

# 氧化铝生产系统中有效碱的经济回收与利用研究

杨辉 金 刚

(贵阳铝镁设计研究院有限公司, 贵州 贵阳 550081)

**[摘 要]** 拜耳法生产氧化铝中,母液每次循环后,苛性碱损失,无效碱增多,导致蒸发排盐效率下降,能耗、碱耗增加。为了回收损失的苛性碱,减少无效碱,以国内高碳一水硬铝石氧化铝生产系统为例,设计蒸发排盐苛化、蒸发排盐苛化+赤泥脱碱及回收、蒸发排盐苛化+赤泥脱碱及回收+一洗液苛化三种工艺条件,研究生产工艺中 $\text{Na}_2\text{O}$ 的流向,计算系统中有效碱的损失、转化和回收量。从技术及经济性方面,分析和对比了赤泥脱碱与一洗液苛化的特点。赤泥脱碱可脱除并回收赤泥钠硅渣中的 $\text{Na}_2\text{O}$ 回到生产系统;一洗液苛化可将母液中的 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 转化为 $\text{NaOH}$ ,并降低系统碳碱含量。赤泥脱碱和一洗液苛化均可使氧化铝生产碱耗下降,节约生产成本。以某产能 $100\text{t/a}$ 的氧化铝厂为例,采用赤泥脱碱和一洗液苛化可使生产碱耗下降 $66\sim 70\text{kg/t}$ ,节约氧化铝生产成本 $85\sim 134\text{元/t}$ 。

**[关键词]** 氧化铝; 碱回收; 赤泥脱碱; 洗液苛化

**[中图分类号]** TF821 **[文献标志码]** B **[文章编号]** 2097-2423(2024)02-0055-06

**DOI:** 10.19610/j.cnki.cn10-1873/tf.2024.02.010

## 0 前言

在拜耳法生产氧化铝中,母液每次循环后,必须补充损失的苛性碱<sup>[1]</sup>。苛性碱为氧化铝生产中的有效碱,有效碱损失主要是指铝土矿、石灰等物料中的各种杂质将循环母液中的 $\text{Na}_2\text{O}$ 转化为化学结合碱和钠盐。化学结合碱通常以稳定形态存在于钠硅渣中,随赤泥排出生产系统;除了苛性碱外的其他各种钠盐,溶于液相后形成游离态碱性阴离子和钠离子留存在母液中,可视为无效碱。如果无效碱浓度过高,会使蒸发排盐效率下降,影响蒸发强制效和盐沉降槽的正常运行,易造成溶出套管传热效率降低、分解率下降,导致能耗、碱耗升高等不利影响<sup>[2]</sup>。因此,回收损失的有效碱、减少无效碱对氧化铝生产系统具有重要意义。

实际生产中回收有效碱、减少无效碱的工艺有

**[收稿日期]** 2023-10-24

**[作者简介]** 杨辉(1984—),男,贵州铜仁人,硕士,工程师,主要从事氧化铝生产工艺设计及研究。

**[引用格式]** 杨辉,金刚.氧化铝生产系统中有效碱的经济回收与利用研究[J].绿色矿冶,2024,40(2):55-60.

YANG Hui, JIN Gang. Study on economic recovery and utilization of effective alkali in alumina production system[J]. Sustainable Mining and Metallurgy, 2024, 40(2): 55-60.

蒸发排盐苛化、赤泥脱碱和一洗液苛化三种工艺。通过蒸发排盐苛化和一洗液苛化,氧化铝生产系统中无效的、游离态的 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 可转化为 $\text{NaOH}$ 并被回收,使生产系统的碳碱降低,苛性碱损失减少;而赤泥脱碱可以将赤泥中的化学结合碱脱除到液相形成 $\text{NaOH}$ 并加以回收,降低生产系统的苛性碱消耗。

本文针对国内某拜耳法高碳一水硬铝石生产氧化铝系统,为了回收有效碱 $\text{NaOH}$ ,去除无效碱 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,综合对比分析了蒸发排盐苛化、石灰法赤泥脱碱和一洗液苛化三种工艺的经济性。

