效率，甚至会使生料难以悬浮而沉降积聚，并且使管道尺寸过大；风速过高，则增大系统阻力，增加电耗，并影响旋风筒的分离效率。因此，正确确定换热管道尺寸，必须首先确定合适的管道风速，虽然能进行理论计算，但由于影响因素复杂，一般还是根据实践经验选定，一般选用 $10 \sim 25\text{m/s}$ 。

在换热管道下料口还装有撒料装置，目的在于使上级旋风筒下来的生料粉进入换热管道时，依靠重力作用冲在撒料器上飞溅起来，使生料粉能迅速分散，均布在下级旋风筒出来的热气流中，提高换热效率。另外它还能防止物料进入换热管道时分散不良导致物料下冲，甚至短路冲入下级旋风筒内。装置虽小，但对保证换热管道中气、固两相充分换热作用却是很大的。一般撒料装置有两种类型和结构，一是板式撒料器，如图 1-1-5 (a) 所示，二是撒料箱，如图 1-1-5 (b) 所示。板式撒料器一般是在下料管底部装设，撒料板伸入换热管道中的长度是可调的，其伸入长度与下料管在换热管道上安装的角度有关，必须根据生产实际状况调节优化，以保持有良好的撒料分散效果，由于撒料板暴露在炽热的气流中，磨蚀严重，寿命也较短。而对撒料箱来说，下料管安装在撒料箱体的上部，下料管安装角度和箱内的倾斜撒料板角度都是经过试验后而优化固定的。撒料箱经优化选定一合适角度，并打上浇注料后，既能保证撒料效果，又能降低成本，延长寿命，便于维护。目前大多撒料装置采用撒料箱。现在国外又开发出了可调撒料板斜度的撒料箱，但国内较少。

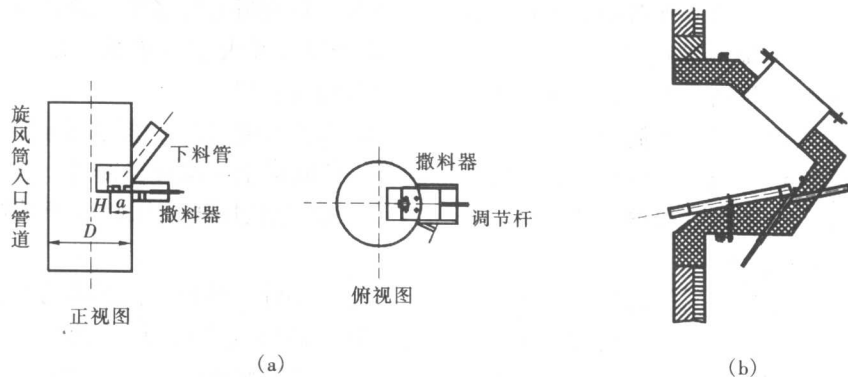


图 1-1-5 撒料装置示意图

(a) 板式撒料器；(b) 撒料箱

在换热管道中还有一个重要的附属设备：锁风翻板排灰阀（又称锁风阀），它装设于上级旋风筒下料管与下级旋风筒出口的换热管道入料口之间的适当部位。其作用在于保持下料管经常处于密封状态，既保持下料均匀畅通，又能密封物料不能填充的下料管空间，最大限度地防止由于上级旋风筒与下级旋风筒出口换热管道间由于压差产生的气流短路、漏风，做到换热管道中的气流及下料管中的物料“气走气路，料走料路”，各行其路。这样既有利于防止换热管道中的热气流经下料管上窜至上级旋风筒下料口，引起已经收集的物料二次飞扬，降低分离效率；又能防止换热管道中的热气流未经同物料换热，而经由上级旋风筒底部窜入旋风筒内，造成不必要的热损失，降低换热效率。生产实践证实，锁风阀的合理设计与正常使用不仅对各级旋风筒的效率、阻力甚至对全系统的稳定都有明显影响。因此，从设计

到生产都强调锁风阀的重要性是实现全系统正常运转，确保效能发挥的关键因素之一。不仅要求阀的内外锁风性能良好，开启灵活，还能长期使用，维修方便。对于阀的安装位置，不能距撒料板太近，需保证物料有足够的冲击力，以免影响撒料板功能发挥，造成堆积堵塞；也不能距旋风筒太近，否则压力过小易使出料受阻，料流不畅，容易串风，影响旋风筒的分离效率。

