

摘 要

本设计的任务是设计年产量为 80 万吨的氧化铝厂。通过对国内外各种氧化铝生产工艺进行广泛深入的分析和对比,并根据本设计的具体条件,确立了本设计的工艺流程(拜耳法生产氧化铝)。经过论证,确定了生产的工艺参数:分解溶液的配料比 α_k 为 1.45,精液碱浓度为 158.66g/l;母液 α_k 为 3.0,溶出碱浓度为 240 g/L;溶出温度 260℃,溶出赤泥 A/S=1.40, N/S=0.3,赤泥分离底流 L/S=1.5,赤泥洗涤底流 L/S=1.0。在以上参数的基础上确立了本设计的工艺流程:管道化—压煮器溶出→两次深锥赤泥沉降分离、四次深锥赤泥洗涤→二段晶种分解→流态化闪速焙烧→母液蒸发。其中,本次设计的重点是赤泥洗涤车间。通过计算分析,设计了四次反向洗涤的工艺流程,并对热损失进行了验算。同时,还对全厂生产成本进行了计算,对沉降车间的工作人员进行分配。最后,针对氧化铝生产会产生主要环境污染,制定了具体的处理措施。

关键字: 氧化铝; 拜耳法; 赤泥; 沉降

Abstract

The task is to design an output of 800 thousand tons of alumina refinery. Based on extensive analysis of the international and domestic alumina production technology and the specific requirements of the design, the production process (Bayer process) is established. The parameters of production process are obtained as fallowed: the α_k , N_k of pregnant liquor is 1.45 and 158.66 g/l, respectively; the α_k , N_k of spent liquor is 3.0 and 240g/l, respectively; the digesting temperature is 260°C, the A/S of red mud is 1.40, and N/S is 0.3; the L/S of sedimentation red mud is 1.5, and 1.0 of the washing red mud. On the basis of the above parameters, the technology is established as fallowes: tube-autoclave digestion→two deep cone settling tank and four deep cone settling tank red mud sedimentation and washing→two-stage precipitation→fluidization flash calcination→vaporizing spent liquor. The keynote of these is to design the red mud washing workshop. A process containing four-time reversed washing is designed. Moreover, its heat loss is calculated. Meanwhile, the cost of the plant is also calculated, and the staff of the red mud washing workshop has been allocated as well. Finally, specific measures are established because of the main pollution of the alumina production.

Key words: alumina; Bayer process; red mud; sedimentation

目 录

摘 要.....	I
ABSTRACT.....	II
绪 论.....	1
第 1 章 厂址和生产能力的选择与论证.....	8
1.1 厂址的选择与论证.....	8
1.2 生产能力的选择和论证.....	10
第 2 章 生产方法、工艺流程及主要技术、经济指标的选择与论证.....	12
2.1 氧化铝生产方法现状.....	12
2.1.1 拜尔法.....	12
2.1.2 石灰石烧结法.....	12
2.1.3 拜尔-烧结联合法.....	13
2.1.4 其他方法.....	14
2.2 生产方法的选择与论证.....	15
2.3 工艺流程的选择与论证.....	16
2.3.1 原料准备.....	16
2.3.2 预脱硅.....	17
2.3.3 高压溶出.....	17
2.3.4 赤泥沉降分离及洗涤.....	20
2.3.5 赤泥干法输送、堆存.....	28
2.3.6 铝酸钠溶液控制过滤.....	29
2.3.7 晶种分解.....	30
2.3.8 氢氧化铝过滤.....	32
2.3.9 氢氧化铝焙烧.....	33
2.3.10 母液蒸发.....	36
2.3.11 碳酸钠苛化.....	37
2.4 主要技术、经济指标的选择与论证.....	37
2.4.1 溶出温度.....	37
2.4.2 配料 α_k	38
2.4.3 循环母液碱浓度和苛性比.....	38
2.4.4 苛性碱的加入方式.....	38
2.4.5 石灰的添加量及添加方式.....	39
2.4.6 分解温度.....	40
2.4.7 分解原液的浓度和苛性比值.....	40
2.4.8 晶种系数.....	41
2.4.9 苛化工序.....	42
2.4.10 赤泥组成.....	42
2.4.11 焙烧温度.....	42
2.5 设计参数总表.....	42
第 3 章 物料平衡计算.....	44

3.1 主要生产技术指标.....	44
3.2 物料平衡计算.....	45
3.2.1 损失计算.....	45
3.2.2 循环溶液计算.....	48
3.2.3 浆液的稀释和沉降.....	51
3.2.4 铝酸钠溶液的分解.....	55
3.2.5 氢氧化铝浆液的沉降.....	56
3.2.6 产品氢氧化铝的洗涤与焙烧.....	58
3.2.7 苛化.....	59
3.2.8 蒸发和苏打分离.....	62
3.3 氧化铝物料小时流程表.....	63
第 4 章 赤泥沉降分离洗涤车间主体设备计算.....	64
4.1 原始数据.....	64
4.2 沉降面积, 沉降槽直径, 高度与台数的计算.....	64
4.3 洗涤次数的计算.....	65
4.3.1 进水量的计算.....	65
4.3.2 假设采用 3 次洗涤.....	65
4.3.3 假设采用 4 次洗涤.....	66
4.4 洗涤沉降面积和每台沉降槽直径的计算.....	68
4.4.1 溶液浓度的计算.....	68
4.4.2 洗涤沉降槽面积, 直径及高度的计算.....	68
4.5 热损失的计算.....	69
第 5 章 成本分析.....	71
5.1 成本核算的条件.....	71
5.2 劳动定员.....	72
5.3 经济效益计算.....	72
第 6 章 资源的回收利用与环境保护.....	73
6.1 资源的回收.....	73
6.1.1 赤泥的综合利用.....	73
6.2 环境保护.....	75
6.2.1 废渣的处理.....	75
6.2.2 废水的处理.....	75
6.2.3 废气的处理.....	75
6.2.4 矿区复垦.....	76
参考文献.....	77
结束语.....	80

绪 论

金属铝是性能优异、用途广泛、关联度大的基础有色金属材料，现在一直成为有色金属生产、消费的主流，是需求量仅次于钢铁的第二大金属材料，在国民经济的发展中具有不可替代的重要作用^[1]。铝具有重量轻、耐腐蚀、易导电、易延伸、外形美观等优点，广泛应用于包装、建筑、运输、电气和其他铝制品行业。过去消费集中在军工、航空航天、电力、机械等领域，现在正向建筑、交通运输及包装等行业转移，铝的应用范围越来越广泛。表绪-1 显示了 2000 年——2008 年世界和我国原铝产量情况。

表绪-1 2000~2008 年世界和我国原铝产量统计^[2]

项目	2000 年	2001 年	2002 年	2003 年	2004 年	2005 年	2006 年	2007 年	2008 年
世界原铝产量/万吨	2441.8	2443.6	2607.6	2800.5	2992.3	3189.5	3335	3802	4254
我国原铝产量/万吨	279.4	337.1	432.1	554.7	667.1	780.6	935	1256	1310

一、氧化铝工业

1. 氧化铝行业的发展动态

氧化铝是炼铝的基本原料，冰晶石——氧化铝熔盐电解仍然是目前工业生产金属铝的唯一方法，每生产一吨金属铝消耗两吨氧化铝^[2]。世界 90% 以上的氧化铝用于生产电解铝，氧化铝工业的盛衰主要取决于电解铝工业的发展状况。虽然目前由于国际金融危机的影响，有色金属行业处于低迷期，但是从长期发展来看，未来几年，世界铝价亦将回升到高位区并继续上扬。

电解炼铝以外使用的氧化铝称之为非冶金用氧化铝或多品种氧化铝。世界上多品种氧化铝的开发十分迅速，并已在电子、石油、化工、耐火材料、精密陶瓷、军工、环境保护及医药等许多高新技术领域获得了广泛的应用。目前多品种氧化铝达 300 多个品种。

2. 世界氧化铝工业的发展

1894 年世界上第一个拜耳法生产氧化铝的工厂投产，一百多年来，随着世界对金属铝的需求量增加，氧化铝工业得到迅速发展。2000 年-2006 年世界和我国的氧化铝产量情况见下表绪-2：

表绪-2 2000~2006 年世界和我国的氧化铝产量统计^[3]

项目	2000 年	2001 年	2002 年	2003 年	2004 年	2005 年	2006 年
世界 Al_2O_3 产量/万吨	4811.9	4848.8	4978.5	5259.1	5487.2	5615.7	6600
我国 Al_2O_3 产量/万吨	432.8	474.7	545.0	611.2	698.0	853.6	1300

目前世界上生产氧化铝的国家有 30 余个, 氧化铝厂 85 座。主要集中在澳大利亚、中国、美国、巴西和俄罗斯, 这 5 个国家氧化铝产能占世界总产能的 70%左右, 其中澳大利亚铝土矿资源得天独厚, 氧化铝产能占世界的 25%左右。全球氧化铝厂中规模在 100 万吨/年以上的有 30 家, 生产能力占全球总产能的 50%以上其中 300 万吨/年以上的 3 家均在澳大利亚。世界氧化铝的生产经营主要集中在 6 家跨国企业集团手中, 其中美铝和加铝控制了全球 30%以上的氧化铝生产能力^[3]。

现代氧化铝工业面临着科学技术快速发展、优质铝土矿资源日益短少、世界能源危机日趋加深、市场竞争明显加剧、清洁生产和环境保护的法律法规日益完善而要求越来越高的挑战, 因此要求氧化铝工业能够适应这种新的形势, 近年来氧化铝生产主要发展方向表现在:

1) 工厂的生产规模不断扩大。由于现代科学技术的发展, 电解铝、电子、化工等工业对氧化铝生产在产量、质量、品种等方面提出了更多更高的要求, 而优质的铝土矿资源日益紧缺, 能源危机日益加深, 这就要求必须尽量采用高效、低耗的大型冶金设备及生产过程的强化技术。因此世界氧化铝厂向大规模、系列化发展。近几年新建的氧化铝厂起步规模都在 100 万吨以上。生产规模的扩大, 生产工艺的改进, 使生产设备日益大型化和高效化, 而设备大型化有利于工艺过程的自动控制和监测。

2) 随着优质铝土矿资源的日益枯竭, 要求人们最大限度地综合利用铝土矿资源, 而单纯的氧化铝生产工艺已经不能满足要求, 往往需要采用选矿、冶金、护工等联合流程。为了降低电解铝原料的投资成本, 世界各大铝业公司纷纷推行集约化生产经营, 以期在这一劳动密度型较高产品的生产过程获利更丰厚。

3) 在流程和工艺上也有许多变化和提高。生产过程的控制和自动化是氧化铝技术的进步的重要标志, 集中表现在能耗和劳动消耗大幅度降低, 使生产成本下降。如在 20 世纪 50 年代, 氧化铝生产能耗为 30GJ/t, 人工消耗 10 个工时以上; 80 年代初, 单耗降到 13GJ/t, 人工消耗为 0.9-1.6; 到 2000 年, 单耗降到 9-12GJ/t。

4) 随着工业的发展, 各国对环境保护的要求日益提高, 要求有更高的卫生标准和安全标准。因此, 氧化铝工业必须充分考虑实施清洁生产的措施, “三废”及冶金炉窑中排放热能的利用、综合治理等。

除了上述发展外, 近年来在氧化铝生产的许多工序中还广泛应用各种添加剂。它们在絮凝沉降、助滤、脱水、放钩、砷硅及除杂等方面都具有良好的效果。在强化种分及抑制熟料溶出时二次反应的添加剂也在积极研究之中。广泛的基础理论研究对推动氧化铝生产的技术进步也起了重要作用。

3.我国氧化铝工业的发展

我国铝工业是在解放后建立和发展起来的。1954 年 7 月 1 日在山东铝厂产出我国第一批氧化铝, 1960 年郑州铝厂投产, 1978 年贵州铝厂投产, 1988 和 1998 年山西铝厂和平果铝业公司分别投产, 2006 年我国氧化铝产量已超过 1300 万吨。经过半个世纪的发

展,我国已成为世界第一电解铝生产国、第二氧化铝生产国,在世界铝工业中具有举足轻重的地位。

表绪-3 我国六大氧化铝厂的情况:

表绪-3 我国六大氧化铝厂主要情况 (2003 年)

厂名	生产方法	投产时间	产量/万吨	碱耗/(kg/tAO)	综合能耗/(GJ/tAO)
中铝山东分公司	烧结法为主	1954	95.03	81.2	36.66
中铝郑州分公司	混联法	1965	137.50	63.0	29.38
中铝贵州分公司	混联法	1978	75.21	68.1	38.16
中铝山西分公司	混联法	1987	141.60	58.2	33.72
中铝中州分公司	烧结法为主	1992	85.10	62.3	40.12
中铝平果分公司	拜尔法	1995	68.90	64.5	12.61
总计	—	—	603.34	—	—

我国氧化铝工业经过前 20 年,特别是近 10 年的科技进步,技术水平和装备水平已大大提高,主要经济技术指标已得到优化。虽然国内氧化铝工业取得了长足的进步,但与世界铝工业强国相比,我国在全球配置资源能力、技术装备水平、产品竞争力、技术创新、产业集中度等方面差距较大:

我国的铝土矿资源丰富,其储量位居世界第五。但我国铝土矿资源属于高铝、高硅、低铁、低铝硅比的一水硬铝石型铝土矿,至今尚未找到大中型三水软铝石矿床。一水硬铝石型铝土矿矿石难磨难溶,需在高温高碱高压下才能溶出,较难处理。由于我国铝土矿较难处理,除了广西的部分铝土矿外,其他铝土矿矿石处理不得不选用烧结法、混联法等工艺流程,这些流程溶出时间长,工艺复杂,致使我国氧化铝企业与同等装备水平的国外企业相比,氧化铝能耗高;

我国的氧化铝厂中,虽然陕西、平果铝业公司和中州铝厂引进了部分国外先进的氧化铝生产技术和设备,但从总体上看,与国外相比还有较大差距,我国使用烧结法流程生产氧化铝的比重较大,占 53%,使得我国氧化铝生产的整体装备水平不高。技术研发力量薄弱,铝加工等关键技术装备仍依赖进口。

我国铝工业整体素质不高、产品竞争力不强、产业结构不合理等问题依然十分突出。我国氧化铝产品中砂状氧化铝比重占 10%。六大氧化铝生产企业中只有平果铝业公司生产砂状氧化铝,其余五家生产中间状氧化铝。随着我国大型预焙槽和干法净化技术的推广应用,砂状氧化铝的需求量将越来越大。我国对砂状氧化铝的生产工艺流程进行了大量试验,但目前尚未达到大规模生产水平。

资源供应短缺的矛盾进一步凸显,对外依赖度不断上升,资源严重不足已成为制约我国铝工业发展的主要因素。

针对中国氧化铝工业存在的问题,国内提出了一系列解决方案^[4]:

(1) 加速氧化铝工业所需人才的培养。实现氧化铝工业发展战略目标的关键是人才的培养,所以应加强各类人才的培养,尤其是管理人才、技术人才、市场营销人才的培养,加大人才培养力度,并建立完善的激励机制,调整人才结构,形成合力的人才梯次,营造多出人才、出号人才的氛围,为氧化铝工业的可持续发展奠定坚实的基础。

(2) 开发应用新技术,提高技术装备水平,降低生产成本。氧化铝工业应加大科技投入,以降低成本为目的,节能降耗为重点,加快开发适合我国铝土矿特点的新工艺、新设备、新技术、新材料和新的控制系统。应进一步加强溶出、烧结、脱硅、蒸发、焙烧等工序的节能研究:对于拜耳法溶出,根据矿石情况,在对国内已有的管道化溶出、双流法溶出、单管预热—高压釜溶出、管道预热—高压釜溶出、管道预热—停留罐溶出等强化溶出技术的实际效果进行总结的基础上,有选择地推广应用;对于烧结法,在完善富矿烧结法的基础上,积极开发生料流态化焙烧设备,完善和推广间接加热连续脱硅技术,以达到节能降耗;积极采用计算机控制技术应用氧化铝生产节能新技术;加快开发和推广应用铝土矿选矿除杂技术,提高铝土矿的 A/S,从而保证可经济地采用拜耳法处理;开发推广大型高效设备等。与此同时,通过资产、管理、技术生产要素的优化组合,是氧化铝可比制造成本达到同期国际先进水平。只有这样,才能使我国氧化铝在国际市场有较强的竞争力。

(3) 提高产品质量,开发新品种。努力提高我国氧化铝工业的产品质量,增加市场需求的品种,根据我国铝土矿资源的有机物含量低,采用烧结法能够生产白度较高的氧化铝产品的特点,大力开发多品种氧化铝,调整产品结构。

(4) 挖掘潜力,扩大产能,满足需求。我国氧化铝工业发展的最大优势是国民经济稳定健康的发展。随着经济建设步伐的加快,我国铝的需求量越来越大,国内良好的市场空间,为氧化铝工业的发展提供了广阔的前景。

(5) 加快铝土矿原料和赤泥的综合利用针对我国铝土矿原料情况,结合氧化铝生产流程,实现有价元素镓、钪等的回收。加大开发和应用氧化铝环保新技术,尤其是氧化铝废渣脱碱生产水泥及其它建筑材料的高新技术等,以实现氧化铝生产“零”排放。

(6) 加快再生铝行业的发展和相关先进技术设备的开发研究,减少铝土矿的消耗,为循环经济的发展提供保障。

总之,氧化铝作为重要的炼铝用原材料,对铝工业的持续稳步发展意义重大。在资源有保证的情况下,如何根据世界市场的消费特点合理开发矿石资源、优化生产设施布局、加强内部管理和实施技术改造,实现资源的最优化配置,降低成本,不断获取成本竞争优势,提高竞争力将是各生产商进行决策时需要考虑的主要因素。

二、铝土矿资源

1.世界铝土矿资源情况

铝在地壳中的平均含量为 8.8%,但目前铝的可利用矿产资源仅为铝土矿、霞石和明矾石,而 95%以上的氧化铝是从高品位的铝土矿提取的。目前,世界已探明铝土矿资源储量约 360 亿吨,其中几内亚 90 亿吨,澳大利亚 60 亿吨,巴西 30 亿吨,牙买加 30

亿吨。苏里南 20 亿吨，喀麦隆 20 亿吨，中国 23 亿吨约居世界第五位^[5]。

2.我国的铝土矿资源现状

我国铝土矿资源储量丰富，保有储量为 22.88 亿吨。主要分布在山西、贵州、河南、广西、山东五省区，储量 21.16 亿吨，占全国总储量的 92.48%。我国铝土矿资源储量预测可达 50 亿吨，其中山西 25 亿吨，河南 4 亿吨，贵州 5 亿吨，广西 7 亿吨，云南 3 亿吨^[6]。我国铝土矿资源的特点^[7]：

(1)大型矿床少，已查明的 324 处矿床中。储量在 5000 万吨 上的矿床仅有 5 个，多数储量在 500~2000 万吨之间，还有许多 500 万吨以下的小型矿床。

(2)沉积型矿床多，坑采储量比重大，保有储量中 88%为沉积型矿床，堆积型床占 11%，红土风化壳型矿床仅占 1%，适合于露天开采的约占 30%，介于露采和坑采之间的占 30%，其余 40%为坑采矿。且多数沉积型矿床的矿体薄，缓倾斜，围岩不稳定，坑采难度大。

(3)一水硬铝石型矿石为主是中国铝土矿的主要特点，在保有储量中，一水硬铝石型矿石占 99%，这是一种高铝高硅的难溶矿石，矿石的铝硅比(A/S)低，溶出性能差，生产成本低。

(4)我国铝土矿虽然资源丰富，在我国铝土矿保有储量中 A+B+C 的储量为 7.5 亿吨，其中 A/S 约 4~7 的储量占 59.53%即 4.46 亿吨，而 A/S>7 的铝土矿仅占保有储量的 33.05%，即为 2.467 亿吨。我国中低品位铝土矿现有储量尚可支撑 20 到 40 年。

我国提出了“坚持以人为本，树立全面、协调、可持续的发展观，促进经济社会和人的全面发展”的社会主义科学发展观。从中国铝工业的发展势头看，如果不可再生的铝土矿资源一旦枯竭，那么中国现有的铝工业特别是氧化铝工业将面临“无米之炊”的困境。因此，应从长远考虑，及早制定铝土矿资源战略以保障中国铝工业的可持续发展。

面对我国铝土矿资源存在的突出问题和重点矛盾，众多学者分别从不同角度提出了解决方案，大致归纳如下^[8]：

(1) 科学规划与布局，实施铝土矿资源的保护性开采战略，进一步提高中国铝土矿资源开发利用水平。保护和合理利用资源是实现经济可持续发展的战略方针。铝资源作为国家紧缺的大宗原材料和战略性矿产，必须坚持可持续发展和资源安全为原则，不能仅仅由市场需求和经济利益所驱动。一是对已探明和开啊的铝土矿实行保护性开采，提高铝土矿开采效率，保护不可再生的铝土矿资源，杜绝乱采滥挖和无证开采，防止资源的损失浪费，延长矿山服务年限。二是控制国内铝土矿开采规模，保护矿产资源的合理储备，保证在较长时间内满足现有氧化铝工业对矿产资源的需求。三是加大铝土矿资源的勘探和开发，增大铝土矿资源的储备。

(2)改进部分现有技术，提高资源利用率。鉴于中国铝土矿资源的特性，必须走科技开发之路。围绕充分提高资源利用率这目标，加大对氧化铝加工工艺和高效率设备的研发力度。结合信息和控制技术的发展，推进原料均质化、工序模块化、作业智能化进程，

从而实现有限资源的高效利用。

(3) 加大科技开发力度, 提高铝土矿综合利用水平。加强铝土矿资源的综合利用, 既可以防止或降低有价资源的浪费, 又可以显著提高企业的经济效益, 使矿石资源利用的经济效果实现最优化。

(4) 加快海外铝土矿资源的开发和利用力度。随着我国工业化、城市化进程的加快, 对能源、重要矿产资源的需求量大幅度增加, 实施利用国外资源的资源战略, 已成为我国经济社会可持续发展的必然选择。采取充分利用国内外两种资源的方针, 实现资源全球范围的优化配置, 有利于中国铝工业的可持续发展能力的提高^[9]。国外铝资源十分丰富, 品质优良, 保障程度高, 低成本氧化铝生产优势十分明显, 扩产潜力巨大。目前, 国外有十余个规划建设项目, 主要集中在澳大利亚, 几内亚、越南、印度、巴西、牙买加等国家, 我们应注意信息的收集, 密切跟踪, 以多种形式开发利用国外资源:

① 自发地、有组织地结成氧化铝采购联合体, 并由一个无任何经济利益关系的中介机构牵头, 统一对外, 参与对国外现货和短期合同的投标和商务谈判, 掌握采购和定价的主动性, 这是遏制多头对外, 竞相抬价, 规范市场秩序, 解决氧化铝有效供给和扭转被动局面的重要措施。

② 以补偿贸易、投资产能、投资入股等方式与竞争力强, 有意合作的企业进行合作, 稳定货源, 锁定价格。这种方式可避免市场变化所带来的风险, 主动性较强。

③ 鼓励、支持国内企业直接投资开发铝资源, 并建设氧化铝厂, 也可以与国外公司结成战略同盟关系, 共同开发。

④ 支持有丰富氧化铝资源的外国公司进入我国电解铝企业, 使部分电解铝企业纳入跨国公司氧化铝一体化市场运作体系中。

⑤ 探讨进口国外优质铝土矿在经济、安全、稳定前提下建设氧化铝厂的可能性。

(5) 建立多元化氧化铝生产供应体系。氧化铝供应短缺的状况将长期存在, 因此, 除了对国内现有氧化铝厂进行改扩建, 增加产能、产量和强化对国外资源开发、利用外, 还应考虑选择资源条件好、环境条件具备的地方建设若干个布局合理的氧化铝厂, 以改善现有生产供应格局, 形成多元化的氧化铝生产供应体系。这样, 既可以缓解氧化铝供应紧张局面, 又形成多元开发, 公平竞争, 降低成本, 有利于电解铝工业发展。

(6) 严控电解铝工业的无序发展。目前, 我国电解铝产能产量增长已大大超过需求的增长, 而且不少地方不顾主客观条件盲目无序的发展, 给整个铝工业以及相关行业带来很大影响。为此, 需要采取以下措施:

① 制定合理的、科学的电解铝工业发展规划。并遵照资源开发程度和可能、市场需求发展趋势、原料和能源供给的保证程度以及合理布局等条件实施。

② 按照国家有关规定, 规范电解铝建设秩序和程序, 严格控制电解铝生产能力的扩大和新建工程的审批。

③ 根据“环保法” 和国家产业政策要求, 加速并坚决淘汰环保不达标的自焙电解槽的生产能力。

④对未经国家批准，或擅自扩大生产能力的项目和企业，不分配供应氧化铝，并取消电价、供货等优惠政策。

(7) 建立、健全国内废铝回收和国外进口体系。提高再生铝产量和技术水平。从铝资源合理利用和节省能源角度考虑，应注重并加强废铝的回收和再生铝的生产。随着我国铝消费量增加，废铝产生量也将随之增加，并逐渐进入循环周期。由于再生铝具有节约资源，减少能源消耗等优势，所以应提倡和鼓励对废铝的回收，建立健全国内废铝回收和国外进口体系，建设再生铝加工基地和生产企业。这是国内外铝工业客观发展的必然趋势，是充分利用铝资源的需要，也是我国铝工业发展战略的重要组成部分^[10]。

(8) 建立环保生态环境战略，实现和谐发展。在开发国内铝土矿资源和利用国外铝土矿资源的过程中，硬度注意保护人类共同赖以生存的地球自然环境。包括矿石开采过程中的保护和氧化铝生产过程中对环境的保护，决不能走先污染，后治理的路，个别企业为了眼前的、局部的利益而不考虑环境因素的做法应当依照国家法律严格处理。

为我国总体社会目标的实现和可持续发展，铝土矿资源的保护和综合利用势在必行。在这方面，中国一直在努力，特别是在近几年，取得的成绩也是举世瞩目的。

第 1 章 厂址和生产能力的选择与论证

1.1 厂址的选择与论证

厂址的选择是氧化铝工厂设计中一项政策性和技术性很强、涉及面很广、影响面很深的综合性技术经济工作。从宏观上说，它是实现国家长远计划于工业布局规划的一个具体步骤和基本环节。从微观上说，厂址的选择是具体的工业企业建设和设计的前提。厂址选择是否得当：一方面很大程度上影响了建厂初期的投资，基建速度，以及建厂后的经济效益，影响了工厂的扩建程度和长期建设效果，以及工厂配套设施的建设；另一方面，作为一项政治、经济和技术紧密结合的百年大计，其对地区乃至国家的国民经济的发展的影响是巨大的，一旦失误，造成的后果是难以改变的。因此，应该对厂址的选择和论证给予足够的重视，切实做好此项工作。

本次设计的平果铝厂厂址选在广西壮族自治区百色市平果县西北郊右江南岸，建厂初期距平果县城 7 公里（由于平果县的不断发展壮大，现已与城区相连）。选择在此建厂的依据主要有：

（1）当地具有充足的氧化铝工业生产原料供应。目前，广西发现铝土矿产地 64 处，已勘察矿区 26 处，其中大型矿床 10 处（矿石储量均 > 2000 万吨），中型 7 处（储量 > 500 万吨）。据地质资料和成矿条件分析，预测全区铝土矿资源量渴望超过 10 亿吨。探明储量的产地绝大部分分布于百色地区的平果、田阳、靖西、德保、田东等县，保有储量为 5.34 亿吨。按成矿区可划分为百色资源区和平果资源区，后者储量为 2.9 亿吨。平果铝土矿属“岩溶堆积型铝土矿”。这种矿石赋存于地质层第四系更新部的粘土或砂土层之中，矿体呈鸡窝状，故又俗称“鸡窝矿”。平果县有那豆、太平等五个矿区，矿藏分布矿区面积达 1750 平方公里。铝土矿中氧化铝含量 63.5%， $A/S > 15$ ，工业储量可供年产 100 万吨氧化铝厂生产 50 年以上。平果雷感地区石灰储量 2.7 亿吨，含 CaO 大于 55%，为优质石灰石矿，生产需要的碱粉可由四川省自贡市碱厂提供^[11]。

