

建筑材料研究报告

水泥煨烧窑外分解技术

建筑材料科学研究院水泥研究所

中国建筑工业出版社

81.59
1584

建筑材料研究报告

水泥煅烧窑外分解技术

建筑材料科学研究院水泥研究所

中国建筑工业出版社

本书系统地介绍水泥煅烧窑外分解从试验室试验到中间试验取得的成果。内容包括烧油和烧煤分解炉的结构、工艺流程，分解炉和预热器的工艺参数，窑和分解炉的控制与操作方法，以及机械设备的设计与改进。同时对旋风预热器气流折流装置和气力提升泵的试验也作了详细的叙述。

本书可供水泥工业研究、设计人员和生产技术人员参考。

本书主要执笔人有赵正一、傅子诚、赵焕彬、李孟华、谢泽等。

建筑材料研究报告
水泥煅烧窑外分解技术
建筑材料科学研究院水泥研究所

*

中国建筑工业出版社出版(北京西郊百万庄)

新华书店北京发行所发行 各地新华书店经售

中国建筑工业出版社印刷厂印刷

*

开本：850×1168毫米 1/32 印张：4 1/8 字数：112 千字

1979年5月第一版 1979年5月第一次印刷

印数：1—7,680册 定价：0.42元

统一书号：15040·3586

水泥煅烧窑外分解技术

01.59/1.206

目 录

一、水泥煨烧窑外分解实验室试验	1
(一) 烧油分解炉的煨烧试验	2
(二) 烧煤分解炉的煨烧试验	12
(三) 结语	27
二、水泥煨烧窑外分解中间试验	28
(一) 四平型 $\phi 2.4 \times 40$ 米窑主要设计参数的确定	29
(二) 中间试验及其结果	36
(三) 存在的主要问题及改进意见	68
(四) 结语	70
(五) 附录	72
三、水泥煨烧窑外分解中间试验机械设备的设计与研究	82
(一) 回转窑	82
(二) 窑尾密封装置和活动烟室	87
(三) 窑头油燃烧器及其喷嘴	89
(四) 预热分解系统的设备	91
(五) 二次风管	101
(六) 窑尾排风机	103
四、旋风预热器气流折流装置试验	105
(一) 实验室试验	105
(二) 折流装置在窑外分解中间试验窑上的设计与使用	111
(三) 结语	113
五、立式气力提升泵的试验	114
(一) 试验室试验的工艺流程和设备规格	115
(二) 试验内容	117
(三) 试验结果的分析	117
(四) 石岭水泥厂窑外分解中间试验使用的立式气力提升泵	125
(五) 小结	129

一、水泥煨烧窑外分解实验室试验

为了贯彻多快好省地建设社会主义总路线，独立自主、自力更生地发展我国的水泥工业，使回转窑大幅度增产，1970年我们根据石灰配料和带预热器窑的生产经验，总结出一项新的研究课题，经国家建委领导批示，进行了一些探索性试验，当时称为“窑尾加把火”，即现在的窑外分解。但由于林彪、四人帮对科研的干扰破坏，中间停顿了，于1973年正式开展试验。经过几年的研究，这一设想已得到证实，在 $\phi 0.7 \times 7.0$ 米试验窑上取得了提高产量70%的效果。

1958年我国许多干法水泥厂，都不同程度的采取了石灰配料，在设备不变、传热方式不变的情况下，石灰石被石灰代替百分之多少，回转窑的产量就能提高百分之多少，当全部用石灰配料时，产量甚至翻一番还多。可见，只要入窑生料的碳酸钙在窑外预先分解，就是冷料入窑产量也能成倍地增加。但当时石灰是单独煨烧后才配料，不仅劳动条件差，工艺复杂，而且热耗高。如果用带预热器窑却可在瞬间预热和分解碳酸钙，并能使热料直接入窑，只是窑的烟气热量尚不足以分解全部的碳酸钙。1966年投产的太原水泥厂旋风预热器和1969年投产的杭州水泥厂立筒预热器，都只分解生料中四分之一左右的碳酸钙。这是因为窑尾烟气在 1000°C 左右时，按每公斤熟料计算，只含有约650千卡左右的热量，除去其 400°C 时废气带走和预热器周围热损失约250千卡左右，尚剩的400千卡左右，正好只够加热和分解四分之一左右碳酸钙之用。带预热器窑虽有传热效率高的特点，但由于烟气热量不足，碳酸钙分解再大幅度提高也就困难了，使增产受到了限制。

