

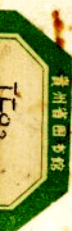
铝镁技术报导

—砂状氧化铝生产

(六)

83 - 02

冶金工业部贵阳铝镁设计院



设计室书号

编者的话:

本集“砂状氧化铝生产”共包括六篇译文。其中第3、4、5三篇是日轻清水氧化铝厂人员於83年初来贵铝进行砂状氧化铝技术交流时带来，并由贵铝同志翻译。第六篇是日方对贵铝提出的建议方案，而第1、2篇则是我院另行收集的。

第一篇“同时生产粗粒和细粒氧化铝的方法”亦是日轻清水厂人员的专利。这种方法与我们所创造的“二次分解法”的原理相同，而我们取得的研究成果和工业试生产的时间则远在日轻这一特许公报公开日期(1982年1月)之前。

目 录

编者的话

一、同时生产粗粒和细粒氧化铝的方法.....	1
二、粗粒氢氧化铝的生产方法.....	9
三、平底下压式机械搅拌分解槽.....	14
四、空气搅拌分解槽.....	17
五、水力分级机.....	21
六、为改进贵州氧化铝厂砂状氧化铝的分解、分级、过滤系统的方案.....	26

同时生产粗粒和细粒氧化铝的方法

1、特许请求范围:

(1)、以高浓度的铝酸钠溶液作为分解液,通过向此溶液中添加氢氧化铝种子,经分解后,将所得到的氢氧化铝加以焙烧来生产氧化铝的方法。该法分为粗粒氧化铝以及细粒氧化铝的两种分解过程,即在分解液中添加一部分种子,经分解后,将所得到的粗粒氢氧化铝在中途分离出来,即所谓粗粒分解过程;在粗粒分离后的分解液中再添加上述剩余的种子,经分解后,把所得到的细粒氢氧化铝分离出来,即所谓细粒分解过程。然后将上述两种氢氧化铝加以洗净和焙烧,便可得到氧化铝,这就是同时生产粗粒和细粒氧化铝方法的特点。

(2)、特许请求范围第(1)项所记载的同时生产粗粒和细粒氧化铝的方法的特点之一,是在粗粒分解过程中添加种子时的分解液温度为 $60^{\circ}\text{C} \sim 85^{\circ}\text{C}$,而且从该过程中排出的分解液温度不得低于 50°C 。

(3)、特许请求范围第(1)项所记载的同时生产粗粒和细粒氧化铝的方法的特点之二,是在粗粒分解过程中,分解液的 $\text{Na}_2\text{O} / \text{Al}_2\text{O}_3$ 、分子比为 2.5 以下时,就要停止分解。

(4)、特许请求范围第(1)项所记载的同时生产粗粒和细粒氧化铝的方法的特点之三,是将每一立方米分解液中添加的种子量换算成氧化铝时,粗粒分解过程相当于 10 公斤~60 公斤;细粒分解过程相当于 60 公斤~250 公斤。

2、发明的详细说明:

本发明是关于在用苛性碱处理含氧化铝的矿石生产氧化铝的拜尔法中能高效率地同时生产粗粒和细粒氧化铝的方法。

用拜尔法生产氧化铝已是众所周知的,该法一般是用热的苛性钠溶液来处理铝土矿,从铝土矿中浸出氧化铝成分,再将所得到的料浆进行过滤,分离出不溶成分(赤泥)后,往滤液(铝酸钠溶液,以下称分解液)中添加氢氧化铝种子,经分解后,分离出氢氧化铝,一部分作为种子,其余部分则进行洗净和焙烧,做为氧化铝产品。分离后的溶液(以

下称回收液)经调整后,可作为铝土矿浸出液循环使用。

众所周知,氧化铝具有广泛的用途。最大的用途是用作铝电解的原料,铝电解用氧化铝以往都是使用较细粒的(即粉状氧化铝,325网目筛子通过量 以下称 -44μ 为30-60%左右)。近年来,为了适应铝电解的自动化和铝电解厂环保措施以及其它等要求,需使用粗粒的氧化铝(即砂状氧化铝, -44μ 粒度约10%以下)。

