

牙买加阿尔帕特氧化铝公司溶出系统升级改造的必要性分析

刁桂朋（酒钢集团牙买加阿尔帕特氧化铝公司，甘肃 嘉峪关 735100）

摘要：因为牙买加阿尔帕特氧化铝公司原溶出系统的工艺技术落后，采用蒸汽直接加热方式，4.38MPa 新蒸汽消耗为 2.26~2.57t/t- Al_2O_3 ，且新蒸汽冷凝水进入工艺系统，导致蒸发车间蒸水压力大，沉降车间洗水减少，影响洗涤效果。溶出能量消耗大，热能回收利用的效率较低，为了改变这一现状，本文进行溶出系统升级改造的必要性分析，把原溶出系统改造成国内成熟的管道化溶出技术，从而达到溶出系统能耗大幅降低的目的，实现节能，降低成本，提高经济效益。

关键词：氧化铝；管道化溶出；汽耗

1 原溶出系统的现状

1.1 原溶出系统工艺流程简图

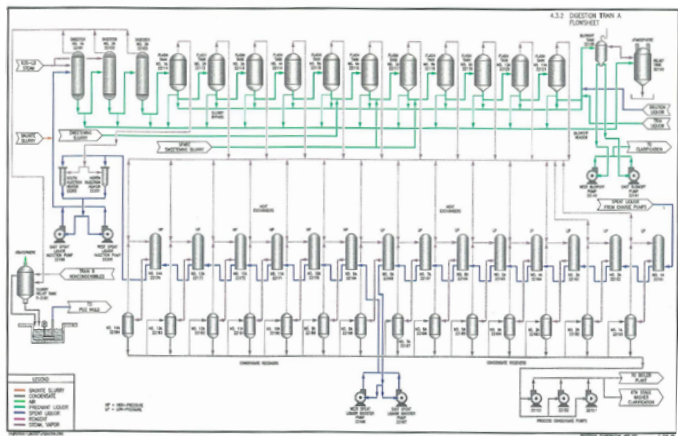


图1 原溶出系统工艺流程简图

1.2 原溶出系统工艺简述

溶出采用“双流法”后加矿溶出工艺。矿浆进入到直接加热的溶出器，通入新蒸汽加热到 238℃，然后进入 3 台停留罐，停留 20min，依次进入 11 级闪蒸器。自蒸发器闪蒸出的二次乏汽，在每一级的间接加热槽中加热上一级送来的循环母液，热母液送至溶出进料，与磨后合格矿浆进行混合。后加矿浆通过离心泵送入溶出工序第 6 级自蒸发器，完成溶出后加矿溶出过程。末级闪蒸出料与赤泥洗液混合稀释后进入稀释槽，在送至澄清工序。

1.3 原溶出系统的控制指标

①溶出温度：238℃；②保温溶出时间：20min；③新蒸汽温度：302.7℃；④相对溶出率： $\geq 90.0\%$ ；⑤新蒸汽冷凝水温度：120.9℃；⑥末级闪蒸出料温度：120.7℃。

1.4 原溶出系统存在的主要问题

在 2017 年 10 月至 2019 年 9 月生产期间，溶出 A、B 线未满足负荷运行，溶出喂料控制系统不稳定、溶出 B 线母液换热列管结垢堵塞、溶出 A 线高温加热段列管破损漏料、闪蒸系统带料严重、影响了列管换热效率和溶出装置的运转率，而且溶出机组所采用的直接加热的溶出工艺增加了溶出汽耗，并稀释了溶出矿浆，让赤泥洗涤的洗水量大幅降低，增加了洗涤次数。据统计 4.38MPa 新蒸汽消耗为 2.26~2.57t/t- Al_2O_3 ，且新蒸汽冷凝水进入工艺系统，导致蒸发车间蒸水压力大，沉降车间洗水减少，影响洗涤效果，外排碱耗高达 200kg/t- Al_2O_3 以上；同时，高品质的新蒸汽冷凝水无法回到电厂，电厂需补充大量新水；双流法导致用于母液加热的列管加热器内加热管破损频繁，影响

溶出连续稳定生产。

2 溶出系统升级改造工艺方案

为了降低能耗，溶出及稀释改造采用先进的大型管道化溶出成套工艺及装备，2 条各为 75 万 t 的单流法 240℃ 全管道化溶出工艺机组替代原有 3 条双流法工艺机组。