如综合这两方面的经验，研究一个增加烟气热能的办法，便可免除单独烧石灰和带预热器窑烟气热量不足这两方面的缺点。但是如何增加热能？能否使全部碳酸钙分解，这是一个需要试验研究的问题。如能在窑头多加些燃料就可以解决热能的问题，当然是最简单了。可是却不行，因为一定大小直径的窑，它的发热能力大体也是一定的，如多加燃料会使火砖熔化，烧坏窑体。于是，提出“窑尾加把火”的设想。

1973~1975年在我院水泥试验厂的 $\phi 0.7 \times 7.0$ 米小窑上，根据上述设想原理进行了带分解炉的煨烧试验（燃料是用油）。试验结果表明，入窑生料的碳酸钙分解率可以达到70%以上，产量由用预热器的每小时90公斤左右提高到150公斤，增加了70%。由于试验设备小，传热时间短，碳酸钙分解率还不能稳定在85~90%，产量增加的幅度不够大，但它的趋势是看出来了。如果在大的生产窑上，效果一定会更好些。日本1971年底投产的 $\phi 3.9 \times 51$ 米SF法窑加分解炉后，日产量由原来的不到1000吨提高到2070吨，碳酸钙分解率达到85~90%，产量增加一倍还多。

鉴于我国水泥工业以煤为主要燃料的特点，自1975年7月又开展了烧煤窑外分解技术的研究，经过九个月的试验，于1976年3月在试验室小窑上取得了与烧油窑外分解相近的效果。并先后研制成功三种型式的窑外分解炉，分别为 $\phi 3.7 \times 54$ 米和 $\phi 3.3 \times 52$ 米窑采用烧煤窑外分解技术提供了设计参数。

（一）烧油分解炉的煨烧试验

1. 流程及其主要特点

自1974年1月开始，在 $\phi 400$ 毫米的分解炉上进行了半流程试验（图1-1）。摸索了下料位置、炉内的截面风速和温度对分解炉的操作及 CaCO_3 分解率的影响。在半流程试验的基础上，又在 $\phi 0.7 \times 7.0$ 米的窑上设计、改装了一套带预热器——分解炉的流程（图1-2）。通过试验进一步明确了带分解炉的窑能大幅

度提高产量，并着重摸索了解析炉与窑的配合操作制度及其参数，为 $\phi 2.4 \times 40$ 米窑的设计提供了依据，为生产性中间试验提供了操作参数和经验。试烧证明现有分解炉型式可以用于生产。

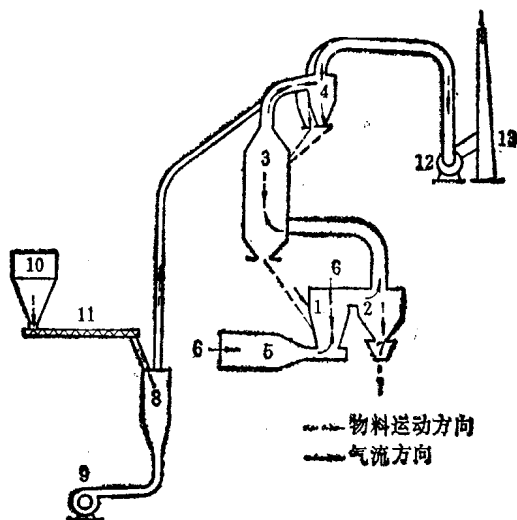


图 1-1 热模型试验半流程图

- 1—分解炉；2—旋风收尘器；3—立筒预热器；4—旋风预热器；5—燃烧炉；
6—喷嘴；7—灰斗；8—气力提升泵；9—鼓风机；10—料仓；11—绞刀；
12—排风机；13—烟囱

(1) 本流程的特点是在窑尾与四级旋风预热器之间增设一个分解炉，这种分解炉是一种高效率的直接燃烧式固一气相热交换器。燃料直接加入分解炉内燃烧。生料粉经过三级旋风预热器后进入分解炉，生料粉悬浮在气流中，使燃料燃烧和 CaCO_3 分解过程在一瞬间进行。

(2) 根据半流程试验结果，确定在全流程中，出三级预热器的物料加入窑尾弯管中，随窑尾烟气与空气的混合气体一起进入分解炉。这不仅解决了物料扑打在火焰上造成的灭火，而且使物料较早地、均匀地分散在热气流中，延长了物料在分解炉内的停留时间。