除铝电解用氧化铝以外,在制造陶器、瓷器和耐火材料等方面要求使用容易粉碎的粉状氧化铝作为原料。此外,在生产硫酸铝和聚氯化铝等方面,则要求使用能与酸快速反应的细粒氧化铝。因此,在氧化铝的生产中要求有粗粒和细粒两种产品。

上述两种类型的氧化铝(或者氢氧化铝)的生产仅在一套分解系统中进行时,只要加以有效的切换也是可能的,但是,由于粗粒氧化铝和细粒氧化铝的分解条件各有差异,所以具有使生产操作不能顺利进行的危险性,并会在生产上出现大量中间品质产品方面的问题。目前,粗粒分解系统和细粒分解系统都是分开设置的,粗粒氧化铝和细粒氧化铝是单独生产的,从而造成设备和操作人员相应地增加,这不是上策。

本发明的目的就是改善上述原有技术的缺陷,既不需要复杂的工艺过程和额外的设备,并能保持较高析出量,即溶液中的氢氧化铝,又能用一套分解系统同时生产粗粒氧化铝和细粒氧化铝。

本发明方法的特点是将氢氧化铝分解过程分为前后两段进行,即前段为粗粒分解过程,后段为细粒分解过程。在前段的分解过程中添加少量的种子,主要使其本身凝聚,并使凝聚的粒子逐渐长大(以下称之为附聚),而后将分解出的粗粒氢氧化铝分离出来,然后再把分离粗粒后的分解液导入后段的细粒分解过程中,在该段中要添加大量的种子,主要是使结晶成长,再从分解出的氢氧化铝中将细粒部分分离出来,把上述粗粒部分和细粒部分的氢氧化铝分别加以洗净和焙烧,便可得到粗粒氧化铝和细粒氧化铝。

第1图为本发明的一种实用示例(间歇式),下面根据该图来详细地说明本发明。

分解过程由前段的粗粒分解过程和后段的细粒分解过程组成,通过管道2将分解液导入分解槽21中,分级机25的一部分底流由管道8排出,并通过管道9添加到分解槽

21中的分解液中。在该底流中含有微细的氢氧化铝粒子（即种子），它在分解液中凝聚、长大。在达到所规定的析出量以后，溶液通过管道4进入分级机23中。从分级机23的底流中得到粗粒的氢氧化铝，将此加以洗净和焙烧（图中未示出），便可得到粗粒的氧化铝。分级机23的溢流通过管道5导入后段的分解槽22中，再将分级机23中底流的剩余部分作为种子通过管道10导入分解槽22中。在分解槽22中，作为种子添加的氢氧化铝主要是引起结晶成长。在达到所定的析出量以后，分解槽22的溶液通过管道6导入分级机24中。从分级机24的底流中得到细粒的氢氧化铝，将此加以洗净和焙烧（图中未示出），便可得到细粒的氧化铝。分级机24的溢流通过管道7导入分级机25中，如前所述，分级机25的底流作为种子循环使用，而溢流则作为回收液经管道排出，再加以利用。

根据上述说明可以判断，在采用本发明方法时，分解过程可分为适于粗粒分解的前段分解过程和适于细粒分解的后段分解过程。在前段的分解过程中，通过有效的附聚作用，可得到粗粒氢氧化铝，同时，由于粗粒是在微粒难以析出的条件下产生出来的，所以混入粗粒的微粒量极少。在后段的细粒分解过程中，由于能够充分发挥分解液的剩余分解能力，所以能够提高析出量，从而保持较高的生产率。此外，由于在一套分解系统中同时进行粗粒和细粒氧化铝的生产，所以具有整个生产设备和工序管理简单，使用效率高等优点。