2.1 溶出机组温度的确定

牙买加铝土矿为三水铝石和一水软铝石混合型矿石，含三水铝石 63.94%，一水软铝石 5.14%，赤铁矿 16.32%，针铁矿 3.98%，高岭石 4.32%，石英 0.11%，锐钛矿 2.54%，方解石 2.39%。三水铝石和一水软铝石溶出温度有所差异，一般情况下，三水铝石在 145℃ 即可溶出，而一水软铝石需要到 240℃。溶出温度与生产运行成本息息相关，要降低单位产能的成本需要结合项目的实际情况，综合考虑多种因素，确定合适的溶出温度。

由于牙买加铝土矿中含有一水软铝石，则溶出温度的不同（145℃ 和 240℃）会造成工艺参数的差异。根据两种溶出温度进行全厂物料衡算及初步方案的配置，可以估算出全厂主要车间的生产消耗。原溶出采用 4.38MPa 新蒸汽（饱和温度为 255℃）直接加热矿浆至溶出温度 240℃，铝土矿中一水软铝石在 240℃ 都可完全溶出。铝土矿中三水铝石中氧化铝含量 90.5%，145℃ 溶出完成三水铝石的溶出。

基于老厂区 150 万 t 规模，主要对 145℃ 和 240℃ 两种温度溶出做对比。最合适的溶出温度究竟是 240℃ 还是 145℃，下面从运行成本方面通过各区域进行的综合成本比较，可以汇总得到如下总表 1。

表1 年消耗总差值表（按原材料）

名称	单位	240℃	145℃	美元/t	合计（美元/t- Al_2O_3 ）	万美元/a
铝土矿	t/t- Al_2O_3		+0.28	25.00	7.00	1050
石灰	kg/t- Al_2O_3		+4.00	90.00	0.36	54
高压蒸汽	t/t- Al_2O_3	0.22		25.00	-5.53	-829
絮凝剂	kg/t- Al_2O_3		+0.99	3300.00	3.28	492
硫化氢钠	kg/t- Al_2O_3		+0.24	1101.00	0.26	40
低压蒸汽	t/t- Al_2O_3		+0.41	25.00	10.33	1549
液碱	kg/t- Al_2O_3		+12.43	400.00	4.97	746
赤泥处理费	t/t- Al_2O_3		+0.24	2.08	0.50	75
合计					21.56	3177

通过上表可以看出。溶出机组采用 145℃ 低温溶出相比 240℃ 高温溶出，在年运行费用上，145℃ 溶出仅在溶出区域具备优势，在其他区域增加的消耗更多。总体上 145℃ 溶出生产消耗会比 240℃ 溶出多 3177 万美元/a。

若按照工厂运行 30 年来计算，240℃ 溶出累计可节省

10 亿美元以上的运行费用, 采用 240℃溶出工艺, 优势十分明显。

2.2 溶出机组升级改造方案的确定

在确定了溶出机组的溶出温度后, 为了降低能耗, 溶出及稀释升级采用先进的大型管道化溶出成套工艺装备。同时根据铝土矿加工实验报告, 在矿浆进入溶出机组前, 新增矿浆的 5 台预脱硅槽 (其中前 3 台带加热列管), 减少溶出机组套管的结疤, 达到降低高压蒸汽的汽耗量。预脱硅矿浆温度 95~100℃, 固含 400~600g/L, 停留时间为 6~8h, 脱硅效率在 60~80%, 经过预脱硅可提高溶出装置的运转率, 提高溶出液的硅量指数, 保证产品质量。

两条 75 万 t 管道化溶出机组替代原有 3 条双流法溶出机组。平底机械搅拌槽作为溶出后槽。利用溶出来的乏汽和 158℃蒸汽将循环母液储槽来的循环母液从 85℃加热至 105℃, 满足洗矿和球磨机母液温度要求。

2.3 溶出升级改造后的工艺流程简述

原料工序送来的合格矿浆进到首先进到 1# 脱硅槽, 由于每个槽有高度差, 矿浆从 1# 依次溢流到脱硅末槽 (其中原 4 台矿浆槽作为脱硅出料槽和缓冲槽)。其中 1# 及 2# 脱硅槽矿浆有闪蒸槽乏汽进行加热, 原 4 台矿浆槽中的 2 台作为出料槽, 2 台作为缓冲槽。

