

国外水泥工业生产工艺的 技术改革

国家建筑材料工业总局技术情报标准所

1978年7月

前 言

为了配合现有大中型水泥厂的技术改造，赶超世界先进水平，现将国外水泥工业生产工艺的技术改革资料整理汇编出来，供读者参考。

如有错误之处，请批评指正。

——编 者

1978.6

目 录

前 言

一、窑外分解技术的发展与应用

二、一台多波尔窑在提高产量方面的改

三、关于湿法窑改造问题

四、粉磨系统

五、熟料却冷机的改革

六、快速烘干机

七、袋式收尘器的改革

八、生料连续式搅拌仓

九、熟料仓

十、水泥厂的面貌与平面布置

一、窑外分解技术的发展与应用

1. 窑外分解技术和新法烧成

近几年窑外分解发展很快,已被公认它是七十年代能够成倍地增加水泥产量的新技术。那么它出现的原因和主要优点是什么呢?这要从水泥回转窑的发展上加以分析。回转窑的能力,在三十年代和四十年代的20年间并没有多大发展,停留在日产3~4百吨熟料的水平上。从五十年代开始到六十年代末的20年间才有了比较迅速的发展,湿法和半干法窑到六十年代中后期已达到日产3600吨,悬浮预热器窑则超过了4500吨/天。窑的直径也已超过6米,甚至达到7米。但是,窑直径加大后砌砖比较困难,窑烧成带的截面热负荷也由以前的 $2 \sim 3 \times 10^6$ 千卡/米²·小时提高到 $5.5 \sim 6$ 千卡/米²·小时。增大窑直径又使窑胴体变形加大。由于这些原因,使回转窑烧成带的衬料寿命大大降低了。例如,一台4米直径的窑可以运转一年半,而6米直径的窑就只能运转半年,窑的运转周期与窑直径的平方成反比。因此,到六十年代后期水泥回转窑向大型化方面发展,受到了窑直径和烧成带热力强度的限制。在日本,由于设备的大型化速度较快,又采用强化煅烧,但耐火材料的质量不如西欧好,所以这个矛盾就更加突出,这也就是为什么窑外分解技术在日本出现得最早,发展得最快的主要原因之一。窑外分解是将50%以上的燃料从分解炉中加入煅烧系统内,这就大大地缩小了窑的直径和长度,降低了烧成带的截面热负荷,甚至降到 3×10^6 千卡/米²·小时左右,克服了上述两个主要矛盾。这也就是窑外分解的两个主要优点。所以自从1972年以来,分解炉窑的生产能力

突破了日产4000吨的极限,仅5~6年的时间就达到了日产8000吨以上,正在向日产10000吨的方向发展(见图1)。大型窑的运转率也由57%上升到85~90%。

至于今后烧成工艺还将向哪个方向发展,现在还难以断定,国外有人(如捷克的B.Beck等)认为,从目前来看,将生料的预热,分解和烧成分开在三个不同的设备中进行是合理的,在今后的一段时间内将逐步普及这种所谓三级煅烧工艺,窑的生产能力到本世纪末一般都将达到日产6000~10000吨的规模(目前为2000~4000吨)。回转窑虽然在物料输送和传热方面都不理想,

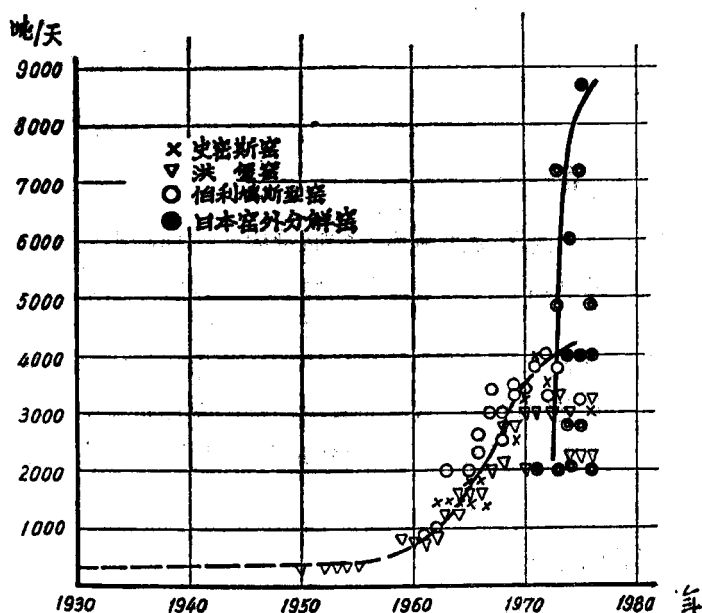


图1 窑生产能力在采用窑外分解技术前后的发展情况

但由于它运转稳妥可靠，在短时间内取消不了，它仍将是水泥熟料的主要烧成设备。

在新烧成工艺的研究方面，近几年由于忙于窑外分解技术的研究，它的发展速度减慢了。在悬浮烧成和沸腾烧成方面还未见到有什么进展。据日本的福田先生讲，悬浮烧成，由于物料颗粒接触的机率小，高温反应慢，不太容易成功。沸腾烧成因高温高压的气体难以产生也受到限制，同时热耗也比较高，但它比悬浮烧成更容易实现一些。除此之外还有如东德研究振荡烧成，苏联等国研究用加速电子束，加速离子束煅烧水泥，这些还都停留在试验室研究阶段。近年来也还有研究改变熟料的化学和矿物组成，采用1350℃以下的低温来煅烧水泥，特别是用一些劣质原料和燃料，在较低的温度下烧制胶凝材料，对节约热能和充分利用自然资源有很大意义。