## 1 试验

### 1.1 矿石成分

物相组成:一水硬铝石,含碳矿物主要为方解石、菱铁矿等。

表1 铝土矿化学组成

化学组成	$\text{Al}_2\text{O}_3$	$\text{SiO}_2$	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	$\text{CaO}$	$\text{CO}_2$	$\text{TiO}_2$	其他
含量/%	52.39	9.59	19.01	0.36	1.67	2.40	14.58

### 1.2 技术路线和工艺流程

#### 1.2.1 赤泥脱碱

目前赤泥脱碱的方法有水洗法、酸浸法、石灰法、 $\text{CO}_2$ 法等<sup>[3-4]</sup>。其中,水洗法用水量大、时间长,仅可去除赤泥中的自由碱,脱碱效果有限;酸浸法可以去除赤泥中的结合碱和赤泥附液中的自由碱,但

也会引入大量其他物质,用酸量和废液量大、易造成二次污染; $\text{CO}_2$ 法即将 $\text{CO}_2$ 气体通入赤泥浆液中,与碱性化合物反应生成碳酸钠和碳酸氢钠,可降低赤泥的碱性<sup>[4]</sup>,但无法使碱性化合物转化为 $\text{NaOH}$ 。有关石灰法的研究较多,石灰价格不高,脱碱效果好,可将化合碱脱除并转化为 $\text{NaOH}$ ,回收后可降低生产碱耗。因此本文采用石灰法脱碱技术,利用 $\text{CaO}$ 将赤泥钠硅渣中的结合态 $\text{Na}_2\text{O}$ 转变为游离态 $\text{NaOH}$ 进入溶液,再通过多级水洗回收 $\text{NaOH}$ 。该方法技术相对成熟,原材料价格较低,且能避免其他杂质进入氧化铝生产系统。

赤泥脱碱及洗涤回收的工艺流程如图1所示,将原有赤泥末洗底流和石灰乳引入脱碱槽,经蒸汽加热后进行脱碱反应,反应后的赤泥经过两次洗涤后排至赤泥压滤,洗水自脱碱后的二洗沉降槽加入,逆向至原有末洗沉降槽,脱除到溶液中的 $\text{NaOH}$ 同时被回收至生产系统。

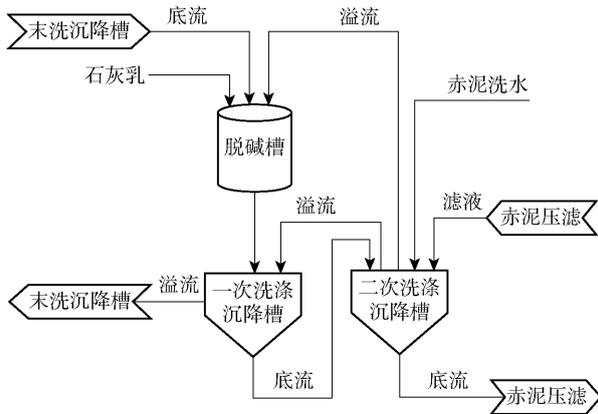


图1 赤泥脱碱工艺流程

### 1.2.2 碳碱的去除

在处理高无机碳含量的一水硬铝石矿时,矿石中的碳酸盐和石灰中未煅烧完全的石灰石在反苛化作用<sup>[5]</sup>下与母液中的铝酸钠反应生成碳酸钠,从而向生产系统中带入无机碳<sup>[6]</sup>。如果系统碳碱浓度过高,易造成溶出机组乏汽带料、分解率下降等问题,导致能耗、碱耗升高<sup>[6]</sup>。

目前,碳碱的排除方法主要包括蒸发排盐和侧流苛化。

#### 1.2.2.1 蒸发排盐苛化

蒸发排盐苛化是将一定量母液进行蒸发,提高母液浓度,液相中的碳酸钠达到过饱和后析出 $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ 结晶,利用石灰乳进行苛化反应,使碳酸钠转化为氢氧化钠。该工艺应用较多,其工艺流程不再赘述。蒸发排盐苛化会使蒸汽消耗增加,且