预脱硅矿浆补充循环母液混合后通过隔膜泵压入套管进行高温高压溶出。其中 1# 与 2# 隔膜泵为一组, 进入对应套管 I 层, 3# 与 4# 隔膜泵为另一组, 进入对应套管 II 层。

预脱硅后的矿浆依次经过预热套管 Ra101-109 预热到 210℃左右, 加热套管 Ra110 加热到 240℃, 再经保温套管 Ra111 保温进行高温高压溶出。

其中加热段套管加热蒸汽来自电厂, 蒸汽加热后的合格冷凝水通过一次水泵在蒸发站与蒸发二次冷凝水进行换热后再送回电厂; 预热套管加热蒸汽来自闪蒸槽的二次汽, 二次汽加热后的冷凝成溶出二次冷凝水。

溶出二次水通过二次水泵送往热水站。溶出后的矿浆经过 10 级闪蒸槽对矿浆进行降温降压, 降温降压后的矿浆通过添加一次洗液稀释和调整后, 通过稀释泵打往稀释后槽, 进行进一步的深度脱硅。进一步的脱硅后的矿浆通过稀释后泵送往沉降分离槽, 进行赤泥分离与洗涤。

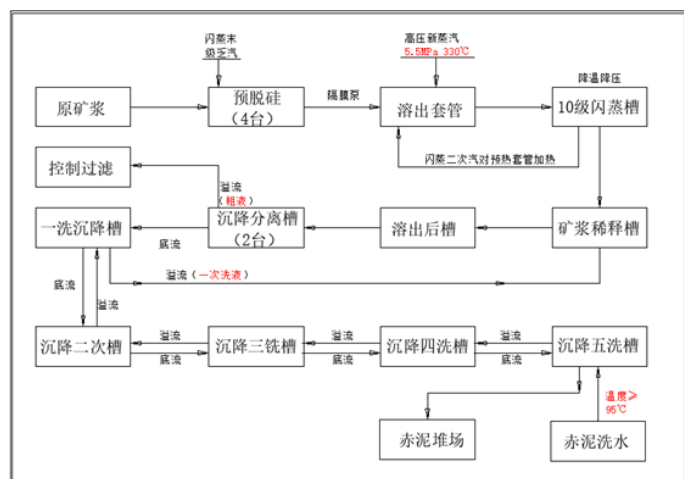


图2 溶出系统的流程简图

2.4 升级改造后溶出及稀释升级后的指标

①溶出温度: 240℃; ②保温溶出时间: 30min; ③新蒸汽压力: 5.5MPa; ④赤泥 A/S: ≤ 1.54; ⑤稀释料浆苛性碱浓度: Na_2O_k 140.84g/L; ⑥稀释料浆温度: 105℃, 最高: 110℃。

2.5 改造前与改升级后溶出系统的经济效益分析

2.5.1 直接加热与间接加热产生的经济效益比较

改造前溶出系统采用蒸汽直接加热方式, 4.38MPa, 300℃, 且新蒸汽冷凝水全部进入工艺系统, 根据 2007 年和 2008 年的技术月报 (见表 1), 溶出 A/B 线的运转率及用汽量为:

表 1

时间	产能 (万 t)	运转率 (%)		用汽量	
		A 线	B 线	A 线	B 线
2007 年	165	99.1	99.9	456097 磅/h (206.89t/h)	458197 磅/h (207.84t/h)
2008 年	165	99.3	98.7	451047 磅/h (204.59t/h)	481729 磅/h (218.51t/h)

(注: 1 磅=0.4536kg)