国内广泛使用的锁风阀有双板式和单板式两种，如图 1-1-6 所示。对于板式锁风阀的选用，一般来说倾斜式或料流量较小的下料管，多采用单板阀；垂直的或料流量较大的下料管，多装设双板阀。其工作原理是：当阀板上没有足够重量的物料时，由于重锤的作用，阀板关闭。随着物料的增加，其重量对回转支点的力矩大于重锤对同一支点产生的力矩时，阀板张开，物料卸出。由于重锤的作用，阀板上的物料不能全部卸下仅能卸出一部分物料，其余积存的物料则起锁风作用。所以重锤的设计和日常的调整，应使阀板上经常保存一定数量的物料为原则。目前在新设计的预热器上，均采用外支式滚动轴承支承、弹簧压紧密封改进型的锁风阀，使用效果良好。

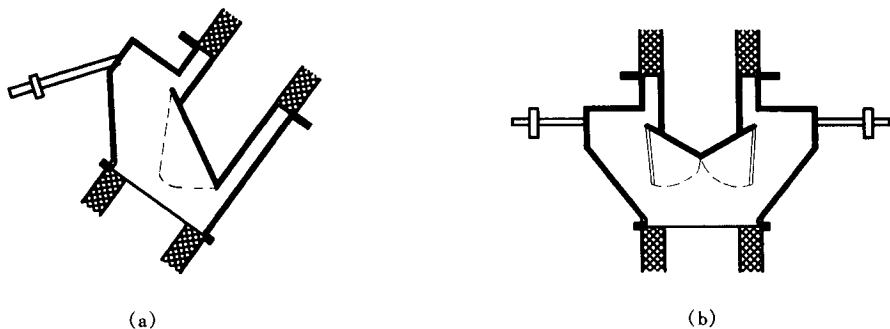


图 1-1-6 锁风阀结构示意图
(a) 单板式；(b) 双板式

总之，换热管道及其附属装置一起构成了每级换热单元的整体，它们承担了每级换热单元的主要换热任务。因此必须全面系统进行考虑，任何一个装置不当，都会影响它们所承担的艰巨任务，进而影响分解窑系统的功能和效率。

第二节 分 解 炉

一、预分解技术原理

预分解窑是当代水泥工业用于煅烧水泥熟料的最先进的工艺装备，具有高效、优质、低耗等一系列优良性能。它的诞生和发展代表着国际水泥工业的先进水平，同各种类型水泥窑相比，预分解窑的特点主要有三个方面。

一是在结构方面，它是在悬浮预热窑的悬浮预热器与回转窑之间，增设了一个分解炉，承担了原来在回转窑内进行的碳酸盐分解任务；二是热工方面，分解炉是预分解窑系统的第二热源，将传统上全部由窑头加入燃料的做法，改变为少部分从窑头加入，大部分从分解炉内加入，从而改善了窑系统内的热力分布格局；三是工艺方面，熟料煅烧过程中耗热最多的

碳酸盐分解过程，移至分解炉内进行之后，由于燃料与生料混合均匀，燃料燃烧热及时传递给物料，使燃烧、换热及碳酸盐分解过程都得到优化，使熟料煅烧工艺更臻完善。

由上可知，分解炉是预分解系统中十分重要的设备，它承担预分解系统中繁重的燃烧、换热和碳酸盐分解任务，这些任务能否在高效状态下顺利完成，主要取决于生料与燃料能否在炉内很好的分散、混合和均布；燃料能否在炉内迅速地完全燃烧，并把燃烧热及时地传递给物料；生料中的碳酸盐能否迅速地吸热、分解；逸出的 CO_2 能否及时排除。以上这些要求能否达到，在很大程度上取决于炉内气、固流动方式，即炉内流场的合理组织。因此，近年来各种新型分解炉的研制，分解炉结构上的各种变化，都是围绕这个目的进行的。

众所周知，在熟料煅烧过程中，生料组分中含量最多、热耗量最大的碳酸盐分解过程，对湿法窑及传统干法窑来说，全部是在窑内以堆积状态进行；而立波尔窑及旋风预热器窑则相当一部分移到窑外，入窑生料碳酸盐分解率可达到 30% ~ 50%；预分解窑的碳酸盐分解过程大部分在预热器及分解炉内以悬浮状态高效快速地完成，分解率可达 90% 左右。同时，由于分解炉内生料颗粒处于悬浮状态，颗粒之间难以紧密接触，因而新生态的 CaO 难以同其他矿物组分进行固相反应，入窑后已经高度分解的高温生料快速升温又紧密接触，固相反应多点发生，迅速进行，形成一个比较集中的固相反应带，固相反应放热使物料进一步升温，有利于物料的煅烧。这些都是新型干法窑的优越性。