考虑到粗粒中 -44μ 的允许量，本发明方法中的前段分解条件应在以下的范围内：为使供给分解槽21中的分解液通过种子的有效附聚作用，达到粗粒化，碱浓度 Na_2O 应为70~160克/升，最好是100~130克/升； $\text{Na}_2\text{O}/\text{Al}_2\text{O}_3$ 分子比（以下称分子比）为1.4~2.0；为了促进种子的凝聚和避免带苛性碱，溶液温度应为60~85℃，最好选择70~75℃的范围。

粗粒分解过程中分解液的停留时间应选择分子比不超过2.5范围的停留时间，因为分解液的分子比超过2.5时容易产生微粒。在粗粒分解过程中对分解液进行中间冷却时，可采用任何方式的自然冷却。但在冷却时，为了不妨碍粒子的粗大化和抑制微粒的产生，

在分解开始后5小时进行冷却为宜，最好在10小时后进行。而且从粗粒分解过程中排出的分解液温度不得低于 50°C 。由于细粒分解过程是在粗粒分解过程之后进行的，因此其操作条件必须根据前段分解过程的操作条件而确定，在此过程中，对分解液进行中间冷却也可采用任何方式的自然冷却，采用冷却的方法有利于增加析出量。对冷却时间和冷却温度无特殊限制。此外，在细粒分解过程中延长分解液的停留时间也有利于增加析出量，但需要增大分解槽的容量，故应按综合性经济分析确定。

在粗粒分解过程中，开始时每一立方米的分解液（指进入分解槽21中的分解精液和由分级机25来的部分底流的并合溶液）中，氢氧化铝种子的添加量换算成氧化铝是10公斤~60公斤，最佳为30公斤~50公斤，而在细粒分解过程中，为了增加析出量和提高溶液的生产率，氢氧化铝种子的添加量换算成氧化铝在每一立方米的分解液（指分级机23的溢流和分级机25的底流的并合溶液）中则以60公斤~250公斤为宜。以上为间歇式分解过程的说明，当然，本发明也同样能够适用于连续式分解过程。

下面，通过实用示例和比较示例来进一步说明本发明方法。

实用示例:

第1图为以连续分解方式同时生产粗粒氧化铝和细粒氧化铝的流程图。在粗粒分解过程中，串联设置了3台容量为1650立方米的分解槽，将分解液（液温 70°C 、 Na_2O 124克/升，分子比1.57）以400立方米/小时的流量送到上述分解槽中。把从分级机25排出的底流（在该液中氢氧化铝种子的粒度 -44μ 占50%，换算成氧化铝量为18.4吨/小时，下述情况以18.4吨/小时氧化铝表示）按47立方米/小时的比例添加到第1分解槽中。此时，分解开始时溶液中的种子量为41公斤氧化铝/立方米。

停留时间平均按11小时（无中间冷却）进行分解，从最后一个分解槽中按447立方米/小时的流量排出分解液（液温 65°C 、分子比1.96，氧化铝28.8吨/小时，粒度 -44μ 占20%），将其送到分级机23中。分级机23的底流流量为32立方米/小时（氧化铝10.4吨/小时， -44μ 占3%）。将该流量中的氢氧化铝加以洗净和焙

烧，便可得到粒度大致相同的粗粒氧化铝。

在细粒分解过程中，串联设置了12台容量为1650立方米的分解槽，将分级机23的溢流（液温 65°C ，分子比1.96， -44μ 占30%，氧化铝18.4吨/小时）以415立方米/小时的流量送到上述分解槽中。