由表 1 可知, 2007 年和 2008 年溶出线 A/B 线运转率平均为 99.25%; 两条线平均总用汽量为 418.92t/h。按照 2007 年和 2008 年产量为 165 万 t 计算, 产量为 189.78t/h, 则高压蒸汽单耗为:

$$418.92 \div 189.78 = 2.21 \text{ t-汽/t-Al}_2\text{O}_3$$

因此, 改造前溶出 A/B 线的高压蒸汽单耗为 2.21t-汽/t- Al_2O_3 (不包含驱动泵用汽)。

改造后溶出加热方式为间接加热, 同时采用单流法全管道化溶出工艺, 矿浆经九级二次蒸汽预热、一级新蒸汽冷凝水预热至 ~195℃, 大大提高了溶出系统的热利用率。

根据 D 版可研北厂区生产规模为年产 150 万 t 氧化铝。全厂运转率 95%, 氧化铝小时额定产量为 180t/h, 高压蒸汽消耗为 1.554t-汽/t- Al_2O_3 。

因此, 溶出系统在改造后蒸汽单耗比改造前降低为:

$$2.21 - 1.554 = 0.656 \text{ t-汽/t-Al}_2\text{O}_3$$

年减少高压蒸汽用量:

$$1500000 \times 0.656 = 984000 \text{ t}$$

根据高压蒸汽指标为 5.5MPa、310℃, 则 1t 高压蒸汽的热焓值为: 2.934GJ/t。

根据电厂生产供热 1GJ (供热气耗率 29.91Nm³/GJ, 0.282 美元/Nm³) 大约为 8.43 美元计算, 则 1t 高压蒸汽的费用为:

$$2.934 \times 8.43 = 24.73 \text{ 美元/t-蒸汽}$$

所以, 对北厂区两组旧溶出系统改造后一年可节约高压蒸汽费用为:

$$984000 \times 24.73 = 24334320 \text{ 美元/a}$$

节约高压蒸汽能降低吨铝成本 16.22 美元/t- Al_2O_3 。

2.5.2 间接加热方式新蒸汽冷凝水重新利用产生的效益

老厂区改造前的溶出系统, 根据 2007 年、2008 年的技术月报数据, 两条溶出线采用蒸汽直接加热方式, 高压蒸汽消耗平均为 418.92t/h, 也就是说进入工艺系统的水量为 418.92t/h, 高品质的新蒸汽冷凝水不能返回电厂重新利用, 不能闪蒸出低压蒸汽供其他用汽点利 (下转第 229 页)

算的,使得裂缝特征参数曲线的量纲以及数量级存在一定的差异^[1,2]。为了对这些不同的裂缝特征参数曲线进行比较,必须构造出合理的裂缝指标概率函数,该函数应该具有以下4种特征:①函数是连续的;②函数是单调递增的(在值域范围之内);③函数的值域位于0到1之间;④不同的函数没有相关性。一般选用指数函数作为裂缝指标概率函数,公式如下:

$$P(U') = \begin{cases} 1 - e^{-kU'}, & U' \geq 0 \\ 0, & U' < 0 \end{cases} \quad (4)$$

3 实际应用

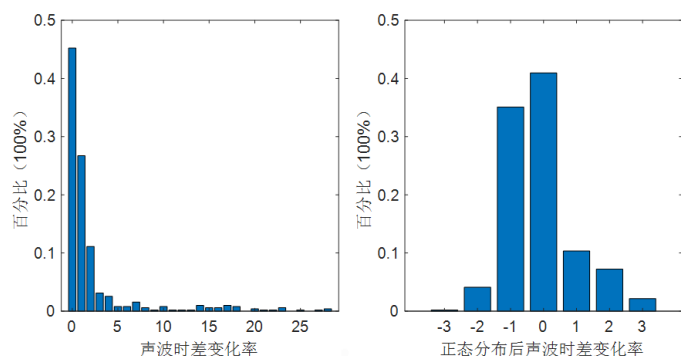


图1 裂缝指标正态变换过程

本文选用东部某油田C工区的实际常规测井资料进行储层目的层段的裂缝识别与预测,选用了曲线变化率的方

法来提取裂缝特征参数曲线,以声波时差为例。图1为裂缝特征参数曲线在正态变换处理前后的数据分布情况,从图中可以看出明显看出,处理之前的声波时差的变化率具有低值较多,而中高值较少的特点,然后利用式(2)并且优选合适的参数,处理之后的声波时差变化率呈正态分布,从而为后续计算裂缝指标概率函数做好了准备工作。(由于本文篇幅有限,仅展示关键部分)。