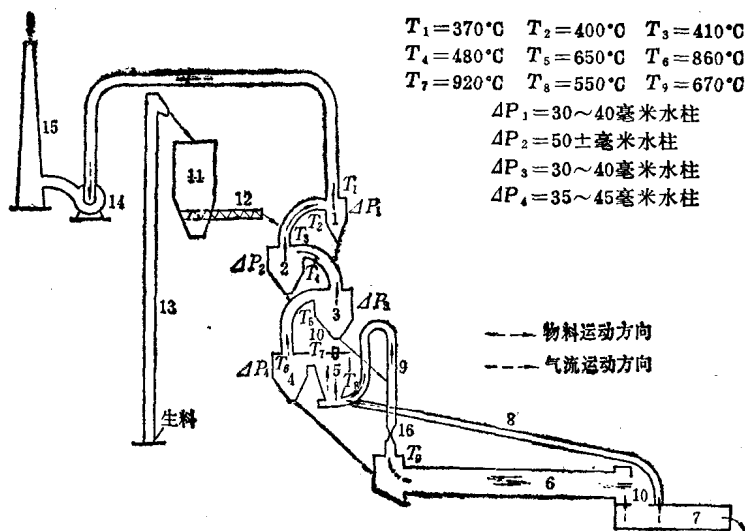


图 1-2 热模型试验全流程图

- 1—一级旋风筒；2—二级旋风筒；3—三级旋风筒；4—四级旋风筒；5—分解炉；6—回转窑；7—冷却机；8—二次风管；9—大弯管；10—喷油嘴；11—料仓；12—喂料绞刀；13—提升机；14—排风机；15—烟囱；16—窑尾缩口

(3) 供分解炉用的燃烧气体是窑尾烟气与由冷却机引来的热空气相混合的气体。由分解炉底部涡旋室进入炉内，通过窑尾的缩口调整压力。流程中采用混合气体进分解炉，主要是因为这种流程装置紧凑，比较简单，压力容易调节。这种流程也有缺点，主要是废气参加燃烧，过剩空气系数就要大些。

2. 分解炉的结构

本流程所采用的分解炉是一种将粉状物料悬浮分散在气流中，使燃料燃烧与物料吸热同时快速进行的装置。它将燃料燃烧产生的热量直接传给处于悬浮状态的粉状物料，使后者发生分解反应，其结构型式如图 1-3 所示。分解炉由上部的燃烧室与下部的涡旋室组成。三级预热器的生料加入窑尾弯管中，随窑尾废气一起向分解炉流动，在下部涡旋室进口前又与冷却机来的二次风混合，三者一起由分解炉底部向分解炉顶部旋转流动。燃料由分

解炉顶部与一次空气一起自上而下向分解炉内喷出，由于燃油与生料在炉内均为悬浮状态，在炉内形成燃烧与分解同时产生的过程，经过分解后的物料与炉内废气一起由炉上部进入四级旋风分离器（图1-2）。试验所用分解炉只采用一个喷嘴。

3. 下料位置的选择

下料位置的试验是在半流程上进行的。刚开始试验时，生料由空气泵送入立筒出口管道内，经一级旋风预热器与立筒预热后，由分解炉顶部A处入分解炉。由于通过排灰阀进入分解炉的物料是一股股的，不易被上升气流带上去，再加气流上升时旋