碳酸钠结晶效果还会受到溶液中其他盐类的影响。

#### 1.2.2.2 赤泥一洗液苛化

氧化铝生产系统中,循环母液的碳全碱比通常不超过10%,蒸发排盐的设计能力可满足系统排盐量的要求,但是当矿石品位发生变化,含碳量增大且无法得到改善时,母液中的碳碱及其他杂质盐类不断积累,导致蒸发强制效能力下降、无法达到正常排盐量时,可采用洗液苛化的方法降低母液中的碳碱含量,逐渐使生产系统的碳全碱比正常化。

在赤泥洗液苛化工艺中,一般是利用石灰乳对二次洗液进行苛化。为了提高碳碱的苛化率和石灰的利用效率,并抑制铝酸三钙的生成<sup>[7]</sup>,不同于传统的石灰苛化法,可对赤泥一洗液进行两段苛化。其基本原理<sup>[8-9]</sup>为:在中低温条件下,石灰乳中的 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 首先与 $\text{NaAl}(\text{OH})_4$ 和 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 反应生成中间产物水铝钙石 $[\text{Ca}_2\text{Al}(\text{OH})_6]_2 \cdot 0.5\text{CO}_3 \cdot \text{OH} \cdot 5.5\text{H}_2\text{O}$ ;水铝钙石的稳定性随温度升高而逐渐变差,高温、轻微搅拌和添加抑制剂的条件可促进水铝钙石与 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 反应生成 $\text{CaCO}_3$ ,同时能够有效抑制 $\text{NaAl}(\text{OH})_4$ 生成 $\text{Ca}_3[\text{Al}(\text{OH})_6]_2$ <sup>[7]</sup>。

其工艺流程如图2所示,部分赤泥一洗液降温至 $80\text{ }^\circ\text{C}$ 左右后,加入石灰乳,在一次苛化槽中反应生成水铝钙石,水铝钙石被过滤出来后与另一部分赤泥一洗液混合并加入抑制剂,在管壳式换热器内被二次蒸汽和新蒸汽加热至 $130\text{ }^\circ\text{C}$ 后进入二次苛化槽。经过一定时间的二次苛化反应后,温度为 $130\text{ }^\circ\text{C}$ 的洗液在带压分离器中进行固液分离,固体苛化渣排入赤泥二洗槽,液体经两级闪蒸降温后与第一段苛化一洗液混合至稀释槽,两级闪蒸器产生的二次蒸汽用于预热二次苛化槽的进料。

### 1.3 控制参数和技术条件

- 1) 循环母液:苛性碱浓度 $N_k$ 为 $237\text{ g/L}$ ;碳全碱比 $N_c/N_l$ 为 $0.1$ 。
- 2) 溶出液: $R_p$ 为 $1.19$ ;反苛化率<sup>[5]</sup>为 $50\%$ 。
- 3) 排盐苛化:分子比 $\text{CaO}/N_c$ 为 $1.2$ ;苛化效率 $80\%$ 。
- 4) 脱碱后赤泥: $\text{Na}_2\text{O}$ 含量为 $2\%$ 。
- 5) 石灰加入量: $14\%$ (质量比)。
- 6) 一洗液:苛化分子比 $\text{CaO}/N_c$ 为 $1.5$ 。
- 7) 两段苛化率: $50\% \sim 55\%$ ;氧化铝损失<sup>[7]</sup> $\leq 6\%$ 。