（2）积极的政府支持和政策优惠。在西部大开发的政策倾斜下，在广西平果建氧化铝厂符合国家工业布局和城市或地区规划的要求，厂址的位置选择贯彻执行了国家工业布局“大分散，小集中，多搞小城镇”的思想，满足了“工农结合，城乡结合，有利生产，方便生活”的原则和居住规划。在广西宏观经济战略布局中，平果处于桂东南开放与桂西开发的结合部，是右江河谷经济开发带的重要组成部分。氧化铝厂在平果的建立，将带动周边乃至整个地区的经济发展和社会繁荣，促进基础设施建设，提供大量就业岗位，为当地人民生活水平的提高大有裨益^[12]。

（3）水力资源丰富。可以充分利用广西境内红水河丰富的水力资源。介于厂址和矿山之间的右江，是广西三大河流之一。右江的水量充沛，水质较好，年平均流量为 $442 \text{ m}^3/\text{s}$ ，最枯流量为 $23.0 \text{ m}^3/\text{s}$ ，年平均含沙量 $0.163\text{--}0.795 \text{ kg}/\text{m}^3$ 。右江作为拟建铝厂的水源，

在水质和水量方面都是可靠的。

(4) 电力资源丰富。电解铝是高能耗产品，电解铝企业铝锭电费支出约占铝锭成本的 40% 左右。因此，电力是建厂的最重要外部条件之一。全区可开发的水电装机容量约 1750 万千瓦，红水河流域综合开发拟建 10 个梯级电站，总装机容量达 1142-1262 万千瓦，现已建成了大化、岩滩、百色水电站等二级水电站。有国家“西电东送”战略重点工程 50 万伏超高压变电站及与之配套的三座 22 万伏变电站、两座 11 万伏变电站、五座 3.5 万伏变电站。电力供应基本上富余的。随着南昆铁路的建成通车，贵州的煤也可以便捷的运到广西^[12]。

(5) 厂址的地理特征。氧化铝厂选在离平果县城西北 7 公里处，距广西壮族自治区南宁 120 公里，北临右江，隔江与铝矿山、石灰石矿山相望。右江流经矿区，县城南黔桂公路和南昆铁路均在右江通过，水陆交通便利，供水可靠。右江北岸虽紧邻矿区，背山面水，但地形狭窄，无法容纳大型企业。南岸地势开阔，为由西北至东南宽 2.5 公里，长 15 公里的长形山谷地带，中部玻璃街村较高，向两端倾斜。此地是贫瘠田和荒地，因此，厂区不占用良田，且面积能满足生产发展的需要。

厂址地震强度经广东地震局定为 6 度。厂址位于右江大断裂带西南下盘，勘察区内分布着大小 42 条断裂带，其中 F1、F2、F3 三条为区域性断裂带。长沙冶金勘察公司在初勘报告中建议避开这些断裂带，建筑物不能在这些断裂带上设置，也不能跨越。1981 年 4 月，冶金部委托广西区建委召开了有国家地震局等单位参加的平果厂址地震效应评价会议。会议纪要认为：右江断裂带的主干断裂带是震兼发震的。厂址位于右江断裂带下盘，贯穿于厂址的 F1 断裂是不活动的，F3 活动较弱，它们是不会发震的，初步认为不会发生大于基本裂度的地震效应。除 F3 断裂外，建筑物可以在断裂带上设置，也可以跨越。

(6) 交通运输便利。平果县坐落在右江河畔，为百色市东大门，是我国大西南出海通道上的重镇，为滇、黔、桂三省区的交通要冲，桂西重要的商贸物资集散地。平果东距南宁和西往百色市均约 120 公里，有南百(南宁—百色)二级公路经过。广西具有面向东南亚、背靠大西南、沿海、沿江、毗临港澳的区位优势 and 外部条件。经过 20 年的对外开放，基础设施已有很大发展，特别是南昆铁路的建成通车，使广西作为西南最便捷的出海通道的区位优势更加突出。

目前贯穿全区的铁路线有：湘桂铁路、南防铁路和南昆铁路。公路有贯穿广西南北的全州—桂林—柳州—南宁—钦州—北海高等级公路。水运可通过西江航道直达广州及港澳地区。平果靠近右江，右江水路西可至百色，东到南宁，顺流西江可抵广州。这些都为广西铝工业的发展走出广西，走向世界提供了极为便利的交通条件。

(7) 厂址的气象特征。平果县属亚热带气候，夏季炎热，雨量充沛。据设于平果县城的气象站资料，主要气候要素为：

气温：年平均温度 21.5℃，极端最高温度 40.9℃，极端最低温度 -1.3℃

风：全年主导风向为东南风（频率 10%），静风频率 40%，全年平均风速 1.3 米/秒。

降水：年平均降水量 1387.2 毫米。为校正厂址与县城的气候差异，广西气象局于 1979 年在玻璃街设气象哨，进行了整整一年的观察，进行高空测风和温层高度的观测。观测资料表明：厂址所在地区的状况与县城差异较大，厂址年平均风速 2.8 米/秒，比县城大 25 倍，而静风频率仅为 6%，较县城小得多，这是由于玻璃街山谷风具有明显的地形因素特征，因而烟气输送扩散能力比一般山区为好。

(8) 劳动力资源丰富。平果县人口 46 万，全县人均耕地面积只有 0.75 亩，仅相当于全国人均耕地水平的一半，拥有大量剩余劳动力，其中中壮年劳动人口占有比例较大，普遍接受过文化教育，劳动素质较高，可以为氧化铝厂的建设和发展提供较丰富的人力资源，大大降低用人成本。

(9) 环境保护工作到位。氧化铝生产在有色系统中属于污染较小的部门。由于积极开展矿山复垦工作，平果铝通过验收的优质复垦土地已达 3200 多亩，采场复垦率达 95% 以上，成为全国复垦率最高的矿山，复垦地地力已达到或超过当地地力水平。为了使对复垦的土地更好发挥效益，对复垦和生态环境快速重建颇有心得的平果铝人再施妙招。1999 年春，他们引种了适宜在疏松复垦地生长的世界三大速生树种之一巨尾桉，建起了复垦地上第一片速生林。它不仅达到了改良复垦区土壤、防止水土流失、保持生态平衡的目的，而且还为电解铝生产提供了木质效应棒。2000 年，复垦地桉树林进入采伐期，全年向电解铝厂提供效应棒 10 万多根。至今，电解铝生产所需效应棒完全实现了自给自足，这在我国铝电解生产史上前所未有。

综上所述，本次设计的平果铝厂厂址选在广西壮族自治区百色市平果县西北郊右江南岸是合理的。

1.2 生产能力的选择和论证

由于铝为仅次于钢铁的第二重要的金属，近十多年来我国铝工业发展很快。随着我国现代化进程的加快以及世界经济的复苏，国内及世界对铝需求将继续增长，作为铝电解工业主要原料的氧化铝也必然迎来更加蓬勃的发展。但是，作为基础产业的氧化铝工业，我国的氧化铝生产无法满足自身工业发展的需要，每年仍需从国外大量进口氧化铝产品，这对我国工业生产的独立性和国民经济安全构成了较大威胁。

在我国国民经济快速发展和西部大开发的背景，广西平果地区依托自身铝土矿资源丰富，以及充足的水电资源配置，完全具备了建大型铝工业基地的条件。考虑到国家财力，物力的承受能力、市场需求和当地的实际条件，平果可建设年产 80 万吨氧化铝的工厂。起步规模在量力可行的前提下，尽可能提高投资的经济效益，氧化铝厂先行，电解铝厂则随水电站相配合，而后拟建碳素厂^[1]。

氧化铝厂生产的氧化铝大部分用于电解厂。当前我国广泛采用中间下料的大型预焙阳极电解槽和干法烟气净化系统，以减少污染。要求使用流动性好，溶解快，吸附 HF 能力强和粉尘量小的砂状氧化铝，已成为发展的主流。所以本设计的工艺流程，技术指

标的选择都以生产砂状氧化铝为基础的。

第 2 章 生产方法、工艺流程及主要技术、经济指标的选择与论证

2.1 氧化铝生产方法现状

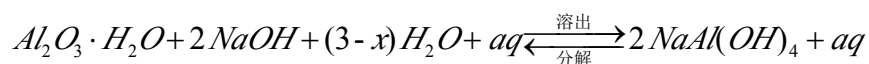
氧化铝生产方法分为碱法、酸法、酸碱联合法和热法四类，但目前世界用于氧化铝工业生产的只有碱法。此法的原理是用碱（工业烧碱 NaOH 或纯碱 Na₂CO₃）与铝土矿中的氧化铝反应，转变成铝酸钠溶液。矿石中的铁、钛等杂质和绝大部分的硅成为不溶性化合物进入残渣(赤泥)，它从溶液分离出来经洗涤后弃去或另行综合利用。溶出后的铝酸钠溶液经净化、结晶析出的氢氧化铝，经分离后送焙烧即得到成品氧化铝。同时分解后的母液可在生产过程中循环利用。根据生产流程，碱法又分为拜尔法、碱石灰烧结法和拜耳—烧结联合法等^[13]。

2.1.1 拜尔法

拜尔法是由奥地利化学家拜尔与 1889-1892 年提出的，故称为拜尔法，它适用于优质铝土矿和明矾石，尤其是在处理三水铝石型铝土矿时，具有其他方法无可比拟的优点。目前，全世界生产的氧化铝和氢氧化铝，有 90% 以上是采用拜尔法生产的。拜尔法的基本原理主要基于拜尔的两大技术发明专利：

a 较低摩尔比的铝酸钠溶液在常温下，添加 Al(OH)₃ 作为晶种，不断搅拌，溶液中的氧化铝以 Al(OH)₃ 形态逐渐析出，同时溶液的摩尔比不断增高。

b 析出大部分氢氧化铝后的铝酸钠溶液（分解母液），在加热时，又可以溶出铝土矿中的氧化铝水合物。拜耳法的实质就是使下一反应在不同的条件下朝不同的方向交替进行：



交替使用以上两个过程就可以一批批地处理铝土矿，得到纯的氢氧化铝产品，构成所谓拜尔法循环。

拜尔法的特点是：流程简单，能耗低，产品成本低；适合处理高铝硅比矿石，一般要求铝硅比在 7 以上，铁，硫，有机物等含量低，且需要消耗加个昂贵的苛性碱；得到的氧化铝产品采用种分的方法，其质量好，纯度高。

2.1.2 石灰石烧结法

碱石灰烧结法是在铝土矿中配入石灰石（或石灰）、纯碱（含大量碳酸钠的碳分母液），在高温下烧结得到含有固态铝酸钠的熟料用水或者稀碱溶液溶出熟料后得到铝酸钠溶液，铁酸钠水解成 Fe₂O₃ 水合物沉淀，氧化硅和氧化钛与石灰反应生成原硅酸钙和

钛酸钙沉淀，成为不溶性泥渣。分离后的铝酸钠溶液经过脱硅净化后，通入二氧化碳气体便可分解结晶氢氧化铝，其分解后的母液经蒸发后循环使用。适用于低品位（高硅和高铁）铝土矿和霞石矿。

碱石灰烧结法的特点是：适合于低铝硅比矿（A/S 3-6），并可同时生产氧化铝和水泥等，有利于原料的综合利用，且利用较便宜的碳酸钠；流程较拜尔法复杂，生产氧化铝产品有火法过程（烧结部分），也有湿法部分（溶出烧结料阶段，碳酸化分解阶段等），能耗高，生产成本低；其产品不如拜尔法的好（这里只是总地说，对于具体的矿物而言，可能会有出入）。

2.1.3 拜尔-烧结联合法

拜尔—烧结联合法是拜尔法和烧结法两种工艺流程的组合，按照组合方式不同又分为串联法、并联法和混联法三种。

（1）串联法—此法即拜尔法生产系统和烧结法生产系统串接进行生产的方法。铝土矿进入拜尔法系统溶出，分离出的赤泥，全部送烧结法系统，加入石灰石和纯碱等配制成生料浆，经烧结并用稀碱溶液溶出，制成铝酸钠溶液，净化后成为精液，然后与拜尔法系统的精液合并，进行搅拌分解，析出氢氧化铝，经焙烧后成为氧化铝。

串联法的主要优点：

- ①可以克服矿石中碳酸盐及有机物含量高带来的困难；
- ②由于矿石经过拜尔法和烧结法两次处理，因而氧化铝总回收率高；
- ③矿石中大部分氧化铝有加工费和投资费都较低的拜尔法提取出来，故使得消耗于熟料窑的投资及单位产品的加工费减少，产品成本降低。

串联法的主要缺点：

- ①拜尔法赤泥炉料的烧结比较困难，而烧结过程能否顺利进行及熟料质量的好坏又是串联法的关键。此外，当矿石中氧化铁含量低时，还存在烧结法系统供碱不足的问题。
- ②较难维持拜尔法和烧结法的平衡和整个生产系统的均衡稳定。两个系统互相影响，给生产调控带来一定的困难。

（2）并联法—此法即拜尔法系统和烧结法系统平行组合生产的一种方法。高品位铝土矿进拜尔法系统，低品位矿石进烧结法系统。两个系统各自产出氢氧化铝合并焙烧后成为氧化铝。

并联法主要优点：

- ①可以再处理优质铝土矿的同时，处理一些低品位铝土矿；
- ②种分母液蒸发时析出的一水碳酸钠直接送往烧结法系统配料，因而取消了拜尔法的碳酸钠苛化工序，从而也就免除了苛化所得稀碱溶液的蒸发过程。同时，一水碳酸钠吸附的大量有机物可在烧结过程中烧掉，避免有机物对拜尔法某些工序的不良影响。
- ③生产过程全部碱损失都用价格较低的碳酸钠补充，经济，产品成本低

并联法主要缺点:

①用铝酸钠溶液代替苛性碱补偿拜尔法系统的苛性碱损失,使得拜尔法各个工序的循环量增加,从而对各工序的技术经济指标有影响。

②工艺过程比较复杂。拜尔法系统的生产受烧结法系统的影响和制约,必须有足够的循环母液储量,以免因不能供应拜尔法系统足够的铝酸钠溶液而使拜尔法系统减产。

(3) 混联法—它是我国研制成功的一种生产氧化铝方法,它既有完整的拜尔法系统,又有完整的烧结法系统,铝矿石分别加入拜尔法系统和烧结法系统,拜尔法系统产出的赤泥送烧结法系统,在加入石灰石、纯碱和铝矿石一起配制成生料浆,经焙烧、溶出、脱硅等过程所得精液,部分并入拜尔法系统,用搅拌分解析出氢氧化铝,其余用碳酸化分解析出氢氧化铝,再经洗涤、焙烧获得氧化铝。

混联法的主要优缺点:混联法除了具有串联法和并联法的一些优点外,还解决了用纯串联法处理低铁铝土矿时补碱不足的问题,提供了熟料铝硅比,既改善了烧结过程,又合理利用了低品位矿石,由于增加了碳酸化分解过程,作为调节过剩苛性碱溶液的平衡措施,而有利于整个生产流程的协调配合。但是混联法存在流程长、设备繁多、投资大、能耗高的严重缺点。

2.1.4 其他方法

随着我国铝土矿富矿资源的贫竭,经过不断地研究,学者提出了以下几种方法:

(1) 拜尔—水热联合法:此法主要用来处理拜尔法赤泥,但是它要求母液分子比较高(>8),如何经济地制取高分子比的碱液和高温下耐碱腐蚀的设备材质问题有待进一步解决。

(2) 选矿—拜尔法:此法对于中等品位的铝土矿有着非常诱人的应用前景。它是通过选矿使中等品位的铝土矿 A/S 达到拜尔法生产的要求,然后利用简单的拜尔法生产氧化铝。虽然此法优势明显,但是却不能推广应用。主要因为:氧化铝回收率低,在 70-80% 之间,铝硅分离难以达到较高的指标,还需要考虑尾矿的利用;铝土矿中杂质嵌布粒度很细而带来磨矿、选矿、产品脱水等一系列问题,尤其是浮选过程中的药剂、水分给后续拜尔法溶出的稳定带来问题。

(3) 酸法:酸法是用硝酸、硫酸、盐酸等无机酸处理含铝原料而得到相应的铝盐的酸性水溶液。然后使这些铝盐成水合物晶体(蒸发结晶)或碱式铝盐(水解结晶)从溶液中析出,亦可用碱中和这些铝盐的水溶液,呈氢氧化铝析出,煅烧后得无水氧化铝。酸法适合处理高硅低铁铝矿,如粘土、高岭土等。但它的缺点是耐酸设备昂贵,酸的回收困难,从溶液中除铁也困难。

(4) 酸碱联合法:酸碱联合法是用先用酸法从高硅铝矿中制取含铁、钛等杂质的不纯氢氧化铝,再用碱法(拜耳法)处理。这一流程的实质是用酸法除硅,碱法除铁。

2.2 生产方法的选择与论证

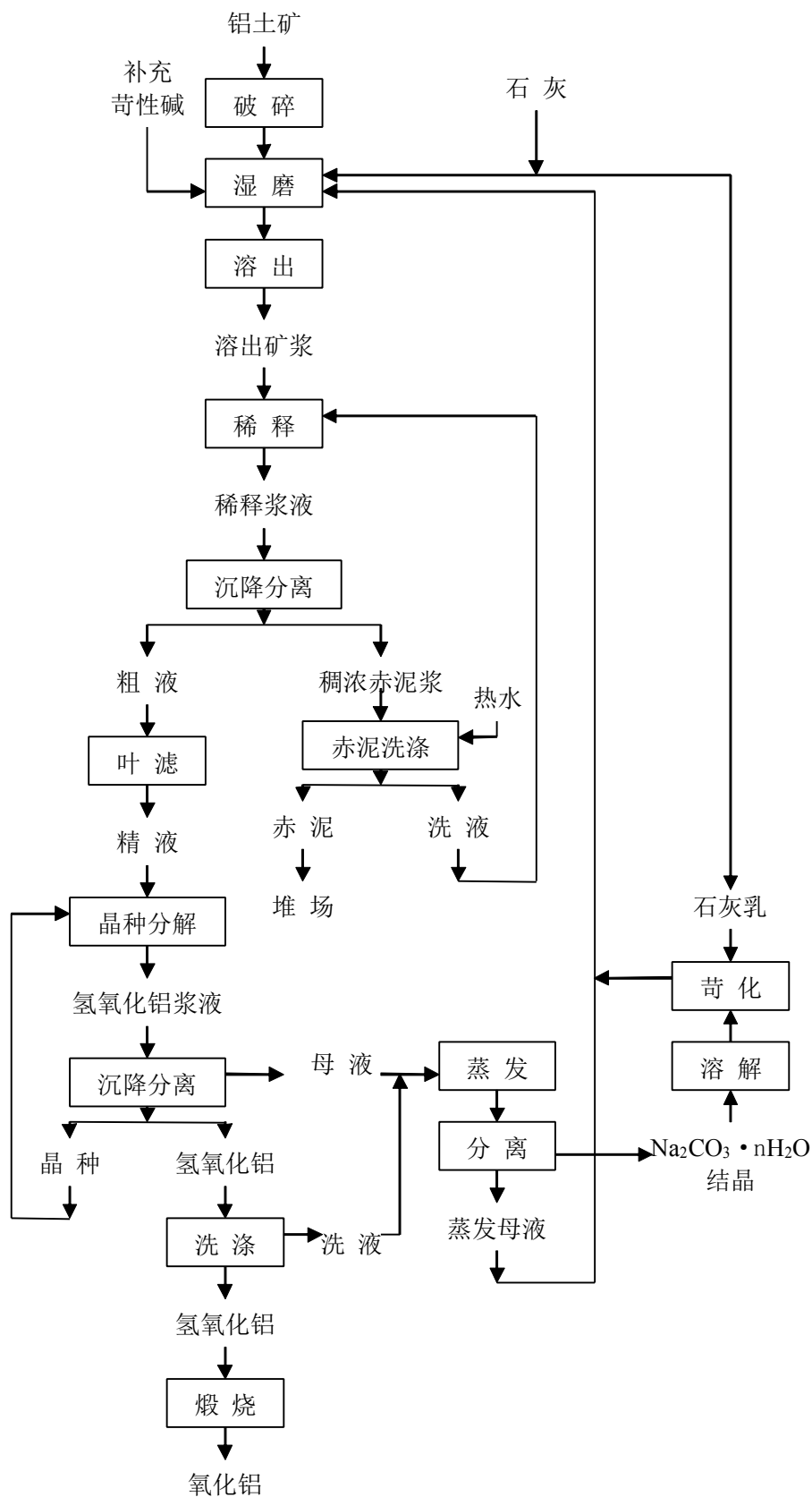


图 2-1 拜耳法工艺流程图

工艺流程的选择, 受很多因素影响, 是一项综合性的技术经济工作, 主要因素有: 1) 铝土矿类型、矿物的化学组成、品位、A/S (即铝土矿中 Al_2O_3 对 SiO_2 的重量比); 2) 产品方案及产品质量指标; 3) 基建投资费用和经营管理费用; 4) 环境效应和综合利用。

本设计所给的铝土矿的 A/S 为 11.9, 氧化铁含量为 13.32%, 氧化硅含量为 5.07%, 不属于高硅高铁矿, 且其他杂质含量不高。拜尔法流程简单, 能耗低, 产品成本低, 适合处理高铝硅比矿石, 一般适合处理铝硅比在 7 以上, 铁, 硫, 有机物等含量低的矿物, 得到的氧化铝产品采用种分的方法, 其质量好, 纯度高。此外, 拜尔法技术先进, 生产稳定可靠, 机械化和自动化水平高, 是经过了科学实验与大生产的检验证实的可靠技术, 且经济效益和社会效益高, 符合环境保护要求。

综上所述, 此次设计工艺流程选拜尔法流程。拜尔法工艺流程见图 2-1。

2.3 工艺流程的选择与论证

拜尔法生产可分为六大作业区: 原料、溶出、沉降、分解、蒸发和焙烧。

2.3.1 原料准备

(1) 原料的均化

原料成分的均衡稳定, 对氧化铝的生产过程至为重要。矿山来的不同品位铝土矿通过板式机的限时切换或多台板式机同时布料, 使铝土矿达到初步的混合均化效果, 其次是利用布料小车纵向匀速来回布料, 是铝土矿进一步得到混合均化, 最后通过取料机横向来回窃取, 是铝土矿的化学成份稳定在一定的范围内, 以满足原料磨配料的要求。同时铝土矿在均化库内有一段时间的堆存, 通过自然渗透及风干降低铝土矿的附水量。本设计均化采用的是矩形堆场, 设两个料堆, 采用平铺直取的堆、取料方法, 布料端自动同料堆保持一定的最小距离, 取料时在料堆端面一次切取断面各层物料, 以达到均化的目的^[14]。

(2) 石灰工序

氧化铝生产过程中添加石灰的主要目的:

直接加石灰: 主要用于破坏 TiO_2 在矿石溶出时所形成的一层很致密钛酸钠保护膜, 其次是利用 CaO 脱除硅 (使硅与 CaO 及 Al_2O_3 生成溶解度较低的水化石榴石), 提高矿石溶出率。

间接添加: 先把石灰通过加水溶解, 使石灰中的 CaO 转变为 Ca(OH)_2 把溶液中的碳酸钠转化为氢氧化钠 (即苛性碱)。

石灰工序过程: 石灰石和焦炭按照一定的比例经过卷扬机及炉顶布料器均匀地加入到石灰炉中, 使石灰炉内料层保持一定的高度, 从炉底鼓入一定压力的风而炉顶通过调整排气孔开度控制一定的正压, 使炉内的焦炭在预定区域 (段捎带) 充分燃烧, 为石灰石分解提供足够的热量。破碎后的石灰通过槽式给料机, 加入到以一定转速旋转的化灰

机内，与同时加入的热水反应。化灰产生的回渣在化灰机尾部被筛分出来，而生产的石灰乳通过泵送往沉降和蒸发使用。

(3) 原矿浆制备

平果铝土矿属于岩溶堆积型矿床，其特点是点多、面广（鸡窝矿）、含泥率高，一般在 44.21%~75.92%，平均含泥率为 63.5%，粘土塑性指数平均为 22.8。其可溶性和可磨性较差，因此要做好原料的准备工作。

本设计有两种可供选择的方案：

方案一：传统的单仓球磨加螺旋分级机流程。

方案二：棒磨+球磨+水力旋流器。

方案一的工艺设备比较简单，但机械故障多，分级效率低，这不仅使矿浆细度的合格率难以保证，而且还会有相当部分合格粒级返砂回磨机内发生过磨现象，磨矿电耗高。

方案二的原理是：铝矿、石灰、母液按一定的配料比例，加入到棒磨机内，利用旋转的磨机带起的钢棒落下时所产生的冲击力和棒与棒相对滚动所形成的磨剥力，使铝矿、石灰得到充分磨制，经充分磨制后得到的矿浆进入泵池，通过中间泵打到水旋器，利用不同细度矿粒在水旋器内旋转所形成离心力的大小不同实现细度分级，细度不合格的矿浆（底流）从排砂嘴，通过管道送到球磨机内，利用球磨机旋转带起钢球滚落时形成的磨剥和冲击力，对矿浆进行细磨，磨出的矿浆再进入到泵池内和棒磨机磨出的矿浆混和后再通过中间泵打到水旋器进行细度分级，合格的矿浆（溢流）通过管道流到回转筛，把一些水旋器无法筛选的碎布、木块、焦炭等较轻的杂物筛除后进入矿浆槽，通过矿浆泵送往溶出前槽，进行溶出作业^[15]。

针对本设计采用的是平果地区的矿石，矿石的硬度较大，所以暂定采用方案二。

2.3.2 预脱硅

工业生产中为了防止或减轻硅渣结疤，通常将原矿浆在 80~95℃ 下搅拌 6~10h，使硅矿物尽可能完全转化为硅渣，这一过程称为预脱硅。矿浆经预脱硅后，溶出液的硅量指数明显提高，因此设计考虑在矿浆进入溶出工序之前，设置常压预脱硅工序。

2.3.3 高压溶出

铝土矿溶出是拜尔法生产氧化铝的两大核心工序之一。其任务在于用苛性碱溶液处理铝土矿，使其中的氧化铝水合物转化成铝酸钠溶液，矿石中的铁、钛等杂质和绝大部分硅成为不溶性化合物，经过矿浆稀释、赤泥分离和叶滤后制得精液送去分解车间。溶出效果的好坏直接影响到整个拜尔法生产氧化铝的技术经济指标。目前，世界上拜尔法氧化铝生产中所采用的强化溶出工艺主要由四类：管道化溶出、单管预热—停留罐溶出、管道预热—高压釜溶出和双流法溶出工艺^[16]。

(1) 管道化溶出技术

管道化溶出是拜尔法溶出工艺及装置的一种,该工艺又分为单管管道化和多管管道化两种,均采用管道进行矿浆的预热及溶出。此技术来源于西德 VAW 公司,主要针对三水铝土矿易溶的特点开发研制的。九十年代引进,经不断改进,现已逐步适应了我国一水硬铝石矿的特性。

①单管管道化溶出

在该工艺中,矿浆用高压泵送入预热管道中,用自蒸发生产的二次蒸汽预热矿浆,最后用熔盐加热矿浆至所需的溶出温度。虽然在这种近似活塞流的管式反应器中,矿石颗粒群中的粗、细粒子在相同的浓度(等苛性比值)下随料浆一起流动、反应,几乎没有返混,使得矿浆浓度得以较充分的利用。但对于我国含硅较高的一水硬铝石矿,在较高的溶出温度下仍需较长时间才能反应完全,并且在高温处理此类矿石时易于在加热面上形成结疤,使得投资增加,设备运转率降低,且清理结疤亦较困难。

②多管管道化溶出

在该工艺中,两根输送矿浆的管子和一根输送碱液的管子共同放入一根粗管中,然后合流入保温管,用自蒸发产生的二次蒸汽预热矿浆,用高压新蒸汽加热矿浆到溶出温度。在该系统中,因是三根管子交替输送矿浆和碱液,可以减轻或避免矿浆在加热过程形成结疤,但碱液预热系统管道腐蚀严重同时对于我国含硅较高的一水硬铝石矿来说,溶出管道长度较长,投资亦相应增加。

总的来说,管道化溶出有以下特点:

管道化溶出技术拥有很大的优势,用低压熔盐炉取代了昂贵的高压蒸汽锅炉,综合投资较低,比传统压煮器溶出所需投资减少 20-40%,操作简单灵活,检修工作量少,而且给进一步提高溶出温度强化溶出提供了可能,还有可能实现无蒸发工序的工艺技术;实现整个预热过程及熔盐加热过程的全管道化,工艺技术指标先进,溶出液 $\alpha_k \leq 1.45$, Al_2O_3 相对溶出率 $\geq 93\%$;实现了全过程间接加热,对溶出过程不会带来矿浆冲稀,能耗较低;可以在较低的碱液浓度下得到较好的溶出效果;设备产能适中,一组溶出装置的产能可以达到年产 15-20 万吨氧化铝的要求。但是设备运转率低于 AP 溶出装置,运转率在 80%左右;隔膜泵压力高,管道结疤及磨损、结疤清洁等反面均逊色于 AP 溶出;而且,有实验表明,对于含铁量高、硬度高、溶解性差的广西地区一水硬铝石型铝土矿来说,即使溶出温度高达 310°C ,若没有充足的溶出时间,要达到良好的溶出效果和有效解决磨损及结疤问题是行不通的。由此可以看出,管道化溶出并不适合我国广西地区的铝土矿。

(2) 管道化预热—停留罐溶出技术^[17]

该工艺是我国针对一水硬铝石型铝土矿自主开发的。此项技术是使矿浆在单管预热器中快速加热到溶出温度,再在停留罐中充分溶出。它利用了管式反应器容易实现高温溶出及高压釜能保证较长溶出时间的特点,又克服了纯管道化溶出时间管道过长,使泵头压力升高,电耗大且结疤清洗困难的缺点,以及纯高压釜溶出时溶出温度不能超过 260°C ,机械搅拌密封和结疤清洗困难的缺点,适合于处理需要较长溶出时间的一

水硬铝石型铝土矿。停留罐中无搅拌和加热装置，结构简单、加工制造容易、维修方便、容易清洗结疤。

采用此项技术需要较长的溶出时间以及稍高的碱液浓度($N_k 150 \sim 160 \text{ g/L}$)，但溶出的热耗较低(约 $4.0 \text{ GJ/t} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ 以下)与纯管道化溶出相当。

而这套方案的特点是：

实现了蒸汽全部间接加热，能耗低；设备运转率高，可达 93% 以上；设备产能大；检修维护工作量较小；工艺指标先进，溶出液 $\alpha_k \leq 1.45$ ， Al_2O_3 相对溶出率 $\geq 93\%$ ，整个拜尔法循环系统碱浓度高，氧化铝产出率高；使用低成本的熔盐加热矿浆，熔盐温度可以调高到 375°C ，在运行期间可保证矿浆的溶出温度达 $265^\circ\text{C} \sim 270^\circ\text{C}$ ，对拜尔法赤泥均衡稳定的低铝硅比 ($A/S=1.3 \sim 1.5$) 很有保证。但是，因为每组装置产能高，不适宜在 ≤ 30 万 t/a 的小氧化铝厂采用，限制了此技术的使用范围；投资大，压煮器多，需配置专用的高压蒸汽锅炉。

(3) 单管预热—高压釜溶出技术^[18]

我国已经引进该项技术并投入生产，其技术特点是将矿浆在单管预热器中预热到 150°C 左右，再在间接加热、机械搅拌的高压釜中加热、溶出。溶出温度高于 260°C ，溶出时间充分，达 $45 \sim 60 \text{ min}$ ，矿浆流量可达 $450 \text{ m}^3/\text{h}$ ，相当于年产氧化铝 330 kt，是当前处理一水硬铝石型铝土矿的最大溶出器组。

此项技术的最大缺点是由于矿浆的溶出是在机械搅拌的高压、高温、高浓度碱的恶劣条件下进行，加热管束常被矿浆磨穿造成事故，设备维修频繁。结疤难处理，每运行 15 天，需要停产 18 小时清洗结疤，造成生产的不稳定。同时还须采用高压蒸汽锅作为热源，热效率不高，且受密封装置的限制，温度不能突破 260°C 来强化溶出，另外，此技术只适用于小型氧化铝厂，在大型氧化铝厂方面无设计、生产经验，设备运转率低，这是它的不足之处。

(4) 双流法溶出

该工艺是将配料所需的循环母液分为两部分，磨制原矿浆的碱液只占 10-30%，用自蒸发产生的二次蒸汽或熔盐分别预热或加热碱液与原矿浆，然后在溶出器中汇合进行溶出。双流法溶出既可实现高温的强化溶出，又可以避免或减少加热面得结疤，还提高了设备的运转率。但双流法溶出工艺及控制较管道预热—停留罐溶出工艺复杂，同时要求管道有较好的材质。

综合以上四种溶出方案优缺点的全面比较，由于管道预热—压煮器间接加热溶出技术是目前世界上处理一水硬铝石矿具有生产实践经验和技术经济效果较好的先进技术，且溶出工艺有以下特点^[19]：

- a、实现了溶出过程全部间接加热，有效地防止了溶液因直接加热带来的矿浆冲稀问题，氧化铝溶出率及溶出液 R_p 均较高。
- b、设备运转率高，管道预热器及压煮器的结疤易清理。
- c、设备产能大，一组溶出装置年产能可达 400kt 以上。

因此，本次设计的平果铝土矿的高压溶出采用管道预热—压煮器溶出工艺，根据产能要求，拟定采用两组溶出装置。

2.3.4 赤泥沉降分离及洗涤

铝土矿溶出后得到含有赤泥（因含有大量呈红色的氧化铁泥渣而得名）和铝酸钠溶液的混合浆液，其必须经过稀释后才能进行沉降或过滤使赤泥和溶液分离，以获得晶种分解要求的纯净的铝酸钠溶液（精液），分离后的赤泥必须经过洗涤，尽量减少以附液形势带走的 Na_2O 和 Al_2O_3 损失。赤泥的沉降分离是拜尔法氧化铝生产过程中的主要工序之一，起着承上启下的作用，生产操作中，时常由于固液分离不好使生产不能正常进行，直接影响固液分离效率和氧化铝的产出率，因此，提高固液分离效率已成为氧化铝生产的重要内容。

赤泥的分离和洗涤工序包括：

- （1）高压溶出矿浆的稀释；
- （2）赤泥浆液的沉降分离；
- （3）赤泥的洗涤；

2.3.4.1 高压溶出矿浆的稀释

高压溶出矿浆在稀释槽中用赤泥洗液稀释，其目的为：

- （1）降低铝酸钠溶液的浓度，促使其分解；
- （2）降低铝酸钠溶液的粘度，加速赤泥沉降分离；
- （3）促进铝酸钠溶液进一步脱硅；
- （4）有利于稳定沉降槽的操作。

2.3.4.2 赤泥的分离和洗涤

赤泥分离的目的就是将稀释矿浆中的铝酸钠溶液与赤泥分离，并获得工业上纯净的铝酸钠溶液。

通常，稀释后的矿浆采用沉降槽分离赤泥。沉降槽溢流送去叶滤，底流经 3-5 次反向洗涤，洗至赤泥中 Na_2O 的附液损失为 0.3-1.8%（对于赤泥而言）。末次洗涤后的赤泥再经过 1 次过滤，使赤泥含水量降至 45% 以下。一次真空过滤可以代替两次沉降洗涤，在赤泥沉降分离中，可以根据经济和设备的实际情况将沉降槽和过滤机联合使用。如果赤泥沉降分离不良，将会减产 30-40%；赤泥洗涤不好，则会显著地增加 Na_2O 和 Al_2O_3 的损失，同时也会影响赤泥的用途。

赤泥矿浆经分料箱均匀分配入各分离沉降槽，分离槽溢流自流入粗液槽。底流经水力混合槽与二次洗液混合均匀，用泵进入一次洗涤槽。

赤泥反向洗涤的流程：赤泥从一次顺流到末次，末次沉降底流用泵送去过滤机，热水与赤泥的流向相反，即从末次逐级逆流到一次沉降洗涤，一次溢流即赤泥洗液，送去稀释。反向洗涤的优点是能降低新水用量，又能得到浓度较高的洗液。

赤泥过滤所得到的滤液，经加热体温后仍返回末次洗涤槽，可以提高末次洗涤槽的

进料液固比，有利于沉降。

Al(OH)₃ 洗液和赤泥洗液不是一道用去稀释溶出矿浆，而是跟热水一道加入洗涤槽，以便提高末次洗涤沉降槽的进料液固比，加快赤泥沉降速度。同时，由于 Al(OH)₃ 洗液量波动较大，用于稀释会是稀释矿浆浓度波动，不利于分离沉降槽的操作^[20]。

赤泥分离洗涤用沉降槽现在氧化铝行业普遍采用下列形式^[21]：

(1)深锥高效沉降槽—由于占地面积小、单位面积产能高、氧化铝水解损失较小、底流固含量高而受到各氧化铝厂的亲睐，但其絮凝剂添加量大，生产运行费用高，清理检修工作量较平底沉降槽大。

(2)平底沉降槽—运行稳定，底流固含可达 600~650g/l，对流量波动的适应性强，且操作简单、维护工作量小，汽车可直接开进槽底清理赤泥及结疤，清理工作方便；此外絮凝剂添加量小，生产经营费用较低。平底沉降槽的缺点为占地面积大，氧化铝水解损失相对略高。

两种设备性能比较如表 2-1

表 2-1 大型平底沉降槽、深锥沉降槽的规格和性能指标

	大型平底沉降槽	深锥沉降槽
沉降槽直径 D， m	36	12
沉降槽高度 H， m	4. 5~6	12~18
底流固含， %	≈30 (用于分离赤泥) 35~40 (用于分离赤泥洗涤)	≥40 ≥44 (1~3 次洗涤) 48~52 (末次洗涤)
溢流固含， mg/l	< 250	< 200
溢流产能， m3/(m2•h)	0. 5	≈6
固体产能， t/(m2•h)	0. 04~0. 08	0. 3
絮凝剂加入量	(与絮凝剂种类有关)	
附碱损失 Na2O， kg/ t -赤泥	(与流程有关)	

赤泥的分离洗涤有两个方案可供参考：

方案一 深锥沉降槽分离、4 次深锥沉降槽洗涤

(1) 主体设备

选用深锥沉降槽 2 台，用于分离。深锥沉降槽 5 台，4 台用于洗涤，1 台互备。

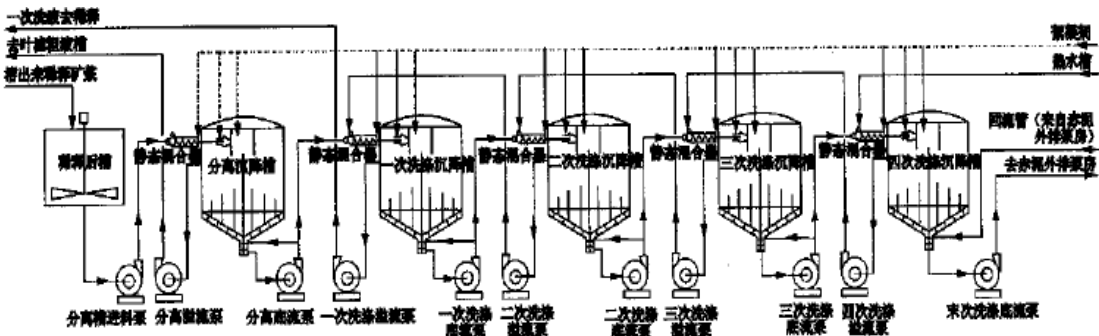


图 2-2 深锥沉降槽分离、4 次深锥沉降槽洗涤

(2) 特点

①流程简单：由于深锥沉降槽底流固含较高，经过四次反向洗涤即可达到弃赤泥附碱损失 $\leq 5\text{kg/t}$ 干赤泥的指标要求。省去了赤泥过滤和相配套的稀释浆液脱砂两个工序。

②沉降槽的底流固含量高，分离沉降槽通常在 42%-44%，末次洗涤沉降槽底流固含量高 48%-52%，这种高固含的赤泥经剪切泵流化后用 GEHO 泵外排适于干法堆存，有利环保。

③沉降槽单位面积产能高,泥量、溢流能力均为大型平底沉降槽的几倍之多。

④占地面积小，约为大型平底沉降槽的 30%左右。

⑤由于深锥沉降槽体积小，物料在沉降槽内停留时间短，因而水解损失小，并有利于自动化控制。

⑥散热损失小, 散热面积约为大型平底沉降槽的 80%, 不用向槽内通蒸汽即可保证沉降温度之需。

⑦进料装置的专利技术可加大进料 L/S, 有利沉降, 对进料 L/S 要求放宽。

不足之处:

①絮凝剂用量较大,操作控制要求较高,且控制系统引进费用较多。

②对生产波动的适应性较差。

③在实际操作中，为保证泥筒出料畅通，底流排除量要比正常量加大 2 倍：1/3 排至下一级，2/3 返回泥筒中指定的方位，增加了电能消耗，泥浆管道复杂化，安装操作上多有不便。

2) 方案二: 平底沉降槽分离、3 次平底沉降槽加一次过滤洗涤

(1)主体设备

选用平底沉降槽 6 台, 其中 2 台用于分离, 1 台互备, 3 台洗涤。8 台 100 m²转鼓过滤机正常运行 6 台, 清理检修换布 2 台及与其配套的真空系统。

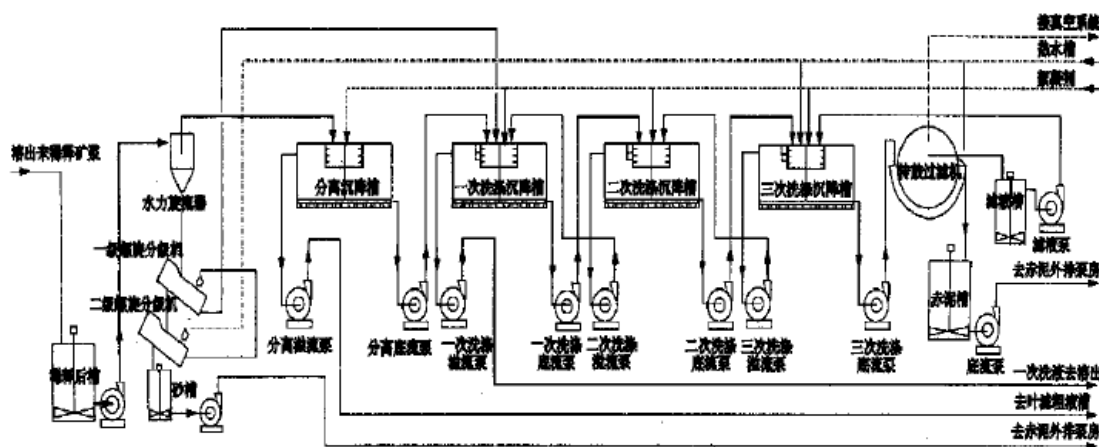


图 2-3 平底沉降槽分离, 3 次平底沉降槽加 1 次过滤机

(2)特点:

- ①技术成熟可靠,在山西铝厂和平果铝厂有多年的生产实践。
- ②沉降槽操作简便易行适应性强,可在 50%-100%负荷范围内稳定运行。
- ③絮凝剂用量较低。

不足之处:

①沉降槽的底流固含低,不宜干法堆存。如采用干法堆存尚需与过滤机组合,而为保证过滤机的正常运转需加设水旋器除砂、洗砂工序,使该流程复杂化。

②通过热平衡计算,即使在一般条件下(环境温度 12℃, 风速 2.6m/s, 保温层表面温度 35℃时, 每个沉降槽的温度损失达 6℃), 为保证过滤机的操作温度 80℃和沉降槽的正常运行, 需向沉降系统通入蒸汽, 热耗较高目前, 山西铝厂的大型 $\phi 42 \times 6\text{m}$ 沉降槽经常通入蒸汽才能保证正常操作。

通过综合比较, 本次设计赤泥分离洗涤沉降槽采用七台单层高效深锥沉降槽, 两台用于沉降分离, 四台用于赤泥洗涤, 一台备用。

2.3.4.3 絮凝剂

为了改善赤泥沉降性能, 提高溶出温度, 以提高设备的生产效率和降低生产成本, 添加絮凝剂非常有效^[22]。目前, 氧化铝工业中应用的絮凝剂分为天然的和合成的高分子絮凝剂。

(1) 天然高分子絮凝剂

天然高分子絮凝剂由于其原料来源广泛、易得、价格低廉、无毒、易于生物降解等特点曾在赤泥分离絮凝剂中发挥重要作用。由于天然的絮凝剂大多属于非离子型, 它们对Zeta电位的影响很小^[23], 这类絮凝剂中的各组分或其水解产物中含有大量的极性基羟基、羧基等, 可以通过生成氢键而产生架桥吸附的作用^[24]。20世纪80年代以前, 国内采用的絮凝剂也大多是淀粉类天然高分子絮凝剂, 这类物质主要包括麦类、薯类产品。淀粉絮凝剂结构中主要含有羟基一类的活性基团, 从而表现出较活泼的性质, 除它本身具有絮凝的作用, 还可通过羟基的酯化、醚化、氧化、交联、接枝共聚等化学改性, 使其活泼基团大大增加, 聚合物呈枝化结构, 分散了絮凝基团, 对悬浮体系中颗粒物有更强的捕捉与促沉作用^[25]。一般来说, 天然高分子絮凝剂在赤泥分离过程中, 形成的絮团大, 且抗剪切力强(主要归结于絮团破坏后, 通过分子间的作用, 能马上重新形成稳定的絮团), 价格也低。但天然高分子化合物絮凝剂在水中的溶解度较小, 且分子量较低和不稳定, 因而用量较大, 从而导致沉降速度慢, 并可能引起铝酸钠溶液中含有较高的有机物。这些有机物对氧化铝的后续生产带来不利的影响。

(2) 合成有机高分子絮凝剂

国外早期的合成高分子絮凝剂大多与淀粉等天然高分子絮凝剂合用, 这样不仅大大降低了淀粉的用量, 而且能极大地提高赤泥的沉降速度。早期合成絮凝剂大多是丙烯酸(盐)和丙烯酰胺的均聚或共聚物, 其分子量都都比较低, 一般只有几万到几十万。20世纪80年代以后合成高分子絮凝剂的研究和应用取得了较大的进展, 分子量超过了100万,

并开始将各种新型官能团引入到聚合物中以提高絮凝效果。

(a) 合成高分子絮凝剂与天然高分子絮凝剂合用

1968年Galvin等^[27]将淀粉与聚丙烯酸的混合物用作絮凝剂,其中聚丙烯酸的分子量一般小于30万。同年,Siber^[26]为加速赤泥分离,使用了多种絮凝剂的混合物,如淀粉及其衍生物、丙烯酸或丙烯酸盐均聚物、丙烯酰胺衍生物和咪唑聚合物等的混合物,其中聚合物的分子量至少在5万甚至10万以上。1970年Arendt等^[28]同时使用改性淀粉和分子量超过10万的水溶性聚合物以强化赤泥的絮凝、沉降和过滤,这种水溶性聚合物至少使用一种烯烃单体。1972年Sibert^[29]结合使用淀粉和分子量约10万的聚丙烯酸分离铝土矿溶出赤泥。

早期合成高分子絮凝剂由于分子量较低,赤泥沉降分离的效果还不够理想。20世纪80年代初期,法国科学家Candau^[30]提出了反相微乳液聚合技术,使聚合物分子量得到了极大的提高,突破了100万。随着合成高分子絮凝剂分子量的提高,以及新的天然高分子絮凝剂的使用,赤泥的分离效果越来越好。

1991年Moody等^[31]使用葡聚糖(分子量至少5万)和阴离子型聚合物(分子量一般超过100万)的混合物絮凝拜耳赤泥,能提高沉降速度和澄清效果。这种阴离子型聚合物所用的阴离子单体有(甲基)丙烯酸、(甲基)烯丙基磺酸、乙烯基磺酸和2-丙烯酰胺基-2-甲基丙烷磺酸等。葡聚糖一般添加0.5~5mg/L,阴离子型聚合物添加1~10mg/L。这种方法特别适合于碳酸盐含量或总碱度高的浆液,如:处理含25g/L赤泥、200g/L NaOH和50g/L Na₂CO₃的浆液,仅使用5mg/L聚丙烯酸钠时的沉降速度为30cm/min,相对澄清度为3,底流固含19.4%;而混合使用3mg/L聚丙烯酸钠和2mg/L葡聚糖时的沉降速度为62.5cm/min,相对澄清度为15,底流固含22.3%。

1993年Mahoney等^[32]使用pullulan、lactan、zooglan、rham-san作澄清助剂,与常用的水溶性阴离子型聚合物结合使用,能提高铝酸钠溶液的澄清度,效果要比纯淀粉好得多,其中pullutan效果最好,如加入5.3mg/L聚丙烯酸铵(分子量 $(1\sim20)\times10^6$,使用浓度0.04%)和4.0mg/L pullulan时,沉降速度为20Ft/h,上清液固含45 mg/L。

1995年Ramesh等^[33]发现藻酸(盐)与合成絮凝剂结合使用具有良好的净化效果,可用于分离沉降及各级洗涤沉降段。所用合成絮凝剂可为粉状或乳液状聚丙烯酸盐,分子量超过 10^7 。合成高分子絮凝剂一般添加 $(1\sim10)\times10^{-6}$,藻酸钠 $(5\sim50)\times10^{-6}$ 。当使用适量聚丙烯酸铵反相微乳液絮凝剂后再添加50mg/L藻酸钠时,上清液浊度是单独使用Nalco9779反相微乳液时的75%。

2004年Barham等^[34]发现在各种拜耳赤泥浆液中混合使用水溶性合成絮凝剂、葡聚糖和淀粉能加快赤泥分离,明显改善澄清效果。合成絮凝剂有丙烯酸均聚物、丙烯酸和丙烯酰胺共聚物及丙烯酸和羟肟化丙烯酰胺共聚物等,粘均分子量在 10^7 以上。当合成絮凝剂、葡聚糖和淀粉混合物添加量为0.1~2g/L时,上清液浊度为80~300NTU,仅为只用聚丙烯酸盐时的1/3~1/4。

(b) 国外合成高分子絮凝剂

天然高分子絮凝剂的用量较大,容易引起体系有机物累积,而且澄清效果有一定的局限。20世纪80年代后合成高分子絮凝剂朝着超高分子量(100万以上)、含多种官能团和多种剂型的方向发展,开始单独用于赤泥沉降分离。

1982年N. J. Brownrigg等^[35]用丙烯酸(盐)与丙烯酰胺的共聚物作赤泥分离用絮凝剂,聚合物分子量达 $(5\sim 10)\times 10^6$ 。该专利指出,在赤泥分离沉降和洗涤沉降初期使用丙烯酸钠含量高(90%以上)的共聚物作絮凝剂效果更好,随着洗涤级数的减少,丙烯酸钠的含量也应该减少(35%~75%)。

1987年Follg等^[36]发现合成高分子絮凝剂中含有羧基能加快赤泥的沉降速度,因此,对聚丙烯酰胺进行羧基化改性以提高其絮凝性能。含硫聚合物能强化赤泥分离,在相同沉降速度下用量仅为聚丙烯酸钠的0.65倍左右。

1985年Connelly等^[37]发现含2-丙烯酰胺基-2-甲基丙烷磺酸(2-AMPS)的丙烯酸类共聚物对赤泥沉降分离的强化效果显著。该聚合物的分子量超过106,用量一般在 $(3\sim 10)\times 10^{-6}$,可用于分离或洗涤槽,沉降性能比聚丙烯酸盐好。1986年Fong等^[38]采用水溶液聚合法、使用酰胺基磺酸单体改性聚(甲基)丙烯酸或聚烷基(甲基)丙烯酸盐(酯)。制备了含磺酸基的丙烯酰胺聚合物。1988年Fong等^[39]使用甲醛、亚硫酸氢盐与聚丙烯酰胺反应,制备了赤泥分离用絮凝剂聚硫代甲基丙烯酰胺。1989年Fong等^[40]通过聚合改性也把磺酸基团引入聚(甲基)丙烯酸中。

1994年A G. Sommese等^[41]用含乙烯基胺和(或)乙烯基甲酰胺的丙烯酸类聚合物作拜耳赤泥絮凝剂,可用于分离或洗涤段。添加量一般为10~40mg/L。由于分子量较低,乙烯基胺或乙烯基甲酰胺类聚合物用量大,沉降速度慢,底流液固比高,可与传统高分子絮凝剂合用,作澄清助剂。当固含59.7g/L的洗涤槽使用30 mg/L丙烯酸(盐)-乙烯基甲酰胺共聚物及3.2mg/L丙烯酸(盐)-丙烯酰胺共聚物时,沉降速度为212Ft/h,压缩体积为290mL,溢流固含139mg/L。

1994年Maiito等^[42]以甲基丙烯酸盐和丙烯酸为原料制备正相乳液聚合物,用作拜耳赤泥分离用絮凝剂。该聚合物分子量在100万~1000万之间,添加量一般为 $(1\sim 100)\times 10^{-6}$,能形成清晰的固液界面。

1996年美国Nalco公司的P. K Reed等^[43]用反相微乳液聚合技术制备了丙烯酸-乙烯基磷酸共聚物和丙烯酸-丙烯酰胺基甲烷磷酸共聚物。1998年Harris等^[44]采用水溶液或反相(微)乳液聚合技术,并使用三氯化磷单体改性丙烯酰胺-丙烯酸共聚物,得到羟甲基二磷酸聚合物。这些含磷酸基团的丙烯酸类聚合物分子量为 $10^4\sim 3\times 10^7$,可用于拜耳赤泥的分离沉降和洗涤沉降,添加量为干赤泥的0.001%~0.1%,能明显降低上清液固含,澄清度比聚丙烯酸盐提高了50%以上,对赤泥沉降速度也有一定的提高。

氧肟酸(盐)聚合物出现于20世纪80年代末,用这种聚合物处理以针铁矿为铁主要形态的铝土矿溶出液中的赤泥,由于氧肟酸官能团能与赤泥表面的Fe形成结构致密的螯合物,对赤泥的颗粒有强亲合力,因此能有效降低上清液浊度,浮游物仅为使用淀粉作澄清助剂时的1/6,而且添加量不大,一般是干赤泥的0.007%~0.04%。这种氧肟酸聚合物

分子量在 $10^4 \sim 3 \times 10^7$ 之间。1988年Spitzer等^[45]单独或与聚丙烯酸盐结合使用含氧肟酸(盐)官能团的水溶性聚合物加速了赤泥分离,减少了溢流浮游物。2000年Loucks Kevin J.等^[46]用羟胺改性酯、酰胺、酐、腈类聚合物的溶液或(反相)乳液制备氧肟酸(盐)聚合物。

2003年Ishikawa等^[47]研制了乙烯基氧肟酸(盐)聚合物。

此外,据推测,英国联合胶体公司的ALCLAR系列高效絮凝剂^[23]和美国氰胺公司的Hx系列高效絮凝剂^[48]也都含有氧肟酸官能团,可用于赤泥的分离沉降或洗涤沉降,综合絮凝性能好。ALCLAR系列絮凝剂呈白色粉末状,属阴离子型聚合物,分子量大(达到了1000万~1500万),但溶解性能仍较好;Hx系列絮凝剂以乳剂形式存在。

2000年Selvarajan等^[49]发现高分子量甲基丙烯酸盐一丙烯酸共聚物、聚甲基丙烯酸盐或乙烯基醋酸盐一丙烯酸一甲基丙烯酸盐共聚物的正相乳液有利于拜耳赤泥浆液的澄清、过滤及水垢控制,当用于处理末级洗涤槽底流时,还能提高赤泥的堆积性能,快速释放赤泥中的水。该乳液可用于各种含拜耳赤泥颗粒的浆液,聚合物添加量为 $(0.1 \sim 10) \times 10^{-6}$,可直接加入,也可溶解后加入。直接加入可提高沉降槽溢流的澄清度。所合成的正相乳液聚合物分子量在 $(4.4 \sim 8.1) \times 10^6$ 之间,沉降速度比Nalco9779反相微乳液略低,但其澄清效果却提高了20%左右。