2. 窑外分解的几种类型

窑外分解窑按气体流动方式可分为三种基本类型⁶⁾(见图2)：

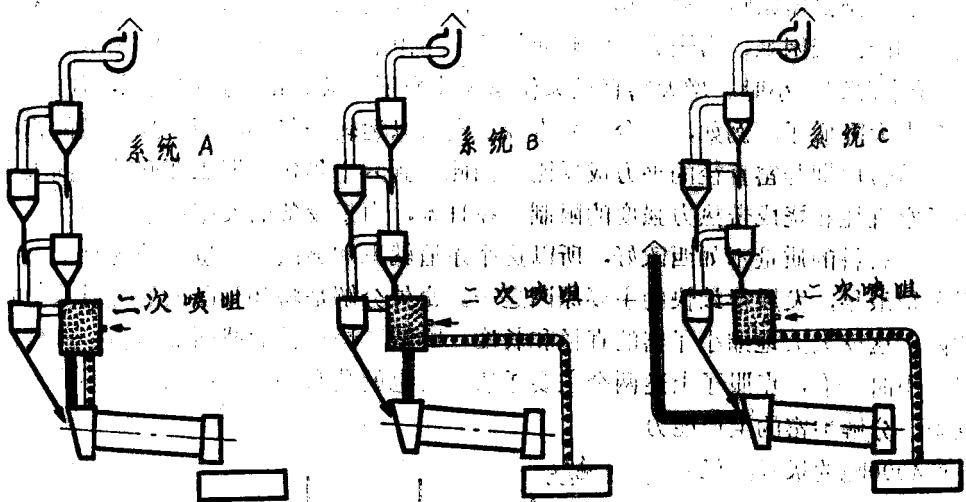


图2 窑外分解窑的基本类型

(1) 系统A

它是将普通的悬浮预热器窑通过安装燃烧喷嘴实现窑外分解，燃烧喷嘴可以装在旋风筒的进气室中，也可以装在窑与第Ⅳ级旋风筒之间的经过改造了的连接管道或者分解室中，这里的燃烧喷嘴所需要的二次空气全部由窑内供给(见图2中的系统A)。这种系统比较简单，省掉了由冷却机至分解炉的二次风管，窑与分解炉的操作控制比较容易，但是由于全部空气都由窑内供给，烧成带的过剩空气过大，窑径的减少，烧成带热负荷降低程度等都受到一定限制，目前这种窑分解炉内的燃料用最高达到50%，窑的单位容积产量最高的达到157公斤/米³·小时，略低于有二次风管的窑。

(2) 系统B

它是将冷却机中的热风通过窑外的二次风管引到分解炉中，并在分解炉前或分解炉内与窑尾废气混合作为分解炉内燃烧喷嘴的二次空气(图2中的系统B)。这种系统二次风不从窑内通过，

分解炉内的燃料用量可以达到60%，烧成带热负荷可以降低，有利于延长烧成带的衬料寿命。但是，这种系统多了一条二次风管，窑的操作控制也复杂了一些。窑尾废气进入分解炉，降低了分解炉内气体的含氧浓度，不利于燃料的充分燃烧。

(3)系统C

这种系统是将冷却机的热风通过窑外的二次风管引进分解炉，并通过整个预热器系统。窑尾废气单独加以利用(图 2 中的系统C)。这种系统既能降低窑内烧成带的热负荷，又能保证分解炉内的含氧浓度，有利于燃料燃烧，当然也必须有二次风管，窑的操作控制也复杂一些。对窑尾废气的利用也有三种方式⁶⁾(见图3)，一种是将窑尾废气从分解炉的后面加到系统中，与出分解炉的气体混合一起进入四级预热器系统(如图 3 中的方案 1)。第二种是窑尾废气不与出分解炉的废气混合，单走一个预热器系列(图 3 中的方案 2)。这个系统在开窑或不需要太高的产量不用分解炉时可以只用窑尾废气这一系列的预热器，即变成了普通的悬浮预热器窑。第三种方式是不利用出窑废气预热生料，将它冷却除尘后放走，或者做其他用途。在采用高碱原料煅烧水泥时可以采用这种方案(见图 3 中的方案 3)。

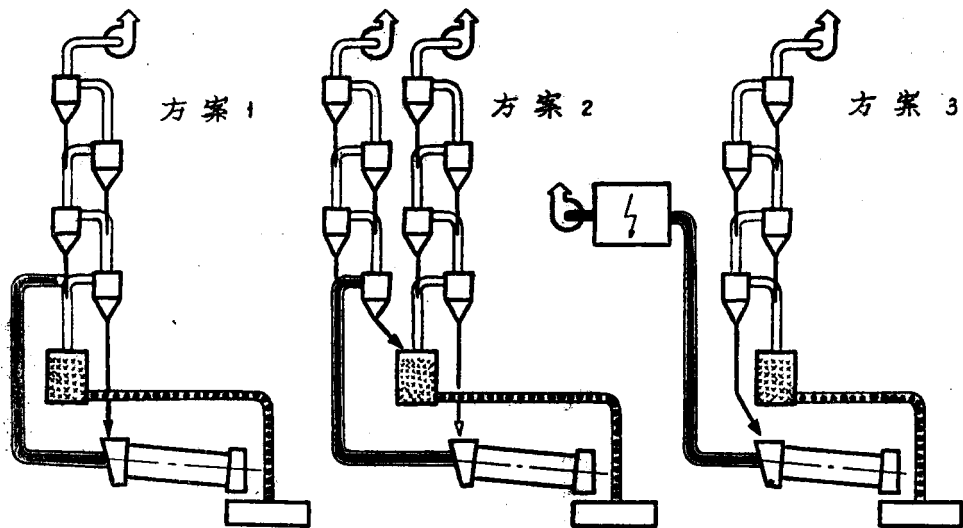


图3 出窑废气的几种利用方式

3.几台分解炉窑的生产情况⁷⁾

(1)二次风全由窑内通过的Prepol型分解炉窑

表 1 是三台Prepol型的分解炉窑的具体尺寸。三台分解炉所用二次空气都由窑内通过。两台 Ø4.8米的窑带多筒式冷却机，一台 Ø4.0米的窑带回转炉篦子式冷却机。分解炉的燃料用量分为 30%、40%、50%三级进行调节。三台窑都选用易烧的生料，生料的硅酸率为 2.5~2.75，铝氧率为 1.4~2.0，熟料的石灰标准度

$$\left(KST = \frac{100 \cdot CaO}{2.80SiO_2 + 1.18Al_2O_3 + 0.65Fe_2O_3} \right)$$