4 结论

加权概率指数法是对多种常规测井的裂缝指标参数进行综合考虑,相对于单一的常规测井曲线,该方法提高了裂缝识别与预测的精度和准确度。但是,任何裂缝预测方法都会受到人为因素的影响,因此,在实际应用过程中,研究人员应该充分考虑研究区的地质特征、测井资料等信息,从而达到有效识别研究区裂缝的目的。

参考文献:

- [1] 龚佳,秦迎春,王宁,等.综合概率法在白云岩储层裂缝识别中的应用[J].内蒙古石油化工,2011,37(14):148-151.
- [2] 董双波,柯式镇,张红静,等.利用常规测井资料识别裂缝方法研究[J].测井技术,2013,37(04):380-384+388.

作者简介:

郭峰(1988-),男,汉族,辽宁盘锦人,研究生,工程师,主要从事地质综合研究方面的工作。

(上接第227页)用,同时还对溶出矿浆形成冲淡引起沉降系统洗水添加量少而指标变差。

管道化改造后溶出加热方式改为间接加热,两组溶出机组用汽量为279.72t/h,产生的冷凝水经收集后再次进行闪蒸产生10%的低压蒸汽(0.6MPa,158℃)并入全厂的低压蒸汽管网供氧化铝厂蒸发器或其他用汽点使用,然后剩下的高品质的蒸汽冷凝水再返回电厂重新利用。因此:

按高压蒸汽冷凝水10%闪蒸生成的低压蒸汽量为:

$$279 \times 10\% = 27.9 \text{ t/h.}$$

年95%运转率产生的低压蒸汽量为:

$$27.9 \times 365 \times 24 \times 0.95 = 232183.8 \text{ t/a.}$$

按低压蒸汽(热焓2.749GJ/t,供热气耗率29.91Nm³/GJ,0.282美元/Nm³)23.18美元/t-汽计算,年节约低压蒸汽费用为:

$$232183.8 \times 23.18 = 5382020 \text{ 美元/a.}$$

同时,返回电厂的新蒸汽冷凝水为:

$$279 - 27.9 = 251.1 \text{ t/h.}$$

按除盐水的销售价格为4.29美元/m³计,电厂减少除盐水制水费用为:

$$251.1 \times 365 \times 24 \times 0.95 \times 4.29 = 8964616 \text{ 美元/a.}$$

因此,溶出系统改造可节省生产成本费用:

$$24334320 + 5382020 + 8964616 = 38680956 \text{ 美元/a.}$$

2.5.3 沉降系统及赤泥压滤改造后外排量减少效益分析
改造前外排赤泥附碱量19.5kgNa₂O/t-干赤泥,改造后

外排5kg-Na₂O/t-干赤泥,每吨干赤泥减少排量:

$$19.5 \text{ kgNa}_2\text{O/t} - 5 \text{ kgNa}_2\text{O/t} = 14.5 \text{ kgNa}_2\text{O/t.}$$

原系统吨铝产生干赤泥外排量:

$$0.99 \text{ t/t-Al}_2\text{O}_3.$$

吨铝赤泥附碱减排:

$$14.5 \text{ kgNa}_2\text{O/t} \times 0.99 = 14.355 \text{ kg/t-Al}_2\text{O}_3.$$

按150万t/a产量计算减排碱:

$$1500000 \times 0.01435 \text{ t/t-Al}_2\text{O}_3 = 21525 \text{ t-Na}_2\text{O/a.}$$

按牙买加2010年-2020年10年的液碱平均价格为357.95美元/t计,年节约费用为:

$$21525 \times 357.95 = 7704873.75 \text{ 美元/a.}$$

以上改造前后的经济效益对比得出,在经济效益方面效果明显,同时在赤泥外排量液碱降低的情况下,对赤泥湖周边环境的保护起到积极的作用。

3 结论总结

经过溶出系统改造前后的全方位对比分析,项目选取的溶出系统工艺成熟可靠、装备先进、技术路线清晰、工艺流程和设备选型合理,实施后工厂技术装备与自动化控制水平显著提高,工艺技术参数优化改善,工厂技术装备与自动化控制水平显著提高,工艺技术参数优化改善,节能效果明显,经济效益显著。

参考文献:

- [1] 毕诗文.氧化铝生产工艺[M].北京:化学工业出版社,2006.