2003年Phillips等^[50]用正相乳液聚合技术制备了分子量大于 3.0×10^6 的聚甲基丙烯酸酯、甲基丙烯酸酯一丙烯酸共聚物、乙烯醋酸酯一丙烯酸一甲基丙烯酸酯共聚物、t-丁基(甲基)丙烯酸酯一丙烯酸一甲基丙烯酸酯共聚物,然后通过喷雾干燥或膜干燥等方法制备粉状聚合物(含水少于3%)。这种粉状聚合物不溶于水,但是可溶于碱性溶液,可先在碱性溶液中预水解60%~90%或直接加到流程中。这种非水溶性粉状聚合物的絮凝效果与同种聚合物的正相乳液相当。

2004年Quadir等^[51]通过反相乳液聚合和水溶液聚合等方法,用水杨酸单体改性天然或合成高分子絮凝剂,制备了含有水杨酸官能团的高效絮凝剂,分子量至少有200万,适用于拜耳赤泥分离和洗涤沉降,添加量比较小,可单独使用,也可与非离子型聚糖类天然絮凝剂或阴离子型合成絮凝剂(如丙烯酸盐的均聚物及其与丙烯酰胺的共聚物)结合使用。含水杨酸官能团的聚合物能有效减少拜耳赤泥浆上清液的固含,澄清效果比Nalco9779反相微乳液提高了10%~75%。

(c) 国内合成高分子絮凝剂

我国自20世纪60年代初期开始研制合成高分子絮凝剂,首先使用的合成絮凝剂是胶状聚丙烯酸钠,如国产A-1000^[52]。因A-1000胶体难溶,溶解时需要长时间搅拌,使絮凝剂分子链受到不同程度的剪切破坏,活性下降。对比实验表明,A-1000絮凝剂存在明显的诱导期,在沉降初期不稳定,没有清晰的泥浆界面,沉降速度较慢,上清液澄清度不如英国的Alclar-600,且添加量比英国的Alclar-600高出8~10倍。

20世纪80年代郑州轻金属研究院^[53]研制了分子量在500万~800万之间的聚丙烯酰胺类絮凝剂PAS-1。PAS-1絮凝剂是一种粉状水溶性聚合物,由丙烯酰胺聚合后经专门处理衍生得到,属阴离子型聚合物,特别适合于拜耳法溶出赤泥的沉降分离。经实验测

定, P垩1溶解操作较A-1000简便, 絮凝效果良好, 各项指标接近或达到英国Alclar-600的水平, 而添加量仅为国产A-1000絮凝剂的1/8~1/10(用A-1000絮凝剂添加量多为赤泥悬浮液中所含于赤泥的0.05%以上)。

此外, 国内聚丙烯酰胺类絮凝剂还有329NP^[54]。329NP絮凝剂以丙烯酰胺、丙烯酸等为主要原料, 通过水溶液聚合法制得。该絮凝剂为白色粉末, 易溶于水, 属阴离子型聚合物, 能吸附在悬浮粒子的阳离子点上, 产生有效的吸附, 起到良好的絮凝作用。329NP絮凝剂的用量为A-1000的1/4, 使用效果比较稳定, 底流液固比和粗液浮游物等指标与A-1000接近, 但沉降速度明显加快, 前10rain沉降速度大大快于A-1000。

90年代以后国内合成絮凝剂的种类开始增多, 出现了PNA-1^[55]、BKN-1^[56]、PDA^[57]等新型粉状絮凝剂。PNA-1型絮凝剂适用于混联法或烧结法赤泥分离, 其赤泥沉降速度、压缩性能与A-2000型絮凝剂相比均有较大程度改观, 但粗液浮游物的变化不大。阴离子型BKN-1絮凝剂的分子量为1200万~1400万, 含有多种官能团, 对赤泥浆液具有很好的适应性, 用量少(在赤泥沉降速度相近的条件下, 与法国MF-10相当, 是A-600用量的1/2, 是A-1000用量的1/10)、沉降速度快、压缩液固比小、清液澄清度好。PDA型絮凝剂通过共聚聚丙烯酰胺(AM)、阳离子单体MD及自制的阴离子单体NA得到, 是粉状的两性聚合物。由于大分子中引入了阴、阳离子基团, PDA在处理赤泥时具有较高的滤水量和较低的滤饼含水率, 脱出水的清澈度大大提高。此外, PDA的絮凝效果受pH值的影响很小, 絮凝过程稳定, 且又因其絮凝作用是由架桥吸附与电性中和共同完成, 极其适于SiO₂含量高、不宜用其它絮凝剂处理的赤泥。

近年来, 我国还在实验室合成了高效的氧肟酸型粉状絮凝剂, 有新型絮凝剂L^[58]和HHI^[59]等。这两种絮凝剂都含有氧肟酸官能团, 不但能起到架桥絮凝的作用, 而且还具有选择吸附作用。实验结果表明, 此类絮凝剂不但能改善溢流质量, 而且形成的絮团小而结实、耐剪切, 底流液固比低, 在防止赤泥膨胀方面有明显的作用。

2007年陈锋等^[60]采用微乳液聚合法合成了一种具有苯环结构的氧肟酸类赤泥分离用絮凝剂, 这种絮凝剂可以满足工业生产需要, 且效果优于现行使用的国内外产品。

2007年张丽娟^[61]实验室反相乳液聚合法高固含、低油水比的丙烯酰胺-丙烯酸钠-一甲基丙烯酰胺对氨基水杨酸共聚物反相微乳液, 其粘均分子量超过10⁷, 絮凝性能优异, 而且上清液澄清度比国外产品好。但该絮凝剂对铝硅比较低的赤泥沉降性能不佳。

因此国产商品絮凝剂种类较少, 特别是具有新型官能团的高效絮凝剂品种极少; 添加量大, 且絮凝效果不稳定; 合成技术单一, 多为水溶液聚合, 得到胶状或粉末状絮凝剂^[62]。

综上所述, 虽然我国赤泥分离用合成高分子絮凝剂的研究有了极大的进展, 已出现性能与Alclar-600相当的产品, 如PAS-1粉末絮凝剂^[63]。但与国外先进的合成高分子絮凝剂相比, 国内的产品在种类、性能等方面仍有较大差距, 主要体现在^[64]:

(1)具有新型官能团的高效絮凝剂至今还处于实验室研究的起步阶段;

(2)合成技术单一,多为水溶液聚合,得到胶状或粉状絮凝剂,乳液絮凝剂的研制还未见其他报道。

国外合成高分子絮凝剂从官能团看,种类繁多,有含胺基、磺酸基、磷酸基、氧膦酸基和水杨酸基等的聚合物;从剂型看,有粉状、正相(微)乳液和反相(微)乳液等多种,其中乳液絮凝剂更为常见。胶状或粉状絮凝剂吸湿性强,导致有效活性成分降低;溶解性能差,未溶于水的絮凝剂容易堵塞输送管道,在寒冷地区尤为严重。乳液絮凝剂在铝酸钠溶液中溶解速度快,对赤泥的沉降效果一般比固体絮凝剂好,而且操作方便,可通过泵直接输送,易于实现自动化控制,因此越来越受氧化铝工业的欢迎。其中,反相微乳液由于储存稳定性好,以及聚合物分子量高且分布窄等特点而备受关注。因此设计与制备高固含、低乳化剂含量且含多种官能团的乳液状高分子絮凝剂是今后赤泥分离用絮凝剂的研究方向。

我国铝土矿成分与国外的一水软铝石和三水铝石有很大差异,以难处理的一水硬铝石为主。而且在生产工艺上,国外采用拜耳法,我国除拜耳法之外,还使用了强化烧结和混联法等方法,使赤泥成分也与国外有很大差异,以致进口高分子絮凝剂未必对国内的赤泥分离都有效。虽然近几年来Nalco等国外大公司已研制出针对中国铝土矿特点的新型高效合成高分子絮凝剂,但国外生产厂家对其有效成分和制备技术严格保密,而且进价昂贵。因此,开发具有自主知识产权、适合于我国铝土矿赤泥沉降分离用的新型高效絮凝剂对我国氧化铝工业的发展具有重要意义^[65]。

综上所述,本设计絮凝剂选择混合絮凝剂(50ppmALCLAR662+0.1%粗木薯粉)。

2.3.4.4 赤泥过滤

末次洗涤沉降底流,需要用真空过滤机再进行一次液固分离和洗涤,降低滤饼含水率,以尽可能减少以附液形势夹带与赤泥中氧化钠和三氧化二铝。过滤后的赤泥送去赤泥堆场。

2.3.5 赤泥干法输送、堆存

沉降分离洗涤后的赤泥,经过滤机过滤后,用高压隔膜泵送到赤泥堆场堆存。桂西北属岩溶地区,含碱赤泥易渗漏造成对环境的污染,广西分公司在国内首次开发应用了赤泥的干法输送与堆存,从而解决了在喀斯特地貌堆存含碱赤泥(易渗漏、垮坝等)对环保影响的难题。而且世界上也无在此种地貌条件下堆放含碱赤泥的先例。

设计外排赤泥含水率为47%。经生产实践,发现赤泥含水率47%时,在输送过程中约有1/3的赤泥在输送管道中沉积下来,造成输送困难,输送泵阻力增大,管道逐渐堵塞。平果地区降雨量大,气候湿度大,含水率47%的赤泥送到堆场后,翻晒干燥需要的时间较长。为了确保赤泥的干法堆存,并使赤泥及时干燥用于筑坝,防止含碱水污染周边,生产实践发现输送赤泥的含水率需<45%。而赤泥输送含水率低于38%时,输送压力急剧增大,输送泵的压力不够,料浆送不到堆场。经几年的摸索,发现赤泥输送含

水率控制在 42%~45% 时，与平果地区的降雨量和蒸发量水平相适宜，并且也较为适应赤泥堆场的干燥面积和满足筑坝速度的需求^[68]。

2.3.6 铝酸钠溶液控制过滤

与赤泥分离后的铝酸钠溶液中含微量的浮游物，其溶液的纯度不能达到生产要求，必须将其除去，以免在后续工序中进入产品，增加产品的杂质含量，因此必须将此铝酸钠溶液进行控制过滤，从而得到晶种分解的原液——精液。

叶滤主要任务：将沉降分离送来的粗液，通过叶滤机进行精制，得到符合要求的铝酸钠溶液，并将制得的精液送至分解，滤饼返回沉降二次洗涤槽^[66]。

国内铝酸钠过滤主要有 KELLY 卧式叶滤机和 DIASTAR 立式叶滤机。表 2-2 是关于同一规格的两种液滤机比较^[67]：

表 2-2 立式与卧式叶滤机性能及工艺参数比较

项目	375 m ² 立式	385 m ² 卧式
产能/(m ³ ·m ² ·h ⁻¹)	0.8-1.2 (整个过程时间)	0.87-1.0 (叶滤时间)
占地面积/m ²	22 包括操作，检修面积	45
每个周期操作	全自动连续运转	人工间歇运转
循环周期/h	8-10	8-10
操作安全性	安全	有碱、烫伤因素较大
维修工作量	很少	较大
进料（粗液）温度/℃	98	90-95
单位产能/（m ³ ·m ² ·h ⁻¹ ）	1.47	0.87-1.0
浮游物/（mg·L ⁻¹ ）	100-200	200-240
液滤浮游物/（mg·L ⁻¹ ）	5-10	< 14
工作压力/MPa	0.35	< 0.4
滤布使用周期/h	1300	1100-1300

通过对上表进行分析，可以发现卧式叶滤机操作强度大，每次卸泥都要打开滤片，卸完泥后还要重新装上阵片；自动化程度不高，占地面积大，厂房建筑费用高。而立式叶滤机的工作全过程由计算机控制，整个进料及卸饼、冲洗滤布全部自动化作业，安全可靠，不存在碱、烫伤的危险，且占地面积小，维修方便，经济效率好。

本次设计中采用的控制过滤设备采用立式叶滤机，使精液浮游物含量在 15mg/L 以下。

2.3.7 晶种分解

晶种分解是拜耳法生产氧化铝的一个关键工序，作业任务：接受沉降过来的精液，对其进行降温，通过添加晶种并保证分解固含和分解时间，确保生产出的氢氧化铝料浆向平盘过滤工序输送，并向蒸发工序输送合格的分解母液。

20 世纪 70 年代，随着干法氧化氢净化技术的问世和大型点式下料预焙阳极电解槽的开发应用，对氧化铝的质量指标特别是物理性能提出了新的要求，生产粒度粗和强度高的砂状氧化铝已是势在必行^[69]。

目前国内外生产砂状氧化铝有法铝 Pechiney 的一段砂状氧化铝生产技术（高固含分解），瑞铝 Alusuisse 的二段砂状氧化铝生产技术和美铝 Alcoa 的二段砂状氧化铝生产技术。

图 2-4 是一段法工艺流程图

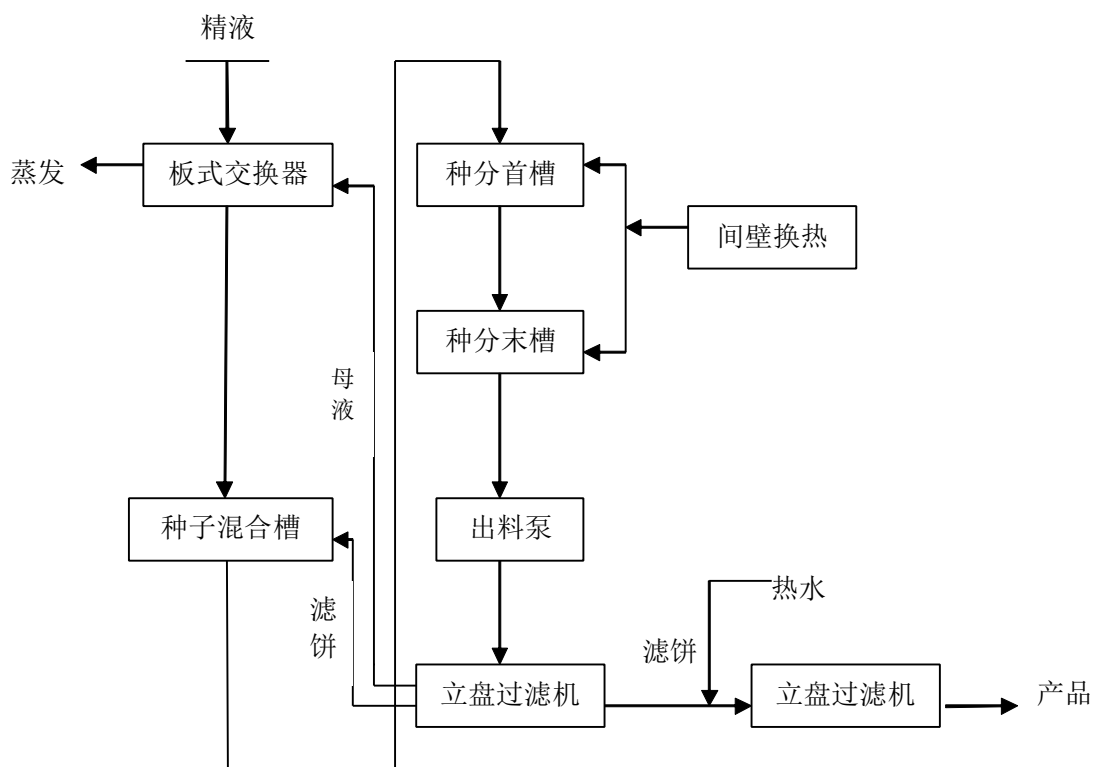


图 2-4 一段分解工艺流程

各氧化铝厂对一段法分解技术都经过了较长时间地探索，并取得了不少成就，但总

体来讲,粒度和磨损指数仍不够理想,主要是由于当系统粒度粗化到一定程度后,由于粗颗粒氢氧化铝的二次成核以及破碎、磨蚀等现象的发生,产生大量的细粒子受分解条件的限制,细粒子长大速度较慢,其影响在短时间内很难消除从而使系统粒度出现周期性的变化。

粒度变化周期的长短,受分解条件的影响较大,山西分公司拜尔法种分一段分解工艺的生产实践证明:当种分系统粒度较高时,粒度变化周期长波动幅度大,两极分化程度较深,对生产影响严重当种分系统固含较低时,粒度变化周期短,波动幅度小,但存在粗化程度低的问题,难以满足砂状氧化铝生产的要求。从而得出:固含低,有利于细粒子的长大;固含高有利于得到较粗的颗粒,为了兼顾两者的优点,开始将目光转向细晶种附聚-粗晶种长大两段分解的砂状氧化铝生产工艺的研究探索。二段分解工艺的关键是将细粒氢氧化铝分离出来,并在一段分解槽中单独进行附聚长大,显著提高细粒子长大速度^[70]。

瑞士铝业公司开发的“新瑞铝法”是有代表性的。“新瑞铝法”实质是将晶种过程分为晶种附聚与长大两个阶段,两个阶段的作业条件分别满足各自的要求。附聚初温为66-77℃。分解原液的过饱和度与细晶种表面积的比值 $\Delta c/S$ 最好控制在7-16g/m²范围内。精液在附聚槽停留6h,附聚作用基本完成后,物料经过适当的冷却进入晶体长大阶段,并添加粗晶种,粗、细晶种合计为400g/L Al(OH)₃,全部分解时间为40-80h。分解后的氢氧化铝分级为成品、粗晶种和细晶种。成品氢氧化铝煅烧成砂状氧化铝,其中小于44μm的细粒子含量5-8%。精液的Al₂O₃产出率为70-80g/L,并能保持整个分解过程中晶体颗粒数的平衡。

其工艺流程见图2-5^[71]。

总的来说,一段法的工艺特点是高浓度、高固含、流程简单易操作,精液产出率较高,但是产品粒度不够均匀,磨损指数高、强度低,晶种循环量大。而二段法虽然流程复杂,分级操作难度大,但具有产品粒度均匀,可以控制+150μm和-15μm的粒度,种子循环量小,产品氧化铝的百分含量可以降至15%以下,可以完全满足电解铝生产要求,具有很高的市场竞争力和发展前景^[72]。

因此,本设计采用二段法进行晶种分解。

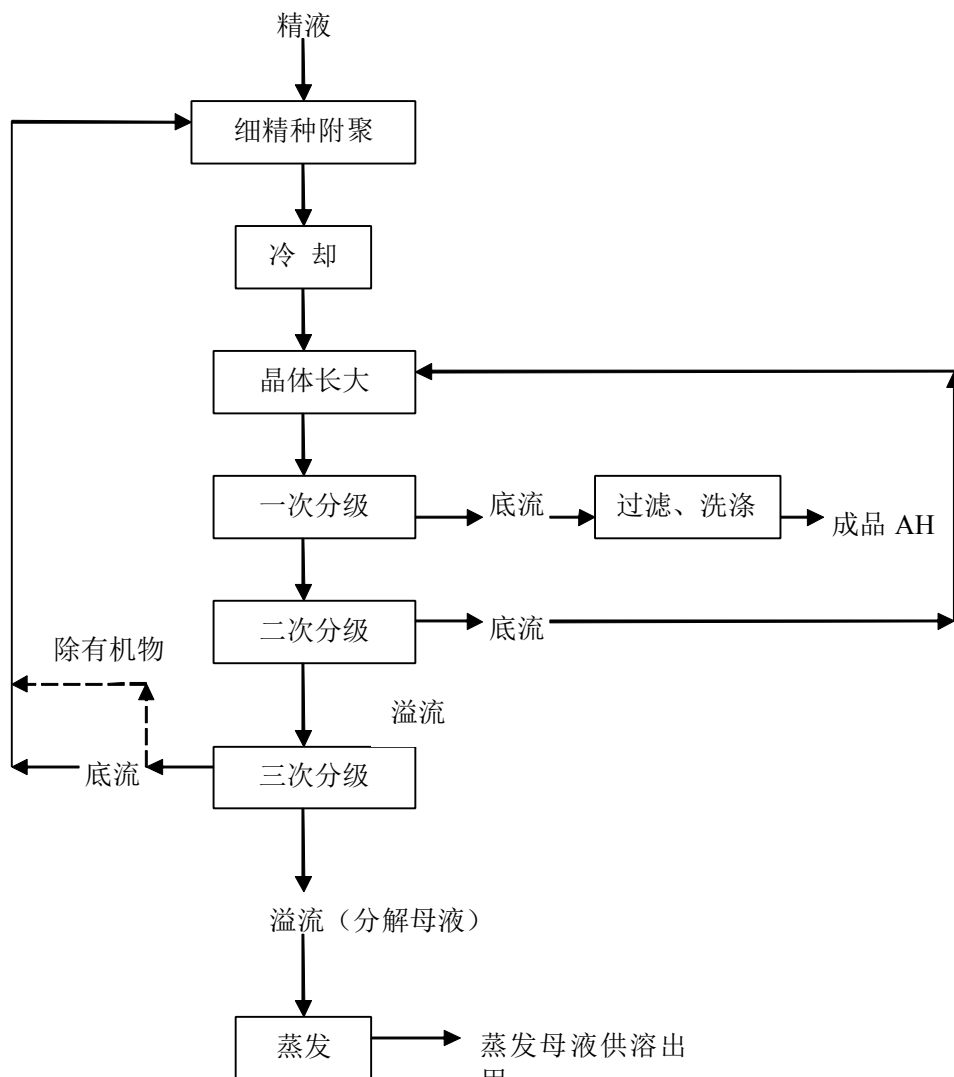


图 2-5 二段分解工艺

2.3.8 氢氧化铝过滤

氢氧化铝的分离与洗涤对于获得水分和 Na_2O 含量低的氢氧化铝产品是很重要的。为了生产砂状氧化铝，用分级办法得到成品氢氧化铝和晶种氢氧化铝浆液。本次设计成品氢氧化铝过滤使用平盘过滤机，种子过滤工序采用立盘过滤机。

2.3.8.1 种子过滤

晶种分解过程中必须在精液中加入大量的氢氧化铝作为诱导结晶的种子，晶种氢氧化铝在返回分解槽前须滤去它所附带的母液，避免过分提高分解原液的苛性比值。分解后的氢氧化铝浆液除少部分经过分级后送往成品过滤外，大部分氢氧化铝浆液都通过种子过滤进行液固分离，分离后的母液送往蒸发浓缩工序，固体氢氧化铝作为种子与精液混合送往分解首槽。

本次设计采用 114m^2 立盘种子过滤机，滤液产能可达 $3.0\text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ 以上，滤饼含液率为 20% 左右。立盘过滤机结构简单，操作方便，占地小，产能高，滤饼附液量低，运

行成本低的特点^[73]。

2.3.8.2 氢氧化铝分级

在品种分解过程中采用粒度较细的氢氧化铝作品种（比表面较高的品种）有利于提高精液产出率，因此必须对分解氢氧化铝进行粗颗粒和细颗粒的分离，细颗粒氢氧化铝返回分解系统作品种，粗颗粒氢氧化铝作为产品氢氧化铝，以满足砂状氧化铝的生产要求。

用于氢氧化铝粗细颗粒分离的设备主要有水力旋流器、弧形筛、多级沉降分级槽和旋流器组成的分级机组。旋流器组的配置主要有一字型排列和环状排列两种形式。一字型排列可以适应狭窄地形，但各个旋流器之间的压力平衡难于保证，容易出现工作压力前高后低的现象，不利于旋流器的分级操作。环状配置要求有一定的场地，但由于是中间分配器给料，可以保证各个旋流器的工作压力一致。因此，在场地条件许可的情况下，环状排列配置旋流器组的应该是首先方案。本次设计采用的是 60 个旋流器（HC100）的组成的环状排列的分级机组，每组分级机氢氧化铝产能达 84t/h，目前是世界上分级效果最好的分级设备之一^[74]。

2.3.8.3 成品过滤

成品氢氧化铝浆液带有大量母液，必须进行液固分离，对固体氢氧化铝还必须洗涤以回收母液中的 Na_2O ，以减少生产上的碱损失并降低产品中的杂质含量。

成品过滤的常用设备有转鼓过滤机、平盘过滤机等，本次设计用于氢氧化铝成品过滤的是平盘过滤机。过滤面积 51m^2 ，是从法国 Dorr 公司引进的，其设计产能为 76t 氢氧化铝/h，经过技术改造及脱水剂的应用，现在每台平盘可产氢氧化铝 90t/h，且保证氢氧化铝产品中的 Na_2O 含量不大于 0.06%，水分不高于 5%，其指标居国际先进水平^[75]。

2.3.9 氢氧化铝焙烧

在高温下将氢氧化铝的附着水、结晶水除去，使其晶型转变，以获得适合要求的氧化铝，一般的煅烧温度在 $1000\sim 1250^\circ\text{C}$ 下进行。此工序的常用设备有回转窑、气体悬浮焙烧炉等。

在 60 年代流态化煅烧出现以前，氧化铝工业都是采用回转窑煅烧氢氧化铝。这种设备结构比较简单，维护方便，设备标准化，煅烧产品的破碎率低。这是此系统的优点，但是，它有致命的缺点，从传热观点看，用回转窑煅烧氢氧化铝这种粉料是很不理想的。它不能提供良好的传热条件。在窑内只是料层表面的物料与热气流接触得到加热，紧贴窑壁由其加热的物料为数既少，而且换热效率低。同时，回转窑是转动的，投资大。窑衬得磨损使产品中二氧化硅含量增加，物料在窑中煅烧也不够均匀，直接影响成品质量。所以自流态化煅烧技术出现并不断成熟后，逐渐代替了回转窑煅烧。氢氧化铝焙烧采用流态化悬浮焙烧技术，取代传统的回转窑焙烧，是国内外氧化铝工业的发展趋势。物料在流态化状态下与气体的热交换过程最为强烈，同时这种悬浮焙烧炉结构紧凑、简单、

投资省，运转部件少，热耗较传统回转窑低 60% 以上，设备运转率高，可达 95% 左右，流态化悬浮焙烧技术是当今世界氧化铝行业先进的焙烧技术，此种焙烧炉系统也运行良好，产品质量稳定，设备产能、热耗及运转率等主要技术经济指标为世界先进水平^[76]。

所以本设计主要是考虑流态化焙烧。

当今世界成功地应用于工业生产的流态化焙烧有四种，即：美国铝业公司的流态闪速焙烧炉 (F.F.C)，原西德鲁奇公司的循环流态焙烧炉 (C.F.C)，丹麦史密斯公司的气体悬浮焙烧炉 (G.S.C) 及法国弗夫卡乐巴柯克公司的气体悬浮焙烧炉 (F.C.B)；前三种流态化焙烧炉在世界上得到广泛采用。所以这里只考虑前三种焙烧工艺。

流态化焙烧炉具有共同的特点，但细微分析，无论从技术经济指标（见表 2-3），还是炉型的设计成熟性与稳定性，不同炉型具有各自的特点与不足。

表 2-3 三种类型的流态化焙烧炉的主要指标^[77]

主要指标	炉型		
	F.F.C	C.F.C	G.S.C
产能（吨/日）	1300	1300	1300
热耗 kal/(kg·AO)	740	735	715
破损指数（%）	<3	3-6	<3
焙烧温度（℃）	1050-1100	950-1000	1150-1200
电耗（kWh/t·AO）	20	20	14
比表面积（m ² /g）	40-45	80-85	80
运转设备（台）	4	23	16
流化床数（台）	7	4	1
控制回路（条）	22	6	12

注：破损指数是指-44μm 微粒的破损率。

下面对三种焙烧炉做详细介绍^[78]：

（1）美铝流态化闪速焙烧炉（F.F.C）

美铝流态闪速焙烧炉属正压作业，采用稀相换热和浓相保温相结合的技术，相对另外两种炉型有其特点。其一，由于采用了调节焙烧温度和停留保温槽料位（控制反应时间）这双重控制方式，产品质量能得到可靠的保障，同时，可根据用户的要求，获得不同的灼减，比表面积及 $\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ 含量的焙烧产品，其二，由于整套装置设计了预热炉、流化干燥器、停留保温槽、流化冷却器这四个缓冲容器，若焙烧炉的干燥段、焙烧段和冷却段中任何一段出现短时故障（或因进出料外部系统影响），另外两段仍能维持运行，整个系统不会产生热工制度的大波动，对焙烧炉的使用寿命及生产的恢复极为有利；因此，整个焙烧炉运行稳定可靠，并且承受各种事故的能力强。其三，焙烧炉全系统设计