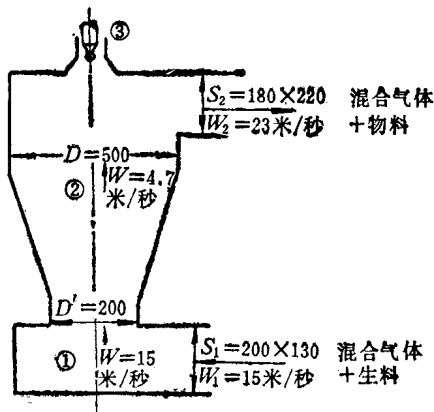


图 1-3 分解炉结构示意图

1—涡旋室；2—燃烧室；3—喷油嘴

转力不强，气体大部分在稍带旋转的情况下，由炉底直接向炉顶出口处移动，与炉出口相对的半边气流速度又较低，下来的物料更不易被带上去，不少物料掉入分解炉底部。

为了克服上述缺点，又在排灰阀与入分解炉之间加一绞刀，以保证物料较均匀地进入分解炉，并将下料位置由A点改到B点，掉料现象明显好转，但下料位置放在炉顶，物料在炉内的停留时间仍然较短（由图1-4 a 可见），而且物料容易打在火焰上，造成灭火。于是又将下料位置由B点改到C点。物料在炉内的停留时间延长了（图1-4 b），灭火现象也稍有减少。但由于进分解炉的物料分散程度差，灭火现象仍未完全消除。又把喂料位置由C点改到D点（图1-4 c），物料喂入前经空气吹散，再随热气体进入涡旋室，这样物料与高温气体接触的时间较长，而且是在分散程度较高的情况下进入分解炉内，此时炉内燃烧和传热情况都比较好。表1-1对比了几种喂料位置的试验结果。

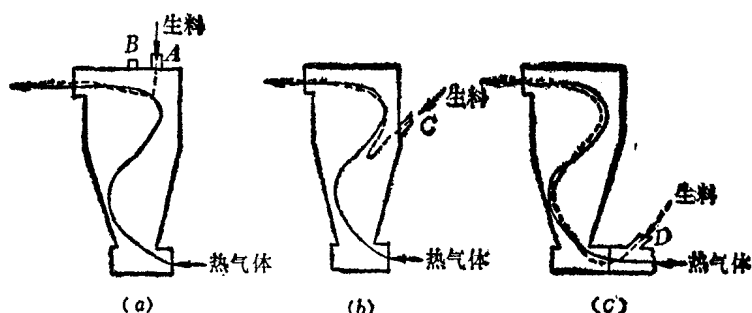


图 1-4 下料位置不同时肉眼观察到的物料运动图

几种下料位置的对比

表 1-1

喂入位置	燃 烧 情 况
A点(喂冷料)	物料掉入分解炉底, 炉内不能正常燃烧
B点(喂冷料)	料风比为0.5, $W_f=3.24$ 米/秒炉内正常, 风速与喂料量再大, 则灭火
C点(喂冷料)	料风比为0.52, $W_f=4.50$ 米/秒炉内正常, 风速与喂料量稍大, 也不灭火
D点(喂冷料)	料风比为0.53, $W_f=4.40$ 米/秒炉内正常, 风速与喂料量稍大, 也不灭火

4. 分解炉的截面风速

分解炉的截面风速是重要操作参数之一, 采用较低的分解炉截面风速, 必然会使分解炉体积增大, 部分物料可能不随气流一起流动, 而掉入分解炉底部, 破坏正常操作。但风速过高, 分解炉内燃烧就不能正常, 火焰不能往下伸, 而是随上升气流被抽出分解炉, 进入四级旋风预热器, 这样就造成分解炉温度不均, 下半部低, 上半部高, 上半部又是靠出口半边温度高, 另半边温度低, 并易于出现灭火(表1-2)。

表 1-2 指出了料风比相同、试验用分解炉截面风速不同时的炉内燃烧情况。以此为依据设计了全流程的分解炉结构尺寸。为了留有余地, 按4.2米/秒设计, 实际试验中达到了4.7米/秒, 流

分解炉截面风速不同时的炉内燃烧情况

表 1-2

风 门		分解炉截面风速 (米/秒)	燃烧情况	备 注
热	冷			
2	3.7	2.98	正常	冷料直接加入分解炉 料风比=0.5公斤/米 ³ *：此值偏小
2	4.5	3.24	正常	
1	6	4.39*	正常	
2	7	5.19	灭火	
0.7	7	5.43	灭火	
1	7	5.93	灭火	

程也能正常。

5. 系统各处过剩空气系数

试验中采用的流程是窑尾废气与二次空气相混合的气体，供燃料燃烧之用。这种混合气体与纯空气相比，由于含氧浓度低，燃烧条件较差，要使分解炉不灭火，达到稳定燃烧状态，过剩空气系数要求大些，这也是废气进分解炉参加燃烧的这种流程的缺点。日本的 SF 法窑也是废气进分解炉参加燃烧，其过剩空气系数为 1.25。丹麦型的分解炉窑，分解炉燃烧完全用纯空气，过剩空气系数只有 1.15。

全流程试验中，由于排风机能力不足，二次空气量小，温度又低，无法满足分解炉的需要，为了保证分解炉内燃料的燃烧，有意识的加大了一次风量，造成分解炉内所需空气温度低影响燃烧。测定分解炉内混合气体中氧的含量也比较困难，只能根据其它部位测得的废气成分、气体量推算出其过剩空气系数值。