把分级机25剩余部分的底流（该液中的氧化铝34.0吨/小时）以87立方米/小时的流量添加到第1分解槽中。这时，分解开始时溶液中的种子量为104公斤氧化铝/立方米。按平均停留时间39小时（将第1分解槽冷却到 55°C ）进行分解，从最后一个分解槽中以502立方米/小时的流量得到分解液（液温 48°C ，分子比3.07， -44μ 占48%，氧化铝67.4吨/小时），再将该液导入分级机24中，其底流以46立方米/小时（ -44μ 占40%，氧化铝15.0吨/小时）的流量排出，然后将其过滤、洗净和焙烧，便可得到粒度大致相同的细粒氧化铝。把分级机24的溢流（ -44μ 占50%氧化铝52.4吨/小时）以456立方米/小时的流量导入分级机25中，从其底流料浆以134立方米/小时（氧化铝52.4吨/小时）的流量排出，该液可作粗粒分解过程以及细粒分解过程的种子而循环使用。从分级机25的溢流中可得到澄清的回收液322立方米/小时。

粗粒氧化铝和细粒氧化铝的产量分别为：粗粒氧化铝10.4吨/小时；细粒氧化铝15.0吨/小时。单位液量的析出率为 $25.4\text{吨/小时} \div 400\text{立方米/小时} = 63.5\text{公斤/立方米}$ 。

比较示例：

并联设置粗粒分解过程和细粒分解过程，并行生产粗粒氧化铝和细粒氧化铝。其流程如第2图所示，为了便于说明，工艺流程图中所表示的为间歇式分解过程，当然也可进行连续分解。在粗粒分解过程中，把从分级机25 α 中得到的底流作为种子通过管道8，添加到由管道1和2导入分解槽21中的分解液中。在达到所规定的析出量以后，分解液通过管道4进入分级机23中，从分级机23的底流中得到氢氧化铝，将其洗净和焙烧（图中未示出），便可得到粗粒的氧化铝。分级机23的溢流通过管道7，进

入分级机 25。中。分级机 25。的底流作为种子通过管道 8。返回到分解槽 21 中进行再循环，澄清的溢流由管道 11。排出，作为回收液加以利用。细粒分解过程及其溶液的流
程均与粗粒分解过程相同，故不再赘述。

第 2 图 为以连续分解方式并行进行粗粒分解过程和细粒分解过程的流程图。

在粗粒分解过程中，串联设置了 7 台容量为 1650 立方米的分解槽，将同上述实用
示例同一组成的分解液（液温 70°C ）以 200 立方米/小时的流量送到分解槽中。从分
级机 25。中排出的底流（ -44μ 占 50%，氧化铝 9.2 吨/小时）以 23 立方米/小
时的流量添加到第 1 分解槽中。这时，分解开始时溶液中的种子量与上述实用示例的粗
粒分解过程一样，为氧化铝 41 公斤/立方米。按平均停留时间 52 小时进行分解（除将
第 3 分解槽的温度冷却到 60°C 以外，其它槽子的温度均不加控制），从最后一个分解槽
中得到分解液 223 立方米/小时（液温 55°C ，分子比 2.62，氧化铝 19.6 吨/小时）
将该液导入分级机 23 中，做为底流排出的料浆为 32 立方米/小时（ -44μ 占 7%，
氧化铝 10.4 吨/小时），再将其过滤，洗净和焙烧，便可得到粒度大致相同的粗粒氧
化铝。把分级机 23 的溢流（ -44μ 占 50% 氧化铝 9.2 吨/小时）以 191 立方米
/小时的流量导入分级机 25。中，将分级机 25。中排出的底流 23 立方米/小时全部
作为种子再循环，澄清的溢流 168 立方米/小时作为回收液重新加以利用。