## 2 结果与讨论

为了体现蒸发排盐苛化、赤泥脱碱及回收和一

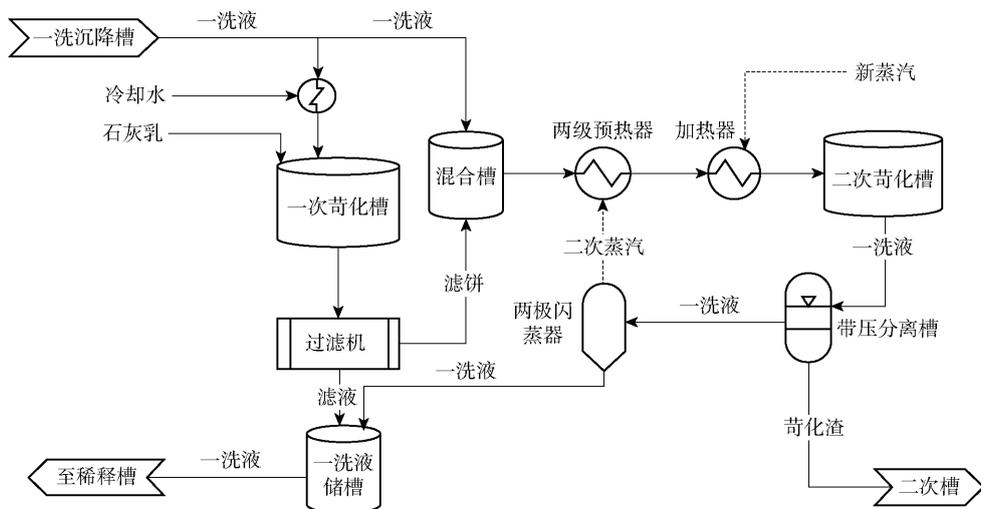


图2 一洗液两段苛化工艺流程示意图

洗液苛化对氧化铝生产系统中有效碱损失、转化和回收的不同影响,本文以100万t/a产能的拜耳法氧化铝生产系统(运转率95%)为例,设置了三种工艺条件,对比分析了三种工艺条件下的技术特点和主要技术经济指标,计算碱的回收效果。三种工艺条件定义如下:

- 1) 条件1,仅采用蒸发排盐苛化。
- 2) 条件2,同时采用蒸发排盐苛化、赤泥脱碱及回收。
- 3) 条件3,同时采用蒸发排盐苛化、赤泥脱碱及回收、一洗液苛化。

## 2.1 碱的回收和转化

### 2.1.1 结合碱的回收

赤泥钠硅渣中的化合态 $\text{Na}_2\text{O}$ 含量下降到2%后,赤泥具备应用于其他行业的条件。赤泥脱碱前后的成分见表2。

表2 脱碱前后的赤泥成分含量

工艺条件	条件1		条件2		条件3	
	脱碱前	脱碱后	脱碱前	脱碱后	脱碱前	脱碱后
赤泥量/ $\text{t-Al}_2\text{O}_3$	1.918	—	1.917	2.063	1.965	2.120
$\text{Na}_2\text{O}$ 含量/%	5.153	—	5.143	2.000	4.980	2.000
铝硅比 A/S	1.381	—	1.383	1.390	1.396	1.404
钠硅比 N/S	0.385	—	0.384	0.163	0.378	0.166
钙硅比 C/S	1.213	—	1.214	1.856	1.218	1.870

由表2可得,以100万t/a氧化铝产能测算,条件2和条件3从赤泥中脱除化合态 $\text{Na}_2\text{O}$ 分别为6.774t/h和6.523t/h,经过两次逆向洗涤可以回收

有效碱(以 $\text{Na}_2\text{O}$ 计)6.479t/h和6.167t/h,回收率为95%~96%。

### 2.1.2 无效碱 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 的转化

母液中含的杂质包括碳酸钠、硫酸钠、硅酸钠及各种有机碳等,这些成分均可视为有效碱的损失。本文针对典型的 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,测算了蒸发排盐苛化和一洗液苛化将 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 转化为有效碱 $\text{NaOH}$ 的量。图3列出了母液碳全碱比的变化;表3给出了碳酸钠的转化量。

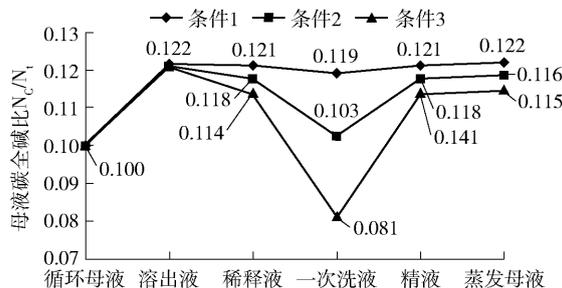


图3 母液碳全碱比变化

表3 碳酸钠的转化

项目	条件		
	条件1	条件2	条件3
$\text{NaOH}$ 生成 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 的量(以 $\text{Na}_2\text{O}$ 计)/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	4.589	4.644	4.682
原料中碳的反苛化/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	4.447	4.475	4.513
吸收环境中的 $\text{CO}_2$ /( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	0.169	0.169	0.169
赤泥附液损失的 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ /( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	0.027	0.000	0.000
$\text{Na}_2\text{CO}_3$ 转化为 $\text{NaOH}$ (以 $\text{Na}_2\text{O}$ 计)/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	4.589	4.644	4.682
蒸发排盐苛化/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	4.589	4.604	3.628
赤泥脱碱/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	—	0.040	0.040
一洗液苛化/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	—	—	1.014