在88和93之间。按Lea计算，在1400℃下的液相量在25~28%的范围内。熟料中碱含量为K₂O约1%，Na₂O0.1~0.3%，SO₃含量在0.9~1.3%之间。窑与分解炉都以重油为燃料，油的热值为40200千焦耳/公斤(9600千卡/公斤)油的含硫量较高，3.82~4.05%。

一般的生产情况：在使用CaCO₃含量波动的标准偏差S = ±0.2%以内的正常生料时窑况非常稳定，当生料成份有较大的波动，尤其是能引起熟料结粒发生较大变化的那种波动时，也同普通的水泥窑一样会干扰窑的正常煅烧。

三 台 窑 的 主 要 参 数				表 1
	1 号 窑	2 号 窑	3 号 窑	
窑的规格(米)	φ4.0×65	φ4.8×60	φ4.8×60	
预热器	多波尔型4级	多波尔型4级	多波尔型4级	
冷却机型式	回转炉篦子	多 筒	多 筒	
冷却机规格(米)	3.0×29	φ2.2×24.9 九个筒	φ2.2×24.9 九个筒	
设计熟料产量(吨/天)	2200	3000	3000	
实际熟料产量(吨/天)	2300×2500	3000~3100	3000~3100	

窑进料端和预热器下部的结皮现象明显地减少了，虽然由原料和燃料带进来比较多的硫，但没有出现干扰性的难以清除的结皮。回转窑内的结窑皮情况总的看来也减少了。

分解炉窑的开停窑规程一般都与普通回转窑相同。只是在由于生产故障使烧成带的温度过低时才建议让窑先运转一个短时间，待窑的温度上升以后再点燃分解炉。

分解炉的开停都没有问题，这里通常是采用固定分解炉内的燃烧量，如果需要时以改变窑头的用油量进行调节。分解炉区域内不结皮。

几个特殊的关系：

在熟料粒度与生料分解率之间并没有找到明确的相互关系，但是，从几个试验结果上可以说

明分解炉内的燃料用量越多熟料粒度越细。

碱和硫的吸收值与分解率也没有关系。

为了降低出预热器废气中的一氧化碳含量，出分解炉的气体中过剩氧气的含量不能低于某一个最低极限，当氧含量在2.0~2.5%时，出预热器废气中的一氧化碳含量在0.1~0.15之间。

熟料中的游离石灰含量在0.4~1.46%之间，生料分解率与游离石灰含量之间没有明确的相互关系。当分解炉内的燃料用量为50%时熟料的游离石灰含量为0.7~0.9%。游离石灰含量的多少也与普通的水泥窑一样主要是取决于生料的化学组成、易烧性和熟料的煅烧程度。

图4为生料在入窑处的分解率和为达到该分解率所需要的生料温度之间的关系。图中除了说明两者之间成正比关系外，还能看出不同生料粉之间的等级差别。例如，在同样的温度下2号窑的生料就能达到较高的分解率，这种物料特性可用于控制所要达到的废

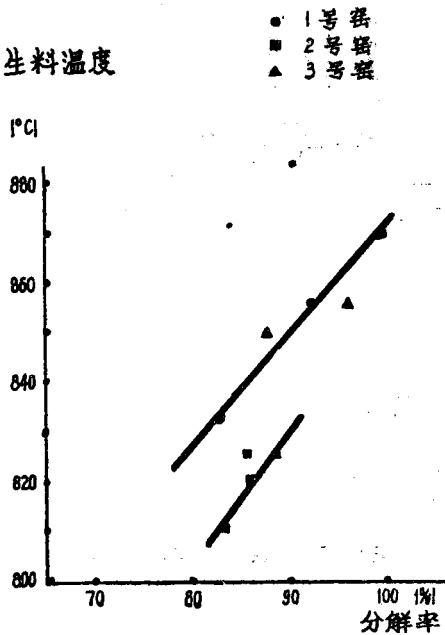


图4 入窑生料的分解率与物料温度间的关系

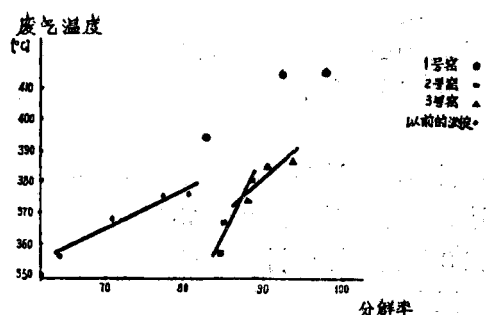


图5 分解率与出预热器废气温度间的关系

气温度。

窑外分解窑的废气温度与很多因素有关，除了上述的生料特性外，入窑生料的分解率，废气的 CO 含量，预热器的保温程度，以及熟料的粒度等都有影响。熟料粒度越细，因二次空气带入的粉尘的作用火焰就越长，从而造成窑尾和出预热器的废气温度都过高。总的说来，窑外分解提高了废气温度，分解率越高，废气温度提高的程度也就越大，如图 5 所示。但在同样的分解率下，不同窑的废气温度也有很大差别。

熟料的热耗与很多因素有关，其中也与废气温度有关，废气温度又与分解炉中的燃料用量有关，例如在一台窑上，当分解炉中加入的燃料量约占 30% 时，热耗为 3266 千焦耳/公斤 (780 千卡/公斤熟料)，当燃料用量为 50% 时，热耗为 3433 千焦耳/公斤 (820 千卡/公斤熟料)。

(2) 三台使用二次风管的分解炉窑的生产经验⁸⁾。

设备情况

日本德山曹达水泥厂有三台相同规格的水泥窑，窑的转数和斜度是以相同的生料粉断面负荷为基础加以确定的。三台窑都使用富勒式水平推动炉篦子冷却机，并通过调整冷却机宽度来消除产生的空气漏洞。1 号窑用拉链机输送漏下的细熟料，2 号和 3 号窑用板式输送机输送细料，并装有双路锁闭闸板。1、2 号窑带四级多波尔预热器，3 号窑为带四级预热器的石川岛播磨公司产的水泥窑。1 号窑安装了川崎重工业公司的 KSV 型分解炉，2 号窑安装了三菱重工业公司的 MFC 型分解炉。这两台窑都是在原有悬浮预热器窑的基础上安装窑外分解炉的。分解炉内的燃料用量占 20%，窑的熟料产量也提高 20%。3 号窑是按照石川岛播磨公司的 SF 法新建的，分解炉内的燃料用量占 60%，熟料产量也比较高，具体数据见表 2。