用奥氏气体分析器测得废气成分，计算所得的过剩空气系数值如表 1-3。

可见，窑尾与分解炉进口的过剩空气系数值基本相似，说明由二次风管来的风量很少；四级旋风筒出口氧含量还有 6.7%，说明分解炉内燃烧用空气量都由一次风供给，而且风量还较大。

由计算可知，分解炉内过剩空气系数为 1.35，是较大些，主要是因为热试验中分解炉用的燃烧空气是冷的，燃烧条件较差。

过剩空气系数值

表 1-3

	废 气 成 分			过剩空气系数*
	CO ₂ %	O ₂ %	CO%	
窑尾	20.5	1.8	0.3	1.09
分解炉进口	18.7	2.3	0.25	1.12
四级旋风筒出口	10.9	6.7	0	1.44

$$* \text{ 过剩空气系数} = \frac{1}{1 - 3.762 \frac{O_2 - CO/2}{N_2}}$$

在今后工业性中间试验时，二次风温度可达650~700°C，过剩空气系数会比1.35小些。

6. 分解炉的控制

理论上碳酸钙的分解温度为900°C，但由于生料成分中除了碳酸钙之外，还含有其它各种化合物，是一种多组分的混合物，生料中的CaCO₃一般在900°C之前已经开始分解，900°C时能大量分解。只要控制炉内温度分布均匀，在900°C的温度下能够满足CaCO₃绝大部分分解的需要。

全流程试验中，经过三级旋风筒预热后的生料，一般分解率为16~18%，这样生料随窑尾废气带入分解炉内，下料量相同时，分解炉温度控制在850°C，入窑物料CaCO₃分解率可达60%左右。分解炉温度控制在900°C，入窑物料CaCO₃分解率就可提高到80%以上。由此可见，温度是决定CaCO₃分解率一个很主要的因素。随着温度的增高，CaCO₃分解率也增高，但将分解炉温度提高得过高也不好。因为温度在900°C时，CaCO₃已经能够大量分解，而且在试验过程中发现分解炉温度超过950°C时，入窑物料粘度增加，也容易引起下料管堵塞，破坏整个系统正常运转。另外，提高分解炉温度就会造成一级旋风筒出口和排风机温度升高，热耗增加，通过全流程试烧，证明分解炉温度控制在900°C左右是最为合适。

7. 二次空气

因为带分解炉的窑比同规格的预热器窑产量提高一倍左右，窑和分解炉所需的空气均由窑内通过时，窑内气体流速就会很大，使窑的正常操作发生困难。

试验中采用的方法是在窑尾废气出口管道上设一缩口（图1-2），以保证窑与二次风管道的压力平衡。窑尾缩口的大小，可以通过计算阻力初步确定，再通过试验调整，最后正确的定出缩口尺寸。我们原来打算在全流程试验中，通过改变窑尾缩口的大小，观察窑与二次风管风量配比不同时对操作的影响，但由于风机能力不足，二次风温度低，二次风管全开时，风量还只有窑的 $1/3\sim 1/2$ ，再进一步缩小缩口，又出现窑内通风不良，不能保证正常操作。因此，此项试验没有作透，有待中间试验时进一步探讨。

8. 操作

点窑时，二次风闸板全关，排风机开度控制负压为100毫米水柱左右。约5~6小时后，分解炉温度达 $500\sim 600^{\circ}\text{C}$ ，将窑头用油量减少至正常时的 $3/4$ 以下，开始点分解炉，点着后再逐渐增加窑头用油量，达到正常。同时，慢慢开大排风机，使炉温达 800°C 以上，保持一小时，待一级出口温度达 400°C 左右时开始下料。下料量由小到大，此时排风机开度也逐渐开到正常。

窑的转数因物料 CaCO_3 基本在窑外分解，可以快些，试验窑点分解炉时窑的转数为30秒/转左右，不点分解炉时为45秒/转左右。

窑头与分解炉用油量的比例与原设想也有出入。一般理论计算，分解炉用的油量大致和窑头相等，而试验时还不到40%，这主要是由于试验设备表面散热损失大而引起的。

9. 结皮和堵塞问题

带分解炉窑的结皮和堵塞，是与悬浮预热器窑一样值得重视的问题。试验中，在出三级预热器的生料与窑尾废气相遇处出现结皮现象，结皮为土黄色，呈凸凹纹理状，有一定硬度，由化验测得其 K_2O 含量为10%左右（采用的生料 K_2O 含量为1%左右），