成熟，主要体现在工艺检测控制及联锁保护系统设计合理，炉内衬及内衬养护（烘炉）过程设计合理，因此，焙烧炉年内运转率可达 95%左右。

美铝流态闪速焙烧炉也有其自身的不足。①此套装置适应低水份的氢氧化铝物料（6%-8%），若氢氧化铝附着水较高时，必须通过增加过量的过剩空气，使热量从焙烧段带入干燥段，以增强干燥能力，相对来说使焙烧氧化铝的热耗和电耗增加；②整套装置流化床板多，大小床板共达 7 块，这样维修时工作量相对加大；③全套装置的控制回路多，控制软件设计复杂，相应地对操作人员和计控人员提出了较高的要求；其四由于系统正压作业，整个焙烧炉体的密封、检测点的密封及容器间料封系统要求严格。

（2）鲁奇循环流态焙烧炉（C.F.C）

鲁奇循环流态焙烧炉是一种设计和生产经验比较成熟的装置，采用了正压作业浓相流态化技术，其炉型有其独特之处。其一，流态化循环炉依靠大量的物料循环（约为产量的 12 倍-56 倍），焙烧停留时间 6 分钟左右，这样可降低焙烧温度，有利于降低焙烧氧化铝热耗，同时确保焙烧氧化铝产品质量；此外，大量循环物料的热含量可以削弱系统的热冲击，维持系统的热稳定性，对提高炉内衬的使用寿命极为有利，炉运转率可达 90%-94%；其二，整个装置无高（电）压大型设备，早期的焙烧炉均有鼓、排风机，随着生产时间经验的丰富，系统阻力损失的降低，装置的排风机被取消，鼓风机也化整为零，这样，设备简化，投资节省，生产控制灵活，事故率降低；其三，控制回路简单，流态循环焙烧炉自动控制回路仅有 6 条。

循环流态焙烧炉也有其自身的缺陷。其一，循环焙烧炉对颗粒破损率大，究其颗粒破损率大的原因，一是气体在喷射口、旋风筒入口以及弯头处的流动速度大，二是颗粒在循环炉内发生颗粒和颗粒之间和颗粒和器壁的撞击与摩擦；尽管鲁奇公司对该装置不断地进行改造与完善，使破损率大幅度降低，但目前焙烧产品 $45\mu\text{m}$ 粒级的破损率仍高达 3%-6%。其二，循环焙烧炉有四个流化床，不仅在冷却系统设计有流化床，而且在高温段也设有流化床，增强了维检修工作量。其三，循环流态焙烧炉与流态闪速焙烧炉一样，亦不适应高氢氧化铝附着水物料。

（3）丹麦气体悬浮焙烧炉（G.S.C）

丹麦气体悬浮焙烧炉是流态化焙烧的后起之秀，整个装置采用负压作业、稀相流态化技术，相对上述两种炉型有其明显的优势。其一，此炉型采用了在干燥段设计热发生器这一新颖措施，当供料氢氧化铝附着水含量增大时，不需象其它炉型那样采取增加过剩空气的方式来增加干燥能力，仅需启动干燥热发生器来增加干燥段热量，避免了废气体量大增而大量损失热量，因此，与前两种炉型相比，气体悬浮焙烧炉热耗和电耗要低。其二，整套装置设计简单；简单有三个方面，一是工艺流畅，物料自上而下流动，可避免事故停炉时的炉内积料和计划停炉时的排料；二是设备简单，除流化冷却器外无任何流化床板，没有物料控制阀，方便了设备维检修；三是负压作业对焙烧炉的问题诊断和事故处理有利；这些简单的设计，有利于故障后生产的快速恢复，给生产组织带来方便。其三，控制回路简单，气体悬浮焙烧炉虽有 12 条自动控制回路，但在生产中起主要作

用的仅有2条,一条是主燃烧系统的主炉温度控制回路,另一条是 O_2 含量控制回路。

气体悬浮焙烧炉是80年代发展起来的流态化焙烧装置,设计和生产经验欠成熟。其一,耐火材料脱落严重,特别是高温段,这一现象不仅在山西分公司的气体悬浮焙烧炉发生,在印度兴达尔阔铝厂、欧洲氧化铝厂及雷诺金属公司的科克氧化铝厂也都出现;造成这种现象的原因有两个方面,一是G.S.C炉内衬设计不合理,二是供炉制度不完善(甚至有烘炉“死区”,如3号冷却旋风筒、各旋风筒下料管);耐火材料脱落使料管堵塞,导致生产不稳定,炉运转率降低。其二,由于气体悬浮焙烧炉容器间设计采用下料管料封,生产中不能在低产能下运行,即便在开始下料,也必须迅速提高产量,其目的是避免气流“反窜”(走短路)或焙烧炉系统内料流形成“脉冲”,因此,G.S.C产能的可调范围窄,一般要求在设计能力的60%-100%内调节。其三,气体悬浮焙烧炉设计的检修、清理、观察等活动孔太多,设计中G.S.C每个旋风筒有检修孔3个,清理孔3-6个,观察孔3-4个,再加上连接烟道,孔数繁多,这些孔不仅增加了散热损失,而且给系统造成了漏风隐患。其四,电收尘收集粉尘输送系统和文丘里烟道降温系统的设计尚未定型^[79]。

在选择焙烧炉时应以焙烧炉生产的可靠性和稳定性作为重要根据。G.S.C的指标最先进,但是最先进的指标在稳定性差的焙烧炉上难以实现,稳定性较强的属美铝流态闪速焙烧炉和鲁奇循环流态化焙烧炉。

考虑到技术的逐步完善和节能降耗的实际要求,综合考虑以上各种方案的优劣,本设计采用丹麦史密斯公司气体悬浮焙烧炉,焙烧用燃料为发生炉煤气。

2.3.10 母液蒸发

在氧化铝生产中,母液蒸发的能耗占湿法作业过程全部能耗的一半,母液蒸发的主要任务是蒸发浓缩分解送来的种分母液,调配成浓度符合生产要求的循环母液,同时排除流程中的碳碱,维持整个氧化铝厂生产流程的液量平衡。

在氧化铝生产中,母液蒸发的设备和作业流程要根据原液中的杂质含量,有用成分回收的需要(如处理霞石时回收 Na_2CO_3 、 K_2CO_3 、 K_2SO_4 等)以及对循环母液碱浓度的要求进行选择,使之有利于减缓结垢生成、降低能耗和提高设备产能。

氧化铝厂采用了很多类型的蒸发器,以适应蒸发需要。种分母液的蒸发,国内目前采用外热式自然循环蒸发器,国外多采用传热系数高的膜式蒸发器,而且降膜蒸发器又取代了以往的升膜蒸发器。

在种分母液需要蒸发至高浓度时,一般采用逆流或混流作业流程,也有的采用两段蒸发。与逆流作业相比,顺流作业虽然溶液可以自流,出料温度低,蒸汽、电能均可节省,蒸发器加热管寿命也较长,但其主要的缺点是在前面的一、二效内温度高,而溶液浓度低,加热表面上水合铝硅酸钠结垢严重。同时出料处于低温、高碱浓度之下,结晶析出的碳酸钠和硫酸钠颗粒细,难以分离^[80]。

本次设计拟选用六效管式降膜蒸发器加三级闪蒸器的工艺。

2.3.11 碳酸钠苛化

氧化铝生产过程中由于铝矿和石灰带入的 CaCO_3 中含有 CO_2 ，不可避免地造成反苛化形成 Na_2CO_3 ，当溶液中的 Na_2CO_3 ，积累到一定程度时，会在蒸发或溶出闪蒸槽处析出。因此，要对铝酸钠溶液中的 Na_2CO_3 ；进行苛化，传统的氧化铝厂多采用石灰苛化。采用这种蒸发苛化法存在以下缺点：

① 母液中 Na_2CO_3 含量高， $\text{Na}_2\text{O}_\text{C}/\text{Na}_2\text{O}_\text{T}$ 一般都在 15% 以上，要求溶液中的 $\text{Na}_2\text{O}_\text{C}/\text{Na}_2\text{O}_\text{T}$ 浓度在 10% 以下，最高不能超过 12%；

② 由于苛化后低浓度($\text{Na}_2\text{O}_\text{K}$ 约 g/L)碱液要进行蒸发至母液浓度，增加了蒸发器负担，多耗蒸汽。

平果铝厂采用了部分蒸发母液超浓缩蒸发排盐苛化工艺，并增加了赤泥沉降系统苛化工艺。由于采用液体烧碱补碱，并采取措施控制进入流程的 CO_2 量，仅采用沉降苛化就可苛化平衡了全厂的碳酸钠，且溶液中的碳酸钠含量 $\text{N}_\text{C}/\text{N}_\text{T}$ 可以控制到不高于 7%。从节能方面考虑，如果进行蒸发苛化，则苛化溶液量为 0.35m^3 。由于沉降苛化直接在沉降系统内进行，苛化后的碱液不用再蒸发，相当于 1t 氧化铝少蒸水 0.2t 同时也不用开动汽耗较高的超浓缩强制循环蒸发器(强制效蒸浓至 320g/L，相当于四效作业)、1h 节新蒸汽 8-10t；平果铝采用上述工艺后、生产 1t 氧化铝的蒸发水量不到 3.5t、而高压溶出采用直接加热溶出器的工厂，溶出所用循环母液与分解液的苛性碱浓度差大、生产 1t 氧化铝的蒸发水量达 7t 以上、比平果先进工艺高出一倍。因此，本次设计参考平果铝厂的 Na_2CO_3 苛化工序，采用部分蒸发母液超浓缩蒸发排盐苛化工艺，并增加了赤泥沉降系统苛化工艺。

但是，石灰苛化技术较为成熟，且也改进了很多，考虑到生产的稳定性和成本投资问题，本设计采取石灰苛化。

2.4 主要技术、经济指标的选择与论证

2.4.1 溶出温度

温度是影响溶出过程的最主要因素。随着溶出温度的提高， Al_2O_3 在碱溶液中的溶解度增大，溶出反应速度以及碱溶液与反应产物的扩散速度也增加。当其他溶出条件相同时，提高溶出温度总是使溶出速度加快，溶出设备产能显著提高的。

铝土矿的矿物类型不同，其所要求的溶出温度也不同。目前溶出三水铝石型的铝土矿时，溶出温度一般为 $120\sim 140^\circ\text{C}$ ；溶出一水软铝石矿的溶出温度一般在 $205\sim 230^\circ\text{C}$ ；而溶出一水硬铝石矿溶出温度在 $230\sim 245^\circ\text{C}$ 或更高。

提高溶出温度不仅可以提高 Al_2O_3 的溶出速度，而且可以在保证 Al_2O_3 充分溶出的前提下将溶出液的苛性比值，提高硅量指数，从而使母液的循环效率提高。此外，提

高温还能改善赤泥的沉降性能，还能减小矿石在矿物形态方面的差别所造成的影响。

但是提高溶出温度，势必提高设备的工作压力，增加热耗，提高生产成本。综合考虑，本设计的溶出矿主要是平果矿，采用的是管道化预热—压煮器溶出技术，所以把溶出温度确定在 260°C 。

2.4.2 配料 α_k

在溶出铝土矿时，如 Al_2O_3 的溶出达到理论值，溶出液的分子比就决定于母液配置。所谓配料分子比就是预计矿石中 Al_2O_3 达到理论溶出率时，溶出液的分子比，因此也叫配碱分子比。

苛性比的数值越高，即对单位重量矿石配的碱量越多，因此溶出过程中溶液可以始终保持着大的未饱和度，使溶出速度加快，达到高的溶出率。但是它会使分解速度减慢，分解率降低，并且使循环效率降低，物料流量增大。当循环母液的苛性比值为 3.6，配料苛性比值由 1.8 降到 1.2 时，溶液的流量减小 50%。可见提高循环母液的苛性比值也可以降低循环碱量，但是其效果不如降低配料苛性比值显著。因此为了保证高的循环效率，在保证 Al_2O_3 的溶出率不过分降低的前提下应尽可能采取低的配料苛性比值。低分子比的溶出液还有利于种分过程的进行。

为了保证矿石中的 Al_2O_3 具有较高的溶出速度和溶出率，配料苛性要比在此条件下的平衡苛性比值高 0.2-0.3。随着溶出温度的升高，这个差值可以适当缩小。

本次设计采取采用管道化预热—压煮器罐溶出，可取较低的配料 α_k 值，故配料 α_k 取 1.45。

2.4.3 循环母液碱浓度和苛性比

由 $\text{Na}_2\text{O}-\text{Al}_2\text{O}_3-\text{H}_2\text{O}$ 系等温度线图可以看到循环母液的苛性 Na_2O 浓度愈高，苛性比值 α_k 愈高，其未饱和程度愈大，氧化铝溶出速度及设备产能越大，得到的溶出液 α_k 越低，碱的循环效率也越高。但过分的提高循环母液的碱浓度和苛性比值又会为后继过程带来缺点和困难。将增加循环母液蒸发工序的负荷及蒸汽消耗量，从而使氧化铝的生产成本上升。同时还增加种分的时间。

本设计是采用间接加热方式，所以循环母液的碱浓度取 240g/L ，苛性比值取 3.0。

2.4.4 苛性碱的加入方式

我国多采用纯碱苛化补碱的加碱方式（纯碱价格低于液体苛性碱），但是氧化铝厂的苛化原液中含有的杂质多，苛化率低，且纯碱苛化补碱苛化量大，必须设立单独的苛化工序。而采用液体补碱方式不仅可以简化生产流程，降低建设投资，生产成本也较低。因此，两个方案对比分析，采用补液体苛性碱更为合适。另外，在采用液体苛性碱时因为 NaCl 的含量较纯碱高，即带入流程中的 NaCl 较多，假如 NaCl 在流程中积累过高的

话,会对设备产生一定的腐蚀。但当碱液中含 $\text{NaOH} > 42\%$, $\text{NaCl} < 2.0\%$ 时, Cl^- 在流程中的平衡浓度就不会妨碍设备的安全运行。

综上所述,本设计采用液体苛性碱补碱,且液碱的主要含量为 $\text{NaOH} > 42\%$, $\text{NaCl} < 2.0\%$ 。

2.4.5 石灰的添加量及添加方式

2.4.5.1 石灰的添加量

目前在工业处理铝土矿生产氧化铝时一般添加石灰。溶出时添加石灰有以下好处:

①提高 AO 的溶出速度。这是就排除了钛矿物的危害作用之后来说的,即对于不含钛矿物的铝土矿,增加 CaO 配矿量也能加速 Al_2O_3 的溶出。

②促进针铁矿转变成赤铁矿,使其中以类质同晶形态存在的 Al_2O_3 充分地溶入溶液,提高 AO 的溶出率。

③减少碱的消耗。

④消除杂质。添加 CaO 后,可以使铝酸钠溶液中的钒酸根、铬酸根和氟离子转变为相应的钙盐进入赤泥,降低它们在溶液中的积累浓度。

⑤提高硅量指数 由于水化石榴石在铝酸钠溶液中的溶解度比水合铝硅酸钠低得多,故添加石灰溶出时,溶出液的硅量指数也得以提高。

⑥改善赤泥的沉降性能。由于添加石灰促进了针铁矿的转变成赤铁矿和方钠石转变成钙霞石,并且减少了赤泥的比表面,因而赤泥的沉降性能有较明显的改善。

石灰添加溶出的副作用:添加石灰将增加赤泥数量和 Al_2O_3 的损失。石灰往往还带来另一个缺点,便是由于煅烧不充分,残留的石灰石造成的反苛化作用,这必然会增大溶液中碳酸钠的积累含量和苛化过程的负担。

表 2-4 反映了不同的石灰添加量对氧化铝溶出率的影响。

表 2-4 石灰添加量对氧化铝溶出率的影响

石灰添加量	CaO(%)	1	2	3	4	5	6	7
	CaO/TiO ₂	0.308	0.607	0.91	1.63	2.43	3.08	4.55
AO 的溶出率	%	64.2	84.2	85.4	85.5	85.4	85.5	82.1
Na ₂ O 损失	kg/t.AO	144	105	100	83	75	71	59

可以发现石灰的添加量达 6% 的时候,氧化铝的溶出率最高,再添加溶出率反而下降,是因为适量的石灰量会消除 TiO_2 对一水硬铝石矿溶出的抑制,但是过多添加会使过量的石灰与氧化铝发生反应生成了 $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 而造成损失。在工业生产中经整体权衡后氧化钙的添加量一般为 4-10%。

综合分析,本设计把石灰的添加量定位 8%。

2.4.5.2 石灰的添加方式

石灰的添加方式有前加和后加两种,前者对于技术条件没有过高的要求,但容易在

加热段形成结疤，后者不会有加热段形成结疤的问题，但技术要求有点高，为避免在加热段生成结疤，本工艺采用后加方式，用母液化灰在溶出前高压打入与矿浆混合。

2.4.6 分解温度

分解温度对分解过程的主要技术经济指标有很大的影响，因此当分解原液的成分一定，确定和控制好适宜的温度制度至关重要。

根据 $\text{Na}_2\text{O}-\text{Al}_2\text{O}_3-\text{H}_2\text{O}$ 系平衡图可知，降低温度总是可以提高分解速度的。但是分解温度低于 30°C 后，进一步降低温度，反而使分解速度降低。从另一方面来看，提高温度有利于晶种附聚，并使晶体长大速度大大增加。温度高也有利于避免或减少新晶核的生成。因此在溶液过饱和度相同的条件下，提高分解温度有利于获得粒度较粗的氢氧化铝。但如上所述，当溶液成分一定时，提高温度，使溶液过饱和度下降，导致分解速度降低，同时对产品的强度不利。

为了保证较高的分解率并得到粒度较粗、质量良好的氢氧化铝，在工业生产上采用逐渐冷却溶液的变温分解制度。且一般是分解初期较快地降温，分解后期则放慢。这样既能保证分解率，又不致明显地影响产品粒度。

就上述分析，以及本设计采用的是二段分解，所以把分解初温确定在 68°C ，终温确定在 $49\sim 53^\circ\text{C}$ 。分解时间为 60 小时。

2.4.7 分解原液的浓度和苛性比值

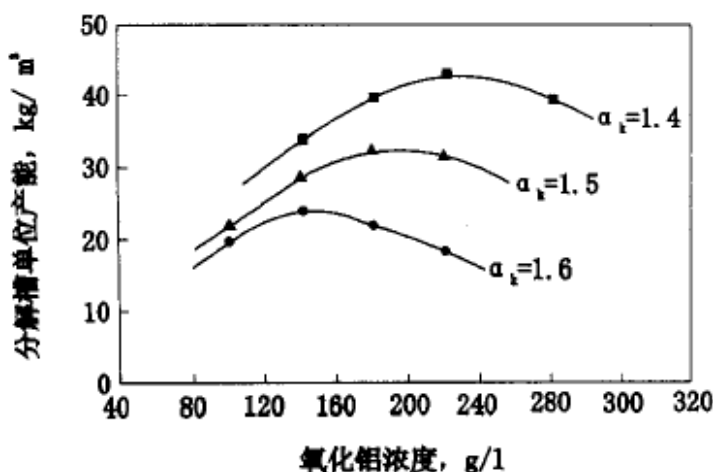


图 2-6 原液 Al_2O_3 浓度对分解槽单位产能的影响

分解原液的浓度和苛性比值是影响种分速度、产出率和分解槽单位产能最主要的因素，对分解氢氧化铝的粒度也有明显的影响。

提高原液氧化铝浓度有利于提高溶液产出率。但众所周知，在其它条件相同时，中等浓度的过饱和铝酸钠溶液具有较低稳定性，若过度提高浓度反而会使溶液的粘度和稳定性提高，不利于分解过程的进行，从而导致溶液的产出率降低。而且溶液浓度过高还会使产品粒度变细、强度降低。

从产出率方面考虑,应该存在一个对应最大产出率的最佳氧化铝浓度,而且由图 2-6 可以看出,这个最佳浓度还与原液苛性比值有关,原液苛性比值越低,对应最佳浓度越高,分解槽的最高产能也越大。

表 2-5 精液 Al_2O_3 浓度对分解过程的影响

氧化铝浓度 g/l	母液苛性比值	分解率 %	精液产出率 kg/m ³
137.00	3.53	54.11	74.13
159.53	3.50	50.91	81.22
174.67	3.06	47.06	82.20
192.92	2.62	38.17	73.64

注:原液 α_k 1.6,种子比 2.6,种子含液率 21.3%,分解初温 65℃、终温 50℃,分解时间 70 小时。

从上面的图表发现,分解原液浓度过低或者过高都不利于产出率的提高,一般把浓度定在 160-175g/l 为宜。另外,在其他分解条件相同的情况下,原液的苛性值越低,产出率越高。但是原液苛性值受铝土矿溶出条件和赤泥分离技术的限制,不可能降低太低。

综上分析,本设计分解原液 Al_2O_3 浓度取 180g/l, α_k 取 1.45。

2.4.8 晶种系数

铝酸钠溶液必须添加大量晶种才能进行分解是它的一个突出特点。

从有关资料分析可知,在过饱和度大的铝酸钠溶液中适当提高晶种系数,液固接触界面增大,可使高浓度精液的分解速度加快,增大溶液产出率;同时还可缩短诱导期,加快晶体长大速度,减少新晶核的生成。当晶种系数比较小时,这种趋势尤其明显。但当晶种系数达到一定限度后,继续提高的效果便减小。且如果晶种系数过高,随晶种带入的母液增多,使分解原液的苛性比值明显升高,过饱和度下降,同时也使流程中氢氧化铝周转数量、输送搅拌的动力消耗和晶种过滤的设备、费用都增加^[81]。研究结果表明,当原液浓度达到 170g/l 左右时,某公司晶种系数应为 2.3-3.0,见下表。

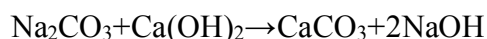
表 2-6 晶种数量对氢氧化铝粒度的影响

晶种系数	氢氧化铝粒度组成 (%)				
	+85 μm	43-85 μm	-43 μm	+10 μm	-10 μm
0.1	0.0	0.0	100	9.0	91.0
0.5	0.0	0.6	99.4	35.4	64.6
1.0	5.8	25.0	69.2	78.0	22.0
2.0	10	23.0	76.0	84.0	16.0
3.0	9.5	26.5	54.0	91.0	9.0
5.0	6.5	25.0	68.4	91.0	9.0

而本设计采用的晶种系数取 2.5。

2.4.9 苛化工序

拜尔法流程中，由于矿石、石灰、空气、液碱及有机物等与溶液发生苛化反应，使母液中 Na_2CO_3 不断增加，最终达到饱和，而在蒸发结晶析出，然后用石灰乳苛化。苛化的基本反应为：



由于苛化原液中含有 Al_2O_3 ，温度降低时，便有 $(3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O})$ 析出，消耗大量石灰，同时还有水解损失，降低苛化率， Al_2O_3 入渣中而损失。

本设计拟采用下列工艺条件：①石灰加入量为化学计量的 125%，②苛化率为 80%，③石灰渣含液率为 35%。

2.4.10 赤泥组成

在拜尔法溶出过程中， SiO_2 以脱硅渣 $\text{NaO}_2 \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ 的形式进入赤泥，所以赤泥中 $\text{A/S}=1.3-1.4$ ；由于添加剂 CaO 的加入，脱硅渣中部分 NaO_2 被 CaO 取代，赤泥中 $\text{N/S}=0.2-0.3$ 。因此本设计的赤泥铝硅比及赤泥钠硅比分别取 1.40 和 0.30。

2.4.11 焙烧温度

研究表明，在保证出氧化铝烧碱合格的条件下，逐步降低焙烧主炉温度，结果见表 2-7。另根据中州铝厂的工业实践，烧碱按 1.0% 控制的氧化铝，流动性好，在电解时溶解活性好，有利于降低电解熔融温度，可增加氧化铝烧碱，减少氧化铝损失，降低生产成本，同时可减少炉体散热损失，降低废气排放温度，减少烧碱系统卸出氧化铝带走的显热损失。从统计结果来看，当主炉温度从 1030°C 左右，每焙烧 1 吨氧化铝可降低煤气消耗 82m^3 。

表 2-7 焙烧温度与烧碱含量关系^[82]

焙烧温度/ $^\circ\text{C}$	1150	1130	1100	1060	1030	1000
烧碱含量/%	0.57	0.65	0.73	0.90	0.96	1.02

所以本设计焙烧温度定在 1030°C 。焙烧时间为 20-30min。

2.5 设计参数总表

设计参数汇总如下表 2-8

表 2-8 设计参数总表

工序	名称	数值	备注
磨矿	磨矿粒度	98.7% < 350 μ m	100% < 500 μ m, 60% < 63 μ m
	磨矿流程		棒磨+球磨+水力旋流器
配料	石灰添加量	8%	
	循环母液苛性比值	3.0	
	循环母液苛性碱浓度	240g/l	
	配料分子比	1.45	
溶出	温度	260℃	
	时间	45min	
	溶出液分子比	1.45	
	溶出过程蒸水率	8%	
	A/S	1.40	
	N/S	0.30	
	工艺流程		管道化预热—压煮器溶出技术
赤泥的分离与洗涤	稀释碱浓度	158.66g/l, 17.62g/l	
	洗水量	5288.25kg	
	分离槽液固比	1.5	
	末次洗涤槽底流液固比	1.0	
	弃赤泥附碱	2.50kg/t	
	AH 分离滤饼附液量（种子）	20%	
	沉降流程		深锥沉降槽分离、4 次深锥沉降槽洗涤
晶种分解	时间	60h	
	晶种系数	2.5	
	分解母液分子比	3.0	
	分解初温	68℃	
	分解终温	49-53℃	
	工艺流程		二段分解法
母液蒸发	蒸发母液 N _K	225g/l	
	蒸发母液 A	123.37g/l	
	工艺流程		五效逆流(竖管降膜)
过滤洗涤	AH 洗涤滤饼含液量	10%	
	设备		平盘过滤机
焙烧	温度	1130℃	
	时间	20-30min	
	设备		气体悬浮焙烧炉

第3章 物料平衡计算

为了便于计算，物料平衡计算按生产1吨氧化铝为基准进行^[83]。

3.1 主要生产技术指标

1) 产品为一级品氧化铝（国标）：不低于 Al_2O_3 98.6%，本设计取： Al_2O_3 为 99%

2) 铝土矿的化学组成（%）

Al_2O_3	Fe_2O_3	SiO_2	TiO_2	灼减	其它	合计	附着水分
60.37	13.32	5.07	3.47	12.39	5.38	100.00	0

3) 石灰的化学组成（%）

CaO	CO_2	其他	合计
88.78	3.50	7.22	100.00

4) 氧化铝实际溶出率：88.24%，总回收率取：86%

5) 石灰添加量占干铝土矿量的 8%

6) 碱耗：45.45 kg

补碱组成（g/L）

Na_2O_k	Na_2O_c	CO_2	密度：1440 kg/m ³
438.8	7.2	5.1	

7) 循环母液的组成（g/L）

Na_2O_k	Al_2O_3	Na_2O_c	CO_2	Na_2O_T	密度：1367.73 kg/m ³
240	131.60	20.87	14.81	260.87	$\alpha_k = 3.0$

8) 铝酸钠溶液组成（g/L）

Na_2O_k	Al_2O_3	Na_2O_c	CO_2	Na_2O_T	密度：1334.05 kg/m ³
-------------------------	-------------------------	-------------------------	---------------	-------------------------	------------------------------

158.66 180 14.65 12.50 176.28 $\theta_k = 1.45$

9) 沉降分离槽底流 L/S=1.5，末次洗涤槽底流 L/S=1.0

10) 弃赤泥液相中 Na_2O 的含量(浓度)：2.5kg/t-干赤泥

11) 溶出后的赤泥的 A/S=1.40， N/S=0.3

12) 溶出过程浓缩率：8%

13) 晶种分解中种子比为 2.5，种子附液量为 20%，分离后氢氧化铝浆液的 L/S=0.8

14) 氢氧化铝洗涤水的消耗量为 0.46 吨/吨-AH，氢氧化铝滤饼的含水量为 10%

15) 蒸发中， $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ 带走的循环母液量为 40%

16) 苛化时的石灰数量为化学反应计算量的 125%；苛化率为 80%

3.2 物料平衡计算

3.2.1 损失计算

根据原始数据，该铝土矿的铝硅比： $A/S=60.37\div5.07=11.9$ ，故理论溶出率：

$$\eta_{理} = \frac{A-S}{A} \times 100\% = \frac{60.37-5.07}{60.37} \times 100\% = 91.6\%$$