二、预分解窑的分类

由于分解炉是预分解窑的核心设备，因此分解炉的分类也成为预分解窑的分类和命名方法。

自 1971 年石川岛研制开发分解炉以来，分解炉技术发展很快，日本的水泥设备制造公司以及水泥公司各自开发了自己的分解炉。由于预分解窑在水泥熟料生产的节能、产量、质量等方面，具有一系列的突出优点，成为当前建新厂、改造旧厂首选的煅烧方法。目前，世界各国水泥工作者都在开发自己的分解炉，到现在各种各样的分解炉专利有 40 种之多。同时，由于燃料价格不断上涨，各个厂家纷纷开发适合烧劣质燃料的分解炉，如：烧无烟煤、石油焦、汽车轮胎、可燃垃圾等的分解炉。另外，分解炉已经有 30 多年的发展史，各厂家对自己的分解炉进行了不断改进，吸收了其他厂家分解炉的优点。因此，要精确地对分解炉分类比较困难，一般采用按制造厂名分类为主，还有按分解炉内气流及物料的运动特征组合分类，按全窑系统气流运动方式分类，按分解炉与窑、预热器及主风机匹配方式分类等，下面分别简述之。

1. 按制造厂名分类

该分类法简洁明了，不存在混淆，但由于设计单位多、形式多，不便记忆，也不便于归纳分析。我国常见的有以下几种：

SF 型（改进型 N-SF、C-SF），日本石川岛与秩父水泥公司研制；

MFC 型（改进型 N-MFC），日本三菱公司研制；

RSP 型，日本小野田公司研制；

KSV 型（N-KSV），日本川崎公司研制；

FLS 型，丹麦史密斯公司研制；

DD 型，日本神户制铁公司研制；

TDF 型, 天津水泥工业设计研究院研制;

CDC 型, 成都建材工业设计研究院研制。

2. 按分解炉内气流及物料的运动特征组合分类

生料及燃料在分解炉内依靠“旋风效应”、“喷腾效应”、“悬浮效应”、“流态化效应”高度分散于气流之中, 并滞后于气流运动, 从而增加物料与气流间的接触面积, 延长物料在分解炉内滞留时间, 达到提高燃烧效率、热交换效率及入窑生料分解率的目的。

实际上, 在各种类型的分解炉中, 生料、燃料及气流在炉中的运动形式十分复杂, 为了提高作业效率, 一种分解炉往往采用多种流体效应, 来增加物料在气流中的分散度和提高热交换效率, 由于分解炉内气流及物料的运动, 对料粉在炉内的停留时间、燃料的燃烧时间及炉内温度的均匀分布及生产效率的高低都有影响。因此, 按分解炉内的气流、物料运动特征对分解炉进行分类是比较合理的。按此法分解炉可分为: (a) 旋流式分解炉 (又称旋风式分解炉); (b) 喷腾式分解炉; (c) 旋流-喷腾式分解炉; (d) 悬浮式分解炉; (e) 沸腾式分解炉 (又称流化床式分解炉)。

常见的几种分解炉归类如下:

SF 型属 (a) 类分解炉; FLS 型属 (b) 类分解炉; NSF、CSF、RSP、KSV、DD、TDF、CDC 型属 (c) 类分解炉; MFC、N-MFC 属 (e) 类分解炉; (d) 类分解炉我国较少, 主要有普列波尔型、普罗克隆型。

3. 按全窑系统气体流程分类

预分解窑可分为三种类型:

(1) 分解炉用燃烧空气从窑内通过并与窑尾烟气一起入炉, 不再增设三次风管, 有时也不设分解炉, 而将燃烧嘴装在窑尾垂直烟道上。其特点是系统简单、投资少, 但生产能力提高受到限制, 如 ILC-E 窑, 见图 1-2-1 (a) 所示。

(2) 燃烧空气由三次风管引至窑后与窑尾烟气混合入炉或在炉内汇合。这种系统能大幅度提高生产效率, 如 KSV 窑, 见图 1-2-1 (b) 所示。

(3) 燃烧空气由三次风管入炉, 而窑尾烟气不入炉。这种流程可使入炉空气保持较高的氧气浓度, 有利于燃烧及分解反应, 并可提高炉内气流中料粉的浓度, 减少分解炉的尺寸。这种系统的窑尾烟气可直接引入预热器或旁路放风系统, 如 FLS 系列窑见图 1-2-1 (c)。