在细粒分解过程中，串联设置了 8 台容量为 1650 立方米的分解槽，将与上述粗粒分
解过程相同组成的分解液（液温 60°C ）以 200 立方米/小时的流量送到上述分解槽中。
将分级机 25 排出的底流（ -44μ 占 50%，氧化铝 28.2 吨/小时）以 72 立方米/小时
的比例添加到第 1 分解槽中。这时，分解开始时溶液中的种子量同上述实用示例的细
粒分解过程一样，为氧化铝 10.4 公斤/立方米。按平均停留时间 48 小时进
行分解（除将第 3 分解槽的温度冷却到 53°C 以外，其它槽子的温度均不加控制），从
最后一个分解槽中得到分解液为 272 立方米/小时（液温 48°C ，分子比 3.14， -44μ
占 47%，氧化铝 41.2 吨/小时）。将其送入分级机 24 中，从其底流中排出料浆为
10 立方米/小时（ -44μ 占 40%，氧化铝 13.0 吨/小时），将其过滤、洗净和焙

烧,便可得到粒度大致相同的细粒氧化铝。将分级机24的溢流232立方米/小时(-44μ 占50%,氧化铝28.2吨/小时)导入分级机25中,将其底流(72立方米/小时)全部作为种子循环使用,澄清的溢流(160立方米/小时)作为回收液重新加以利用。

粗粒氧化铝和细粒氧化铝的产量分别为:粗粒氧化铝10.4吨/小时;细粒氧化铝13.0吨/小时。单位液量的析出率为 $23.4\text{吨/小时} \div 400\text{立方米/小时} = 58.5\text{公斤/立方米}$ 。

将上述的实用示例和比较示例的结果(以氢氧化铝表示)加以归纳,则如表1所示,从该表可知,本发明的方法与二套系统并行的方法相比,在使用相同的分解液和同样液量时,产量要高8%,并且生产性好,粗粒产品中微粒(-44μ)含量少。

综上所述,在采用本发明方法时,能够在一套分解系统中高效率地同时生产粗粒氧化铝和细粒氧化铝,由于能使设备和操作达到合理化,故可称之为工业上的优秀发明。

第 1 表

	分解液流量立方米/小时	分解槽台数	氢 氧 化 铝	
			产品量按氧化铝 换算吨/小时	-44μ 含有量 %
实用示例:				
粗粒分解过程	400	3	10.4	3
细粒分解过程		12	15.0	40
		合计: 15	合计: 25.4	—
比较示例:				
粗粒分解过程	200	7	10.4	7
细粒分解过程	200	8	13.0	40
		合计: 15	合计: 23.4	—

译自日本专利 特开昭57-11821

翻译: 刘彬镇

校对: 杨贵忠

图 1

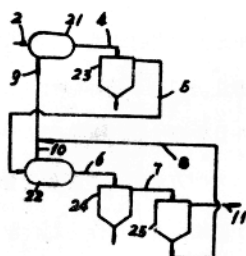
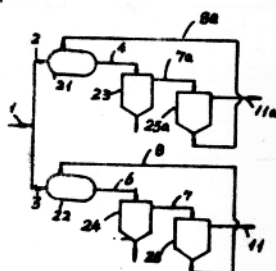


图 2



粗粒氢氧化铝的生产方法

1、特请求范围:

(1)、该法的特点是采用拜尔法,先将细粒的种子添加在赤泥洗液中,促使种子晶粒凝聚,然后用含有这种凝聚晶粒的液体的一部分或者全部,对较粗粒的品种进行二次调浆,再将二次调浆液添加在分解原液中,进而从该溶液中分解出粗粒氢氧化铝。

(2)、本特请求范围第(1)项记载的粗粒氢氧化铝生产方法的特点之一是,所使用的赤泥洗液的组成: N_2O 为 50 - 90 克/升,分子比为 1.55 - 1.8。

(3)、本特请求范围第(1)项记载的粗粒氢氧化铝生产方法的特点之二是,添加细粒品种时的赤泥洗液的初始温度为 $60 \sim 85^{\circ}C$,粗粒品种二次调浆液与分解原液混合时的初始温度为 $60 \sim 75^{\circ}C$ 。

(4)、本特请求范围第(1)项记载的粗粒氢氧化铝生产方法的特点之三是,在赤泥洗液中的细粒品种添加量为 $30 \sim 100$ 公斤/米³,在分解原液同二次调浆液的混合液中的凝聚晶粒和较粗粒品种的总添加量为 $100 \sim 250$ 公斤/米³。