可见结皮与原料中的碱含量有关。原料中的碱质在高温状态下挥发，随窑尾废气进入废气管道，遇到温度较低的生料时，形成的 K_2SO_4 、 KCl 等凝集在粉料上，粘结在废气管道上。

分解炉本身，只要温度控制在 $900^{\circ}C$ 左右，没有发现过结皮现象。但试验中也发现过分解炉温度过高（超过 $950^{\circ}C$ ），会使物料粘性增加，容易造成四级下料管堵塞。另外，由于热试验规模小，下料管细，排灰阀口小，若不加强管理就容易在这些地方出现堆料、堵塞。在生产窑上情况虽然会好些，但也必须定时清理，否则也可能引起堵塞。

在试验中涡旋室进口也曾堵塞过，主要与风速有关，风速低了，料带不上去，特别在点窑后不久，整个系统尚未达到平衡，涡旋室进口温度还比较低时，料容易沉积下来，在正常操作时，我们采用的涡旋室进口风速为 15 米/秒，不堵塞。

10. 产量和质量

(1) 产量。原设想采用分解炉后，可使窑产量比同规格的悬浮预热器窑提高一倍。在全流程试烧时，对比了用与不用分解炉时窑产量的变化，其结果如表1-4。

用与不用分解炉时窑产量的对比

表 1-4

	产量 (公斤/时)	分解率 (%)	温 度 ($^{\circ}C$)							分解炉
			窑尾	1号 出口	1号 进口	2号 出口	2号 进口	3号 进口	4号 中部	
不 分 解 炉	90	23	800	255	280	315	375	445	520	540
用 分 解 炉	150	73	670	370	400	410	480	650	860	920

由表1-4可见，加分解炉可以大幅度提高窑的产量。当分解炉不点火时窑的产量是90公斤/时左右，入窑物料 $CaCO_3$ 分解率平均为23%。分解炉点燃后，入窑物料 $CaCO_3$ 分解率达70%以上。窑产量提高到150公斤/时，增加70%。

(2) 质量。现将试验所用的生料、熟料化学成分、物理性

能分别列于表1-5和表1-6。

由表1-6可见，全流程试验中熟料强度可达500号以上，甚至达到600号，但必须说明，试验过程中有的熟料出现快凝现象，也有的强度较低。原因主要是全流程试验规模小，物料量少，不易均匀下料，排灰阀不灵，漏风大，再加受风机的限制，没有安装收尘器；造成系统收尘效率低（多数只有60%多），生料成分发生分离现象，熟料成分波动大。生料发生分离时，较粗的 SiO_2 颗粒与较重的 Fe_2O_3 ，吹走的机会少，熟料中 SiO_2 与 Fe_2O_3 含量就相对地提高了，矿物组成也就跟着改变，物理性能也随之有所改变。不过试验也说明只要条件控制合适，收尘效率可以达到70%以上，分离现象就不太明显，熟料质量很好（图1-5、表1-6）。今后生产中排灰阀漏风不会如此严重，再加上有收尘设备，熟料质量是可以得到保证的。

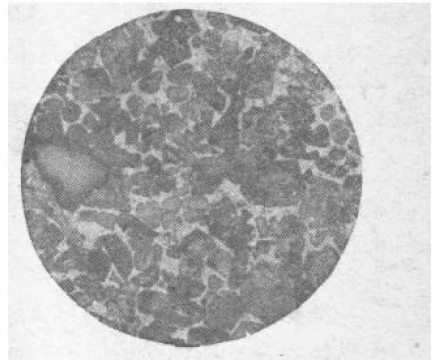


图 1-5 熟料的岩相

C_2S 呈椭圆形，有双晶纹，30微米左右均匀分布约25%

C_3S 呈板、柱状，30~60微米，少量边缘不整齐，约45%

生料、熟料化学成分

表 1-5

	LOSS	SiO_2	Al_2O_3	Fe_2O_3	CaO	MgO	K_2O	Na_2O	KH	n	P
生料 (大 ₁ 大 ₂)	34.10	14.49	3.82	3.07	41.56	1.53	1.05	0.05	0.84	2.09	1.26
生料(中 ₁ 中 ₂ 中 ₃)		14.26	4.41	2.40	41.03				0.83	2.10	1.85
熟料		21.55	6.88	4.84	60.40	3.02	0.25	0.27	0.79	2.01	1.42
熟料		21.40	6.26	4.48	60.75	2.92	0.21	0.27	0.81	1.99	1.40