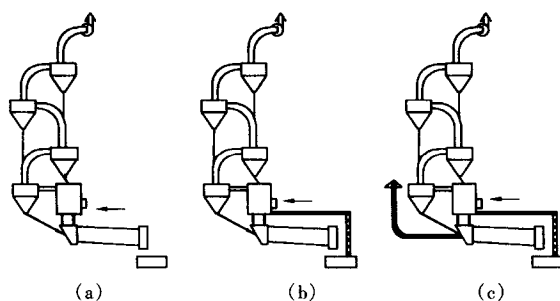


图 1-2-1 预分解窑的三种基本类型

4. 按分解炉与窑、预热器及主风机匹配方式分类

预分解窑可分为同线型、离线型及半离线型三种。

(1) 同线型: 分解炉设在窑尾烟室之上, 窑尾烟气经烟室进入分解炉后与炉气会合进预热器, 窑尾烟气与炉气共用一台主排风机, 如图 1-2-2 (a) 所示, 例如: NSF 炉、DD 炉等。

(2) 离线型: 分解炉设在窑尾烟室一侧, 窑尾烟气与炉气各走一列预热器, 并各用一台主排风机, 如图 1-2-2 (b) 所示, 例如: SLC 炉等。

(3) 半离线型：分解炉亦设置在窑尾上升烟道一侧，但窑尾烟气与炉气在上升烟道会合后一起进入最下级旋风筒，两者共用一系列预热器和一台排风机，如图 1-2-2 (c) 所示，例如 SLC-S 型炉等。

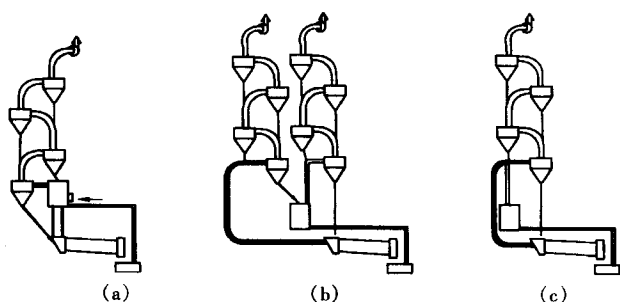


图 1-2-2 预分解窑的分类

预分解窑虽然种类很多，从微观方面分析，各具特色，各不相同，这些差异是由于不同学者及设备制造厂商基于对加强燃料燃烧、物料分解、气固混合及气流运动的机理，在认识上的部分差异和专利法的限制而造成的。但从宏观方面观察，各种预分解窑的技术原理都是相同的，并且随着预分解技术的日趋成熟和技术上的相互渗透，各种分解窑在工艺装备、工

艺流程和分解炉结构形式方面又都是大同小异。

三、几种常见分解炉的型式、工作过程及特点

1. SF、N-SF、C-SF、CDC 炉系列

(1) SF 分解炉

SF 分解炉是全世界最早出现的分解炉，于 1971 年 11 月问世。其工艺流程如图 1-2-3 所示。它当时的燃料是重油，由于 1973 年世界石油危机，SF 炉改为烧煤，但 SF 炉不适宜烧煤，其缺点和不足得以充分暴露，鉴于此，日本石川岛公司将 SF 炉改造成 N-SF 炉。第一台全部烧煤的 N-SF 炉于 1979 年 4 月建成，我国 1983 年引进安装在冀东水泥厂的分解炉即为 N-SF 炉。

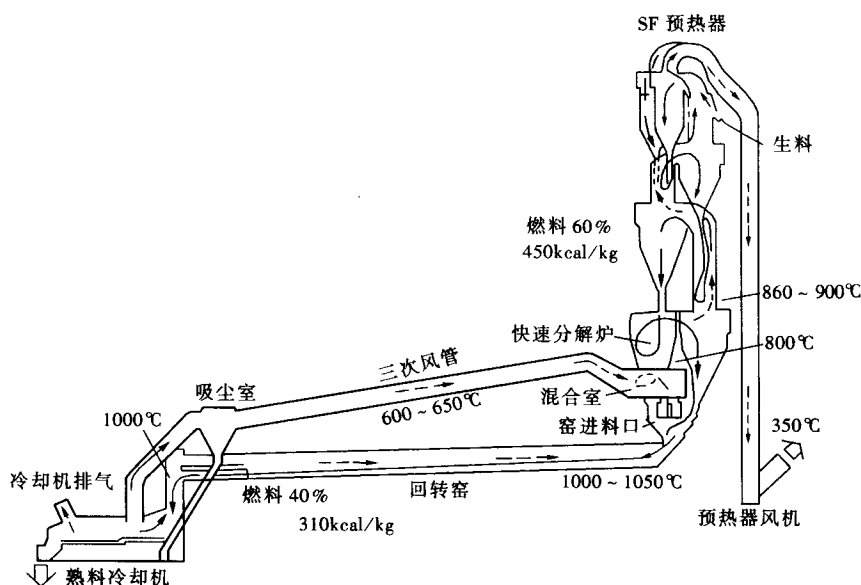


图 1-2-3 SF 预分解窑示意图

(2) N-SF 分解炉

N-SF 炉结构, 如图 1-2-4 所示。由图 1-2-4 可见, NSF 炉由上部的圆柱体、下部的圆锥体及底部的蜗壳组成, 属旋(流)-喷(腾)复合型分解炉。