2、发明的详细说明:

本发明是关于用拜尔法有效地生产粗粒氢氧化铝的方法。

粗粒氧化铝的生产方法(即粗粒氢氧化铝的生产方法)一般可分为两种,即(1)将较粗粒的品种添在分解液中,使其生长的方法;(2)将细粒的品种添加在分解液中,使其凝聚,然后再使凝聚晶粒逐渐生长的方法。但是,由于前一种方法的生产效率一般较低,所以多采用后一种方法或将两者结合的方法,为此,特申请与此有关的一些技术发明。

现已查明,细粒品种在分解液中的凝聚会受到存在于分解液中的有机物(主要是草酸钠成分,以下简称草酸钠)晶体的阻碍。分解液中的草酸钠晶体主要是随添加的品种带进去的(由于分解液中所溶解的草酸钠是处在饱和或过饱和状态下,所以随品种带进去的草酸钠晶体几乎不再溶解)。为了消除这一阻碍,可预先采取下列必要的措施。

(1)、将品种洗净，以溶解掉与品种共存的草酸钠晶体；

(2)、降低拜尔法流程溶液中的草酸钠浓度，以使添加的品种中的草酸钠晶体在分解液中溶解；

(3)、减少混入品种中的草酸钠晶体的数量，特别是减少细微晶体的数量。

基于上述考虑曾开发了一些新的技术，即日本专利：

(1) 特公昭 48 - 11480；

(2) 特开昭 48 - 79198；特公昭 52 - 10120；特开昭 52 - 24195 等。

第(3)的方法是本发明人同其他发明者共同发明的技术，并申请了专利（特愿昭 52 - 121509）。)

上述第(1)及第(2)的方法虽是能有效促进品种凝聚的方法，但另一方面却存在一些缺点，如：需要大量的洗涤水和大型设备，从洗涤水中回收有价值的物质需要相当多的蒸发能量，而且因处理回收液会使生产效率下降。另外，第(3)的方法虽然也是有效的方法，但必须对所需调整的草酸钠晶体的粒度及其添加时间加以正确的控制。

本发明的目的之一是使粗粒氢氧化铝的生产更为简化，其次是：即使是用难以使品种凝聚的高浓度碱液（即用欧洲式的拜尔法， Na_2O 为 130 克/升以上）来进行分解的情况下，也不必外加特殊的设备和增加循环液量，利用品种的凝聚法，即能有效地生产粗粒氢氧化铝。

本发明方法是对有关品种的凝聚以及生长方面的各种实践知识同拜尔过程的详细分析结果加以综合后提出来的，是使细粒品种的凝聚同凝聚晶粒以及较粗粒品种的生长组合进行的方法。该方法的特点是，先在某种浓度的赤泥洗液中进行细粒品种的凝聚，然后用此溶液的一部分或全部，将较粗粒的品种进行二次调浆，再将二次调浆液和分解原液合并在一起，使含有凝聚晶粒的品种生长。

图 1 为本发明的一种实用流程图（间歇式），下面用该图详细说明本发明方法。

铝土矿与循环液同时由管道 21 导入压煮器 1 中进行压煮溶出，以溶出氧化铝成分。溶出完了的浆液由管道 22 导入沉降槽 2 中，其溢流（分解原液）由管道 23 导入第 2 分

解槽（晶粒生长槽）5中，而其底流（含有赤泥的浆液）则由管道24导入第一级赤泥沉降槽3中。第二级的赤泥沉降槽（图中未示出）的溢流由管道25导入赤泥沉降槽3中进行赤泥洗涤。赤泥沉降槽3的底流由管道26导入第二级赤泥沉降槽中，而其溢流（赤泥洗液）则从管道27分别流入管道28及29中。