三 台 窑 的 技 术 数 据

表 2

窑 别	1 号 窑	2 号 窑	3 号 窑
窑的产量	4200 吨/天	4700 吨/天	7200 吨/天
直径和长度	5.7×110 米	5.7×110 米	5.7×110 米
斜度和转度	3/100 最大 1.8 转/分	3/100 最大 1.8 转/分	4/100 最大 3.5 转/分
预热器数与直径:			
1 级旋风筒	4×3.6	4×4.32	4×5.00
2 级旋风筒	2×5.7	2×6.98	2×6.94
3 级旋风筒	1×8.2	1×6.67	2×7.60
4 级旋风筒	2×6.5	2×6.98	2×7.50
分解炉	1×2.3	1×4.50	2×7.50
冷却机	I H H H	I H H	I H H
宽和长宽(英尺)	14×32—16×27—16×27—16×31	14×30—14×40—14×49	14×30—14×51—14×51
冷却面积(米 ²)	170	154	172
转筒烘干机			
直径和长度(米)	5.5×50	5.5×50	6.0×55

注: I——倾斜 H——水平

大型悬浮预热器窑的工作条件

一般大型窑的可靠性比小型窑差一些，不仅在机械方面是这样，在耐火砌衬上也是如此。1号窑投产初期经常停窑，这一事实也符合上述一般规律。但当时这台窑还是世界上最大的悬浮预热器窑，所以事故主要是由于缺乏经验所造成的。

1号窑的利用率开始时只有70%，以后逐步提高了，目前已超过85%。所谓利用率是以运转时间和整个时间的比例来表示，其中扣除由于销售原因造成的停窑时间。2号窑的运转率比其它两台窑高，因为在建窑时就吸取了1号窑的经验。然而在3号窑上尽管衬料的寿命比较长和停窑的次数比较少，但是运转率却又低下来了，这就表明要克服大型窑上的缺陷还需要较长的时间。

减少停窑的措施

表3为近三年来造成停窑的故障次数百分数。这些故障主要是由大型冷却机、砌衬、电气装备和鼓风机等引起的。

各种设备造成停窑故障的百分率

表 3

设 备	故 障 次 数 (%)
熟 料 冷 却 机	24
窑 的 砌 衬	16
烘 干 机 与 输 送 设 备	14
窑	11
预 热 器	8
电 气 装 备 与 风 机	27
合 计	100

为了改善工作条件采取了下列措施：

- (1) 确定操作规程；
- (2) 完善仪表和警报系统，包括计算机控制系统；
- (3) 定期的和系统的检查；
- (4) 系统地进行润滑；
- (5) 建立一个技术监察组，用以检查和防止事故，改善设备运转情况，这个小组还应搜集整个水泥厂内的所有有价值的。

电气设备与鼓风机

这些设备上的事故发生在电动马达，电收尘器和鼓风机上。它们的故障率分别是40%、34%和26%。

电动马达大多数是由于小的毛病和过载所引起的。定期检修和更换备件可以减少故障次数。

电收尘器上的事故主要有以下几个原因：

- (1) 由于局部放电损坏电晕极；
- (2) 由于振抖使电晕极发生磨擦和振动损坏；
- (3) 气体温度或粉尘浓度发生迅速变化。

电收尘设备的电气故障率可以通过定期的检查，更换和加固电极装置，以及通过转筒烘干机的湿度和温度控制得到改善。

鼓风机上的故障多发生在预热器的排风机上。主要是通过加固底座消除振动，修理叶轮和

定期清除积灰等方法来加以克服。

熟料冷却机

大型熟料冷却机上的问题主要是篦子板的使用寿命较短，这是由于它的材质，尺寸和工作方式所引起的。小颗粒的高温熟料，通常称为红流，经常集中于篦子的一侧。由此造成篦子板的损坏可以通过鼓进高压冷风的方法予以减弱，另外还可以通过一个宽度控制系统防止熟料的再分离，和通过选择良好的材质和尺寸制作篦子板等措施减少这种损坏。

关于篦子板的材质问题，从八年来的使用经验中得出，有两种高耐磨铸钢适用于装在关键的区域上：SCH11含24~28%的铬和4~6%的镍，SCH13含24~28%的铬和11~14%的镍，以及高铬含量的铸铁。目前高温区篦子板的使用寿命已达6~8个月。

耐火材料

一般大型窑耐火材料的使用寿命较小型窑低，而在同样直径的窑上耐火材料的使用寿命又与操作条件有很大关系。下列因素都影响使用寿命：

- (1) 单位截面积热负荷；
- (2) 停窑次数；
- (3) 火砖的质量和尺寸；
- (4) 窑皮的牢靠性；
- (5) 生料化学成分包括碱，氯化物和硫酸盐的变化情况；
- (6) 操作条件的改变。

开窑时的升温 and 停窑时的冷窑

图6为耐火材料单位消耗量与单位截面积热负荷和停窑次数间的关系。可以看出。当通过增加分解炉内的燃料用量来降低单位截面积热负荷或者降低停窑次数时，耐火材料的使用寿命能得到显著的改善。

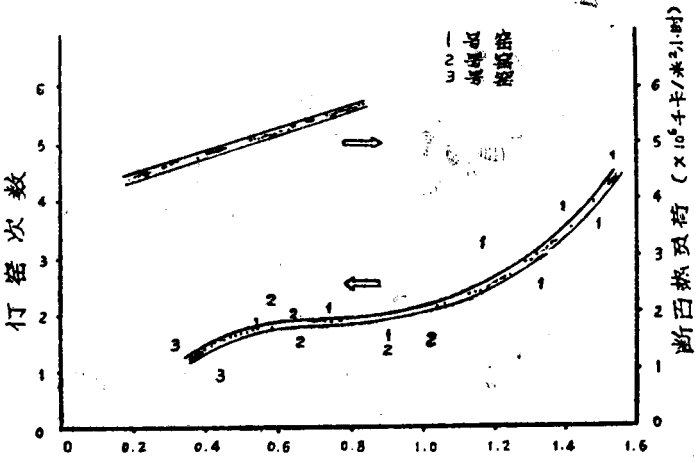


图6 耐火材料的单位消耗

图7为在最近三年内每台窑在不同带内的耐火材料检修时间。各带火砖的使用寿命差别很大，大型窑上出料端的火砖更换次数最多。1号和2号窑上过渡带的衬料寿命比烧成带短，在3号窑上并未发现过渡带有什么特别易损坏的现象，这是因为窑内的热负荷较低，而在出料端和窑头的衬料寿命却很短。