实际溶出率：

$$\eta_{实} = \frac{(A/S)_{矿} - (A/S)_{赤}}{(A/S)_{矿}} \times 100\% = \frac{11.9-1.4}{11.9} \times 100\% = 88.24\%$$

因总回收率比实际溶出率低 2~3%，故本次设计的实际总回收率取 86%。

在氧化铝的产出率为 86%的条件下，如果制取 1 吨含有 990 公斤成品的氧化铝，则需要消耗干铝土矿：

$$990 \div (0.86 \times 0.6037) = 1906.85\text{kg}$$

其中应含有氧化铝：

$$1906.85 \times 60.37\% = 1151.16\text{kg}$$

因而，氧化铝的总损失量：

$$1151.16 - 990 = 161.16\text{kg}$$

其中，根据实际情况，破碎及储存时氧化铝的损失量为生产一吨氧化铝所需的总 Al_2O_3 量的 0.5%。即为：

$$0.5\% \times 1151.16 = 5.76\text{kg}$$

相当于损失干铝土矿：

$$5.76 \div 60.37\% = 9.54\text{kg}$$

则进入湿磨工序的干铝土矿：

$$1906.84 - 9.54 = 1897.30\text{kg}$$

干石灰量为：

$$1897.30 \times 8\% = 151.78\text{kg}$$

湿磨过程中 Al_2O_3 的损失与破碎时相同，即有： $0.5\% \times 1151.16 = 5.76\text{kg}$ 与之相当的干铝土矿为：

$$5.76 \div 60.37\% = 9.54\text{kg}$$

则送溶出工序的原矿浆铝土矿干矿石量为：

$$1897.3 - 9.54 = 1887.76\text{kg}$$

送溶出工序的铝土矿中含, kg:

Al_2O_3 :	$1887.76 \times 0.6037 = 1139.64$
Fe_2O_3 :	$1887.76 \times 0.1332 = 251.45$
SiO_2 :	$1887.76 \times 0.0507 = 95.71$
TiO_2 :	$1887.76 \times 0.0347 = 65.50$
灼减 :	$1887.76 \times 0.1239 = 233.89$
其它:	$1887.76 \times 0.0538 = 101.56$
合计:	1887.76
附着水:	$1887.76 \times 0 = 0$

而送溶出工序的石灰中含 kg:

CaO :	$151.78 \times 0.8878 = 134.75$
CO_2 :	$151.78 \times 0.0350 = 5.31$
其它:	$151.78 \times 0.0772 = 11.72$
总计:	151.78

表 3-1 Al_2O_3 和 Na_2O 的损失量

损失项目	Al_2O_3		Na_2O (kg)
	占总 Al_2O_3 量%	kg	
破碎及储存	0.50	5.76	/
湿磨	0.50	5.76	1.00
赤泥不溶解形式	11.64	133.99	28.71
赤泥溶解形式	0.19	2.42	2.32
水解	0.30	3.4	/
分解	0.28	3.28	5.4
蒸发及析出苏打	0.31	3.62	6.11
石灰乳渣	0.044	0.51	0.89
焙烧	0.19	2.42	1.02
合计	14.00	161.16	45.45

※损失的 Al_2O_3 占总量 (%): $161.16 \div 1151.16 = 14.00\%$

需要加入的苛性碱为:

$$45.45 \div (438.8 + 7.2) = 0.1019 m^3$$

$$\text{或 } 0.1019 \times 1440 = 146.74 \text{ kg}$$

苛性碱带入, kg:

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{O} : & \quad 45.45 \text{ kg} \\ \text{CO}_2 : & \quad 5.1 \times 0.1019 = 0.52 \text{ kg} \\ \text{H}_2\text{O (按差值计)} : & \quad 146.74 - 45.45 - 0.52 = 100.77 \text{ kg} \end{aligned}$$

赤泥的组成, kg:

$$\begin{aligned} \text{Al}_2\text{O}_3 : & \quad 95.71 \times 1.4 = 133.99 \quad (\text{赤泥 A/S} = 1.4) \\ \text{Na}_2\text{O} : & \quad 95.71 \times 0.3 = 28.71 \quad (\text{赤泥 N/S} = 0.3) \\ \text{Fe}_2\text{O}_3 : & \quad 251.45 \\ \text{SiO}_2 : & \quad 95.71 \\ \text{CaO} : & \quad 134.75 \\ \text{TiO}_2 : & \quad 65.50 \\ \text{其它} : & \quad 101.56 + 11.72 = 113.28 \end{aligned}$$

未计入灼减的赤泥量为:

$$133.99 + 28.71 + 251.45 + 95.71 + 134.75 + 65.5 + 112.86 = 823.39$$

灼减的计算如下:

1) 若赤泥中的 SiO_2 以 $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 的形式存在, 那么 95.71kg SiO_2 结合:

$$95.71 \times 102 \div (2 \times 60) = 81.35 \text{ kg Al}_2\text{O}_3$$

$$95.71 \times 36 \div (2 \times 60) = 28.71 \text{ kg H}_2\text{O}$$

2) 若赤泥中的 CaO 以 $\text{CaO} \cdot \text{TiO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ 的形式存在, 那么 65.50kg TiO_2 结合:

$$65.50 \times 18 \div 80 = 14.74 \text{ kg H}_2\text{O}$$

3) 在 1) 中剩余的 Al_2O_3 , 若在赤泥中以 $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 形式存在, 那么

$$133.99 - 81.35 = 52.64 \text{ kg}$$

结合 $52.64 \times 6 \times 18 \div 102 = 55.74 \text{ kg H}_2\text{O}$

4) 若 1.8% 的 Fe_2O_3 在赤泥中以 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 形式存在, 则:

$$251.45 \times 1.8\% \times 54 \div 160 = 1.53 \text{ kg H}_2\text{O}$$

由此可得灼减为:

$$28.71+14.74+55.74+1.53=100.72\text{kg}$$

总赤泥量为:

$$823.39+100.72=924.11\text{kg}$$

若包括水解损失的 3.40kg Al_2O_3 则结合 $3.40 \times 54 \div 102 = 1.80\text{kg}$ 的 H_2O

此时总赤泥量为:

$$924.11+3.40+1.80=929.31\text{kg}$$

Na_2O 的化学损失稍低于在组成为 $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 时同 95.71kg SiO_2 相结合的 Na_2O , 因为含水硅铝酸钠中有部分 Na_2O 被 CaO 取代, 由于本设计已确定赤泥中 $\text{N/S}=0.3$, 即碱损为 $95.71 \times 0.3 = 28.71$ 。由于洗涤不完全, 故随赤泥液相损失的 Na_2O_k 量为:

$$929.31 \times 1.0 \times 0.0025 = 2.32\text{kg}$$

式中 1.0—弃赤泥的液固比; 0.0025—弃赤泥中 1 kg 干赤泥所含的 Na_2O 量。

3.2.2 循环溶液计算

$$\text{分解过程中氧化铝的分解率: } (1 - \frac{\partial_a}{\partial_m}) \times 100\% = 1 - \frac{1.45}{3.00} = 51.67\%$$

因此, 进入分解的铝酸钠溶液中含 Al_2O_3 :

$$(990 + 2.42) \div 0.5167 = 1920.69\text{kg}$$

式中 990——一吨氧化铝产品中 Al_2O_3 的含量, kg

2.42—— Al_2O_3 在焙烧时的损失量, kg

如果分解过程中无机械损失, 则留于母液中的 Al_2O_3 :

$$1920.69 - 990 - 2.42 = 928.27\text{kg}$$

如果考虑到 Al_2O_3 分解, 蒸发和苏打苛化时的损失, 则循环溶液中 Al_2O_3 为

$$928.27 - 3.28 - 3.62 - 0.51 = 920.86\text{kg}$$

当 $\partial_m = 3.00$ 时, 其所含的 Na_2O_K 为:

$$920.86 \times 3.00 \div 1.645 = 1679.38\text{kg}$$

Na₂O_C 量为 Na₂O_T 的 8%，即：
$$\frac{Na_2O_C}{Na_2O_C + Na_2O_K} \times 100\% = 8\% \quad \text{则：}$$

$$Na_2O_C = Na_2O_K \times \frac{8}{92} = 240 \times \frac{8}{92} = 20.87 \text{ g/l}$$

Al₂O₃ 含量为： $240 \times 1.645 \div 3 = 131.6 \text{ g/l}$

因此 CO₂： $20.87 \times 44 \div 62 = 14.81 \text{ g/l}$

循环母液的体积为： $1679.38 \div 240 = 7.00 \text{ m}^3$

$$p = P_{Na_2O/2} + \sqrt{\left(\frac{P_{Na_2O}}{2}\right)^2 + 0.0009 \times (Al_2O_3) + 0.000425 \times (NaO_C)}$$

$$= 1367.73 \text{ kg/m}^3$$

其中， P_{Na_2O} 表示苛性碱密度，1.275 g/l

(Al₂O₃)表示氧化铝密度，131.6 g/l

(NaO_C)表示碳酸碱密度，20.87g/l

则循环溶液重量为：

$$7.00 \times 1367.73 = 9574.11 \text{ kg}$$

Na₂O_C： $7 \times 20.87 = 146.09 \text{ kg}$

CO₂： $146.09 \times 44 \div 62 = 103.68 \text{ kg}$

则 H₂O： $9574.11 - 920.86 - 1679.38 - 146.09 - 103.68 = 6724.10 \text{ kg}$

原矿浆量 = 铝土矿重量 + 石灰重量 + 苛性碱重量 + 循环母液重量

$$= 1887.76 + 0 + 151.78 + 146.74 + 9574.11 - 1.00 = 11759.39 \text{ kg}$$

式中 1.00——磨矿时 Na₂O 的损失，kg

溶出时矿浆浓缩率为 8%，即： $11759.39 \times 8\% = 940.75 \text{ kg}$

根据上述计算所得的数据引出高压溶出的平衡表，见表 3-2：

表 3-2 高压溶出平衡

进	kg	出	kg
铝土矿		溶出浆液	
Al ₂ O ₃	1139.64	Al ₂ O ₃	2060.50
Fe ₂ O ₃	251.45	Na ₂ O _T	1869.92
SiO ₂	95.71	Fe ₂ O ₃	251.45
TiO ₂	65.50	SiO ₂	95.71
CO ₂	0	TiO ₂	65.50
其他	101.56	CaO	134.75
灼减	233.89	CO ₂	109.51
H ₂ O	0.00	其他	112.86
合计	1887.76	灼减	233.89
石灰		H ₂ O	5884.12
CaO	134.75	合计	10818.63
CO ₂	5.31	浓缩水量	940.75
其他	11.72	①未计入湿磨损失 1.00kg	
合计	151.78		
苛性碱			
Na ₂ O _K	44.72		
Na ₂ O _C	0.73		
CO ₂	0.52		
H ₂ O	100.77		
合计	146.74		
循环母液			
Al ₂ O ₃	920.86		
Na ₂ O _K	1679.38		
Na ₂ O _C	146.09		
CO ₂	103.68		
H ₂ O	6724.10		
合计	9574.11		
总计	11759.39	合计	11759.39

3.2.3 浆液的稀释和沉降

稀释后的赤泥浆液液相中的 Na_2O_K 的浓度为 158.66g/l，当 $\partial_k = 1.45$ 时，其 Al_2O_3 浓度为：

$$158.66 \times 1.645 \div 1.45 = 180.00 \text{g/l}$$

当 $\alpha_T = 1.611$ 时， Na_2O_C 的浓度为：

$$\frac{180.00 \times 1.611}{1.645} - 158.66 = 14.65 \text{g/l}$$

CO_2 的浓度为：

$$14.65 \times 44 \div 62 = 12.50 \text{g/l}$$

则由粗液的密度公式得：

$$\begin{aligned} p &= P_{\text{Na}_2\text{O}}/2 + \sqrt{\left(P_{\text{Na}_2\text{O}}/2 \right)^2} + 0.0009 \times (\text{Al}_2\text{O}_3) + 0.000425 \times (\text{Na}_2\text{O}_C) \\ &= 1.33405 \text{g/cm}^3 \text{ (其中 NaOH 的密度为 1.207 g/l)} \end{aligned}$$

则 H_2O 的浓度为：

$$1334.05 - 180.00 - 14.65 - 158.66 - 12.50 = 965.27 \text{g/l}$$

根据沉降后浆液液固比带走的铝酸钠溶液：

$$924.11 \times 1.5 = 1386.16 \text{kg}$$

式中：924.11——赤泥重量，未计入 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 以形态损失 Al_2O_3 的量，

1.5——沉降后浆液液固比（从沉降槽出来）。

铝酸钠溶液的组成见表 3-3。

表 3-3 铝酸钠溶液的组成

组成	浓度	
	g/l	%
Al_2O_3	180.00	13.49
Na_2O_K	158.66	11.89
Na_2O_C	14.65	1.32
CO_2	12.50	0.94
H_2O	965.27	72.36
合计	1334.05	100.00

此溶液中含有 Al_2O_3 : $1386.16 \times 0.1349 = 186.99$

$\text{Na}_2\text{O}_\text{C}$: $1386.16 \times 0.0132 = 18.30$

$\text{Na}_2\text{O}_\text{K}$: $1386.16 \times 0.1189 = 164.81$

CO_2 : $1386.16 \times 0.0094 = 12.99$

H_2O : $1386.16 \times 0.7236 = 1003.03$

随同弃赤泥的附液, 损失 $2.42\text{kg Al}_2\text{O}_3$ 和 $2.32\text{kg Na}_2\text{O}_\text{T}$, 其中有 $2.13\text{kg Na}_2\text{O}_\text{K}$ 和 $0.19\text{kg Na}_2\text{O}_\text{C}$, 水解损失 $3.40\text{kg Al}_2\text{O}_3$ 和 $1.80\text{kg H}_2\text{O}$ 。
则进入稀释时, 一次洗液中含有, kg:

Al_2O_3 : $186.99 - 2.42 - 3.40 = 181.17$

$\text{Na}_2\text{O}_\text{K}$: $164.81 - 2.13 = 162.67$

$\text{Na}_2\text{O}_\text{C}$: $18.30 - 0.19 = 18.12$

CO_2 : $12.99 - 0.19 \times 44 \div 62 = 12.86$

H_2O (按差值计): 5288.25

总计: 5663.07

进入溶出浆液稀释的洗液中的水量, 以铝酸钠溶液、赤泥和溶出浆液中水量之差计算。在铝酸钠溶液中, 每 $13.49\text{kg Al}_2\text{O}_3$ 占有 $72.36\text{kg H}_2\text{O}$ (见表 3-3) 则:

$$2060.50 - 133.99 + 181.17 = 2107.68\text{kg}$$

Al_2O_3 占有的含水量为:

$$2107.68 \times 72.36 \div 13.49 = 11305.54\text{kg}$$

式中: 2060.50 —溶出浆液中 Al_2O_3 含量, kg

133.99 ——赤泥中 Al_2O_3 含量, kg

181.17 ——一次洗液中 Al_2O_3 含量, kg

洗水中的水量为:

$$11305.54 + 100.72 - 233.89 - 5884.12 = 5288.25\text{kg}$$

式中: 11305.54 ——铝酸钠溶液中的 H_2O 量

100.72 ——赤泥的灼减

233.89 ——溶出浆液的灼减 (表 3-2)

5884.12 ——溶出浆液中的 H_2O 量 (表 3-2)

根据计算得出的赤泥浆液稀释分离和赤泥洗涤的物料平衡表见表 3-4~表 3-6。

表 3-4 赤泥溶液稀释平衡

进	kg	出	kg
溶出浆液（表 3-2）		赤泥	
Al ₂ O ₃	2060.5	Al ₂ O ₃	133.99
Na ₂ O _T	1869.92	Na ₂ O _T	28.71
Fe ₂ O ₃	251.45	Fe ₂ O ₃	251.45
SiO ₂	95.71	TiO ₂	65.50
TiO ₂	65.50	SiO ₂	95.71
CaO	134.75	CaO	134.75
CO ₂	109.51	其他	112.86
其他	112.86	灼减	100.72
灼减	233.89	合计	924.11
H ₂ O	5884.12	铝酸钠溶液（按差值计）	
合计	10818.63	Al ₂ O ₃	2107.68
洗水		Na ₂ O _K	1849.57
Al ₂ O ₃	181.17	Na ₂ O _C	172.43
Na ₂ O _K	162.67	CO ₂	122.37
Na ₂ O _C	18.12	H ₂ O	11305.54
CO ₂	12.86	合计	15557.59
H ₂ O	5288.25		
合计	5663.07		
总计	16481.70	总计	16481.70

表 3-5 赤泥浆液分离平衡

进	kg	出	kg
稀释后的赤泥浆液:		赤泥	924.11
赤泥 (表 3-4)	924.11	赤泥附液	
铝酸钠溶液		Al ₂ O ₃	186.99
Al ₂ O ₃	2107.68	Na ₂ O _K	164.81
Na ₂ O _K	1849.57	Na ₂ O _C	18.30
Na ₂ O _C	172.43	CO ₂	12.99
CO ₂	122.37	H ₂ O	1003.03
H ₂ O	11305.54	合计	1386.16
合计	15557.59	去分解的精液 (按差值算)	
		Al ₂ O ₃	1920.69
		Na ₂ O _K	1684.76
		Na ₂ O _C	154.13
		CO ₂	109.38
		H ₂ O	10302.51
		合计	14171.43
总计	16481.70	总计	16481.70

表 3-6 赤泥洗涤平衡

进	kg	出	kg
赤泥 (未计水解)	924.11	赤泥 (计入水解)	929.31
赤泥附液 (表 3-5)		弃赤泥中的液相	
Al ₂ O ₃	186.99	Al ₂ O ₃	2.42
Na ₂ O _K	164.81	Na ₂ O _K	2.13
Na ₂ O _C	18.30	Na ₂ O _C	0.19
CO ₂	12.99	CO ₂	0.13
H ₂ O	1003.03	H ₂ O	924.44
合计	1386.16	合计	929.31(L/S=1)
		稀释用洗水 (按差值)	
		Al ₂ O ₃	181.17
		Na ₂ O _K	162.67
新洗涤用水	5211.42	Na ₂ O _C	18.12
		CO ₂	12.86
		H ₂ O	5288.25
		合计	5663.07
总计	7521.69	总计	7521.69

3.2.4 铝酸钠溶液的分解

加入精液晶种分解工序的 $1920.69\text{kg Al}_2\text{O}_3$ 中, 仍有 920.86 g 留在母液中 (表 3-2) 分解, 经分解、蒸发和苏打苛化共损失了:

$$3.28 + 3.62 + 0.51 = 7.41\text{kg Al}_2\text{O}_3$$

因此以 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 形态析出:

$$1920.69 - (920.86 + 7.41) = 992.42\text{kg Al}_2\text{O}_3$$

其分解率为:

$$992.42 \div 1920.69 \times 100\% = 51.67\%$$

在母液中有:

$$1920.69 - 992.42 - 3.28 = 924.99\text{kg Al}_2\text{O}_3$$

而碱的数量则等于从铝酸钠溶液中的碱量减去 Na_2O 在分解时的损失量, kg :

$$\text{Na}_2\text{O}_K: 1684.76 - 5.4 \times 0.8998 = 1679.90$$

$$\text{Na}_2\text{O}_C: 154.13 - 5.4 \times 0.1002 = 153.59$$

$$\text{CO}_2: 109.38 - 5.4 \times 0.1002 \times 44 \div 62 = 109.00$$

$$\text{H}_2\text{O}: 10302.51 - 992.42 \times 54 \div 102 = 9777.12$$

$$\text{合计: } 12644.60\text{kg}$$

含于 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 中的 $992.42\text{kg Al}_2\text{O}_3$ 结合有

$$992.42 \times 3 \times 18 \div 102 = 525.40\text{kg H}_2\text{O}$$

$\text{Al}(\text{OH})_3$ 的总重为:

$$992.42 + 525.40 = 1517.82\text{kg}$$

在种子比等于 2.5 时 (晶种中 Al_2O_3 与精液中 Al_2O_3 的重量比), 晶种带入:

$$1920.69 \times 2.5 = 4801.72\text{kg Al}_2\text{O}_3$$

和 $4801.72 \times 54 \div 102 = 2542.09\text{kg H}_2\text{O}$

合计为: 7343.81kg 。当晶种 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 的附液量为其量的 20% 时, 随同晶种加入了:

$$7343.81 \times 0.20 \div 0.80 = 1835.95\text{kg 母液}$$

在这 1835.95kg 母液中含有:

$$\text{Al}_2\text{O}_3: \frac{1835.95}{12644.6} \times 925.39 = 0.14519 \times 924.99 = 134.36$$

$$\text{Na}_2\text{O}_K: 0.14519 \times 1679.90 = 243.91$$

$$\text{Na}_2\text{O}_C: 0.14519 \times 153.59 = 22.30$$

$$\text{CO}_2: 0.14519 \times 109.00 = 15.83$$

$$\text{H}_2\text{O}: 0.14519 \times 9777.12 = 1419.56$$

$$\text{总计: } 1835.95$$

根据计算结果列出晶种分解平衡表见表 3-7:

表 3-7 晶种分解平衡表

进		kg	出		kg
精液（表 3-5）			氢氧化铝浆液		
Al ₂ O ₃		1920.69	Al（OH） ₃		8861.62
Na ₂ O _K		1684.76	Al ₂ O ₃		5794.14
Na ₂ O _C		154.13	H ₂ O		3067.48
CO ₂		109.38	种分母液（按差值计）		
H ₂ O		10302.51	Al ₂ O ₃		1059.75
合计		14171.43	Na ₂ O _K		1923.80
晶种（Al（OH） ₃ ）		7343.81	Na ₂ O _C		175.90
其中 Al ₂ O ₃		4801.72	CO ₂		124.83
H ₂ O		2542.09	H ₂ O		11196.68
母液（晶种附液）			合计		14480.56
Al ₂ O ₃		134.36	损失（表 3-1）		
Na ₂ O _K		243.91	Al ₂ O ₃		3.28
Na ₂ O _C		22.30	Na ₂ O _K		4.86
CO ₂		15.83	Na ₂ O _C		0.53
H ₂ O		1419.56	CO ₂		0.38
合计		1835.95	合计		9.06
总计		23351.19	总计		23351.19

3.2.5 氢氧化铝浆液的沉降

浓缩分离后的 Al（OH）₃ 浆液的液固比等于 0.8，所到的母液送去蒸发。将浓缩分离后的浆液进行过滤，其中一部分含有 20%水分的 Al（OH）₃ 用作晶种，其余部分 1214.26kg 底流 Al（OH）₃ 经洗涤过滤。该母液中含有的各组分含量为：

$$\text{Al}_2\text{O}_3: (1214.26 \div 14480.56) \times 1059.75 = 0.08385 \times 1059.75 = 88.86$$

$$\text{Na}_2\text{O}_K: 0.08385 \times 1923.80 = 161.31$$

$$\text{Na}_2\text{O}_C: 0.08385 \times 175.90 = 14.75$$

$$\text{CO}_2: 0.08385 \times 124.83 = 10.47$$

$$\text{H}_2\text{O}: 0.08385 \times 11196.68 = 938.84 \text{（按差值计）}$$

Al（OH）₃ 浆液沉降分离平衡的计算结果列于表 3-8 中

表 3-8 Al(OH)₃ 浆液沉降分离平衡

进	kg	出	kg
氢氧化铝浆液（表 3-7）	8861.62	晶种 Al(OH) ₃	7343.81
其中 Al ₂ O ₃	5794.14	其中 Al ₂ O ₃	4801.72
H ₂ O	3067.48	H ₂ O	2542.09
种分母液（表 3-7）		晶种附液（表 3-7）	
Al ₂ O ₃	1509.93	Al ₂ O ₃	134.36
Na ₂ O _K	1923.80	Na ₂ O _K	243.91
Na ₂ O _C	175.90	Na ₂ O _C	22.30
CO ₂	124.83	CO ₂	15.83
H ₂ O	11196.68	H ₂ O	1419.56
合计	14480.56	合计	1835.95
		底流 Al(OH) ₃	1517.82
		其中 Al ₂ O ₃	992.42
		H ₂ O	525.40
		底流 Al(OH) ₃ 附液	
		Al ₂ O ₃	88.86
		Na ₂ O _K	161.31
		Na ₂ O _C	14.75
		CO ₂	10.47
		H ₂ O	938.84
		合计	1214.26
		去蒸发的母液（按差值）	
		Al ₂ O ₃	836.13
		Na ₂ O _K	1518.59
		Na ₂ O _C	138.84
		CO ₂	98.53
		H ₂ O	8838.27
		合计	11430.34
总计	23342.18	总计	23342.18

3.2.6 产品氢氧化铝的洗涤与焙烧

洗涤氢氧化铝（表 3-9）所采用的条件是，洗涤并过滤后， $\text{Al}(\text{OH})_3$ 附液的含碱量与煅烧后的被 Al_2O_3 带走的 Na_2O 损失量相一致，即损失了 $1.02\text{kgNa}_2\text{O}_\text{T}$ ，其中包括 $0.92\text{kg Na}_2\text{O}_\text{K}$ 和 $0.10\text{kg Na}_2\text{O}_\text{C}$ ，同这些 Na_2O 结合的有 $0.50\text{kg Al}_2\text{O}_3$ 和 0.07kgCO_2 。我国氧化铝质量标准一级（杂质不高于%）： SiO_2 : 0.02 Fe_2O_3 : 0.03 Na_2O : 0.50 灼减: 0.8.