在第2分解槽5中分解完了的溶液通过管道31引入第1分级机6中，分级机6的溢流经由管道33导入第2分级机7中，然后其溢流再由管道34依次地导入沉降槽8中。第1分级机6的底流由管道32导入过滤机9中，粗粒氢氧化铝由输送机41输出，将其加以洗净、焙烧（图中未示出）后，便成为粗粒氧化铝产品。

沉降槽8的底流由管道37送到过滤机12中，过滤后的细粒氢氧化铝由输送机38运往二次调浆槽13中，利用从管道28分流出来的赤泥洗液进行二次调浆。调好的浆液再经由管道39添加到第1分解槽（品种凝聚槽）4中，与由管道29分流到该槽中的赤泥洗液混合。所添加的细粒品种在第1分解槽4中进行凝聚，经适当时间的搅拌后，该溶液通过管道30被导入二次调浆槽11中。

此外，第2分级机7的底流由管道35导入过滤机10中，过滤后的较粗粒的氢氧化铝由输送机36输送到二次调浆槽11中，从而同上述含有凝聚晶粒的溶液进行二次调浆。

含有凝聚晶粒和较粗粒品种的调好浆液由管道40添加到第2分解槽5中。上述这两种晶粒分别第2分解槽5中进行生长，经适当时间搅拌后，分解完了的溶液由管道31送往第1分级机6中。

过滤机9、10、12的滤液和沉降槽8的溢流分别通过各自的管道42、43、45及44合并流入管道46中，作为回收液被送到下一道调整工序（图中未示出）。

以上仅是就一种实用的流程图对本发明进行了说明，但本发明还包括下列实践技术：即通过对赤泥进行适当洗涤，得到适于细粒品种凝聚的铝酸钠溶液，而且由于这种赤泥洗液中所含的草酸钠有机物及无机物杂质的浓度低，能够溶解掉随细粒品种带入的草酸钠晶体，所以在含有凝聚晶种的溶液对较粗粒的品种进行二次调浆时，由于能够大量除去附在较粗粒晶种表面上的有机物或无机物杂质，所以能够大大加快晶种的生长速度。

在本发明方法中，赤泥洗液的组成以 Na_2O 50 - 90 克/升，分子比1.55 - 1.8 为宜，如超过该范围时，凝聚便不能有效地进行，而且还会有凝聚晶粒的结合力减弱的倾向。另外，在赤泥洗液的浓度比上述范围低的情况下，可往此洗液中添加少量的分解原液来调节其浓度。赤泥洗液的初始温度应是60 - 85 $^{\circ}\text{C}$ ，细粒晶种的添加量以30 - 100 公斤/米³ 为宜。

二次调浆液与分解原液的混合溶液（即分解液）的组成以 Na_2O 100 - 140 克/升，分子比1.45 - 1.65 为宜，其初始温度以60 - 75 $^{\circ}\text{C}$ 为宜，另外，在分解液中的凝聚晶粒和较粗粒晶种的总添加量应是100 - 250 公斤/厘米²。

本发明的方法与原有的方法相比正如上述详细说明的那样，不需要增加晶种洗水的数量和对回收液的处理，从而不需要增加大型设备，另外也不会产生像专利特愿昭52 - 121509 中所述的操作控制的问题，并且对通常的拜尔法流程也无任何特殊的影响，从而能够极其容易地生产粗粒氢氧化铝。

此外，即便是在采用高浓度碱液进行生产的情况下，也能容易地得到本发明方法所规定的浓度的赤泥洗液，所以本发明适于高效率地生产粗粒氢氧化铝。

下面叙述本发明方法的间歇式实用例子，但本发明并非仅限于此例，属于本发明宗旨的范围内，当然也包括连续式的各种实用例子。

实用例子1：

将赤泥洗涤系统中的第1级赤泥沉降槽的溢流过滤后，所得到的 Na_2O 65 克/升，分子比1.71 及草酸钠1.5 克/升的赤泥洗液导入第1分解槽中，并用此溶液的一部分进行二次调浆，把所得到的粒度-44 μ 占70 % 的细粒晶种添加在同一槽子中。