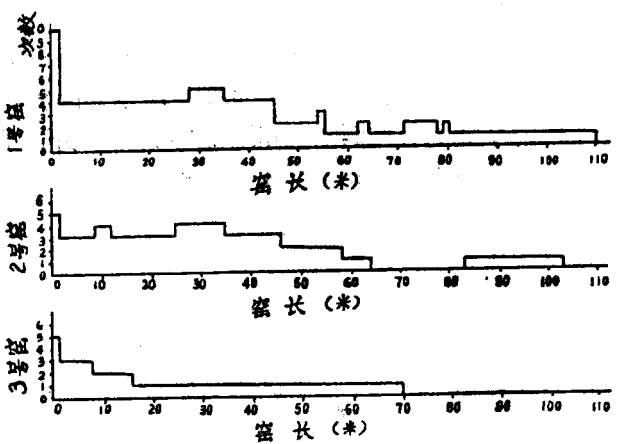


图7 近三年内的更换衬料时间

二、一台多波尔窑在提高产量方面的改进⁹⁾

西班牙蒙卡达 (Moncada) 水泥厂有一台直径4米长60米的多波尔窑，带有 2.4×21 米的回转炉篦子式冷却机，为了将该窑的熟料日产量由1300吨提高到1800吨进行了一系列的技术改进。下面简要地介绍一下改进的方法和改进前后的生产数据，其中主要是分析一下预热器系统管道断面的扩大以及对生产情况的影响。

1. 改进方法

(1) 预热器

预热器的改变最大。图8为预热器系统的改进示意图，图中虚线是放大后的情形。在原有设备上第Ⅱ和第Ⅰ级(最上1级)之间只有一根气体上升管道，现在改为如图8所示的那样两根分别通向两个旋风筒的独立管道。收尘器、旋风筒、进出风管直至排风机都完全更换了，其它部分则只是扩大了管道断面，去掉了部分火砖。

表4为改进前后的预热器尺寸，表5为改进的前后管道断面积。更换了预热器后面的排风机，排风量由每秒60立方米提高到每秒100立方米，在 350°C 下总风压由628毫米水柱提高到874毫米水柱。

(2) 窑

更换了减速机，窑的转数由每分钟2转提高到每分钟3.58转。窑体最后的4.5米作了如图9所示的改变，借以扩大下料溜子处的窑节断面和尽可能避免粉料倒流到预热器中。密封装置也做了相应的修改，用气压缸代替弹簧进一步改善了密封效果。

(3) 冷却机

回转炉篦子式冷却机的尺寸为 2.4×21 米，各风室分布情况如图10所示。为了提高风速又更换了风机转子，各种数据见图10。

由于风机压力加大了篦子板必须固定。

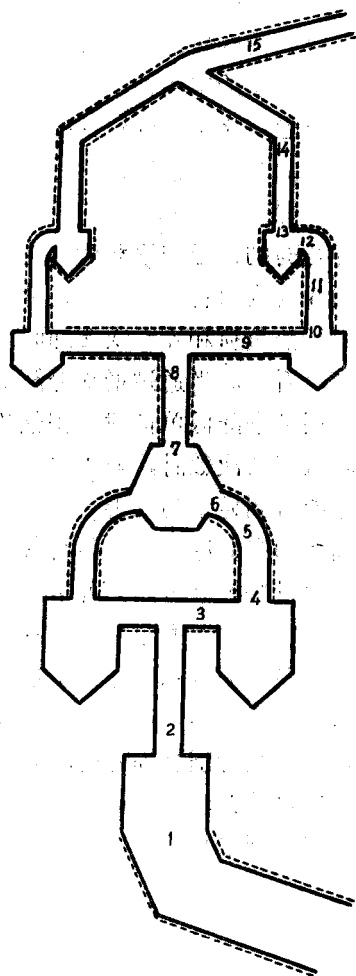


图8 预热器系统的改进情况

旋 风 筒 的 尺 寸

表 4

第 1 级	多波尔 1300	多波尔 1800	第 2 级	多波尔 1300	多波尔 1800	第 3 级	多波尔 1300	多波尔 1800	第 4 级	多波尔 1300	多波尔 1800
旋风筒数	2	2	旋风筒数	2	2	旋风筒数	1	1	旋风筒数	2	2
D(毫米)	3920	4440	D(毫米)	4000	4000	D(毫米)	5860	5860	D(毫米)	4500	4500
H	2.49D	2.46D	H	1.86D	1.85D	H	2.34D	2.34D	H	1.81D	1.81D
h	0.80D	0.74D	h	0.65D	0.60D	h	0.54D	0.54D	h	0.71D	0.71D
A	0.41D	0.41D	A	0.45D	0.54D	A	2×0.39D	2×0.39D	A	0.44D	0.51D
B	0.27D	0.27D	B	0.30D	0.30D	B	2×0.20D	2×0.20D	B	0.29D	0.29D
d	0.51D	0.50D	d	0.50D	0.50D	d	0.43D	0.43D	d	0.50D	0.50D
S	0.57D	0.52D									
Fi/Fo	1.84	1.77	Fi/Fo	1.50	1.24	Fi/Fo	1.03	1.03	Fi/Fo	1.52	1.31

注：H 为旋风筒总高度；D 为旋风筒的有效内径；h 为圆柱体部分高度；A 为进风区高度；B 为进风区宽度；d 为中间出风管直径；e 为中间出风管长度；e 为出料管内径；Fo 为进风口表面积；Fi 为出风口表面积