从表3可知,在条件2中,碳碱的转化几乎仍由蒸发排盐苛化完成,赤泥脱碱的所占比例很少,因为该方法只是将赤泥附液中少量的 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 转化为 $\text{NaOH}$ ,之后再进行一次洗涤,导致回到系统的 $\text{NaOH}$ 量很少;在条件3中,一洗液苛化可代替蒸发排盐,产生约21%的碳碱转化量,意味着蒸发强制效的进料量和蒸汽消耗量可减少,减轻负荷。

当母液中的 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 量变化时,为保持系统碳碱平衡,需调整蒸发排盐装置的能力,以保证与系统碳碱进入量匹配;当矿石、石灰等原材料含碳量或母液中其他杂质含量过多,导致蒸发排盐能力不足或负荷过大时,则可采用一洗液苛化代替部分蒸发排盐苛化,提供碳碱转换能力。

### 2.1.3 碱的平衡

生产系统在三种工艺条件下的碱平衡见表4。

表4 三种条件下的碱平衡

项目		条件1	条件2	条件3
进入生产系统的碱(以 $\text{Na}_2\text{O}$ 计)	补充苛性碱/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	11.561	5.080	5.392
	进入赤泥/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	10.796	4.070	4.396
	随赤泥附液损失/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	0.141	0.386	0.368
离开生产系统的碱(以 $\text{Na}_2\text{O}$ 计)	产品带走/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	0.487	0.481	0.483
	各工序损失/( $\text{t}\cdot\text{h}^{-1}$ )	0.138	0.143	0.144

由表4可以得到:

1) 条件2和条件1相比,由于采用了赤泥脱碱和洗涤回收工艺,生产系统补充苛性碱减少约56%;外排赤泥中的化合碱含量减少约62%,但赤泥附液的碱损失增加约63%。

2) 条件3和条件2相比,由于同时实施了一洗液苛化,使一洗液中部分 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 转化为 $\text{NaOH}$ ,并造成少量氧化铝损失,导致矿耗上升,从而使苛性碱的补充量、赤泥量及碱损失量均增加。

3) 条件3相较条件2的赤泥附液碱损失减小是因为两者赤泥脱碱量不同。条件2和条件3的脱碱前赤泥量、赤泥 $\text{Na}_2\text{O}$ 含量均不一致,而脱碱后赤泥 $\text{Na}_2\text{O}$ 含量均设定为2%,造成了两者碱的脱除量不一致。即条件2脱除了更多的 $\text{Na}_2\text{O}$ 到溶液中,导致赤泥附液碱损失增大。

## 2.2 赤泥脱碱和一洗液苛化的不利影响

通过上述分析,赤泥脱碱不仅可以降低赤泥中的 $\text{Na}_2\text{O}$ 含量使其具备后续利用的条件,而且使氧化铝生产系统的苛性碱消耗大幅减少;一洗液苛化则可以代替部分蒸发排盐苛化的作用,减少系统的碳碱。但是赤泥脱碱和一洗液苛化也会对系统产生不利影响。

1) 赤泥脱碱后的洗涤过程不可避免地将已经进入液相中的苛性碱带入精液,造成精液 $R_p$ 下降,从而导致分解率降低,母液循环效率降低,最终导致矿耗增加,外排赤泥量加大(表5)。