在细粒晶种添加量为80 公斤/米³、二次调浆液添加时的液温为70 $^{\circ}\text{C}$ 的情况下，进行搅拌，以使细粒晶种凝聚。

20 小时后的析出量（单位液量析出的氧化铝量）为28 公斤/米³，全部析出物中粒度-44 μ 的占36.4 %。

用此溶液的全部，把粒度-44 μ 占12.2% 的较粗粒晶种进行二次调浆，再将此

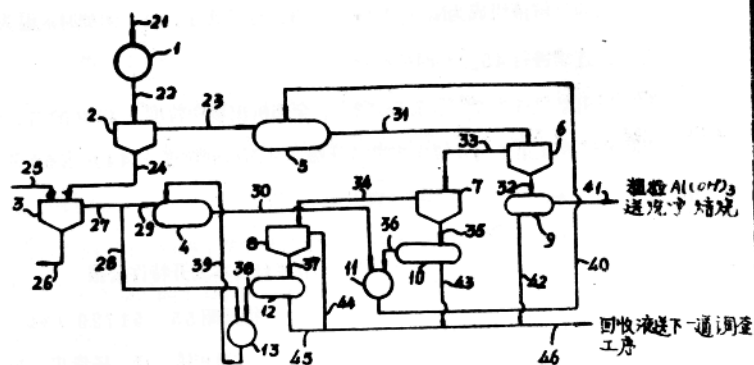


图1. 本发明实用工艺流程图

1—压煮溶出器；2—溶出液沉降槽；3—第一级赤泥沉降槽；4—第一分解槽(晶种凝聚槽)；5—第二级分解槽(晶粒生长槽)；6—第一分级机；7—第二分级机；8—沉降槽；9—过滤机；10—过滤机；11—二次调浆槽；12—过滤机；13—二次调浆槽

注：为画图方便，图中说明为译音参照原文说明所加，其中未予说明的标号均为输送浆液的管路，不再一一重复。

浆液添加到第2分解槽的分解原液 (N_2O 128 克/升、分子比 1.52、草酸钠 3 克/升) 中。添加到分解原液中的较粗粒的品种量为 171 公斤/米³，所以在分解液中的品种添加量总计为 160 公斤/米³。

添加后的分解液组成为 N_2O 120 克/升、分子比 1.60、添加时液温为 69℃。在此情况下，连续进行 45 个小时的搅拌。

此时析出量总计为 56.8 公斤/米³，全部析出物中粒度 - 44 μ 的占 12.0%。

再将此浆液在第 1 分级机中进行分级，从而得到粒度 - 44 μ 占 5.0% 的氢氧化铝。

节译自日本公开特许公报

特开昭 55 - 51720 (80.4.15)

刘彬镇 译 杨贵忠 校

平底下压式机械搅拌分解槽

附图的简单说明:

图 1 是分解槽的纵剖面，图 2 是分解槽的横截面。

专利的详细说明:

本专利系关于氢氧化铝分解槽的专利，旨在为拜尔法生产 Al_2O_3 过程提供一种新型的氢氧化铝分解槽。

在拜尔法生产 Al_2O_3 中，是把铝土矿在苛性碱溶液中进行压煮，溶出矿石中的 Al_2O_3 ，由此而得到铝酸钠溶液。加入 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 作为种子在分解槽中不断地搅拌数日。这样就把溶液中的 Al_2O_3 成份呈 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 的形态分解出来。以前，拜尔法所使用的分解槽的搅拌方法有采用搅拌叶片法和向槽内通进空气，利用气泡的上升力进行搅拌的空气搅拌法两种，这两种方法中的任一种均有采用。另外为了提高分解率，在分解槽的内壁安装