上 升 风 管 尺 寸

表 5

测点号	多波尔1300断面积(米 ²)	多波尔1800断面积(米 ²)	测点号	多波尔1300断面积(米 ²)	多波尔1800断面积(米 ²)
1	3.15	3.98	9	2×2.10	2×2.54
2	5.50	5.50	10	2×3.14	2×3.14
3	2×2.61	2×3.04	11	2×2.57	2×3.14
4	2×3.98	2×3.98	12	2×1.69	2×2.17
5	2×2.65	2×3.02	13	2×3.14	2×3.80
6	2×2.62	2×2.62	14	2×1.45	2×2.01
7	5.40	5.40	15	3.02	4.15
8	3.77	4.97			

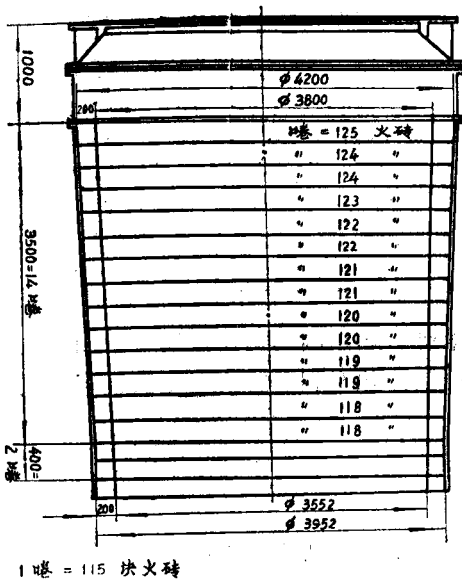


图9 窑尾靠预热器部分最后4.5米的改变情况

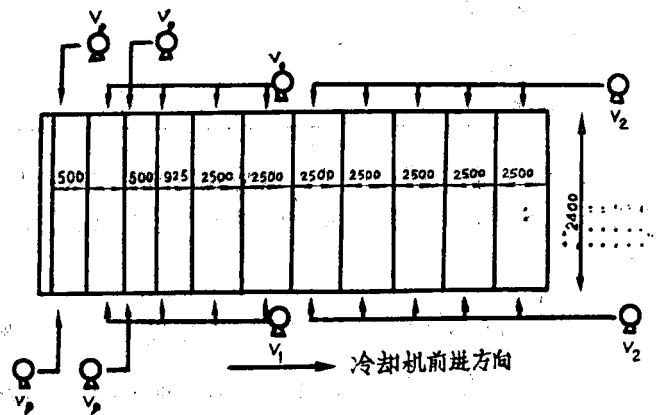


图10 冷却机各室的分布及风机数据

图 10 中的有关数据

	单	位	多波尔1300	多波尔1800		单	位	多波尔1300	多波尔1800
脉冲式风机(4)					后风机(2)				
风量	米 ³ /秒	20℃以下	5.6	6.7	风量	米 ³ /秒	20℃以下	6.3	未改变
总风压	毫米水柱		350	535	总风压	毫米水柱		126	
T. P.	毫 米		1940	2400	T. P.	毫 米		1430	
功率消耗	马 力		33	63					
离心风机(2)					收尘用风机				
风量	米 ³ /秒	20℃	13.8	16	风量	米 ³ /秒	20℃	65.3	
总风压	毫米水柱		228	303	总风压	毫米水柱		120	
T. P.	毫 米		1220	1420	T. P.	毫 米		513	
功率消耗	马 力		53.5	85.5	功率消耗	马 力		359	

(4)其它改变项目

加大了出冷却机的熟料输送设备的能力，加高了增湿塔高度，扩大了窑尾废气收尘设备的容积，另外还安装了一台Elcx型收尘器，并更换了收尘器风机。

2.改进前后生产数据的比较

表 6 的数据为该窑在改进前后正常运转时的 平均值。提高冷 却机 的效率后热耗 有很大的降低。这主要是由于将硅酸率从 3 降到2.5，进一步缩小了熟料的粒度，料 层变得 紧密了，克服了风洞的出现，使冷却机能更好地工作。

改进前后生产数据的比较 表 6

	单	位	多 波 尔 1300	多 波 尔 1800
窑	米		4×60	4×60
单位容积产量	吨/天·米 ³		2.1	2.95
单位截面积热负荷	×10 ⁶ 千卡/小时·米 ²		4.5	6.1
热耗	千卡/公斤·熟料		860	825
冷却机	米		2.4×21	2.4×21
单位面积产量	吨/天·米 ²		25.8	35.7
冷却效率	%		50	64
出冷却机熟料温度	℃		160	190
火砖消耗	公斤/吨·熟料		0.4	0.4

虽然窑的热负荷提高了，但是火砖的使用寿命几乎未受影响，因为窑皮厚度一致而且均匀。目前正在预热器上安装窑外分解设备，它会改善窑的工作条件和有利于解决在下料溜子上的粘料问题。

3.悬浮预热器内物料和温度损失的变化

为了确定改造后压力，速度和温度损失的变化情况进行了一系列测定工作。所给出的数据都可以代表正常操作情况(窑和预热器内无结圈，负荷正常)下许多测值的平均值。所有的气体压力和温度值都是在下料点下面紧靠旋风筒出口处测定的。流速是根据每个测点的实际流量换算的。

(1) 气体温度分布

图11为改造前后各级旋风筒出口处的气体温度和上下相邻两极间的热梯度。比较改造前后各级间的热梯度，可以看到，第三级(逆流)预热器的热交换作用随着这一级出口气体温度的提高而

显著减弱了，在第四级中的热交换明显提高了，第一级(最上面一级)中的热交换也减弱了。在逆流一级中热交换作用的减弱说明，这种改造趋向于消除部分的逆流作用。第四级热交换作用的加强是由于窑内的强化煅烧提高了窑尾温度造成的。第三级出口处的温度与以前的相同。第一级热交换的加强，是由于第二级热交换作用的减弱，而又提高了入口温度造成的。