表5 三种条件下的主要消耗指标

消耗指标	条件1	条件2	条件3
矿石(干)/( $\text{t}\cdot\text{t}^{-1}$ )	2.604	2.610	2.629
循环母液/( $\text{m}^3\cdot\text{t}^{-1}$ )	8.706	8.988	9.087
消化石灰/( $\text{t}\cdot\text{t}^{-1}$ )	0.112	0.381	0.412
外排赤泥/( $\text{t}\cdot\text{t}^{-1}$ )	1.918	2.069	2.120
氧化铝损失/( $\text{t}\cdot\text{t}^{-1}$ )	0.016	0.018	0.023
蒸水量/( $\text{t}\cdot\text{t}^{-1}$ )	3.410	3.822	3.820
新增蒸汽消耗/( $\text{t}\cdot\text{t}^{-1}$ )	—	0.083	0.125

2) 赤泥脱碱和一洗液苛化实施后,为保持精液 $N_k$ 不变,赤泥洗水和蒸水量增大,蒸发汽耗上升;赤泥脱碱和一洗液苛化添加的石灰乳造成氧化铝损失和外排赤泥量增大。

## 2.3 碱回收的经济性分析

根据上述分析,在氧化铝生产系统中,无论是将赤泥中的化合态 $\text{Na}_2\text{O}$ 脱除到液相成为游离态 $\text{NaOH}$ ,还是将母液中的无效碱 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 转化为有效碱 $\text{NaOH}$ ,在降低碱耗的同时,都会增加其他消耗。表6分别列出了条件2和条件3相对于条件1的各项消耗增加量,其中增量A表示条件2相对于条件1的消耗增量;增量B表示条件3相对于条件1的消耗增量。

从表6可知,工艺条件3与工艺条件2对比,由于多实施了一洗液苛化流程,在精液 $N_k$ 、分解条件等不变时,赤泥洗水和蒸水量增大,蒸发汽耗上升;并且系统的循环量增大,导致矿耗、电耗、石灰消耗、

表6 条件2和条件3相对于条件1的消耗增量

消耗指标	增量 A	增量 B
矿石/(t·t <sup>-1</sup> )	0.006	0.027
电耗/(kW·h·t <sup>-1</sup> )	9.251	12.494
石灰/(t·t <sub>5</sub> <sup>-1</sup> )	0.169	0.203
赤泥/(t·t <sup>-1</sup> )	0.151	0.202
氧化铝损失/(t·t <sup>-1</sup> )	0.002	0.006
低压蒸汽/(t·t <sup>-1</sup> )	0.149	0.231
补碱(以100% NaOH计)/(t·t <sup>-1</sup> )	-0.070	-0.066

赤泥量增加。虽然赤泥量增加,但在脱碱后赤泥中 Na<sub>2</sub>O 含量保持不变的条件下,工艺条件3脱除的碱较少。

结合各项原材料价格,以100万 t/a 氧化铝产能为例,生产成本增加额对比见表7。

表7 条件2和条件3相对于条件1的生产成本增量

成本项目	原材料、辅料等不含税单价	增量 A 的生产成本增加额/(万元/a)	增量 B 的生产成本增加额/(万元/a)
铝土矿	285 元/t	171.00	769.50
外购电	0.5 元/kW·h	462.55	624.70
外购石灰	381 元/t	6 438.90	7 734.30
赤泥处理费用	20 元/t	302.00	404.00
氧化铝	2 551 元/t	510.20	1 530.60
低压蒸汽	52 元/t	774.80	1 201.20
NaOH	3 155 元/t	-22 085.00	-20 823.00
总计	—	-13 425.55	-8 558.70

从表7可以看到,无论是单独运行赤泥脱碱,还是赤泥脱碱和一洗液苛化同时运行,均比仅实施蒸发排盐苛化节省生产成本。单独运行赤泥脱碱可以最大程度节省生产成本,而一洗液苛化会增加一定的生产成本,但可以作为代替部分蒸发排盐苛化作用的手段,且同时运行一洗液苛化和赤泥脱碱,仍具有收益。