熟料物理性能

表 1-6

比面积 (厘米 ² /克)	石 膏 掺入量 (%)	F CaO (%)	凝结时间		安定 性	耐压强度 (公斤/厘米 ²)			抗拉强度 (公斤/厘米 ²)			标 号
			初凝	终凝		3天	7天	28天	3天	7天	28天	
4110	4	0.64	1:24	2:13	合格	327	439	660	27.83	27.60	35.60	>600
4170*	4	0.51	1:34	1:58	合格	455	625	733	25.80	28.40	29.20	>500
3500	4	0.53	2:02	3:00	合格	286	478	694	21.70	25.10	33.23	>500

* 不用分解炉。

(二) 烧煤分解炉的煅烧试验

1. 概况

烧煤分解炉的试验，首先遇到的问题，是煤粉在分解炉内着火燃烧问题。在试验开始的一段较长时间内，分解炉用的燃烧空气是由窑头抽取的，温度可达500~600°C，含氧量在14%左右。遇到的第一个问题是：在不下料的情况下，煤粉虽然燃烧的慢一些，但还是能够在900~1000°C之间稳定燃烧的；当分解炉内下料时，特别是当物料不能很好分散时，很容易把火打灭。烧煤分解炉比烧油分解炉除着火燃烧困难外，由于煤粉燃烧速度慢，还容易出现煤粉在分解炉内不能完全燃烧的现象。特别是当燃烧不稳定时，有部分煤粉就会跑到四级预热器内去燃烧。造成整个预热器系统温度上升，出现下料管堵塞的现象。

第二个问题是：由于煤灰分的存在出现了结皮现象，特别是当炉壁附近出现1000°C以上局部高温时，尤为严重。

第三个问题是：分解炉掉料问题。由于三级预热器物料是靠自重进入分解炉内的，当物料在分解炉内分散程度不好，不能被气流带走时，即由炉底部流出，造成碳酸钙分解率低和燃烧不稳定，影响分解炉的正常操作。

总之，我们所做的几十次设备改进和全流程试验，都是围绕这三个问题而进行的。当这些问题得到基本解决后，采用第一、

第二两种型式的分解炉，在控制分解炉底部温度在900~950°C，顶部温度在800~850°C，炉内平均风速为3.5~6.5米/秒左右的条件下，煅烧首都水泥厂生料时，入窑碳酸钙分解率达到了60~70%，窑的平均小时产量达到了140~150公斤，使窑产量提高了60%左右。当煅烧本溪工农兵水泥厂生料（矿渣配料比普通生料好烧）时，入窑碳酸钙分解率达到了70%左右，窑的平均小时产量达到了180~190公斤。

在采用第三方案分解炉时，在控制预燃室温度950°C左右，分解炉底部温度850°C左右，顶部温度900°C左右，炉内断面风速为6米/秒左右的条件下，煅烧松江水泥厂生料时，入窑CaCO₃分解率达到了75%左右，窑的平均小时产量达到了160公斤，提高了78%。

与大同煤相比，本溪水泥厂和松江水泥厂生产用煤的灰分虽然高一些，热值低一些，但在分解炉的操作上取得了相似的结果。

试验所用的煤粉及生料化学成分如下：

煤 粉 工 业 分 析

表 1-7

	细 度 (4900孔/厘米 ² 筛余)	水 分 (%)	挥 发 分 (%)	灰 分 (%)	固 定 碳 (%)	低 热 值 (千卡/公斤)
大同煤	10~11	1.30	28.94	12.89	56.87	7000
本溪水泥厂煤	8~9	2.36	30.28	21.77	45.59	5100
松江水泥厂煤	9~12	6.57	37.72	16.53	39.18	5542

生 料 化 学 成 分

表 1-8

	烧 失 量	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	K ₂ O	Na ₂ O	合 计
首都水泥厂生料	34.12	14.12	3.59	3.04	41.17	1.48	1.17	0.19	98.88
本溪水泥厂生料	29.65	12.72	2.92	2.94	47.16	2.64			98.03
松江水泥厂生料	34.20	14.01	3.56	3.90	42.11	1.12	0.51	0.29	99.70