工作过程: 由 C_3 级旋风筒出来的生料, 全部或大部由上升烟道喂入, 少部分喂入反应室锥体下部, 生料在窑尾上升烟道中被烟气分散, 并悬浮在气流之中。通过涡流室底部的中心开口被抽入涡流室, 并喷入上面的反应室, 在反应室内窑烟气被分散在燃烧气流之中, 并与其混合; 三次风以切线方向进入涡流室; 燃料由均布在涡流室顶部的几个燃烧器倾斜向下对炉中喷射。由于三次风含氧浓度高, 且不含悬浮的生料颗粒, 因而对燃烧有利, 煤粉从燃烧器喷出后即与三次风接触稳定起火。虽然大量的燃烧是在反应室进行的, 但带有均匀悬浮生料的窑废气已被分散, 而且与燃烧气体混合, 所以产生的热量立即被生料吸收。

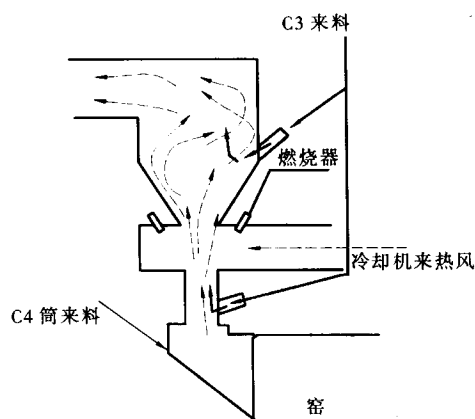


图 1-2-4 N-SF 炉

由于 C_3 筒来的生料全部或大部分由窑尾上升烟道喂入, 而窑尾废气温度较高 (一般在 1000°C 左右), 使得部分碳酸盐开始分解, 而碳酸盐分解为吸热反应, 因而降低了废气温度, 从而缓解了烟道结皮的危险。

(3) C-SF 分解炉

N-SF 分解炉的不足之处在于 N-SF 分解炉是侧面出口, 且出口高度大, 占有分解炉高度 $1/3$ 左右, 使炉内产生偏流、短路和形成稀薄生料区, 影响炉内气料的热交换。

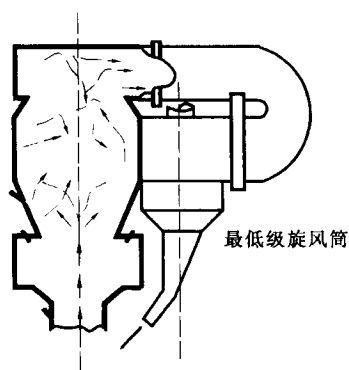


图 1-2-5 C-SF 分解炉

日本秩父水泥厂为了克服 N-SF 的不足, 研制出了 C-SF 分解炉, 其原理如图 1-2-5 所示。为克服 N-SF 炉侧面出口产生的缺点, 改为顶部涡室出口, 克服了气流偏流和短路现象, 各区气流到达 C_4 筒入口路程基本相同, 并且通过增设连接管, 使生料在分解炉中停留时间增加到 15s 以上, 因此有利于燃料完全燃烧和加强气流与生料之间的热交换。

(4) CDC 分解炉

我国成都建材工业设计研究院对 SF、N-SF 和 C-SF 炉型进行分析、反求、试验后, 对其结构优化, 开发了适合烧劣质煤的 CDC 分解炉, 如图 1-2-6 所示。成都院分析了 C-SF 炉出口与下一级旋风筒采用延长水平管道连接, 认为虽然延长了炉内气固滞留时间, 但水平管道易于积灰结皮堵塞。因此, CDC 炉将 C-SF 炉出涡室加高, 采用了类似 DD 炉出口的径向出口方法, 这样做增加了气料流在炉体顶部回流和返混, 改善了炉体顶部流场, 延长了气料停留时间。另外保留了炉体中部的缩口, 使气料进入顶部炉体产生喷腾效果, 使气料混合均匀和停留时间加长。