### 3 结论和建议

在处理高碳含量的一水硬铝石矿时,蒸发排盐苛化、赤泥脱碱和一洗液苛化三种碱回收工艺,均可回收氧化铝系统中损失的有效碱。三种工艺适用的

工况不同,需根据生产系统中有效碱的损失分布情况来综合考虑。

当生产系统碳全碱比不高,蒸发排盐苛化正常时,仅需运行赤泥脱碱即可减少最多碱耗,降低生产成本,达到最佳的经济效益;而当母液碳全碱比大于10%,且碳碱受到母液中其他钠盐影响而较难通过蒸发结晶排出时,一洗液苛化可将碳碱转化为有效碱并加以回收,使生产系统的碳碱含量正常化,虽然会增加一定生产成本,但如同时运行赤泥脱碱,仍具有较好经济性。

同时运行赤泥脱碱和一洗液苛化,可使碱耗下降约66 kg/t,节约生产成本约85 元/t;而单独运行赤泥脱碱的效果更好,可使碱耗下降约70 kg/t,节约生产成本约134 元/t,以100万 t/a 产能为例,赤泥脱碱的总投资约6 000 万元,投资回收期约半年。

### [参考文献]

- [1] 杨重愚. 氧化铝生产工艺学[M]. 北京:冶金工业出版社,1982;47,64.
- [2] 杜英国. 氧化铝高压溶出过程管道结垢的特性及清理方法优化[J]. 绿色矿冶,2023,39(3):45-49,67.
- [3] 甘长能. 氧化铝生产流程关键工艺指标控制要点分析探讨[J]. 有色设备,2023,37(6):38-44.
- [4] 陈珊,陈允建,谢鑫,等. 赤泥脱碱方法及其机理研究进展[J]. 硅酸盐通报,2021,40(10):3414-3425.
- [5] 李小斌,郑洁,齐天贵,等. CaCO<sub>3</sub>在铝酸钠溶液中的反苛化作用[J]. 中南大学学报(自然科学版),2013,44(7):2663-2668.
- [6] 熊刚,鲁显书. 浅谈碳、硫杂质对氧化铝生产的影响[J]. 中文科技期刊数据库(文摘版工程技术),2021(6):82-83.
- [7] 高金强,陈文汨. 水铝钙石苛化赤泥洗液方法研究[J]. 轻金属,2021(2):9-14.
- [8] ROSENBERG S P, WILSON D J, ROWORTH D M I. High temperature process for causticisation of a Bayer liquor: AU2012203292CB[P]. 2013-9-12.
- [9] ROSENBERG S P, WILSON D J, HEATH C A. Inhibiting the formation of TCA in a Bayer causticisation process: US 7767190B2[P]. 2010-8-3.

## Study on Economic Recovery and Utilization of Effective Alkali in Alumina Production System

YANG Hui, JIN Gang

(Guiyang Aluminum Magnesium Design & Research Institute Co. , Guiyang 550081, China)

**Abstract:** In the production of alumina by the Bayer process, after each cycle of the mother liquor, the caustic alkali is lost and the invalid alkali is increased, resulting in a decrease in the efficiency of evaporation and salt discharge, and an increase in energy consumption and alkali consumption. In order to recover the lost caustic alkali and reduce the invalid alkali, this paper took the domestic diaspora alumina production system with high carbon content as an example, and designed three process conditions: evaporation salt discharge causticization, evaporation salt discharge causticization + red mud dealkalization and recovery, evaporation salt discharge causticization + red mud dealkalization and recovery + first washing solution causticization. The flow direction of  $\text{Na}_2\text{O}$  in the production process was studied, and the loss, conversion and recovery of effective alkali in the system were calculated. From the technical and economic aspects, the characteristics of red mud alkali removal and causticization of primary lotion were analyzed and compared. The dealkalization of red mud can remove and recover the  $\text{Na}_2\text{O}$  in the sodium silicon slag of red mud and return it to the production system. The causticization of the first lotion can convert  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  in the mother liquor into  $\text{NaOH}$  and reduce the carbon - alkali content of the system. Dealkalization of red mud and causticization of primary lotion can reduce the alkali consumption of alumina production and save production costs. Taking an alumina plant with a capacity of 100 t/a as an example, the alkali consumption of production can be reduced by 66 ~ 70 kg/t by using red mud alkali removal and causticization of primary washing liquid, and the production cost of alumina can be saved by 85 ~ 134 yuan/t.

**Key words:** alumina; soda recovery; soda removal and recovery from red mud; first washing liquor causticization