表 3-9 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 洗涤平衡

进	kg	出	kg
成品 $\text{Al}(\text{OH})_3$	1517.82	洗净 $\text{Al}(\text{OH})_3$	1517.05
其中 Al_2O_3	992.42	其中 Al_2O_3	991.92
H_2O	525.40	H_2O	525.13
$\text{Al}(\text{OH})_3$ 附液（表 3-8）		$\text{Al}(\text{OH})_3$ 附液	
Al_2O_3	88.86	Al_2O_3	0.50
$\text{Na}_2\text{O}_\text{K}$	161.31	$\text{Na}_2\text{O}_\text{K}$	0.92
$\text{Na}_2\text{O}_\text{C}$	14.75	$\text{Na}_2\text{O}_\text{C}$	0.10
CO_2	10.47	CO_2	0.07
H_2O	938.84	H_2O	150.11
合计	1214.26	合计	151.70
新水	698.20	送蒸发的洗水（按差值计）	
		Al_2O_3	88.86
		$\text{Na}_2\text{O}_\text{K}$	160.39
		$\text{Na}_2\text{O}_\text{C}$	14.65
		CO_2	10.40
		H_2O	1487.20
		合计	1761.53
总计	3430.28	总计	3430.28

表 3-10 成品 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 煅烧洗涤

进	kg	出	kg
洗涤的 $\text{Al}(\text{OH})_3$	1517.05	氧化铝	990.00
氢氧化铝附液（表 3-9）		灼减和杂质	9.08
Al_2O_3	0.50	Na_2O_K	0.92
Na_2O_K	0.92	合计	1000.00
Na_2O_C	0.10	损失（表 3-1）	
CO_2	0.07	Al_2O_3	2.42
H_2O	150.11	Na_2O_C	0.10
合计	151.70	CO_2	0.07
		H_2O	666.16
		合计	668.75
总计	1668.75	总计	1668.75

3.2.7 苛化

碳酸钠的溶解度随苛碱浓度的增高而下降，当母液蒸发时，有部分的碳酸钠呈一水形态结晶析出，而后用水溶解并进行苛化处理。拜耳法每一次循环，均从溶液中析出碳酸钠，其析出量与在这一循环周期内进入到溶液中去碳酸钠相等。母液经蒸发后所得循环溶液中含有（包括蒸发损失）（见表 3-1 和表 3-2）

Na_2O_K : 1679.38

Na_2O_C : 146.09

CO_2 : 103.68

Al_2O_3 : 920.86

H_2O : 6724.10

合计: 9574.11

而母液及 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 洗水中的各组数量为表 3-8 和表 3-9。

Na_2O_K : $1518.59 + 160.39 = 1678.98$

Na_2O_C : $138.84 + 14.65 = 153.49$

CO_2 : $98.53 + 10.40 = 108.93$

Al_2O_3 : $836.13 + 88.86 = 924.99$

这样一来，这蒸发时的一水苏打量为：

$153.49 - 146.09 = 7.4$

同这些数量的 Na_2O_C 相结合的有 5.25kg CO_2 和 2.15kg H_2O ，故

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 : 7.4 + 5.25 = 12.65$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O} : 12.65 + 2.15 = 14.80$$

即一水苏打的总量为 14.80kg, 他带走的循环母液 (X) 为一水苏打沉淀量的 40%,
即 $X \times 100 \div (X + 14.80) = 40$

故 $X = 9.87\text{kg}$, 或 $9.87 \div 1367.73 = 0.007216\text{m}^3$; (1360——循环母液密度)

循环母液中含有, 公斤:

$$\text{Na}_2\text{O}_K : 0.007216 \times 240 = 1.73$$

$$\text{Na}_2\text{O}_C : 0.007216 \times 20.87 = 0.15$$

$$\text{CO}_2 : 0.007216 \times 14.81 = 0.11$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 : 0.007216 \times 131.60 = 0.95$$

$$\text{H}_2\text{O} : 6.93$$

$$\text{合计} \quad 9.87$$

根据苛化反应: $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{CaO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CaCO}_3 + 2\text{NaOH}$

当石灰添加量取上述反应计算量的 125% 时, 则需要 CaO :

$$12.65 \times 1.25 \times 56 \div 106 = 8.35\text{kg}$$

亦即需 $8.35 \div 0.8432 = 9.90\text{kg}$

工业石灰 (0.8432 为工业石灰中 CaO_K 的含量)。

其中 $\text{CO}_2 : 9.90 \times 3.50\% = 3.49$

其他: $9.90 \times 7.22\% = 0.71$

在苛化率为 80% 的情况下, 需要 CaO 量为:

$$12.65 \times 0.8 \times 56 \div 106 = 5.35\text{kg}$$

故 $8.35 - 5.35 = 3.00\text{kg CaO}$

反应结果是 5.35kg CaO 生成:

$$5.35 \times 100 \div 56 = 9.55\text{kg CaCO}_3$$

其中有 $5.35 \times 44 \div 56 = 3.68\text{kg CO}_2$

及 $5.35 \times 62 \div 56 = 5.18\text{kg Na}_2\text{O}_K$

按制取 Na_2O 总浓度为 10% 溶液确定溶解一水苏打时所需的水量, 即加入:

$$7.4 + 1.73 + 0.15 = 9.28\text{kg Na}_2\text{O}_T$$

H_2O 的总需要是: $9.28 \times 0.9 \div 0.1 = 83.52\text{kg}$

石灰渣, 洗水用量按制取含有 300g/l $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (此为总固含, 其中有效 CaO 的含量为 1250Kg/cm³) 的石灰计算, 则 8.35kg CaO 需要:

$$8.35 \times (1250 - 300) \div 300 = 26.44\text{kg H}_2\text{O}$$

因而, 苏打石灰浆液中的水的来源为:

一水苏打: 2.15

循环母液: 6.93

石灰乳: 26.44

合计: 35.52

这样, 在溶解苏打时应该供给的新水数量为:

$$83.52 - 35.52 = 48.00 \text{kg}$$

弃石灰渣的组成:

$$\text{CaO}: 8.35 + 0.35 \times 56 \div 44 = 8.80$$

$$\text{Na}_2\text{O}_T: 0.89 \quad \text{Al}_2\text{O}_3: 0.51$$

$$\text{CO}_2: 3.68 + 0.35 = 4.03$$

$$\text{H}_2\text{O}: 0.51 \times 108 \div 102 = 0.54 \quad (3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O})$$

其他: 0.71

合计: 14.59

石灰渣含水 25%, 因而此渣带走 $77.25 \times 25 \div 75 = 25.75 \text{kg}$ 碱性附液根据计算得到的数据, 苏打苛化时各组数据平衡, 见表 3-11。

表 3-11 苏打苛化平衡

进	kg	出	kg
一水苏打		苛化渣	
Na ₂ O _C	7.4	CaO	8.80
CO ₂	5.25	Al ₂ O ₃	0.51
H ₂ O	2.15	CO ₂	4.03
合计	14.80	H ₂ O	0.54
		其他	0.71
		合计	14.59
一水苏打溶液		石灰渣附液	
Al ₂ O ₃	0.95		
Na ₂ O _K	1.73	Na ₂ O _K	0.82
Na ₂ O _C	0.15	Na ₂ O _C	0.07
CO ₂	0.11	CO ₂	0.05
H ₂ O	6.93	H ₂ O	3.92
合计	9.87	合计	4.86
石灰乳		送蒸发碱液 (按差值计)	
CaO	8.80	Al ₂ O ₃	0.44
H ₂ O	26.44	Na ₂ O _K	6.09
CO ₂	0.35	Na ₂ O _C	2.30
其他	0.71	CO ₂	1.64
合计	36.30	H ₂ O	79.00
用于溶液苏打水	48.00	合计	89.46
总计	108.91	总计	108.91

3.2.8 蒸发和苏打分离

在编制蒸发平衡表（表 3-12）时必须考虑到由母液，氢氧化铝和苛化后碱液蒸发而得到的组成符合计算数据的循环溶液，以及一水碳酸钠。所得的溶液组成与表 3-2 的差值在计算的范围内。

表 3-12 蒸发和苏打分离

进	kg	出	kg
母液（表 3-8）		一水苏打（表 3-11）	
Al ₂ O ₃	836.13	Na ₂ O _C	7.4
Na ₂ O _K	1518.59	CO ₂	5.25
Na ₂ O _C	138.84	H ₂ O	2.15
CO ₂	98.53	合计	14.80
H ₂ O	8838.27	一水苏打附液（表 3-11）	
合计	11430.34	Al ₂ O ₃	0.95
Al(OH) ₃ 洗水（表 3-9）		Na ₂ O _K	1.73
Al ₂ O ₃	88.86	Na ₂ O _C	0.15
Na ₂ O _K	160.39	CO ₂	0.11
Na ₂ O _C	14.65	H ₂ O	6.93
CO ₂	10.40	合计	9.87
H ₂ O	1487.20	损失（表 3-1）	
合计	1761.53	Al ₂ O ₃	3.62
苛化制取的碱液（表 3-11）		Na ₂ O	6.11
Al ₂ O ₃	0.44	合计	9.71
Na ₂ O _K	6.09	去湿磨的循环母液（按差值计）	
Na ₂ O _C	2.3	Al ₂ O ₃	920.88
CO ₂	1.63	Na ₂ O _K	1677.23
H ₂ O	79	Na ₂ O _C	148.24
合计	89.46	CO ₂	105.20
		H ₂ O	6724.10
		合计	9575.65
		蒸汽冷凝水	3671.36
总计	13281.33	总计	13281.33

3.3 氧化铝物料小时流程表

表 3-13 主要物料衡算表

序号	物料名称	kg/t-Al ₂ O ₃	平衡流量 t/h	最大流量 t/h
1	铝土矿（干）	1906.85	176.56	208.83
2	石灰（干）	151.78	14.05	16.62
3	补充苛性碱	146.74	13.59	16.07
4	循环母液	9574.11	886.49	1048.54
5	溶出浆液	10818.63	1001.72	1184.83
6	稀释后浆液	15557.59	1440.52	1703.84
7	弃赤泥	924.11	85.56	101.32
8	赤泥附液	1386.16	128.35	151.81
9	赤泥洗水	5211.42	482.54	570.74
10	精液	14171.43	1312.17	1552.03
11	赤泥洗液	5663.07	524.36	620.21
12	晶种	7343.81	679.98	804.28
13	晶种附液	1835.95	170.00	201.07
14	种分母液	14480.56	1340.79	1585.88
15	洗净 AH	1517.82	140.54	166.23
16	送蒸发的洗水	1761.53	163.10	192.91
17	结晶碱	14.80	1.37	1.62
18	结晶碱附液	9.87	0.91	1.07
19	氧化铝产品	1000.00	92.59	—

说明：计算中：平均 1 年设备运行 360 天，每天工作 24 小时。（年产 80 万吨）。

$$\text{最大流量} = \text{平衡流量} \times 1.1 \div 0.93$$

式中：平衡流量—物料平衡计算流量；1.1—波动系数；0.93—高压溶出运转率

第4章 赤泥沉降分离洗涤车间主体设备计算

4.1 原始数据

(1) 车间年产量为 80 万吨

(2) 反向洗涤，即往最后一个洗涤沉降槽内加热水，而往其他洗涤沉降槽内加下一次洗涤的洗水；

(3) 整个分离沉降槽系统的料浆温度均不低于 95℃

(4) 每生产 1 吨氧化铝，赤泥中未洗净的 Na_2O_T 含量不应超过 4.2 kg，氧化铝不能超过 3.19kg

(5) 以生产一吨氧化铝计，送沉降的稀释溶液 16481.70kg，其中，赤泥 924.11 kg，铝酸钠溶液 15557.59kg，铝酸钠溶液的组成为：

Al_2O_3 2107.68 Na_2O_k 1849.57 Na_2O_c 172.43 CO_2 122.37 H_2O 11305.54

4.2 沉降面积，沉降槽直径，高度与台数的计算

沉降面积的计算公式为：

$$F_{\text{沉}} = 0.0417(\theta_{\text{稀}} - \theta_{\text{浓}}) / (\epsilon \rho_{\text{液}}) \times G$$

$$\rho_{\text{液}} = \rho_N + 0.009A + 0.00425N_c$$

式中：A 和 N_c —— Al_2O_3 和 Na_2O_c 的浓度，%

$\theta_{\text{稀}}, \theta_{\text{浓}}$ ——沉降槽进出浆液液固比，%

ρ_N ——苛性钠溶液的密度，以换算成等于 Na_2O_T 的 Na_2O 浓度表示

$$C_{\text{Na}_2\text{O}_T} = (1849.57 + 172.43) / 15557.59 \times 100\% = 13.00\%$$

$$\rho_{\text{Na}_2\text{O}_T} = 1.183 \text{ g/cm}^3$$

$$A = 2107.68 / 15557.59 \times 100\% = 13.55\%$$

$$N_c = 172.43 / 15557.59 \times 100\% = 1.21\%$$

$$\rho_{\text{液}} = 1.183 + 0.009 \times 13.55 + 0.00425 \times 1.21 = 1.3097 \text{ g/cm}^3$$

生产 1 吨氧化铝产出 924.11kg 赤泥，每天的赤泥生产量是，t/d：

$$G_{\text{赤泥}} = 0.92411 \times 800000 / 365 = 2025.45$$

每小时生产，t/h

$$2025.45 / 24 = 84.39$$

$$\theta_{\text{稀}} = 15557.59 / 924.11 = 16.84, \quad \theta_{\text{浓}} = 1.50$$

$$F_{\text{沉}} = 0.0417 \times (16.84 - 1.50) \times 84.39 / (0.2 \times 1.3097) = 206.09 \text{ m}^2$$

取波动系数为 1.15，必须的沉降面积， m^2

$$F_{\text{沉}} = 206.09 \times 1.15 = 237.00$$

分离沉降采用 2 台单层高效深锥沉降槽。直径 D 为：

$$F_{\text{沉}} = 2 \times \pi D_{\text{沉}}^2 / 4$$

$$\text{则: } D_{\text{沉}} = (4F_{\text{沉}} / 2\pi)^{1/2} = (4 \times 237.00 / 2 \times 3.14)^{1/2} = 12.29$$

取直径 $D_{\text{沉}}$ 为 13m, 即选用 2 台直径为 13m 的单层高效深锥沉降槽。

分离沉降槽的高度一般取 12~18m, 根据生产实践, 这里取 15m。

4.3 洗涤次数的计算

4.3.1 进水量的计算

来自分离沉降槽的固液比为 1.50 的底流带入的水量:

$$1.50 \times 924.11 = 1386.16 \text{ kg}$$

加入到最后一台沉降槽的水量为 x kg。

$$\text{总计为: } (1386.16 + x) \text{ kg}$$

耗水量:

$$\text{固液比为 1.00 的弃赤泥带走的液量为: } 924.11 \times 1.00 = 924.11 \text{ kg}$$

$$\text{送稀释的一次洗液带走的液量: } 5663.07 \text{ kg}$$

$$\text{总计: } 5663.07 + 924.11 = 6587.18 \text{ kg}$$

$$1386.16 + x = 6587.18; \quad x = 5211.42 \text{ kg}$$

可见, 生产 1 吨氧化铝需要在最后一台洗涤沉降槽加入 5211.42kg 水。

4.3.2 假设采用 3 次洗涤

表 4-1 用于计算沉降槽的数据

沉降槽	液固比(L/S)	溢流速度(v)
分离沉降槽	1.50	0.2
洗涤沉降槽		
1	1.33	0.2
2	1.17	0.2
3	1.00	0.2

1) 验算洗涤次数

浓缩赤泥带走的溶液量:

$$\text{从分离沉降槽带入第一台赤泥沉降槽: } G_{\text{沉}} = 1.50 \times 924.11 = 1386.16$$

$$\text{从第 1 台带入第 2 台: } G_1 = 924.11 \times 1.33 = 1229.07$$

$$\text{从第 2 台带入第 3 台: } G_2 = 924.11 \times 1.17 = 1081.21$$

$$\text{从第 3 台送到赤泥堆积厂: } G_3 = 924.11 \times 1.00 = 924.11$$

根据每台洗涤沉降槽的液相平衡方程式计算。其液相平衡方程:

$$\text{用于第 3 台洗涤沉降槽的: } S_3 = x + G_2 - G_3 = 5211.42 + 1081.21 - 924.11 = 5368.52$$

以下各式, 均按此类推

用于第2台洗涤沉降槽的 $S_2 = S_3 + G_1 - G_2 = 5368.52 + 1229.07 - 1081.21 = 5516.38$

用于第1台洗涤沉降槽的 $S_1 = S_2 + G_{\text{沉}} - G_1 = 5516.38 + 1386.16 - 1229.07 = 5673.47$

$G_3 + S_1 = 924.11 + 5673.47 = 6597.58$

2) 采用3次洗涤时每台洗涤沉降槽中 Na_2O 浓度的计算

计算按照1吨溶液进行。

每台洗涤沉降槽中 Na_2O 浓度:

$C_{\text{沉}}$, C_1 , C_2 , C_3 —分别为分离沉降槽和3台洗涤沉降槽中各自的 Na_2O 的浓度, g/l;

碱平衡方程:

1) $G_{\text{沉}}C_{\text{沉}} + S_2C_2 = S_1C_1 + G_1C_1$ 带入数据即 $1386.16 \times 0.13 + 5516.38C_2 = 6902.54C_1$

2) $G_1C_1 + S_3C_3 = S_2C_2 + G_2C_2$ 带入数据即 $1229.07C_1 + 5368.52C_3 = 6597.59C_2$

3) $G_2C_2 + X \times 0 = S_3C_3 + G_3C_3$ 带入数据即 $1081.21C_2 = 6292.63C_3$

即 $C_2 = 5.82C_3$

由2)得出: $1229.07C_1 + 5368.52C_3 = 6597.59 \times 5.82C_3$

即 $C_1 = 26.8735C_3$;

由1)得出: $1386.16 \times 0.13 + 5516.38 \times 5.82C_3 = 6902.54 \times 26.8735C_3$

即得出 $C_3 = 0.001175$ 。所以从第3台洗涤沉降槽排出:

$G_3C_3 = 924.11 \times 0.001175 = 1.086\text{kg}$ 。

生产1吨氧化铝得 Na_2O 损失约为 1.086kg 。碱的损失量小于此前要求的损失为每吨产品氧化铝损失不大于 4.2kg , 所以3级洗涤槽符合要求。但是, 从实际生产的经验来看, 实际损失的碱要比理论上大, 为了保证生产的顺利进行, 因此, 再增加一级洗涤槽。

4.3.3 假设采用4次洗涤

表 4-2 用于计算沉降槽的数据

沉降槽	液固比(L/S)	溢流速度(v)
分离沉降槽	1.500	0.2
洗涤沉降槽		
1	1.375	0.2
2	1.250	0.2
3	1.125	0.2
4	1.000	0.2

1) 验算洗涤次数

浓缩赤泥带走的溶液量:

从分离沉降槽带入第一台赤泥沉降槽: $G_{\text{沉}} = 1.50 \times 924.11 = 1386.16$

从第1台带入第2台: $G_1 = 924.11 \times 1.375 = 1270.65$

从第2台带入第3台: $G_2 = 924.11 \times 1.250 = 1155.14$

从第3台带入第4台: $G_3 = 924.11 \times 1.125 = 1039.62$

从第4台送到赤泥堆积厂： $G_4=924.11 \times 1.000=924.11$

根据每台洗涤沉降槽的液相平衡方程式计算。其液相平衡方程：

用于第4台洗涤沉降槽的： $S_4 = x + G_3 - G_4 = 5211.42 + 1039.62 - 924.11 = 5326.93$

以下各式均按此类推

用于第3台洗涤沉降槽： $S_3 = S_4 + G_2 - G_3 = 5326.93 + 1155.14 - 1039.62 = 5442.45$

用于第2台洗涤沉降槽： $S_2 = S_3 + G_1 - G_2 = 5442.45 + 1270.65 - 1155.14 = 5557.96$

用于第1台洗涤沉降槽： $S_1 = S_2 + G_{\text{沉}} - G_1 = 5557.96 + 1386.16 - 1270.65 = 5673.47$

2) 采用4次洗涤时每台洗涤沉降槽中 Na_2O 浓度的计算

计算按照1吨溶液进行。每台洗涤沉降槽中 Na_2O 浓度：

$C_{\text{沉}}, C_1, C_2, C_3, C_4$ —分别为分离沉降槽和4台洗涤沉降槽中各自的 Na_2O 的浓度, g/l;

碱平衡方程：

1) $G_{\text{沉}} C_{\text{沉}} + S_2 C_2 = S_1 C_1 + G_1 C_1$ 带入数据即 $1386.16 \times 0.13 + 5557.96 C_2 = 6944.12 C_1$

2) $G_1 C_1 + S_3 C_3 = S_2 C_2 + G_2 C_2$ 带入数据即 $1270.65 C_1 + 5442.45 C_3 = 6713.10 C_2$

3) $G_2 C_2 + S_4 C_4 = S_3 C_3 + G_3 C_3$ 带入数据即 $1155.14 C_2 + 5326.93 C_4 = 6482.07 C_3$

4) $G_3 C_3 + X \times 0 = S_4 C_4 + G_4 C_4$ 带入数据即 $1039.62 C_3 = 6251.04 C_4$

即 $C_3 = 6.013 C_4$

由3)得出： $1155.14 C_2 + 5326.93 C_4 = 6482.07 \times 6.013 C_4$

即 $C_2 = 29.1294 C_4$;

由2)得出： $1270.65 C_1 + 5442.45 \times 6.013 C_4 = 6713.10 \times 29.1294 C_4$

即 $C_1 = 128.1416 C_4$;

由1)得出： $1386.16 \times 0.13 + 5557.96 \times 29.1294 C_4 = 6944.12 \times 128.1416 C_4$

即得出 $C_4 = 2.476 \times 10^{-4}$ 。所以

$$C_3 = 6.013 C_4 = 1.49 \times 10^{-3}$$

$$C_2 = 29.1294 C_4 = 7.21 \times 10^{-3}$$

$$C_1 = 128.1416 C_4 = 3.17 \times 10^{-2}$$

从第4台洗涤沉降槽排出： $G_4 C_4 = 924.11 \times 2.476 \times 10^{-4} = 0.2288 \text{kg}$ 。即生产1吨氧化铝得 Na_2O 损失约为 0.2288kg 。此时的碱损失小于 4.2kg ，所以4级洗涤槽符合要求。

浓缩赤泥洗液中的 Na_2O 含量：

计算浓缩赤泥洗液从每台洗涤沉降槽中排除的 Na_2O_T 量(根据溶液重量和浓度计算)：

从第1台洗涤沉降槽排出： $G_1 C_1 = 1270.65 \times 0.0317 = 40.28 \text{kg}$;

从第2台洗涤沉降槽排出： $G_2 C_2 = 1155.14 \times 0.00721 = 8.33 \text{kg}$;

从第3台洗涤沉降槽排出： $G_3 C_3 = 1039.62 \times 0.00149 = 1.55 \text{kg}$;

从第4台洗涤沉降槽排出： $G_4 C_4 = 924.11 \times 0.0002476 = 0.23 \text{kg}$;

4.4 洗涤沉降面积和每台沉降槽直径的计算

4.4.1 溶液浓度的计算

$$\text{Na}_2\text{O}_k \quad 1849.57, \quad \text{Na}_2\text{O}_c \quad 172.43$$

$$\text{Na}_2\text{O}_c = 172.43 / (1849.57 + 172.43) \times 100\% = 8.53\%$$

$$\text{Na}_2\text{O}_k \text{ 即为 } 1 - 8.53\% = 91.47\%$$

由此得出溶液各组分得浓度是：

表 4-3 洗涤沉降槽个组分浓度%

沉降槽	1	2	3	4
Na_2O_t	3.1728	0.7212	0.1489	0.0248
Na_2O_k	2.9021	0.6597	0.1362	0.0227
Na_2O_c	0.2706	0.0615	0.127	0.0021
Al_2O_3	3.2398	0.7365	0.1520	0.0253

第 1 台洗涤沉降槽：

$$\rho_{\text{液}} = \rho_N + 0.009a + 0.00425N_c$$

$$= 1.045 + 0.009 \times 3.2398 + 0.00425 \times 0.2706 = 1.075 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{上式中, } \rho_N = 1.045 \text{ g/cm}^3$$

第 2 台洗涤沉降槽：

$$\rho_{\text{液}} = \rho_N + 0.009a + 0.00425N_c$$

$$= 1.008 + 0.009 \times 0.7365 + 0.00425 \times 0.0615 = 1.015 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{上式中, } \rho_N = 1.008 \text{ g/cm}^3$$

其余各台洗涤沉降槽中溶液 ρ 近似为 1.000 g/cm^3 。

4.4.2 洗涤沉降槽面积，直径及高度的计算

(1)取波动系数为 1.5，按下式计算每次洗涤得沉降面积：

$$F_{\text{沉}} = 1.5 \times 0.0417 (\theta_{\text{稀}} - \theta_{\text{浓}}) / (v \rho_{\text{液}}) G_{\text{干赤泥}}$$

$$F_{\text{沉}1} = 1.5 \times 0.0417 \times (7.514 - 1.375) / (0.2 \times 1.075) \times 84.39 = 150.72$$

$$F_{\text{沉}2} = 1.5 \times 0.0417 \times (7.264 - 1.250) / (0.2 \times 1.015) \times 84.39 = 156.38$$

$$F_{\text{沉}3} = 1.5 \times 0.0417 \times (7.014 - 1.125) / (0.2 \times 1.00) \times 84.39 = 155.43$$

$$F_{\text{沉}4} = 1.5 \times 0.0417 \times (6.764 - 1.000) / (0.2 \times 1.00) \times 84.39 = 152.1$$

(2)每个洗涤沉降槽的直径：(本设计采用单层洗涤沉降槽)：

$$D_{1\text{洗}} = (4 F_{\text{沉}1} / \pi)^{1/2} = (4 \times 150.72 / 3.14)^{1/2} = 13.86$$

$$D_{2\text{洗}} = (4 F_{\text{沉}2} / \pi)^{1/2} = (4 \times 156.38 / 3.14)^{1/2} = 14.11$$

$$D_{3\text{洗}} = (4 F_{\text{沉}3} / \pi)^{1/2} = (4 \times 155.43 / 3.14)^{1/2} = 14.07$$

$$D_{4\text{洗}} = (4 F_{\text{沉}4} / \pi)^{1/2} = (4 \times 152.13 / 3.14)^{1/2} = 13.92$$

根据计算结果。采用 4 台直径为 15m 的洗涤沉降槽。另外，生产中需要备用一台(与

分离沉降槽共用)。共计 5 台。

(3)每个洗涤沉降槽的高度:

本设计取洗涤沉降槽的总高度为 17m。

根据实际经验,采用 4 台直径为 15m,高度为 17m 的洗涤沉降槽就可以满足生产的需要。另外,生产中需要备用一台,共计 5 台。

4.5 热损失的计算

按照经验观点,单层沉降槽的外表面积是沉降面积的 2.7~3.0 倍,此处取 2.7,则 $F_{\text{沉}}=3.14D^2/4=3.14\times 13^2/4=132.67\text{m}^2$, $F_{\text{洗}}=3.14D^2/4=3.14\times 15^2/4=176.63\text{m}^2$

混合槽的直径设为: $D=4\text{m}; H=6\text{m}$,

$$\text{此时 } S_{\text{混}}=3.14D(H+D/2)=3.14\times 4\times (6+4/2)=100.48\text{m}^2$$

$$\begin{aligned} S_{\text{总}} &= 2S_{\text{沉}} + 4S_{\text{洗}} + 4S_{\text{混}} \\ &= 2\times 132.67\times 2.7 + 4\times 2.7\times 176.63 + 4\times 100.48 \\ &= 3025.94\text{m}^2 \end{aligned}$$

根据实践数据设饲料箱和溢流箱以及矿浆管道的表面积,占分离沉降槽、洗涤沉降槽和混合槽总表面积的 6.5%。

$$\text{则 } S_{\text{总}}'=1.065\times 3025.94=3222.63\text{m}^2, \text{取 } 3223\text{m}^2。$$

$$Q=Q\times(a_1+a_2)\times S\times(t_1-t_2)$$

设 $t_1=95^\circ\text{C}$, $t_2=25^\circ\text{C}$, 那么无保温时: $a_{\text{总}}=4.2\times(8+0.05t_1)=53.55\text{KJ}/\text{cm}^2\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C}$

$$Q=53.55\times 3223\times(95-25)=1.21\times 10^7\text{KJ}/\text{h}$$

其中:

$$\text{分离沉降槽: } 1.21\times 10^7\times 2\times 132.67\times 2.7/3223=2.69\times 10^6\text{KJ}/\text{h}$$

$$\text{洗涤沉降槽: } 1.21\times 10^7\times 4\times 2.7\times 176.63/3223=7.16\times 10^6\text{KJ}/\text{h}$$

$$\text{混合槽: } 1.21\times 10^7\times 4\times 100.48/3223=1.51\times 10^6\text{KJ}/\text{h}$$

$$\text{管道: } (12.1-2.69-7.16-1.51)\times 10^6=7.40\times 10^5\text{KJ}/\text{h}$$

保温效率取 90%, 则热损失为: KJ/h

$$Q_{\text{沉}}=2.69\times 10^5, Q_{\text{洗}}=7.16\times 10^5, Q_{\text{混}}=1.51\times 10^5, Q_{\text{管}}=7.40\times 10^4,$$

$$Q_{\text{总损}}=1.21\times 10^6$$

此种情况下生产 1 吨氧化铝的单位热损失(氧化铝每小时产能是 91.324 吨)是:

$$q_{\text{沉}}=2.69\times 10^5/91.324=2.95\times 10^3\text{KJ}/\text{h}$$

$$q_{\text{洗}}=7.16\times 10^5/91.324=7.84\times 10^3\text{KJ}/\text{h}$$

$$q_{\text{混}}=1.51\times 10^5/91.324=1.65\times 10^3\text{KJ}/\text{h}$$

$$q_{\text{管}}=7.40\times 10^4/91.324=8.10\times 10^2\text{KJ}/\text{h}$$

$$q_{\text{总}}=1.21\times 10^6/91.324=1.32\times 10^4\text{KJ}/\text{h}$$

矿浆因外界热损失的温度降低:

生产 1 吨氧化铝, 进入沉降和洗涤系统的物料量:

进入分离沉降槽: Kg

稀释浆液带入的铝酸钠溶液: 15557.59

干赤泥: 924.11

进入洗涤沉降槽:

浓缩浆液带入的铝酸钠溶液: 1386.16

干赤泥: 924.11

热水: 5211.42

溶液、赤泥和水的比热容分别为: 3.65、0.90、4.2 KJ/(Kg·°C)

则

$$C_{沉}=15557.59 \times 3.65 + 924.11 \times 0.9 = 57616.90 \text{ KJ/}^{\circ}\text{C}$$

$$C_{洗}=1386.16 \times 3.65 + 924.11 \times 0.9 + 5211.42 \times 4.2 = 27779.15 \text{ KJ/}^{\circ}\text{C}$$