在两种设备情况下的物料温度一般较相应级出口处的气体温度低20或30℃，逆流式预热器除外，在这里是比气体温度高40~80℃。

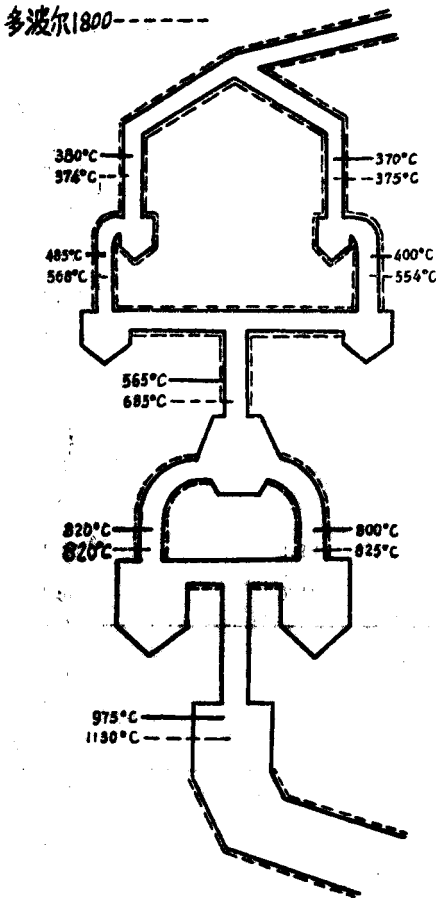


图 11 中的 数 据

	多 波 尔 1300 ℃	多 波 尔 1800 ℃
溜 子 第 四 级	165	370
第 四 级 第 三 级	245	138
第 三 级 第 二 级	93	124
第 二 级 第 一 级	98	186

图11 预热器的出口气体温度，各级间的温度梯度

(2) 速度和压力降

图12为在两种设备情况下各级出口处的正常压力降，以及旋风筒进口和气体管道中的流速。

气体流速与多波尔窑1300比较，一般只有少量增加。下料溜子处最小断面上的流速(31.5米/秒)已十分接近极限值的范围。表 7 列出了每一级上的压力降和 循环阻力系数(K)，该系 数用下列的比例来表示：

$$\frac{\text{压力增加(毫米水柱)}}{\text{通风量}^2(\text{米}^3/\text{秒})}$$

压力降是从一级的出口到下一级的出口间测定的，为此旋风筒和它的进口管道中的压力降是单独测定的。

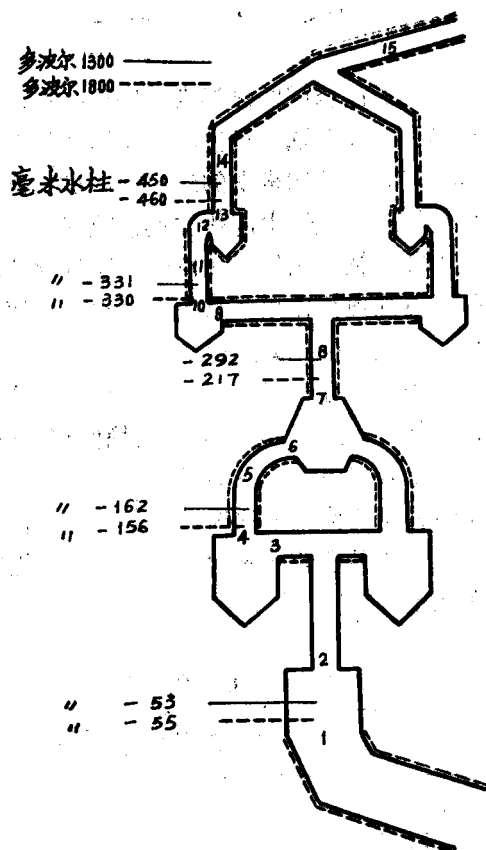


图 12 中各点的流速值

测 点	多 波 尔 1300 (米/秒)	多 波 尔 1800 (米/秒)
1	29.1	31.5
2	—	—
3	19.6	23.2
4	—	—
5	17.2	18.8
6	17.8	22.0
7	—	—
8	19.3	20.8
9	17.4	20.4
10	—	—
11	13.0	14.8
12	20.6	22.6
13	—	—
14	21.9	18.4
15	21.0	18.8

图12 预热器中的压力损失和流速

阻力系数与压力损失(毫米水柱)

表 7

	多 波 尔 1300		多 波 尔 1800	
	ΔP	K	ΔP	K
溜 子——第四级	109	0.013	101	0.0071
第四级——第三级	76	0.01125	58	0.0049
第三级——第二级	94	0.0194	117	0.0122
第二级——第一级	110	0.0261	125	0.017
预热器中的总压力	389		401	

表中: $K = \text{循环阻力系数} = \frac{\Delta p}{Q^2}$;

$Q = \text{通风量}(\text{米}^3/\text{秒})$;

$\Delta p = \text{毫米水柱}$

图13为各级的阻力曲线,纵座标为压力降,以毫米水柱表示,横座标为通风量的平方,以米³/秒表示。由于管道断面的扩大,各级的阻力都减少了,整个预热器系统的总压力降只有少量地增大,在每一级中的压力降都与多波尔窑1300时的相当。

从现有预热器系统中的压力降表明,新的风机

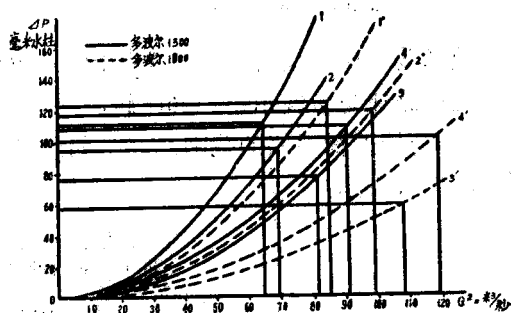


图13 预热器各级中的阻力曲线

太大了，因为预热器断面改变后获得了较大的压力降。

在下面的三级中只扩大了风管直径，旋风筒保留不变。这样，可以预料由于风管的变化，预热器的功率消耗会有很大的降低，旋风筒对1300吨/天的窑来说显得有些大了。

升上风管与旋风筒之间的尺寸比例

表 8

	多 波 尔 1300	多 波 尔 1800
第二级旋风筒直径 } 第二级旋风筒进风管直径 }	4/1.78 = 2.25	4/2.15 = 1.86
第二级旋风筒直径 } 第三级旋风筒进风管直径 } 通向第二级	4/2.19 = 1.83	4/2.516 = 1.59
第三级旋风筒直径 } 第四级旋风筒进风管直径 } 通向第三级	5.86/1.84 = 3.18	5.86/1.96 = 2.99
第四级旋风筒直径 } 第四级进风管直径 }	4.5/1.96 = 4.30	4.5/2.3 = 1.96

表 8 为两台窑的旋风筒直径与风管直径的比例。这里列出了旋风筒直径与每个设备进口处风管直径的比例。第一级旋风筒没有考虑在内，因为如上所述它已经完全改变了。

在最近建立的一台日产3000吨熟料的多波尔窑上，预热器按图 5 绘出的方法放大。其中放大了风管，弯管、缩小部分、扩大部分和小旋风筒等都做成最佳的形状借以降低压力损失。

很明显，一套预热器的本底之处主要就在于风管的设计和尺寸的确定不合理。因此可以说，一台日产1300吨多波尔预热器旋风筒的尺寸可以设计的比这里所给的尺寸要小一些。

(3) 预热器的工作情况

1300预热器所达到的分解率以烧失量计算始终是很高的，接近60%左右。在目前的1800预热器上其平均值也达到了这一数值。因此可以说，两台预热器的效率是相似的。

预热器出口处的粉尘排出量也没有太大的增加。改造之前一般的数值为熟料的 9 %和12 %之间，现在的数值为11~12 %。

在原有设备上下料溜子结皮经常造成第四级旋风筒的堵塞。改造后提高了窑尾温度，本来会增大结皮危险，但是，由于一种碱含量低于 1 %的原料代替了碱含量为 3 ~ 4 %的砂质原料，降低了碱的挥发量，削弱了结皮作用。另一个很主要的因素是将硅酸率 SM 由 3 降到2.5。

三、关于湿法窑改造问题

近十多年来，由于能源危机的出现和发展，燃料价格不断上涨，特别是石油更加突出，这就迫使水泥工业也面临一个如何进一步节约能量、降低产品成本和利用低质燃料，特别是劣质煤的问题。因此，就水泥生产方法的发展趋势来看，总是向干法生产方向发展。新建厂几乎全都是干法厂，仅在一些原料含水量很高、粘性大和含碱量高的地方才建少数湿法窑，如哥伦比亚、加蓬、古巴等国。现有的湿法厂也结合老厂改造逐步地改为用于干法窑生产的水泥厂。

1. 干、湿法生产的比较¹⁰⁾

从国外的发展情况来看，湿法窑仍停留在六十年代中期的水平上。自从出现了 $\varnothing 7.0 \times 230$ 米、日产熟料3600吨、熟料热耗1300千卡/公斤的湿法长窑以后没有什么进展，而干法窑则从悬浮预热器窑发展到分解炉窑，单机日产量突破了4000吨。在对两种方法进行对比时应以现代化的国际先进水平为基础。

干法生产的主要优点之一是热能消耗低，一般分解炉窑在800千卡/公斤熟料左右，而湿法窑则达1300千卡/公斤熟料，即每公斤熟料的热耗干法窑比湿法窑低500千卡，相当于生产每吨水泥少用70公斤标准煤。

在电耗方面，干法粉磨的电耗约比湿法粉磨高30%左右。但是在钢材磨耗方面干法磨又比湿法磨低60~70%。

在生料处理方面干法比较复杂，需要有原料的预均化堆场和空气搅拌仓，原料水分大（超过12%）时要安装烘干用的热风炉。湿法对生料的制备和均化都比较容易，对湿度大、粘性大的物料也不受限制。但是，因为多加了35%左右的水分，所以处理的生料量也多，以日产2000吨熟料计算，干法生产每天需要3200吨生料粉，湿法则每天需要4915吨生料浆，处理量多，需要动能也就大一些。总的看来，在原料处理方面，湿法比较简单，省电能。

就生料粉磨的电耗方面来说，干法生产有新的发展。例如一般湿法磨的电耗在10~14度/吨干生料之间，干法磨则为15~20度/吨干生料。但是，大型粉磨兼烘干的立式磨电耗也降到10度左右。带预碎机的单仓球磨机粉磨系统，电耗也已降到接近立式磨的水平。大型连续式空气搅拌仓的电耗一般为0.2~0.4度/吨干生料。比利时利森水泥厂的两座连续式生料空气搅拌仓的电耗只有0.15度/吨干生料。西德1975年投产的里的米克斯水泥厂采用日产3000吨熟料的悬浮预热器窑和大型莱歇磨(LM32100)，全厂水泥的综合电耗为85度/吨。全员劳动生产率为4630吨/人·年，工人劳动生产率为6950吨/人·年。

另外，湿法生产占50%左右的美国，1974年全国平均的水泥综合电耗为144度/吨；湿法生产占30%左右的日本，1974年全国平均的电耗为131度/吨；湿法生产只占5%左右的西德，1975年的全国平均电耗为101度/吨。由此看来，影响电耗的因素较多，生产方法不是唯一的因素。

在产量方面干法窑的单机产量高，能适应工厂大型化的需要。一条日产6000~7000吨熟料的生产线就可以满足年产200万吨水泥规模的要求。在同样生产规模的条件下，干法窑的规格小，如日产2000吨的窑，分解炉窑的规格为 $\varnothing 3.8 \times 60$ 米，而湿法窑的规格为 $\varnothing 5.0 \times 160$ 米。直径小对配件制造和耐火砖寿命都有好处，而且占地小，设备重量轻，单位投资低。

在质量方面，现在认为干法制备生料的质量波动标准偏差已降低到 $\pm 0.2\%$ 以下，所以熟料质量并不比湿法差。但是，苏联资料介绍，湿法制备生料浆时，水分对原料矿物组分的结构起松散作用，有利于熟料煅烧过程的化学反应，所以湿法生产的熟料质量要好一些。不过这个影响到底有多大还未见到报道。

2. 湿法窑的改造

在湿法向干法转化中，除了新建厂和新扩建工艺线都采用干法生产以外，老的湿法厂也正在逐渐改为干法生产。在湿法厂的改造中，过去是改为干法长窑，或者在湿法窑窑尾加装二级预热器，或者改为立波尔窑。现在是将大型湿法窑截短改为带悬浮预热器或窑外分解的干法窑，对小