则 各部分的温度降低值为:

$$\text{分离沉降槽: } T = q_{沉} / C_{沉} = 2.95 \times 10^3 / 57616.90 = 0.051^{\circ}\text{C}$$

$$\text{洗涤沉降槽: } T = q_{洗} / C_{洗} = 7.84 \times 10^3 / 27779.15 = 0.282^{\circ}\text{C}$$

$$\text{混合槽: } T = q_{混} / C_{混} = 1.65 \times 10^3 / 27779.15 = 0.059^{\circ}\text{C}$$

$$\text{管道: } T = q_{管} / C_{管} = 8.10 \times 10^2 / 27779.15 = 0.029^{\circ}\text{C}$$

所以总的温度降为: $0.051 + 0.282 + 0.059 + 0.029 = 0.421^{\circ}\text{C}$

因此,为使系统中所有地点的赤泥浆液的温度均不低于 95°C ,要求加入分离沉降槽的稀释料浆温度保持在 100°C ,而加入洗涤系统的热水温度应为 $96 \sim 97^{\circ}\text{C}$ 。

第5章 成本分析

5.1 成本核算的条件

氧化铝厂每吨产品的生产成本，是由原料、辅助材料、动力费及车间经费等消耗项目所组成，其中直接生产费用随着其消费量和单价的变化而变化。

生产 1t 氧化铝的成本核算：

表 5-1 Al_2O_3 成本分析

序号	项目名称	单位	单价/元	单耗	成本
1	主要原料				
	铝土矿	t	300.00	1.907	572.1
	石灰	t	390.00	0.152	59.28
	优等苛性碱	kg	1.7	146.74	249.46
	合计	880.84			
2	主要辅助材料				
	钢球	kg	4.96	4.2	20.83
	过滤网	m ²	8	0.3	2.4
	过滤布	m ²	10	0.3	3
	絮凝剂	kg	16.5	0.9	14.85
	叶滤布	m ²	15.0	0.8	12.00
	合计	53.08			
3	主要燃料				
	焦炉煤气	m ³	0.4	100	40
	煤	kg	0.7	360	252
	合计	292			
4	动力消耗				
	电	kWh	0.43	200.00	86.00
	新水	m ³	1.35	20	27.00
	旧水	m ³	0.13	100	13.00
	压缩空气	km ³	65.0	0.25	16.25
	熔盐	Kg	10.0	0.2	2.00
	合计	144.25			
5	纯工资	元			80
6	管理费	元			100
7	其它费用（折旧费、储运费、培训费、税收、活动经费）				200
8	制造费用(大修理费、常规检修费、清理费、备品备件费)				200
总计					1950.17

5.2 劳动定员

非生产人员按生产人员的 15%：

表 5-2 车间劳动定员

工种		各班人数					备注
生 产 人 员	沉降洗涤车间	I	II	III	IV	总计	
	沉降洗涤槽操作	2	2	2	2	8	
	过滤操作	2	2	2	2	8	
	控制室 I	2	2	2	2	8	沉降洗涤槽
	控制室 II	2	2	2	2	8	过滤机
	泵工	2	2	2	2	8	
	焊工	2	2	2	2	8	
	吊车工	2	2	2	2	8	
	电工	-	-	-	-	2	由全厂统一调配
	合计	-	-	-	-	58	
非 生 产 人 员	车间主任	-	-	-	-	1	
	副车间主任	-	-	-	-	2	
	工程师	-	-	-	-	2	兼生产人员, 不单独分 配
	技术员	-	-	-	-	3	
	调度员	-	-	-	-	2	
	安全员	-	-	-	-	3	
	车间主管	-	-	-	-	1	
	合计	-	-	-	-	14	包括工程师
总计		-	-	-	-	67	

5.3 经济效益计算

①产品氧化铝按：2650/t（一级氧化铝）。

②年生产总值： $2650 \times 80 \times 10^4 = 2.12 \times 10^9$ 元。

③年总成本： $1950.17 \times 80 \times 10^4 = 1.56 \times 10^9$ 元。

④税占生产总值的 25% 计： $2.12 \times 10^9 \times 25\% = 5.3 \times 10^8$ 元。

⑤营业支出：20 万元。

⑥销售费用占总销售额的 1%，

$(2.12 \times 10^9 - 1.56 \times 10^9 - 5.3 \times 10^8 - 200000) \times 1\% = 2.98 \times 10^5$ 元。

⑦总利润： $2.98 \times 10^5 \times 99\% \div 1\% = 2.95 \times 10^7$ 元。

⑧按向国家交纳 50% 的利润，每年能为国家创利：

$2.95 \times 10^7 \times 50\% = 1.475 \times 10^7$ 元。

⑨其它利润的分配按照当初投资额度的比例来

第6章 资源的回收利用与环境保护

保护环境关系到我国现代化建设的全局和长远发展,是造福当代、惠及子孙的事业。我们一定要充分认识我国环境形势的严峻性和复杂性,充分认识加强环境保护工作的重要性和紧迫性,把环境保护摆在更加重要的战略位置,以对国家高度负责的精神,切实做好资源回收利用与环境保护工作。

氧化铝厂是大量开采利用铝矿资源、能源、水、土地等的大中型有色冶金企业,其生产过程中排放的大量“三废”(废水、废气、废渣),如果不采取有效的治理措施,将会造成周围环境的污染危害。环境管理工业上以前着重控制排放口,后来逐渐认识到应该从污染源的管理着手,同时从建设前期设计工作就注意控制污染。具体的宗旨如下:

(1)原材料、燃料在工艺过程和工厂排废时,把节能降耗纳入环保的范围之内。降低能耗不单是产品成本和企业经济效益的问题,已经成为环保的一个方面。自上世纪以来温室效益越来越严重,其中一个重要的原因就是各种工业废气、废液、废渣的大量排放,因此减少三废已经成为关系人类生存的大问题。

(2)革新工艺流程,采用排废量较少的工艺流程。把环境保护作为选择、开发新工艺的一个重要指标。

(3)对三废进行循环回收再利用(回收有价元素、热等)。

(4)无法回收的废料要进行严格的处理,按国家规定标准排放或堆存。

(5)要求产品无毒无害(从工艺设计开始着手),无法避免的则要求生产厂家在商品包装上特别注明。

6.1 资源的回收

6.1.1 赤泥的综合利用

赤泥是铝土矿提炼氧化铝过程总产生的废弃物,随着铝工业的发展,由于大量的赤泥未得到充分利用,长期占用大量土地,造成土地碱化,地下水污染,危害人类健康。由于赤泥空隙大,质轻,固结结构稳定,压缩性地,渗透性弱,是较为理想的承载建筑材料。近年来,赤泥的综合利用国内主要在以下几个方面^[84]:

(1)铁的回收

在现今铁矿产资源日益枯竭的情况下,高铁赤泥成为重要的铁矿产资源。铁在赤泥中的赋存状态主要以 Fe_2O_3 为主,伴有少量的 FeO ,黄柱成^[85]研究表明,从热力学和动力学来看,从赤泥中还原铁是完全可行的。磁选法是回收铁的重要方法,姜平等^[86]在 $50\text{--}1250^\circ\text{C}$ 左右对赤泥进行烧结,完成晶体结构的重整,可使细粒分布的铁铝分离,磁性部分被还原熔炼产生生铁。

(2) 二氧化钛的回收

二氧化钛也是赤泥中含量较丰富的资源之一，有较大的回收价值。从赤泥中回收二氧化钛成本较高，但如果考虑环境的破坏和长期占用土地资源所造成的损失，通过副产品路线回收是值得的。

（3）钨的回收

钨是一种典型的稀散金属元素，迄今为止在自然界中发现的独立的钨矿物，如钨钼石、水磷钨矿、钨钛硅矿，资源很少，不能通过自然界开采来成为钨的来源。回收铝土矿等矿物的尾矿或废渣中的伴生钨成为工业上获得钨的主要途径。

（4）用于建筑材料

烧结法赤泥的主要矿物是硅酸二钙，与硅酸盐水泥生料接近，因而可用其配以适当的石灰石、砂岩来制备水泥生料。

将赤泥与少量的石灰和粉煤灰以适当的比例制备的新型赤泥道路基层材料，完全符合国家标准，并且有较好的冻稳定性和干缩、温缩性^[87]。将赤泥、粉煤灰、石渣等工业废料以适当比例混合，加入固化剂，加水搅拌后直接压制成型并养护，可制出符合国标的免蒸养砖。将赤泥结合粉煤灰等其他废料可以制作烧结砖。目前已研制出利用赤泥、粉煤灰等加入一定的天然矿物添加剂制备出的高性能的艺术型清水砖^[88]，孔隙率达到40-50%，抗折强度可达到50-85MPa，。

另外，还可以以赤泥为主要原料，添加铬矿渣、石英砂、工业纯碱、长石等可制得以透辉石为主晶相的，具有较高耐磨、耐腐蚀性以及良好机械强度的微晶玻璃^[89]，主要用作结构材料。

（5）用于制备硅钙复合肥料

赤泥中含有植物生长所必需的微量元素，因而可用来制备效果良好的碱性复合肥料。其生产方法是先将赤泥经过脱水，再在120-300℃进行烘干活化，磨细后即可成为农业肥，对水稻、小麦等农作物具有良好的增产作用。

（6）用于塑料填料

在塑料工业中，赤泥主要用作塑料功能性填料。由于赤泥特有的化学组成，使其具有良好的抗老化性能及热稳定性能，同时赤泥对PVC 具有补强作用。同时，因为赤泥的流动性要好于其它填料，这就使塑料具有良好的加工性能。赤泥的加入也使红泥塑料具有较好的耐酸、碱性和更强的阻燃性^[90]。

（7）用于废水处理

赤泥经过一些特殊处理，可分别对应吸附废水中的放射性元素铯、锶、铀，重金属离子，及非金属离子含磷、氟、砷的离子等^[91]。同时，赤泥可用来制作酪业废水处理的絮凝剂^[92]，纺织行业废水处理的絮凝剂和混凝剂，以及过滤污水用多孔陶瓷滤料。

6.2 环境保护

6.2.1 废渣的处理

氧化铝生产过程中排放的废渣是赤泥，其中含有 Al_2O_3 、 Na_2O 、 SiO_2 、 CaO 、 Fe_2O_3 、 TiO_2 等，赤泥附液中含有 Al_2O_3 、 Na_2O_k 、 Na_2O_c 、 SiO_2 、 CO_2 、 NaCl 、 H_2O 等，pH 值较高(>12.5)，是具有腐蚀性的废物。赤泥及附液由管道输送至赤泥堆场，赤泥采用干法堆存。在堆场底部铺设人工防渗膜，防止赤泥及其附液对地下水及土壤的污染，防渗层的渗透系数小于 $1 \times 10^{-12} \text{m/s}$ 。堆场澄清的赤泥附液不排放，除自然蒸发外，全部由集水井回收，经回水管返回氧化铝生产系统利用。自备热电站的炉渣和飞灰排放量均采用干法灰渣分除方式，灰渣均可进行综合利用，或暂时堆存于赤泥堆场。从长远看，还应开展对赤泥堆场的隔离与复垦工作。

煤气站的炉渣排放中不含有毒有害物质，可直接堆存于现有的综合垃圾场，或作为铺路材料利用。

6.2.2 废水的处理

为节约用水，减少废水的排放，设计中按不同水质和不同用途，分别设置循环水系统。废水组成^[93]：

- (1)设备冷却水、轴封水；
- (2)地面冲洗水、雨水；
- (3)赤泥回水。

氧化铝厂的高压空压站、氢氧化铝焙烧、自备热电站的凝汽器、矿山系统的冷却器等设备用水使用前后只有温度变化，冷却后循环使用；含有害物质的生产用水，如氧化铝厂的工艺流程中的零散排水、煤气厂扩建的煤气洗涤水等，设置独立循环水系统，并亏水运行，废水经沉淀、除油等处理后返回各自循环水系统继续使用，不外排。氧化铝厂生产排水中大部分是设备排污水，不含有害物质，与雨水一起排入现有厂区道路雨排水系统，然后入生产废水处理站，处理后返回氧化铝生产系统；少部分是汽车库排污水，排入雨排水系统后外排。自备热电站生产排水主要是设备排污水，与雨水一起排入现有厂区道路雨水管网，经生产废水处理站处理后，作为氧化铝循环水系统的补充水。煤气站扩建生产排水主要为间断的设备排污水及冲洗地坪水，与雨水一起排入现有厂区道路雨水管网后，排入清涧沟^[94]。

现在大型氧化铝厂废水已基本实现“零排放”。

6.2.3 废气的处理

氧化铝厂的废气和烟尘主要来自焙烧窑、水泥窑等生产设备。物料破碎、筛分、

运输等过程也散发大量粉尘。据统计, 每生产 1 吨氧化铝排放各类粉尘约 30-70kg。由此可见, 氧化铝厂粉尘排放量大, 厂址(直径在 2-10km 范围内)所在地区的人畜、植被和土壤都会受到含尘废气的污染危害, 所以在设计本氧化铝厂时计划采用密闭式流态化焙烧工艺。

本工程设 2 台 1300t/d 气态闪速焙烧炉, 采用重油作燃料, 焙烧烟气经二级除尘, 即先经旋风筒分离氧化铝后进入电收尘器进行气固分离。2 台焙烧炉各设一套处理系统, 烟气量均为 11.6 万 Nm^3/h , 粉尘排放浓度 $\leq 50\text{mg}/\text{Nm}^3$, 烟气分别经约 75m 高的烟囱排放。粉尘排放满足《工业炉窑大气污染物排放标准》的要求($200\text{mg}/\text{Nm}^3$)。

矿山系统的破碎机、筛分机、矿石转运点等处产生粉尘, 设计采取设置密闭罩、机械排风、布袋除尘器处理的措施, 共设 2 个除尘系统, 处理总风量 $277000\text{m}^3/\text{h}$, 粉尘排放浓度 $100\text{mg}/\text{Nm}^3$, 满足《大气污染物综合排放标准》要求($120\text{mg}/\text{Nm}^3$)。

氧化铝厂的原燃料堆场、石灰烧制、原矿浆磨制、氢氧化铝焙烧、氧化铝储运等工段的物料破碎、筛分、磨制设备、皮带输送转接点、贮仓下料口、斗提等产生物料粉尘, 设计按工段分别采取设置密闭罩、机械排风、布袋除尘器处理的措施, 共设 8 个除尘系统, 处理总风量 $255000\text{m}^3/\text{h}$, 粉尘排放浓度 $100\text{mg}/\text{m}^3$, 满足《大气污染物综合排放标准》要求($120\text{mg}/\text{m}^3$)。

总的来说, 控制氧化铝厂废气危害并不难, 主要是大力减少废气数量, 设置合适的足够的收尘设备, 加强管理。

6.2.4 矿区复垦

铝土矿采矿作业大量占用良田和绿地, 大范围破坏土地资源和自然植被, 加剧水土流失, 如不及时治理会导致环境质量迅速恶化; 广西平果铝土矿所在的平果县人多地少、工业基础薄弱、以农业经济为主, 连续大量破坏土地将使工农之间的矛盾越来越突出。有鉴于此, 搞好采矿区复垦和生态环境保护是平果铝可持续发展的保证^[95]。

参考文献

- [1]毕诗文, 于海燕. 氧化铝生产工[M]. 化学工业出版社, 2005.
- [2]符岩, 张阳春. 氧化铝厂设计[M]. 冶金工业出版社, 2008
- [3]曹异生, 唐健. 氧化铝工业现状及市场前景分析[J]. 世界有色金属, 2003, (12): 11-14.
- [4]周国宝. 论发展我国氧化铝工业战略取向[J]. 世界有色金属, 2004, (1): 25-27
- [5]邢东生, 管永诗. 我国铝土矿资源及氧化铝工业的现状与分析[J]. 采矿技术, 2001, 1 (6): 53-56
- [6]鄢艳. 我国铝土矿资源现状[J]. 有色矿冶, 2009, 25 (5): 58-63.
- [7]赵恒勤, 李飏, 王立卓等. 中国铝土矿资源及氧化铝生产技术状况透析[J]. 矿产保护与利用, 2001, 10 (5): 11-13.
- [8]杨纪倩. 我国铝土矿与氧化铝生产的现状与探讨[J]. 技术与设备, 2004. (9): 23-25.
- [9]单淑秀. 我国氧化铝成本的竞争力分析[J]. 轻金属, 2006, (10): 3-6.
- [10]张玉明. 利用国外优质铝土矿生产氧化铝的节能途径[J]. 有色金属节能, 2000, (6): 1-3.
- [11]刘道德等. 大学生毕业设计指导教程[M]. 中南大学出版社, 2004.
- [12]罗秀光. 平果铝土矿资源可持续利用及发展探讨[J]. 矿冶, 2001, 10 (1): 7-11.
- [13] 杨重愚. 氧化铝生产工艺学 [M]. 冶金工业出版社, 1993.
- [14]张观玉, 甘国耀. 平果铝土矿的均化与应用[J]. 轻金属, 2008, (8): 26-28.
- [15]郑备战, 侯炳毅. 铝土矿均化方式的改进[J]. 湿法冶金, 2005, 24 (2): 95-96.
- [16]王一雅, 张延安等. 我国铝土矿溶出技术的发展趋势[J]. 世界有色金属, 2006,(1):25-27.
- [17]赵清杰. 一水硬铝石溶出新工艺的研究[J]. 轻金属, 2000, (1): 17-21.
- [18]王丽娟. 拜尔法溶出技术及装备的选择[J]. 轻金属, 2004, (10): 25-27.
- [19]刘莉娜. 我国氧化铝溶出工艺现状综述[J]. 中国有色冶金, 2008, (5):11-13.
- [20]Spitzer D P, Rothenberg A S, Heither H I. Development of new Bayer process flocculants[J]. Light Metals, 1991: 167—171.
- [21]韩安玲. 拜尔法赤泥分离洗涤三种流程的必选[J]. 轻金属, 2005, (3): 10-13.
- [22]卢红梅, 钟宏, 张磊等. 赤泥沉降过程中絮凝剂的现状与发展前景[J]. 轻金属, 2000, (9): 23-26.
- [23]Norma Moss, Brian Dymond. Flocculation: Theory&Application[C]. Ciba Specialty Chemicals United Kingdom,4.
- [24]张玉敏, 刘桂华. 赤泥分离中的絮凝剂[J]. 轻金属, 2002, (4): 10~11.
- [25]杨金妮, 刘晓社, 文化. 絮凝剂在氧化铝生产赤泥沉降分离中的应用[J]. 轻金属, 2003, (4): 10~11.
- [26] Sibert F J. Process of making alumina[P]. US Pat, US3390959. 1968.
- [27] Galvin T J, Hughes FA Flocculating agent[P]. US Pat, US3397953. 1968.
- [28]Arendt P S, Palmer E W T Polymer-polysaccharide-caustic alkali compositions and process of separating solids from aqueous suspensions therewith[P]. US Pat, US3541009. 1970.
- [29]Sibert F J. Process for making alumina[P]. US Pat, US3681012. 1972.
- [30] Candau F, Leong Y S Inverse microemulsion polymerization. J Phys Chem, 1982, 86(13): 2269.
- [31]Moody G M, Rushforth C A Recovery of alumina from bauxite[P]. US Pat, US5008089. 1991.
- [32] Mahoney R P, Connelly P J, Wetegrove R L Clarification aid for the Bayer process[P]. US Pat, U85217620. 1993.
- [33]Ramesh M, Kildea J D, Mahoney R E Use of alginates to treat bauxite red mud[P]. US Pat, US5478477. 1995.
- [34] Barham S, Tippet J M. Dextran starch and flocculant combination for improving red mud clarification[P]. US Pat, US6726845. 2004.
- [35] Brownfigg N J. Flocculating red mud suspension[P]. CN Pat, GB2080272. 1982
- [36] Fong, Dodd W. Carboxylate containing modified acrylamide polymers[P]. US Pat, US4680339. 1987.
- [37] Connelly L J, Selvarajan IL Flocculants for bauxite(red mud)[P]. US Pat, US4545902. 1985.
- [38]Fong, Dodd W, Pierce, et al Chemical modification of (meth)acrylic acid homopolymers and alkyl(meth)acrylate polymers in aqueous systems with amino sulfonic acids[P]. US Pat, US4604431. 1986.
- [39] Fong, Dodd W, Kowalski, et al Sulfomethylamide-containing polymers[P]. US Pat, US4762894. 1988.

- [40]Fong, Dodd w. Process for making acrylamido methane sulforile acid polymers[P]. US Pat, US4795789. 1989.
- [41] Sommese A G, Mahoney P R Polymers for flocculating red mud from bayer process liquors[P]. US Pat, US5346628.
- [42]Malito J T, Strominger MG. Red mud flocculation[P]. US 3Pat.US5286391.
- [43] Reed P E, Mahoney R P. Polymers containing phosphonic acid groups for the treatment of red mud in the Bayer process[P]. US Pat, US5534235. 1996.
- [44] Harris P J, Mahoney R P, Ramesh M Hydroxymethyl diphosphonated polyacrylates for red mud treatment[P]. US Pat,US5711923. 1998.
- [45]Spitzer D P, Yen W. Polymers containing hydroxamic acid groups for reduction of suspended solids in bayer process streams [P].US Pat.US4767540.1988.
- [46] Loucks K J. Use of anionic flocculants and hydroxamated polymers as bayer process red mud flocculants[P]. OAPI010164. 2000.
- [47] Ishikawa, et al. Separation method of goethite-containing red rood[P]. US Pat, US6669852. 2003.
- [48]董放战. Hx型絮凝剂试验效果评价[J]. 轻金属, 2003, 9: 9.
- [49]Selvarajan R,Phillips E C, Strominger M G, et al.Water continuous emulsion polymers for improving scale control in the bayer process[P]. US Pat, US6086771. 2000.
- [50] Phillips.et al. Method for producing substantially dry water-insoluble polymers for improved flocculation in the Bayer process [P]. US Pat, US0135013. 2003.
- [51] Quadir, et al. High molecular weight polymers containing pendant salicylic acid process liquors[P]. US Pat, US0024156. 2004.
- [52]陈巧英, 午新威, 李彩贞. 拜耳法赤泥沉降分离系统絮凝剂的选型研究[J]. 甘肃冶金, 2004, 26(1): 45.
- [53]赵劭, 曹文仲. 高效絮凝剂(PAS-1)的效果试验[J]. 轻金属, 1997, (9): 12.
- [54]芦东, 赵福辉. 张生. 氧化铝生产中拜耳法赤泥分离新型絮凝剂的合成及应用[J]. 世界有色金属, 2004, (11): 51.
- [55]张国悦, 芦东. 烧结法赤泥沉降中新型絮凝剂的开发与应用[J]. 世界有色金属, 2002, (9): 42.
- [56]周高云·陈定洲, 罗家珂, 等. 沉降赤泥的高效絮凝剂的应用研究[J]. 矿冶, 2003, 12(2): 41.
- [57]李时毅. 铝土矿赤泥分离专用絮凝剂的研究[J]. 甘肃冶金.2003, (12): 62.
- [58]李立, 吴若琼, 刘今. 应用于赤泥沉降的新型絮凝剂研究 [J]. 轻金属, 1997, (11): 34-37.
- [59]卢红梅, 钟宏.新型高分子絮凝剂在赤泥沉降中的应用实验研究[J].轻金属.1997, (11): 17.
- [60]陈锋, 王连嵩, 毕诗文. 一种带有苯环结构的氧肟酸类赤泥分离用絮凝剂的合成与应用[J]. 中国有色金属学报, 2007, 17(3): 498~503.
- [61]胡慧萍, 张丽娟, 张琨瑜. 高固含丙烯酰胺共聚物反相微乳液的合成及絮凝性能研究[J]. 轻金属, 2007, (8): 13~16.
- [62]徐晓军, 等. 化学絮凝剂作用原理[M]. 科学出版社, 2005. 195.
- [63]徐方, 胡慧萍, 陈启元. 新型絮凝剂合成及其赤泥沉降性能研究[J]. 轻金属, 2009,(4):14-18.
- [64]姜学海. 氧化铝生产中如何高效应用絮凝剂[J].轻金属, 2008, (3): 17-19.
- [65]罗家珂. 宋庆福, 陈定洲. 赤泥沉降高效絮凝剂的研究[J]. 矿冶.2002, 11(1): 21~26.
- [66]瞿向东,刘保伟. 全自动高效立式叶滤机在铝酸钠溶液过滤中的应用[J]. 轻金属,2003 (12) :48 - 50.
- [67]先晋聪等. 铝酸钠溶液过滤设备的技术进步[J]. 有色金属(冶炼部分).2005, (2): 35-36.
- [68] 陈蓓, 陈素英.赤泥的综合利用和安全堆存[J].化工技术与开发.2006,35(12):32-35.
- [69]门新强, 蒋涛. 拜耳法种分生产砂状氧化铝新工艺[J]. 河北建筑工程学院学报.2005.23 (3): 117-118.
- [70]赵宏利, 王怀德. 拜耳法氧化铝生产过程中晶种分解的优化研究[J]. 矿产保护与利用.2001, (4): 36-40.
- [71]唐海红, 杨红菊, 张爱贤. 提高拜耳法种分分解率及产品质量的途径探讨[J]. 有色冶炼, 2002, (6): 59-60.
- [72]和风枝. 浅谈如何提高拜耳法晶种分解的产率[J]. 轻金属.2004, (3): 10-13.
- [73]戴关锋. 氢氧化铝过滤方法的改进及实践[J].轻金属.2001,(4):14-16.
- [74]张永刚, 刘培坤, 王显军. 水力旋流器在氧化铝行业中的应用试验研究. 第十届全国氯化铝学术会议论文集.:69-71.
- [75]崔兆杰.李波.司维.氢氧化铝固液分离二次卸料新技术研究及应用[J]化工矿物与加工 2009,(4):24-26.
- [76]毕诗文. 氧化铝生产工艺学 (M).化学工业出版社, 2006(9).
- [77]冯文浩等. 流态化焙烧技术与国内发展情况(M). 山西冶金.2004, (2):65~67.

- [78]王誓学,王春.国内氢氧化铝流态化焙烧炉的应用及优化[M].十届全国氧化铝学术论文集:193-193.
- [79]樊英峰,王誓学,廉晓霞.氧化铝流态化焙烧炉的应用及优化[J].有色冶炼,2003,(4):42-44.
- [80]李红梅.我国氧化铝蒸发技术现状及展望[J].有色冶炼(综述与评论).2002,(6):3-5.
- [81]J. Scott. Effect of Seeds and Temperature on the Particle Size of Bayer Aluminum Trihydrate[J].Extractive Metallurgy of Aluminum. 1962,(1), Alumina, New York.
- [82]WU S J,DEJONGHE L C. Sintering of nano phase γ - Al_2O_3 power[J].J Am Ceram Soc,1996,79(8):2207~2211.
- [83]许广兴等译.《氧化铝生产工艺计算》[M].冶金工业出版社,1987.
- [84]曹瑛,李卫东,刘艳改.工业废渣赤泥的特性及回收利用现状[J].硅酸盐通报,2007,26(1):144-146.
- [85]黄柱成,孙宗毅,左文亮.含铁赤泥还原分选机理探讨[J].中南矿冶学院学报,1992,(4):23-29.
- [86]姜平国,王鸿振.从赤泥中回收铁工艺的研究进展[J].四川有色金属,2005,(2):23-40.
- [87]齐建召,杨家宽,王梅.赤泥做道路基层材料的试验研究[J].公路交通科技,2005,22(6):30-33.
- [88]吴建锋,王东斌,徐晓虹.利用工业废渣制备艺术型清水砖的研究[J].武汉理工大学学报,2005,27(5):46-49.
- [89]梁忠友.赤泥微晶玻璃的研究[J].玻璃与搪瓷,1997,25(6):50-52.
- [90]黄庆和.赤泥综合利用的现状及其在塑料中的应用[J].矿产综合利用,1994,(4):37-40.
- [91]何伯泉,周国华,薛玉兰.赤泥在环境保护中的应用[J].轻金属,2001,(2):24-26.
- [92]Namasivayam C. Treatment of dairy wastewater using waste red mud[J].Res Ind, 1992,37(3):165-167.
- [93]张观玉.氧化铝厂工业废水处理及回收利用[J].轻金属,2001(8):24-26.
- [94]冯海华,王兴义,柳健康.氧化铝厂废水治理及效果[J].给水排水,2002,28(4):37-39.
- [95]孔令俊,魏俊浩,毕志超.我国矿山复垦问题及对策探析[J].安徽农业科学,2009,37(21):10100—10101